

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université M'Hamed Bougara de Boumerdes

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département : Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

MÉMOIRE DE FIN D'ÉTUDES

En Vue de L'Obtention de

Diplôme Master

En : **Génie des procédés**

OPTION : Raffinage

THÈME :

Optimisation et vérification des paramètres de fonctionnement
des sécheurs à gaz du complexe de traitement de gaz
d'ALRAR.

Jury:

Mr. MIMOUN.H

MAA

Examineur

Me. BEA.A

MAA

Examineur

Mr. BOULEMERI.A

MAA

Examineur

Présenté par :

MOUHOUS Fariza

Encadré par :

Dr.H.MIMOUN

BOUMERDÈS 2016

A mes très chers parents

Pour tout l'amour dont vous m'avez entouré, pour tout ce que vous avez fait pour moi. Je ferai de mon mieux pour rester un sujet de fierté à vos yeux. Je vous dois ce que je suis aujourd'hui grâce à votre patience et vos innombrables sacrifices. Que dieu, le tout puissant, vous préserve et vous procure santé et longue vie afin que je puisse à mon tour vous combler.

A la mémoire de mon précieux frère AHMED qui n'a pas cessé de croire en ma réussite, Que dieu le préserve dans son vaste paradis

A mon cher oncle Madjid et ma tante Nora, que je considère comme mes deuxième parents, pour leur soutien, compréhensions, affections et leur encouragements. Qu'ils trouvent ici l'expression de tout mon respect et ma gratitude.

A mes chers frères et sœurs, mon oncle et ma très chère tante Aziza sans oublier sa charmante famille Larbi. Je vous dédie ce travail en vous souhaitant un avenir radieux, plein de bonheur et de succès.

A mes très chers ami(e)s nombreux à citer ici

A toutes mes merveilleuses amies que j'ai eu la chance de rencontrer : Hinda, Ikram, Lynda, Naima, Saïda, Zahia, Fairouz et Sonia ... ; En témoignage de l'amitié, sincère, qui nous a liée et des bons moments passés ensemble ; En souvenir de nos éclats de rire, de tout ce qu'on a vécu ensemble, J'espère de tout mon cœur que notre amitié durera éternellement.

A tous les membres du groupe MARA11, et à tous mes camarades de la promotion 2011

Enfin, à tous ceux qui ne sont pas cités, mais que je n'ai pas oublié.

Fariza

Remerciements

En premier lieu, je tiens à remercier DIEU mon créateur, pour m'avoir donné la force d'accomplir ce travail.

Je saisis l'occasion pour remercier tous les enseignants du département Génie des procédés chimiques et pharmaceutiques pour leurs soutiens et formation.

*J'adresse mes vifs remerciements à mon encadreur **M. MIMOUN**, pour sa compréhension, sa patience et ses précieuses remarques.*

Je remercie également les membres du jury qui me feront l'honneur de juger ce modeste travail.

*Je tiens à remercier très chaleureusement Le chef de secteur **M. MOKHTARI M.C**, à qui j'exprime ma profonde reconnaissance pour son partage, sa compétence, son savoir-faire et son génie associée à son soutien et sa gentillesse, ce qui a été un enrichissement non seulement sur le plan technique, mais aussi sur le plan personnel.*

*Je voudrai exprimer ma gratitude à **M. ZELLAGUI**, Chef de division exploitation et à tous les responsables de la division, **M. BOUSSAID Rachid**, **M. GHOULEF**, **M. ZEMRA**, **M. HADJI** ainsi que tous le personnel du complexe d'Alrar qui m'ont aidés, conseillés et guidés afin de finaliser ce présent travail dans de bonnes conditions.*

Enfin, je ne saurai oublier d'assurer ma gratitude à tous ceux, trop nombreux pour être cités ici, qui m'ont apporté leur assistance lors des différentes étapes de ce travail.

Merci à tous

SOMMAIRE :

LISTE DE TABLEAUX ET FIGURES

INTRODUCTION :	(1)
CHAPITRE I : PRESENTATION DU COMPLEXE D'ALRAR	
I.1. Présentation de la région STAH :	(2)
I.1.1. Situation :	(2)
I.1.2. Les champs de la région :.....	(3)
I.1.3. Le Champ de STAH :.....	(3)
I.1.4. Le Champ de MEREKSEN :.....	(3)
I.1.5. Le Champ d 'ALRAR :	(3)
I.2. Description du complexe gazier d'ALRAR :	(4)
Introduction :.....	(4)
I.2.1. Description du complexe gazier d'ALRAR :.....	(5)
I.3. Matière Première :	(6)
I.3.1. Puits Producteurs :.....	(6)
I.3.2. Composition du gaz d'alimentation :.....	(6)
CHAPITRE II : GENERALITES SUR LES GAZ	
Introduction :	(8)
II.1. Les sources du gaz naturel :	(8)
II.2. Les différents types de gaz naturel :	(9)
II.3. Caractéristiques de base des gaz naturels :	(9)
II.4. Le gaz de pétrole liquéfié GPL :	(11)
II.4.1. Les sources du GPL :.....	(12)
II.4.2. Caractéristiques du GPL :	(12)
II.4.3. Utilisation du GPL :	(12)
II.5. Le condensât :	(14)
II.5.1. Définition :.....	(14)
II.5.2. Caractéristiques du condensât :.....	(14)
II.5.3. Domaines d'utilisation du Condensât :.....	(15)
II .6 . Techniques de traitement de gaz :	(16)
Introduction :.....	(16)
II.6.1. Les procédés de traitement de gaz :.....	(16)
A. procédé PRICHARD :.....	(16)
B. procédé HUDSON :.....	(17)
C. Procédés mixtes :.....	(17)
CHAPITRE III : PRINCIPE DE DESHYDRATATION	
III.1. Généralité sur la déshydratation :	(18)
Introduction :	(18)

SOMMAIRE :

III.1.1. Les hydrates :.....	(18)
III.1.2. Phénomène de formation d'hydrates :.....	(18)
III.1.3. Types d'hydrates :.....	(19)
III.1.4. Facteurs favorisant la formation d'hydrates :.....	(19)
III.1.5. Prévention contre la formation d'hydrates :.....	(20)
III.1.6. Les risques associés à la formation des hydrates :.....	(20)
III.1.7. Déshydratation du gaz à condensât :.....	(21)
III.1.8. Déshydratation du gaz à un point de rosée plus faible en éliminant le maximum d'eau :.....	(21)
III.2. Généralité sur l'adsorption :.....	(22)
III.2.1. définition :.....	(22)
III.2.2. Application de l'adsorption au séchage du gaz naturel :.....	(23)
III.2.3. Les avantages et les inconvénients des procédés d'adsorption :.....	(23)
III.2.4. Les adsorbants utilisés industriellement :.....	(23)
III.3. Tamis moléculaires :.....	(25)
III.3.1. Définition :.....	(25)
III.3.2. Composition chimique des tamis moléculaires :.....	(28)
III.3.3. Caractéristiques générales des tamis moléculaires :.....	(28)
III.3.4. Propriétés des adsorbants :.....	(30)
III.3.5. Influence de quelques paramètres sur une unité d'adsorption :.....	(30)
III.4. Généralité sur la désorption :.....	(33)
III.4.1. définition :.....	(33)
III.4.2. Procédé de régénération :.....	(33)
III.4.3. Les différentes méthodes pour effectuer la régénération :.....	(34)
III.4.4. Cycle d'adsorption module en température (AMT) :.....	(34)
 CHAPITRE IV- DESCRIPTION DU PROCEDE	
IV .1. Aperçu général sur le procédé de traitement de gaz 'Alrar :.....	(36)
IV.1.1. Section de séparation à l'entrée des trains :.....	(36)
IV.1.2. Section de déshydratation du gaz d'alimentation et préparation d'un sécheur :.....	(37)
IV.1. 3. Section de refroidissement et de détente du gaz :.....	(38)
IV.1. 4. Section de déshydratation des liquides :.....	(39)
IV.1. 5. Section fractionnement :.....	(40)
IV.1. 6. Section de compression du gaz résiduel :.....	(41)
IV.1. 7. La boucle de réfrigération propane :.....	(42)
IV.1. 8. Système d'huile chaude :.....	(43)
IV.1. 9. Circuit de reinjection (zone 15) :.....	(44)
IV.1.10. Récupération du condensât et compression du gaz de STA/MEREKSEN :.....	(45)
IV.1.11. Les utilités :.....	(46)
IV .12. Stockage et Expédition :.....	(47)

SOMMAIRE :

CHAPITRE V : DESCRIPTION D'UNE COLONNE D'ADSORPTION

V.1. Description d'une colonne d'adsorption :	(50)
V.1.1.Rôle des billes céramiques de la partie basse du sécheur :.....	(50)
V.1.2.Rôle des billes céramique de la partie haute de sécheur :.....	(51)
V.2. schéma de déshydrateur :	(51)

PROBLEMATIQUE :	(52)
------------------------------	------

CHAPITRE VI : PARTIE CALCUL

VI.1. Objectif de l'étude:	(53)
VI.2. PROCEDE D'EVALUATION :	(53)
VI.3. ACQUISITION DES DONNEES :	(54)
VI.4. Calcul de vérification du design :	(55)
VI.4.1 détermination de la température de formation des hydrates :.....	(55)
a. Calcul de la densité relative :.....	(56)
VI.4.2. dimensionnement des sécheurs V121 A/B:.....	(58)
a. Calcul du diamètre de lit :.....	(58)
a.1. Calcul du coefficient de compressibilité Z :.....	(58)
a.2. Calcul de la masse volumique du gaz :.....	(59)
a.3. Calcul de la vitesse superficielle admise du gaz V_g :.....	(60)
a.4.calcul de la vitesse massique du gaz :.....	(60)
a.5. Calcul de la vitesse superficielle réelle (estimée) du gaz V_g :.....	(60)
b. Calcul de la hauteur du lit:.....	(61)
b.1. La hauteur de la ZTM:.....	(61)
b.2. Calcul du flux d'adsorption q :.....	(62)
b.3. La hauteur de la zone d'équilibre :.....	(63)
c. Calcul de la masse des tamis:.....	(64)
d. Calcule de l'épaisseur de la tôle:.....	(64)
e. Calcul du temps de service:.....	(65)
f. Calcul du temps de rupture :.....	(65)
g. Calcul des pertes de charge :.....	(65)
h. Calcul du débit de gaz de régénération :.....	(71)
VI.5. Calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles :	(81)
VI.5.1. Le suivi du train II durant le mois de Février :	(81)
VI.5.2. Calcul du débit d'entrée train :	(82)
VI.5.3 La température de formation des hydrates :	(82)
a. Calcul de la densité relative :.....	(82)
VI.5.4. Dimensionnement des sécheurs :	(83)
a. Calcule du diamètre :.....	(83)
b. Calcule de l'épaisseur de la tôle :.....	(85)
c. Calcule du temps de service :.....	(85)

SOMMAIRE :

d. Calcul de la hauteur du lit :.....	(86)
e. Calcul de la masse des tamis :.....	(87)
f. Calcul du temps de rupture :.....	(88)
g. Calcul des pertes de charge :.....	(88)
h. Calcul du débit de gaz de régénération :.....	(90)
VI.6. Comparaison entre les résultats obtenus (actuels) et du design :.....	(94)
VI.7. Analyse des résultats obtenus après calcul :.....	(95)
CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS :.....	(97)
BIBLIOGRAPHIE :.....	(98)
ANNEXE	
GLOSSAIRE	
Liste des abréviations	
Liste des conversions	
RESUME	

LISTE DES FIGURES

Figure I-1 : Situation géographique de la Direction Régionale STAH (site de stage)

Figure I-2 : Les champs à hydrocarbures prospectés dans la région de STAH

Figure III-1 : Structures des hydrates

Figure III-2 : Conditions de formation des hydrates

Figure III-3 : Bouchage des canalisations par les hydrates

Figure III-4 : Méthodes de déshydratation du gaz naturel

Figure III-5 : Tamis moléculaire sous ses différentes formes

Figure III-6 : Photo de tamis moléculaire et les billes en céramique

Figure III-7 : Tamis moléculaires et type de zéolithe utilisée

Figure III-8 : Evolution de la ZTM au cours de l'adsorption

Figure III-9 : Evolution de la concentration de l'adsorbat au cours de l'hauteur

Figure III-10 : Représentation d'une courbe de perçage

Figure III-11 : Evolution de la Z T M au cours du temps de régénération

Figure III-12 : Profils de température du gaz durant la régénération

Figure IV-1. Schéma synoptique du procédé de séparation a l'entrée du train

Figure IV-2. Déshydratation du gaz d'alimentation et préparation d'un sécheur

Figure IV-3. Section de refroidissement et de détente du gaz

Figure IV-4. La section débutaniseur (colonne de stabilisation du condensat)

Figure IV-5. Stockage et expédition du GPL

Figure IV-6. Stockage du condensat

Figure IV-7. Stockage du Propane et Butane

Figure V-1 : Schéma du déshydrateur

Figure VI-1 : le diagramme de Baillie-Wichert

Figure VI-2 : Evolution de la température de lit en fonction de temps de régénération

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I-1 : Composition du gaz d'alimentation.

Tableau III-1 : Caractéristiques générales de l'alumine activée.

Tableau III-2 : Caractéristiques générales du Gel de silice.

Tableau III-3 : Caractéristiques générales du Charbon actif.

Tableau III-4 : Composition chimique du tamis UOP UI 94.

Tableau III-5 : Caractéristiques générales des tamis moléculaires.

Tableau III-6 : Propriétés des adsorbants.

Tableau IV-1. Niveaux de température du réfrigérant pour le train 4

Tableau VI-1 : La composition du gaz à l'entrée sécheur.

Tableau VI-2 : Composition du gaz et leurs propriétés critiques.

Tableau VI-3 : le suivi de train II durant le mois de février.

Tableau VI-4 : La composition du gaz à l'entrée sécheur.

Tableau VI-5 : Composition du gaz et leurs propriétés critiques.

Tableau VI-6 : Comparaison entre les résultats obtenus (actuels) et du design.

Tableau VI-7 : Résultat de calcul à une température de 24 [°C].



Introduction
générale

INTRODUCTION

Devant la conjoncture économique actuelle des prix du pétrole et la nouvelle réglementation concernant les émissions de gaz à effet de serre, le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant grâce à son abondance ainsi qu'aux avantages qu'il présente sur le plan environnemental. Cela le positionne, donc, comme une source d'énergie alternative et relativement propre et favorise son utilisation, notamment, dans des secteurs à forte valeur ajoutée tels que l'industrie de précision, la pétrochimie et la production d'électricité. [14]

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer au moins partiellement certains des constituants présents à la sortie des puits de forage tels que l'eau, les gaz acides et les hydrocarbures lourds pour amener ce gaz à des spécifications requises de transport et de commercialisation. L'exploitation du gaz brut, s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations par des dépôts de cristaux considérés comme étant de la glace constitués par des hydrates de gaz naturel. Pour cela La recherche d'une optimisation technico-économique nécessite une amélioration des connaissances dans ce domaine.

Le complexe d'Alrar, est composé de quatre trains parallèles et identiques. Chaque train est doté de deux sécheurs à gaz comportant un tamis moléculaire de type (4 Å) afin de déshydrater le gaz avant son traitement dans les sections froides, et éviter ainsi le givrage qui, malheureusement, est fréquent au niveau de la batterie d'échangeurs, de l'échangeur à plaques ainsi qu'au niveau de déethaniseur suite à la présence d'eau dans ces sections. [8]

De ce fait, l'objectif tracé par cette étude est d'optimiser les paramètres de fonctionnement des sécheurs à gaz « V121 A/B » au niveau du complexe d'Alrar, et ce afin d'atteindre une efficacité élevée et une exploitation meilleure du site, voir, réduire la teneur en eau dans le gaz jusqu'à (1 ppm) a la sortie des sécheurs.

Cette étude est organisée autour deux parties essentielles : une partie théorique, consacrée à la présentation de la région de STAH, des généralités sur le gaz naturel, la théorie d'adsorption et de désorption et enfin la technique de déshydratation. La deuxième partie, quand à elle, illustre les calculs réalisés sur le dimensionnement du sécheur à gaz (V121) suivie par une comparaison entre le cas de fonctionnement actuel du site et son cas design.

Finalement, une conclusion générale et des recommandations seront proposées à la fin de ce travail.



Chapitre I

**Présentation du complexe
d'ALRAR**

I.1.Présentation de la direction régionale Stah : [8]

I.1.1. Situation géographique :

Située à 1700km au Sud-Est d'Alger et à 400km au Nord-Nord-Ouest d'Illizi (chef lieu de wilaya) dont elle relève administrativement.

Limitée au nord et à l'est par la frontière Algéro-Libyenne (à 30km), à l'ouest par la route nationale d'In-Amenas et Deb Deb et au sud par la région d'In- Amenas.

La Direction Régionale de Stah a été créée en 1976, suite à la décentralisation de l'ancien district d'In Amenas. Elle est constituée des champs pétroliers de Stah et Merksen et du gisement de gaz d'Alrar et de l'anneau d'huile du CTH.

La région de Stah exploite près de 220 puits:

- ✓ Puits à gaz (Alrar) 105
- ✓ Puits à huile (Stah) 74
- ✓ Puits à huile (Merksen) 33
- ✓ Champs périphérique : 8 puits (Daïa-Zaret, Timissit, Ain- Antar, Ouan-Essar)

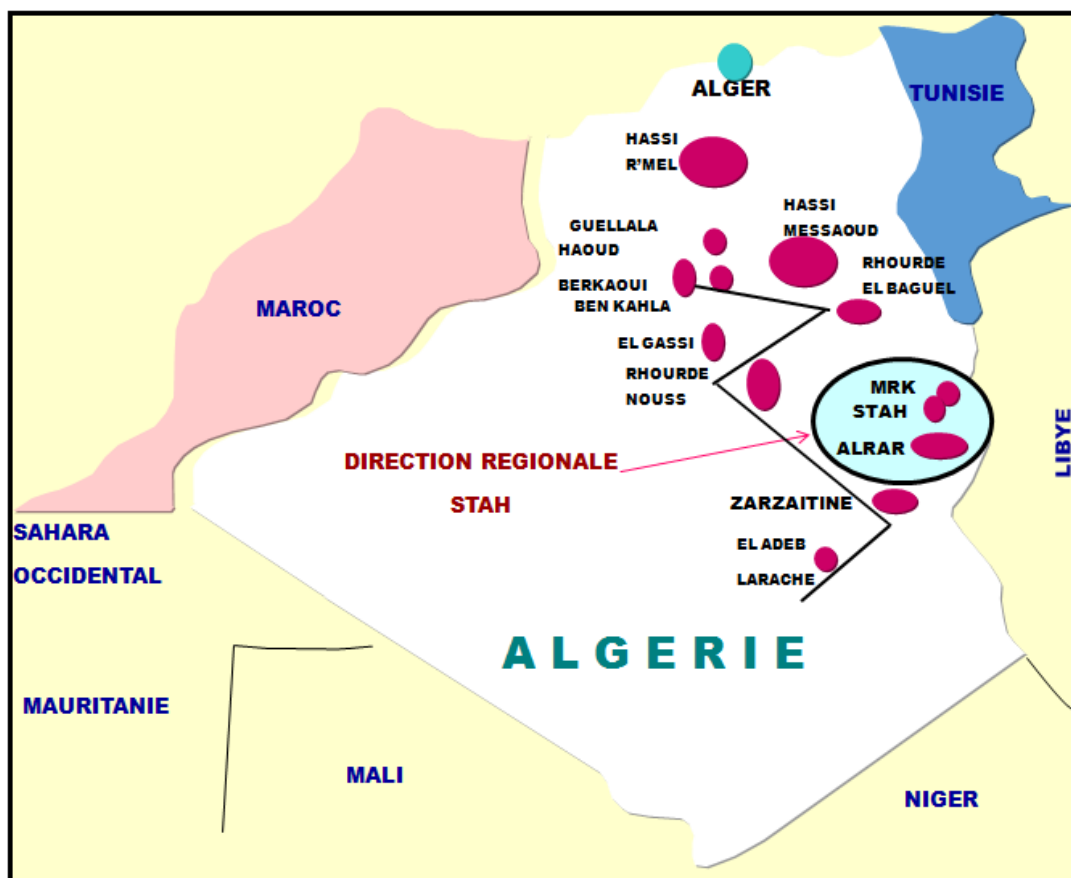


Figure I-1 : Situation géographique de la Direction Régionale STAH (site de stage) : le périmètre encadré sur la carte indique l'étendue de la direction régionale STAH, elle est constituée principalement des champs d'huile de STAH et de MERKSEN et des gisements de gaz d'ALRAR.

I.1.2. Les champs à hydrocarbures de la région :

La Région De Stah Comprend trois (03) Champs principaux :

- 1) Champ de Stah (huile)
- 2) Champ de Mereksen (huile)
- 3) Champ d'Alrar (gaz à condensât)
- 4) Une unité incluse dans le Champ d'Alrar appelée CTH (huile).

I.1.3. Le Champ de STAH :

Le champ de Stah, d'une superficie globale de 100 km², est situé à 110 km au Nord d'In Amenas. Le gisement a été découvert en septembre 1971, et mis en production en juin 1975.

I.1.4. Le Champ de MEREKSEN :

Le champ de Mereksen est situé à 130 km au Nord d'In Amenas et d'une superficie globale de 30 km². Le gisement a été découvert en avril 1974, et mis en production le 18 mars 1975 et le maintien de pression a débuté en mai 1978, il est assuré par une injection d'eau.

I.1.5. Le Champ d 'ALRAR :

Les détails concernant ce champ seront donnés dans la deuxième partie de ce chapitre

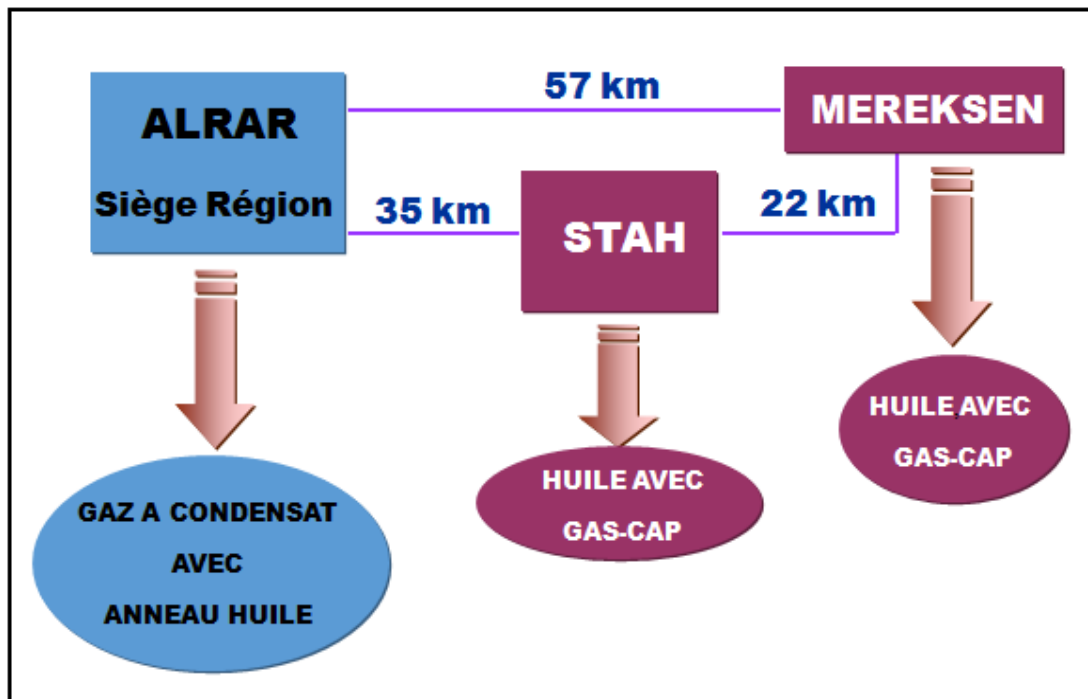


Figure I-2 : Les champs à hydrocarbures prospectés dans la région de STAH :
 La région possède trois champs principaux: le champ de Stah essentiellement à huile, le champ de Merksen et d'Alrar essentiellement à gaz.

I.2. Description de complexe gazier d'ALRAR :

Introduction :

Le champ d'**Alrar** a été découvert en Août 1961, il est situé dans le bassin d'**ILLIZI** proche de la frontière **Algéro-Libyenne**. Il se trouve à environ 120km au nord d'In Amenas, à 1800 Km au sud d'**Alger**, à 800 km au Sud Est d'**OUARGLA**, à 400 km au Nord- Est d' **IL-LIZI** et à 40 Km au nord du champ pétrolier de **Zarzaitine**. Il s'étend sur une superficie de 900 km² et se caractérise par d'importantes accumulations en gaz de condensât.

Le nombre de puits en service sur ce champ, est de 63 puits dont :

- ✓ 35 puits producteurs de gaz
- ✓ 21 puits injecteurs de gaz
- ✓ 05 puits producteurs d'huile
- ✓ 02 puits producteurs d'eau

➤ 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.

➤ Capacité des installations :

Les installations de traitement de gaz d'**Alrar** sont conçues pour traiter **24.8 millions Sm³/jour** de gaz d'alimentation dans quatre trains parallèles. La capacité de chaque train est de **6.2 millions Sm³/jour**. L'objectif de ces installations est 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** expédiée vers **Ohanet**, et celle du GPL est de **2500 tonnes** expédiée 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**.

I.2.1. Description du complexe gazier d'ALRAR

Le démarrage de la production du complexe gazier d'Alrar, pour le traitement et le recyclage de gaz naturel a débuté en 1984. Il se compose de :

➤ **Quatre trains de traitement de gaz :**

La capacité de chaque train est de 6.2 MSm³ par jour.

➤ **Une zone de réinjection**

Composée de trois groupes de compresseurs dans laquelle le gaz est comprimé à 300 Bar puis réinjecter dans les puits afin d'augmenter la production en condensât.

➤ **Une zone de stockage :** Composée de :

- 03 sphères de 3978m³ pour le GPL on spec.
- 01 sphère de 949m³ pour le GPL off spec.
- 03 bacs de 7276 m³ pour le condensât on spec.
- 01 bac de 7994 m³ pou le condensât off spec.
- 02 cigares de 75 m³/u pour le butane.
- 02 cigares de 75 m³/u pour le propane.

➤ **Deux centrales électriques (ECIA et THOMASSEN)**

Elles couvrent les besoins de la région en énergie électrique par trois turbo alternateurs qui délivrent une puissance de 18MW chacun.

➤ **Une centrale sécurité :**

Elle dispose en permanence d'une équipe d'intervention et des moyens nécessaires pour veiller sur la sécurité du personnel et des installations de l'usine.

➤ **Une salle de contrôle :**

Elle est équipée de quatre tableaux synoptiques et d'un DCS qui donnent aux opérateurs l'état du procédé à temps réel et la possibilité de prendre son contrôle.

➤ **Un laboratoire :**

Dans lequel se fait le contrôle de la qualité de production, l'analyse des huiles de lubrification des compresseurs et des turbines et le suivi de la corrosion par la chromatographie gazeuse.

➤ **Un bloc administratif :**

Composé par plusieurs bureaux qui font la gestion administrative de la région.

➤ **Les ateliers :**

Chaque service de la division maintenance a un atelier où se fait l'entretien et la réparation des équipements appropriés au service.

I.3.Matière Première :

Les installations de traitement de gaz d'**Alrar** sont alimentées par:

- ✓ 22 puits producteurs d'Alrar Est.
- ✓ 13 puits producteurs d'Alrar Ouest.
- ✓ Les liquides récupérés des gaz de Stah/Mereksen.

Le gaz brut en provenance des puits producteurs est collecté totalement au manifold de production. Une partie alimente le train 04 (6.2 millions de M³/jour); l'autre partie est envoyée au diffuseur d'entrée V-403 pour alimenter les autres trains.

I.3.1. Puits Producteurs

La pression au niveau de la tête du puits est de 135.5 bars effectifs. Chaque puits comporte l'équipement suivant:

- Vanne d'arrêt XV-801 à chaque tête de puits.
- Indicateurs de pression et de température en amont et en aval de la dusse de production HCV-803.
- Un indicateur/totalisateur de débit pour contrôler la production ; FI-802.
- Une vanne à dusse HCV-804 pour mise à l'atmosphère des gaz produits à partir du puits.
- Une vanne de détente PSV-801 pour protéger le réseau collecteur contre la surpression.
- Une pompe d'injection de produits chimiques en tête de puits, P-801, pour la fourniture de 0.0007 m³/H d'inhibiteur de corrosion au gaz de la tête de puits en amont de HCV-803.
- Un ballon de stockage de produits chimiques (V-801) pour le stockage d'un mètre cube d'inhibiteur de corrosion à la pression atmosphérique.

I.3.2. Composition du gaz d'alimentation :

Les éléments composant le gaz d'alimentation sont multiples (**Tableau I-1**). Parmi ces éléments on cite les hydrocarbures qui forment les différentes fractions de ce gaz, de l'azote N₂, notamment de l'eau et des acides : dioxyde de carbone et hydrogène sulfuré. la composition de ce gaz est utilisée pour l'étude de vaporisation, elle sert aussi à calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et la température et à définir les conditions de son

traitement lors de son exploitation. Elle est déterminée par la méthode de la chromatographie en phase gazeuse.

Composition	Gaz d'alimentation	Liquides de STAII/MEREKSEN
N ₂	0,32	0,02
CO ₂	4,39	0,81
C ₁	75,37	15,14
C ₂	9,23	16,63
C ₃	4,25	26,86
iC ₄	0,81	5,63
nC ₄	1,45	18,19
iC ₅	0,58	5,23
nC ₅	0,51	6,03
C ₆	0,76	3,43
C ₇	0,56	1,45
C ₈	0,51	0,46
C ₉	0,38	0,11
C ₁₀	0,28	0,01
C ₁₁	0,18	-
C ₁₂ ⁺	0,42	-

Tableau I-1 : Composition du gaz d'alimentation : cite les fractions molaires correspondantes à chaque constituant de la charge, dans le but de poursuivre l'étude de traitement, issu par la chromatographie en phase gazeuse.



Chapitre II

Généralités sur le gaz

Introduction : [7]

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

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille ou le charbon que l'on extrait des gisements. C'est un mélange dont le constituant principal est le méthane (CH_4) avec des teneurs allant de **75 %** à **95 %**. Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone qui constituent l'une des formes les plus courantes des hydrocarbures.

II.1. Les sources du gaz naturel : [2]

Le gaz naturel peut être seul ou associé à du pétrole brut. Il est 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".

Selon ses constituants, 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 s'accumulent dans le sédiment. Le gaz formé est appelé, donc, gaz bactérien ou organique.

➤ Gaz inorganique :

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

➤ Gaz thermique :

Au cours de l'évolution des roches sédimentaires, les sédiments 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.

II.2. Les différents types de gaz naturel :

Le gaz naturel peut exister à l'état liquide ou gazeux selon les conditions de pression et température qui règnent dans leurs gîtes naturels ou dans les installations de production par lesquelles il transite.

On distingue plusieurs types :

- **Gaz sec** : Un gaz sec ne produit de liquides ni dans les conditions de surface ni dans le réservoir, et le gaz est concentré en méthane.
- **Gaz humide** : Un gaz est dit humide s'il est associé à une production de liquides dans les conditions ambiantes de surface sans donner lieu à une condensation rétrograde dans le réservoir, et le gaz est moins concentré en méthane.
- **Gaz a condensât** : Si la température du réservoir est comprise entre la température critique du mélange et la température maximum d'équilibre des deux phases, et si la pression du réservoir est supérieure ou égale à la pression de saturation à la température d'équilibre alors une phase condensée riche en constituants lourds se forme dans le gisement, c'est le gaz a condensat.
- **Gaz associé** : C'est un gaz de couverture qui contexte avec la phase d'huile dans un gisement de pétrole.

II. 3. Caractéristiques de base des gaz naturels :

Le gaz naturel est incolore, inodore, insipide, sans forme particulière et plus léger que l'air. Pour des raisons de sécurité, un parfum chimique (le mercaptan) lui donne une odeur spécifique, et souvent ajouté afin de permettre de détecter une fuite de gaz éventuelle.

Le gaz naturel n'est ni corrosif, ni toxique, sa température de combustion est élevée et il possède un intervalle restreint d'inflammabilité, ce qui fait de lui un combustible fossile sûr comparé à d'autres sources d'énergie. En outre, en raison de sa densité (0,60), qui est inférieur à celle de l'air, le gaz naturel a tendance à s'élever, et peut par conséquent disparaître facilement du site où il se trouve par n'importe quelle fissure. Le gaz naturel ne brûle dans l'air que pour des concentrations allant de 5% à 15%.

A la pression atmosphérique, si le gaz naturel est refroidi à une température de « -161°C » environ, il se condense sous la forme d'un liquide appelé le gaz naturel liquéfié (GNL).

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

➤ **Densité :**

Pour un gaz donné, elle est définie comme étant le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions déterminées de température et de pression. La densité des gaz naturels est couramment mesurée par des balances. Ces balances, comparant à la même température la poussée d'Archimède, sur un flotteur, de l'air et du gaz à étudier. Elle peut être également obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$\text{Densité du gaz} = \text{Masse Moléculaire du gaz} / 28.966$$

28.966 : est la masse moléculaire de l'air.

➤ **Pouvoir calorifique (PC) :**

Il représente la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète d'une quantité unitaire du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Pour un gaz le pouvoir calorifique s'exprime en joules par mètre cube (J/m^3). Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique : pouvoir calorifique supérieur (PCS) et inférieur (PCI).

- ✓ **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.
- ✓ **PCI** : correspond à une réaction de combustion dans laquelle l'eau resterait à l'état de vapeur.

Le **PCS** diffère du **PCI** d'une quantité qui est égale à la chaleur latente de vaporisation de l'eau. Le pouvoir calorifique d'un gaz peut être mesuré par combustion dans un calorimètre. On peut aussi le déterminer indirectement en connaissant sa composition chimique.

➤ **Composition chimique :**

Elle indique la nature des composés hydrocarbures et autres constituants de gaz et leur importance relative dans le mélange. La composition chimique est utilisée pour l'étude de vaporisation, elle sert aussi à calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de son exploitation. Elle est déterminée par la méthode de chromatographie en phase gazeuse.

➤ **La masse volumique (kg / m³) :**

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en Kg / m³, elle est fonction de la température et de la pression, en d'hors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards :

- Condition normale : T = 0 °C, P = 1atm.
- Condition standard : T = 15 °C, P = 1atm.

➤ **Le point de rosée :**

a) Point de rosée « hydrocarbures » :

Dans certaines conditions de pression et de température, un gaz commence à se liquéfier. Des gouttelettes constituées par les hydrocarbures les plus lourds commencent à apparaître. On appelle **point de rosée hydrocarbures** à une pression donnée, la température à laquelle apparaissent les premières gouttelettes du liquide.

b) Point de rosée « eau » :

Lorsqu'un gaz se refroidit, le point de rosée « eau », sous une pression donnée, est la température à laquelle commence la condensation de l'eau ou plus généralement, celle correspondant à l'apparition d'une seconde phase (eau liquide, glace, hydrates).

II.4. Le gaz de pétrole liquéfié GPL :

Le GPL est un mélange gazeux composé essentiellement du butane et du propane, facilement liquéfiables à la température ambiante sous une faible pression (4-18 atm), cette particularité permet de stocker une importante quantité d'énergie dans un volume réduit, ainsi de le transporter plus facilement que les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées pour pouvoir être liquéfiés à la température ambiante.

Les GPL raffinés sont en général presque inodore et extrêmement inflammable, étant donné leur grande volatilité. Ils peuvent donner, au contact de l'air, des mélanges explosifs. Pour mieux les reconnaître ou détecter d'éventuelles fuites, on leur donne une odeur particulière au moyen de substances appropriées (mercaptans).

Les GPL ne sont pas vraiment toxiques : ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant, s'ils sont inhalés longuement et peuvent provoquer des migraines et des maux d'estomac.

Le GPL est facile à commercialiser dans des bouteilles en acier et se gazéifie au moment de son utilisation. Lorsqu'il se répand sous sa forme liquide, hors d'un container sous pression il s'évapore en produisant du froid. Au contact de la peau, ce froid provoque des brûlures caractéristiques appelées « brûlures froides ».

II.4.1. Sources du GPL :

Le GPL est extrait à partir de diverses sources qui peuvent être :

- Le pétrole brut après raffinage comme sous-produit.
- La récupération à partir des champs gaziers.
- La récupération à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel (GNL).

II.4.2. Caractéristiques du GPL :

a) Tension de vapeur :

Soumise à des températures supérieures à leurs points d'ébullition, le propane et le butane ne peuvent être amenés à l'état liquide que sous pression ou par réfrigération.

Tension de vapeur à 20°C : butane=2bars, propane=8bars.

b) Densité :

A l'état gazeux, ils sont plus lourds que l'air, la densité du propane égale 0.510 et celle de butane égale 0.580.

c) Expansion :

A l'état liquide, ils ont un coefficient de dilatation important (environ 0.25% par degré Celsius) dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).

d) Pouvoir calorifique :

Le GPL a un pouvoir calorifique élevé tel que :

- Propane = 12200 Kcal/Nm³
- Butane = 11800 Kcal/Nm³

II.4.3. Utilisation du GPL :

Les principaux domaines d'utilisation du GPL sont :

➤ Comme combustible :

En Cuisine, en production d'eau chaude ou en chauffage. Il peut être aussi livré, par des distributeurs sous forme liquide que ce soit en bouteilles ou en vrac. Il est notamment utilisé

par des particuliers ou des industriels comme gaz de combustion. Son utilisation dans le secteur résidentiel tertiaire (cuisson) est concentrée principalement en Espagne, France, Turquie et Italie.

➤ **Dans la climatisation :**

La détente des GPL absorbe de la chaleur et crée du froid. Sur ce principe ont été construits :

- ✓ Des réfrigérateurs.
- ✓ Des climatiseurs (moyenne capacité).

➤ **Comme carburant :**

Le GPL/C est un carburant qui est utilisé dans de nombreux pays dans le monde. Les atouts de ce carburant lui confèrent les caractéristiques d'un carburant propre, moins polluant que l'essence. L'indice d'octane élevé lui permet une substitution à l'essence sans modification du moteur, de plus il confère à celui-ci un pouvoir antidétonant. Ce carburant a beaucoup d'avantages pour l'environnement. Il a une capacité de se mélanger à l'air meilleure que celle de l'essence. Il ne possède pas de plomb.

Il est à noter que le GPL/C n'encrasse pas le moteur, et ce, grâce à son indice d'octane élevé, ce qui augmente la longévité du moteur et lui assure en plus un pouvoir antidétonant, ainsi qu'un pouvoir calorifique élevé. Le GPL/C est le premier carburant sans plomb compétitif au gas-oil et au super sans plomb, avec près de 23 000 stations dans le monde qui délivrent du GPL/C à plus de 5 millions véhicules pour une consommation de 10 MT.

➤ **Domaine pétrochimique :**

La demande pétrochimique globale du GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de **10 %**. Il est utilisé dans ce domaine comme charge de vapocraqueur à fin d'obtenir des oléfines.

Le butane et le propane obtenus par la séparation du GPL sont utilisés pour la déshydrogénation dans la production du butadiène et du propylène qui vont ensuite servir comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs. Le butane est utilisé dans la fabrication MTBE qui sert comme booster d'octane des essences en substitution au plomb. Le butane est ainsi utilisé comme charge des unités d'alkylation. Le propane et le butane sont utilisés pour la production d'acétaldéhyde, formaldéhyde, l'acide acétique et l'acétone.

➤ Dans les ménages :

Le butane issu du fractionnement du GPL est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage. Le propane représente (4,8%) de la consommation nationale du GPL, il est utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

➤ Pour la production d'électricité :

La croissance de la demande mondiale en électricité dépasse largement celle des autres formes d'énergie finales. Elle a atteint le seuil de 21% en 2010. Techniquement Le GPL est privilégié dans la production de l'électricité car il est économique, écologique et enfin stratégique (diversification et garantie d'approvisionnement).

II.5. Le condensât :**II.5.1. Définition :**

Le condensat est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de l'iso pentane C_5 jusqu'au dodécane et plus C_{12}^+ ; généralement extrait des gisements de gaz à condensat, il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

II.5.2. Caractéristiques du condensât :

Les principales caractéristiques physiques du condensat sont :

- **Aspect :** C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- **Poids spécifique :** Le poids spécifique du condensât est compris entre 0.7 à 0.8.
- **Point d'éclair :** Son point d'éclair est inférieur à $-40^{\circ}C$.
- **Limites d'inflammabilités :** Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro. Ses limites d'inflammabilités sont approximativement : 1.4 à 7.6% vol (dans l'air).
- **Densité de vapeur :** Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air. La densité de vapeur est de 3 à 4 (dans l'air).
- **Explosivité et inflammabilité :** Le condensat est un fluide hautement inflammable et évaporable à température et pression normale. Du fait qu'il n'est pas électro-conducteur, celui-ci peut présenter un danger d'inflammation ou explosion par étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation, etc. Une attention particulière doit être accordée aux vapeurs du condensat, car elles constituent un mélange gazeux explosif qui se répend par terre à cause de sa densité plus élevée que celle de l'air.

-
- **Toxicité physiologique :** Les vapeurs de condensat sont toxiques. Lorsque l'Homme s'y expose, le premier symptôme constaté est l'irritation des yeux qui sera suivi des symptômes de névropathies. Lorsque la concentration des vapeurs de condensat est de l'ordre de 0.025 à 0.05% vol, dans l'air, ces vapeurs ne pourront pas causer de symptômes sérieux, même après plusieurs heures d'inhalation.
 - **Précautions hygiéniques :** Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs de condensat à moins de 300 ppm.

II.5.3. Domaines d'utilisation du Condensât :

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

1) Utilisation du Condensât dans la pétrochimie :

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie. Comme on l'a déjà cité, le vapocraquage est ainsi la principale voie pour la production des oléfines ; dans ce secteur, trois éléments dominent :

- ✓ L'accentuation du déséquilibre entre les demandes respectives d'éthylène et de propylène.
- ✓ Le fonctionnement des vapocraquages de charge liquide à la limite de flexibilité du rapport propylène / éthylène.
- ✓ L'accroissement de la contribution de craquage catalytique à la fourniture de propylène

2) Utilisation du Condensât dans le raffinage :

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut, car la séparation et la transformation du condensât sont moins coûteuses ajouter a cela sa composition chimique riche en éléments légers. Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisation », en transformant les normales paraffines en iso-paraffine qui ont un haut indice octane, utilisé également dans le reforming catalytique.

II.6. Techniques de traitement de gaz :

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

Les principaux traitements effectués sont :

- Une première étape permettant de réaliser la séparation de fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent du puits : fractions liquides d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensât d'eau libre).
- l'étape de traitement qui suit dépend du mode de transport adopté. 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 certain cas.
 - ✓ L'eau conduisant à la formation d'hydrates.
 - ✓ L'azote : de valeur thermique nulle. (Le pouvoir calorifique égale à 0)

II.6.1. Les procédés de traitement de gaz : [10]

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

- Taux de récupération visé
- Coût global de l'investissement
- La Quantité de l'effluent brut

Les procédés les plus utilisés sont :

a) Procédé PRICHARD :

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par une détente avec utilisation d'une boucle de propane comme système réfrigérant, pour atteindre en fin de cycle des températures voisines de $-23\text{ }^\circ\text{C}$.

b) Procédé HUDSON :

Le procédé HUDSON est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et est complété par une détente à travers une machine appelée TURBO –EXPANDER, qui permet d'atteindre un niveau de température inférieure à **-55°C**. Le procédé HUDSON est très performant, il permet une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

c) Procédés Mixtes : (C'est les procédés utilisés dans l'unité de traitement Alrar)

Ils sont les plus performants, car ils utilisent un turbo-expander, la vanne Joule-Thomson et la boucle de propane, ou on atteint les **-66°C**. Les procédés mixtes sont plus performants, car ils permettent une meilleure récupération des hydrocarbures.

Le 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 **67,4 bars** et une température max de **100°C** (pour Alrar)

Le fonctionnement s'articule autour de quatre étapes essentielles qui sont :

1) Elimination de l'eau :

L'eau libre contenue dans la charge est éliminée par décantation au niveau du premier ballon de séparation. L'eau de saturation des hydrocarbures est éliminée par adsorption sur un tamis moléculaire ou par absorption au glycol.

2) Extraction des hydrocarbures liquide :

Elle se fait par abaissement progressif de la température du gaz brut obtenant ainsi un gaz très sec répondant aux spécifications commerciales.

3) Stabilisation et fractionnement des hydrocarbures liquides :

Cette section de la chaîne permet le traitement des hydrocarbures liquides extraite de l'effluent en deux phases et par distillation fractionnée. La stabilisation permet d'éliminer tous les gaz légers tels que le méthane et l'éthane entraînés et le fractionnement consiste à séparer les hydrocarbures liquides stabilisés en condensât et GPL.

4) Compression du gaz moyenne pression :

Les gaz de la séparation moyenne pression ont les mêmes qualités que le gaz sec produit, pour cela, ils sont récupérés puis comprimés avant d'être mélangés au gaz sec.



Chapitre III

Principe de déshydratation

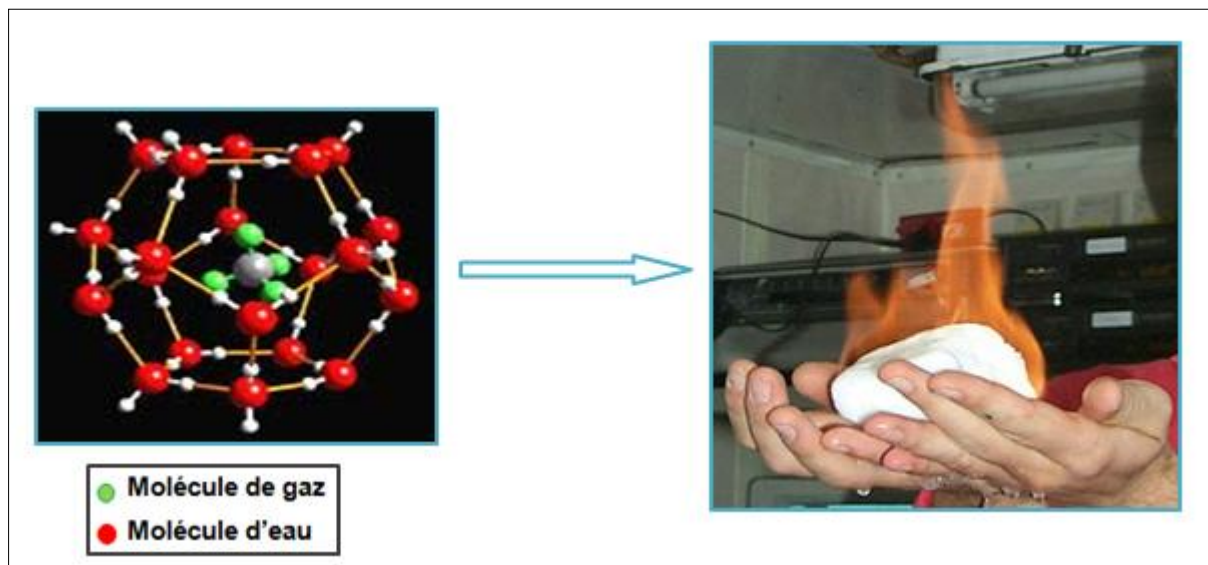
III.1. Généralité sur la déshydratation

Introduction

La présence d'eau entraîne différents problèmes pour l'exploitation. Suivant les conditions de température et de pression qui règnent dans une installation ; la vapeur d'eau peut se condenser et provoquer la formation des 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 dans le gaz jusqu' à moins de 1 ppm au moyen des techniques de traitement appropriées appelées déshydratation.

III.1.1. Les hydrate : [2], [6]

Un hydrate est une combinaison physique d'eau et d'autres molécules de gaz produisant un solide qui a une apparence semblable à la glace ou à la neige (**figure III-1**), mais de structure différente. L'hydrate flotte sur l'eau et sa masse volumique est comprise entre 880 et 900 kg/m³.



III.1.2. Phénomène de formation des hydrates

Les hydrates sont des structures cristallines qui peuvent se former lorsque les hydrocarbures et l'eau libre (sous forme liquide) sont en contact sous certaines conditions de pression et de température.

Les constituants qui participent généralement à la formation des hydrates sont les composants volatils tels que : CH₄, C₂H₆, C₃H₈, n-C₄, i-C₄, CO₂ et H₂S.

Les hydrates résultent d'une combinaison de molécules de gaz qui viennent s'insérer dans les espaces libres, laissés par les molécules d'eau sans liaison chimique.

III.1.3. Types des hydrates

On distingue deux (2) types des hydrates :

Le **premier** concernant les molécules de petites tailles :

- le méthane lié avec 6 à 7 molécules d'eau ($\text{CH}_4, 7 \text{H}_2\text{O}$)
- l'éthane lié avec 6 à 7 molécules d'eau ($\text{C}_2\text{H}_6, 7 \text{H}_2\text{O}$)
- le dioxyde de carbone avec 6 à 7 molécules d'eau ($\text{CO}_2, 7 \text{H}_2\text{O}$).

Le **deuxième** type est relatif aux molécules plus grosses telles que le C_3H_8 et le C_4H_{10} avec 17 molécules d'eau ($\text{C}_3\text{H}_8, 17 \text{H}_2\text{O}$). La taille des molécules au-delà du n-C₄ est importante et ne permet donc pas la pénétration dans le réseau cristallin, et par conséquent inhibent la formation des hydrates.

III.1.4. Facteurs favorisant la formation des hydrates : [6]

➤ Facteurs primaires

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

➤ Facteurs secondaires

- ✓ Les hautes vitesses en créant une forte turbulence.
- ✓ Les pulsations de pression et l'agitation
- ✓ La présence de fines particules jouant le rôle de germes de cristallisation tels que les microcristaux des hydrates et les particules solides (poussières, oxydes de corrosion) « jouent un rôle catalytique dans la réaction de formation »

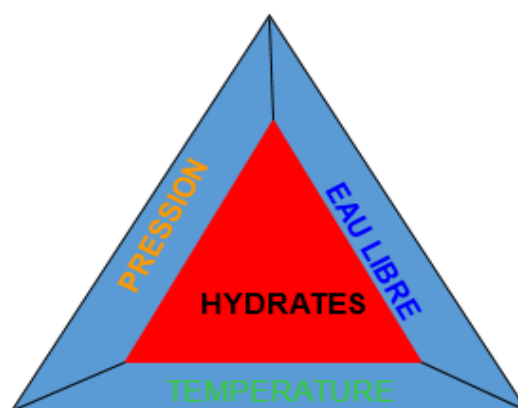


Figure III-2. Conditions de formation des hydrates : Les facteurs essentiels sont : la présence d'eau libre, les basses températures et les hautes pressions

III.1.5. Prévention contre la formation des hydrates

➤ Réduction de la pression de service

Ceci n'est pas possible car le but de la liquéfaction est de faire acquérir au gaz une certaine énergie cinétique (augmentation de la pression) afin de le détendre puis le refroidir.

➤ Augmentation de la température au-dessus de celle du début de formation d'hydrates

Ceci est à éviter aussi pour des raisons de principe de liquéfaction et de perte de production (grand volume gazeux mis en jeu).

➤ Injection d'inhibiteurs de formation d'hydrates

Ce sont des produits chimiques jouant le rôle d'antigel (abaissant le point de formation d'hydrates) tels que le méthanol, le glycol ...

Il est intéressant de souligner que le méthanol a un rôle préventif, c'est-à-dire, qu'il n'est efficace que quand il est injecté avant le début de formation d'hydrates.

III.1.6. Les risques associés à la formation des hydrates : [6], [11]

Si les conditions de pression et de température sont favorables à la formation d'eau liquide, de glace ou d'hydrates dans le gaz naturel, les risques sont les suivants :

- ✓ Corrosion des tuyauteries en présence, même réduite, de gaz acides c'est - à - dire d' H_2S ou de CO_2 .
- ✓ Formation de glace, sous l'effet de la température extérieure, dans les Canalisations non enterrées ou au niveau des postes de détente, comme le montre la figure suivante (Figure III-3) :



Figure III-3 : Bouchage des canalisations suite à la formation des hydrates de gaz

- ✓ Accumulation de glace ou d'hydrates (état solide) en certains points du réseau pouvant entraîner l'obturation des tuyauteries, notamment dans les points de détente.

III.1.7. Déshydratation du gaz à condensât : [4]

La présence d'eau dans le gaz à condensat entraîne différents problèmes pour les exploitants. Selon, les conditions de températures et de pression, qui règnent dans les installations, la vapeur d'eau peut se condenser, se solidifier, provoquant la formation des hydrates, ce qui favorise la corrosion si le gaz contient des composés acides.

Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz au moyen des techniques de traitement appropriées appelées déshydratation.

Les principaux procédés de déshydratation utilisés sur la chaîne gazière :

- Lavage par solvants hygroscopiques (procédé d'absorption)
- Adsorption/désorption sur lit fixe

III.1.8. Déshydratation du gaz a un point de rosée plus faible en éliminant le maximum d'eau

- **Méthode de déshydratation** : [4], [1], [9]

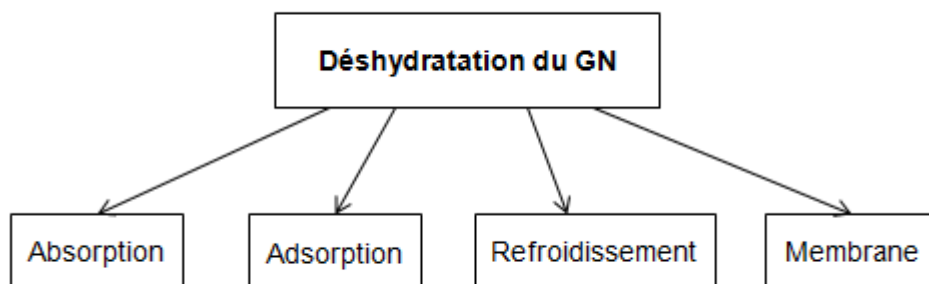


Figure III-4 : Méthode de déshydratation du gaz naturel : cela peut se faire selon quatre méthodes différentes : l'absorption, l'adsorption, le refroidissement et la déshydratation par membrane.

1) Déshydratation par absorption

Le séchage du gaz naturel est assuré dans ce cas par un lavage à contre-courant avec un solvant présentant une forte affinité pour l'eau : ce solvant est le plus souvent un glycol.

Le gaz déshydraté sort en tête de colonne, le glycol sortant en fond est régénéré par distillation et recyclé.

2) Déshydratation 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.

3) Déshydratation par perméation gazeuse (membranes) :

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

4) Déshydratation par adsorption (cas d'Alrar) :

L'adsorption fait partie des opérations physiques de séparation des mélanges. Elle se manifeste lorsqu'on met en contact un fluide et un solide, par une différence de composition entre la phase adsorbée (au voisinage immédiat de solide) et la phase fluide. L'adsorption est, donc, un phénomène superficiel qui se produit à la couche séparatrice de deux milieux et qui consiste en une adhésion des molécules à la surface d'une matière adsorbant grâce à l'attraction moléculaire. Cela implique que seules les molécules se trouvant à la surface de la matière adsorbant sont actives tandis que celles qui se trouvent au sein de celles-ci n'y participent pas, car leurs forces d'attraction sont neutralisées par celles des molécules voisines.

On distingue deux types d'adsorption :

- ✓ Physique
- ✓ Chimique.

Pour l'adsorption physique, les molécules s'adhèrent à la surface et ne donnent pas lieu aux réactions chimiques, ce qui n'est pas le cas dans l'adsorption chimique.

L'adsorption physique est un phénomène exothermique, caractérisée par des forces résiduelles de Van Der Waals.

III.2.Généralité sur l'adsorption : [5]**II.2.1. définition**

L'adsorption est le processus de fixation des molécules d'un fluide (gaz ou liquide) appelé un **adsorbat**, sur la surface d'un solide appelé un **adsorbant**. Ces molécules qui sont colloïdales, modifient les propriétés physicochimiques de l'adsorbant.

III.2.2. Application de l'adsorption au séchage du gaz naturel

La façon la plus courante d'effectuer une opération de séchage consiste à faire passer le gaz sur un lit fixe d'adsorbant solide et poreux. Les molécules d'eau sont piégées dans les pores du solide.

L'opération se déroule d'une manière cyclique et continue : chaque cycle comprend essentiellement :

- une phase d'adsorption au cours de laquelle la charge est envoyée sur l'adsorbant frais.
- une phase de désorption au cours de laquelle l'adsorbant est débarrassé de l'adsorbât.

III.2.3. Les avantages et les inconvénients des procédés d'adsorption

➤ Avantages

- ✓ Point de rosée très bas (sous 70 bar)
 - zéolithes : -90°C
 - alumine : -73°C
 - silice : -60°C
- ✓ simplicité de la mise en œuvre et du design
 - pas de problèmes de moussage
 - grande sélectivité

➤ Inconvénients :

- ✓ investissement important
- ✓ perte de charge élevée
- ✓ sensibles à l'empoisonnement
- ✓ demande une importante quantité de chaleur pour la régénération

III.2.4. Les adsorbants utilisés industriellement : [5], [13]

Dans l'industrie de traitement de gaz, il existe différents types d'adsorbants à savoir : le charbon actif, alumine activée, gel de silice, terres décolorantes et tamis moléculaires. Ils sont souvent sous forme de billes, extrudés, pastilles, avec des tailles appropriées à l'application envisagée.

a) Alumine activée (Al₂O₃)

L'alumine activée est commercialisée sous forme de poudre granulée. Cet adsorbant, permet d'atteindre des puretés élevées sur le gaz traité. 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.

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

Tableau III-1 : Caractéristiques générales de l'alumine activée

b) Gel de silice (silica-gel) : [5], [13]

Comme l'alumine, le silica-gel est un bon adsorbant pour le séchage. La teneur en eau dans le gaz traité par adsorption sur gel de silice est d'environ 10 ppm. Il est caractérisé par une grande capacité d'adsorption dans la région moyenne pression.

Le silica-gel est facilement régénéré à une température comprise entre 120 et 200°C. Il adsorbe moins les hydrocarbures que le charbon actif.

Adsorbant	Surface spécifique (m ² /g)	Volume des pores (cm ³ /100g)	Diamètre moyen des pores, (Å°)	Principales applications
Gel de silice	700 – 850	40 - 50	22 – 26	H ₂ O/gaz

Tableau III-2 : Caractéristiques générales du Gel de silice

c) Le charbon actif

Les propriétés spécifiques du charbon actif sont liées à sa surface qui, contrairement à celles des principaux autres adsorbants, est non polaires ou faiblement polaires, ce qui lui confère une faible affinité pour l'eau. Sa grande surface spécifique permet l'adsorption de grandes quantités de produits non polaires, même en présence d'eau. Ceci explique son utilisation privilégiée pour l'adsorption des produits organiques dans des procédés de traitement des eaux usées et de gaz humide.

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

Tableau III-3 : Caractéristiques générales du Charbon actif

d) Terre naturelle et terre activée :

Ces adsorbants sont destinés au traitement de finissage des huiles, qui permet d'améliorer leurs qualités de différentes manières ; décoloration, élimination des produits aisément oxydables. On distingue les terres naturelles et les terres activées.

Les terres activées sont utilisées en percolation et sont régénérées par grillage des matières adsorbées, en présence d'un grand excès d'air, tandis que les terres naturelles trouvent plutôt leur emploi dans le traitement par contact et sont jetées après usage.

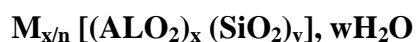
e) Tamis moléculaires

Les tamis moléculaires sont des aluminosilicates métalliques renommés aussi les zéolites synthétiques, de type cristallin qui se présente sous forme de petites pastilles dont les pores permettent l'absorption des molécules de diamètres inférieurs à celui des anneaux.

III.3. Tamis moléculaires : [5]**III.3.1. Définition**

Les tamis moléculaires diffèrent des autres adsorbants principalement par leur aptitude à adsorber des petites molécules tout en excluant de grandes molécules, si bien que des séparations peuvent être effectuées basées sur les différences de taille des molécules.

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

W: le nombre de molécules d'eau par maille.

Exemples : [11]

Tamis moléculaire type 4A° : $\text{Na}_{12}[(\text{AlO}_2)_{12}(\text{SiO}_2)_{12}] \cdot z \text{H}_2\text{O}$.

Tamis moléculaire type 10A° : $\text{Na}_{86}[(\text{AlO}_2)_{86}(\text{SiO}_2)_{106}] \cdot z \text{H}_2\text{O}$.



Figure III-6 : Tamis moléculaire sous ses différentes formes : à noter la différence de la taille des cristaux constituant la tamis



Figure III-7: Tamis moléculaire et les billes en céramique : les billes en céramique sont de différents diamètres (1/2 et 1/4 de pouce), le tamis et du type UOP UI 94 1/8.

Le réseau cristallin est constitué par l'arrangement tridimensionnel de tétraèdres $[5\text{SiO}_4]$ et $[\text{AlO}_4]^-$ liés par leurs sommets. Ces enchaînements forment des polyèdres qui s'ordonnent selon une symétrie donnée pour former le cristal. L'espace vacant délimité par la charpente aluminosilicate est organisé par un réseau de cavités reliées par des pores de tailles uniformes. 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 donné à ces adsorbants. Les cations M^+ et les molécules d'eau constituent les espèces extra-charpente. Le cation compense les charges négatives induits par les atomes d'aluminium de la charpente et peuvent faire l'objet d'échange pour ajuster les propriétés d'adsorption. Leur nombre dépend du rapport Si/Al de la charpente. L'eau occupant le réseau poreux peut être désorbé 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 (3A, 4A, 5A), X et Y. La nature des cations 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 par 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, ce qui explique son utilisation pour le séchage des coupes oléfiniques.

Au revanche, dans le cas de l'échange partiel du Na par du Ca on prépare le type 5A présentant une plus grande ouverture des pores et une capacité d'adsorption des paraffines linéaires en excluant les paraffines ramifiées. [5]

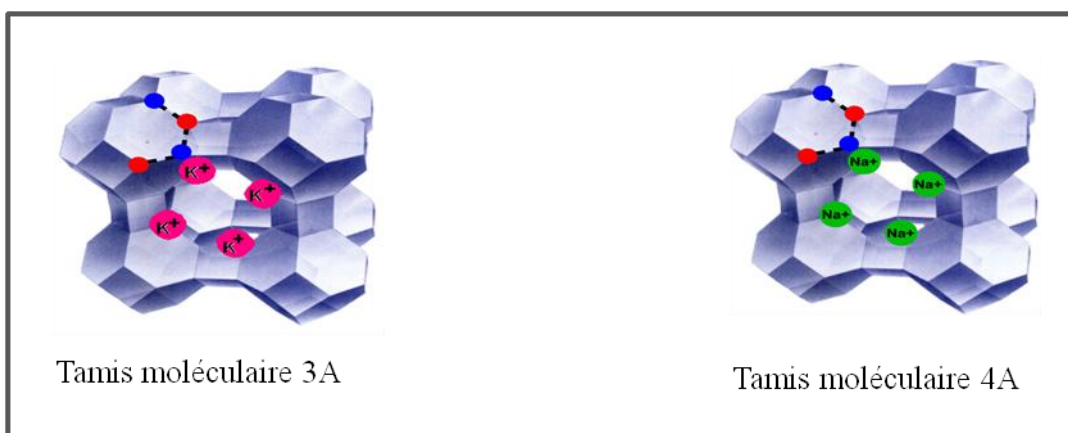


Figure III-8 : Tamis moléculaire et type de zéolithe utilisée : l'ouverture des pores des tamis est fonction du type d'ions présent : les ions Na sont plus petit que les ions K ce qui explique, successivement, la taille 3A et 4A pour les tamis.

III.3.2. Composition chimique des tamis moléculaires : [13]

La composition typique du tamis moléculaire UOP UI 94 est donnée dans le tableau suivant (Tableau III-4) :

Composition (% mass)	UOP UI-94 1/8"
Al ₂ O ₃	35 – 36
SiO ₂	46 – 47
Na ₂ O	15 – 16
K ₂ O	<1
CaO	<1
MgO	<0,5
Fe ₂ O	<1
TiO ₂	<0,5
P ₂ O ₅	<0,5

Tableau III-4 : Composition chimique du tamis UOP UI 94

➤ **Caractéristiques générales des tamis moléculaires**

type de base	diamètre minimal des pores (Å°)	Forme commune	Capacité d'adsorption H ₂ O, % mass	Molécules adsorbées	Applications
3A	3	Poudre	23	Molécules avec un diamètre effectif <3 angströms, y compris H ₂ O et NH ₃	<ul style="list-style-type: none"> • Séchage des gaz craqués (séchage d'oléfines) • Séchage des liquides organiques
		1/16in bâtonné	20		
		1/8in bâtonné	20		
		8x12 granulé	20		
		4 x 8 granulé	20		
4A	4	Poudre	28,5 22 22	Molécules avec un diamètre effectif <4	<ul style="list-style-type: none"> • Séchage de l'hydrogène • Séchage de gaz

		1/16in bâtonné 1/8in bâtonné 8x12 granulé 4 x 8 granulé 14 x 30 Mesh	22 22 22	angströms, y compris éthanol, H ₂ S, C ₂ H ₄ , et C ₃ H ₆	d'hydrocraquage • Séchage d'air à basse pression • Séchage de gaz naturel • Élimination de H ₂ S, CO ₂ du gaz naturel • Séchage des liquides organiques
5A	5	Poudre 1/16in granulé 1/8in granulé	28 21,5 21,5	Molécules avec un diamètre effectif <5 angströms, y compris n-C ₄ H ₉ OH De C ₃ H ₈ à C ₂₂ H ₄₆	• Séparation des n-paraffines des iso-paraffines et les hydrocarbures cycliques
10X	8	Poudre 1/16in bâtonné 1/8in bâtonné	36 28 28	Molécules avec un diamètre effectif <8 angströms, y compris les iso- paraffines et les oléfines	• Séparation des hydrocarbures aromatiques
13X	10	Poudre 1/16in bâtonné 1/8in bâtonné 8 x 12 granulé 4 x 8 granulé	36 28,5 28,5 28,5 28,5	Molécules avec un diamètre effectif <10 ang- ströms	• Séchage et purification de l'air (élimination simultanément de H ₂ O et CO ₂)

Tableau III-5 : Caractéristiques générales des tamis moléculaires

III.3.4. Propriétés des adsorbants

Adsorbant	Gel de silice	Alumine Activée	Tamis moléculaires
Diamètre de 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
Température de régénération [°F]	300 – 500	350 – 500	425 – 550
Chaleur spécifique [Btu/lb°F]	0.22	0.24	0.23

Tableau III-6 : Propriétés des adsorbants

III.3.5. Influence de quelques paramètres sur une unité d'adsorption : [13]

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, une influence sur le phénomène de transfert de masse.

➤ Zone de transfert de masse « ZTM » :

A l'intérieur de la colonne d'adsorption contenant du tamis moléculaire, la quantité de matière pouvant être adsorbée du fluide porteur par le lit du tamis moléculaire, s'effectue au sein d'une zone appelée : zone de transfert de masse (**Figure 2**). 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)

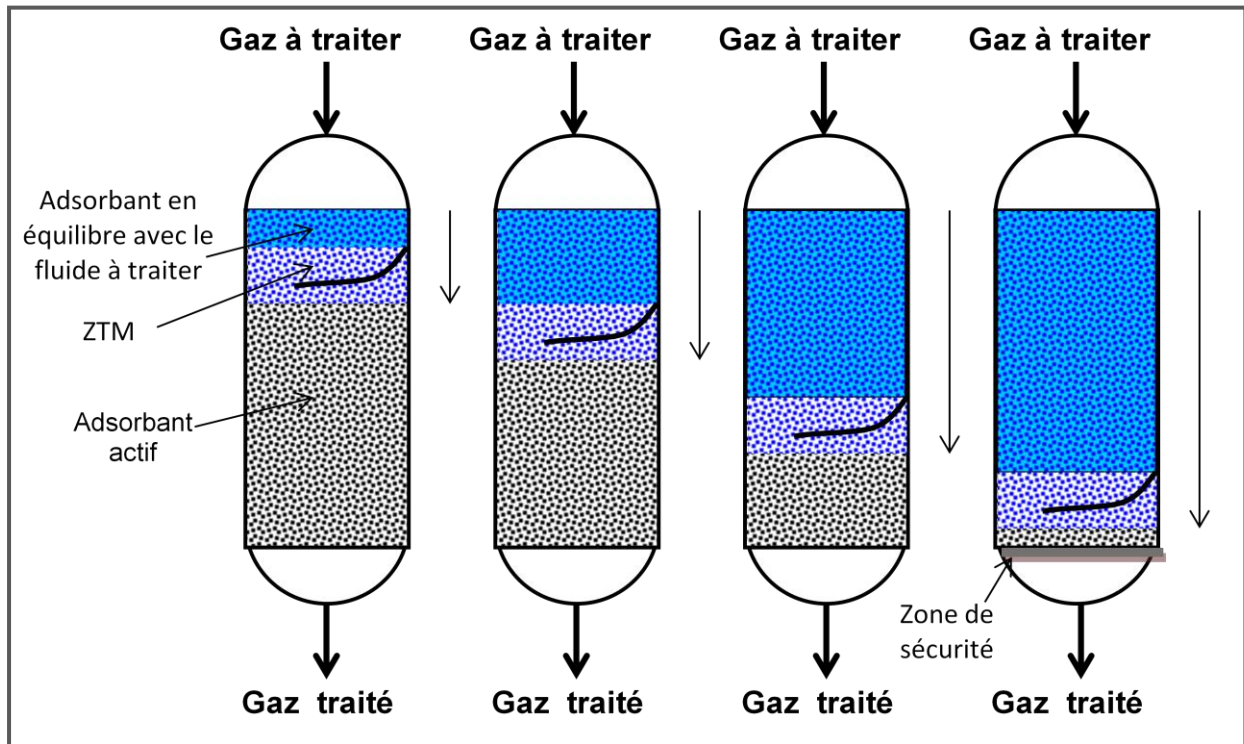


Figure III-9 : Evolution de la ZTM au cours de l'adsorption [13]

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.

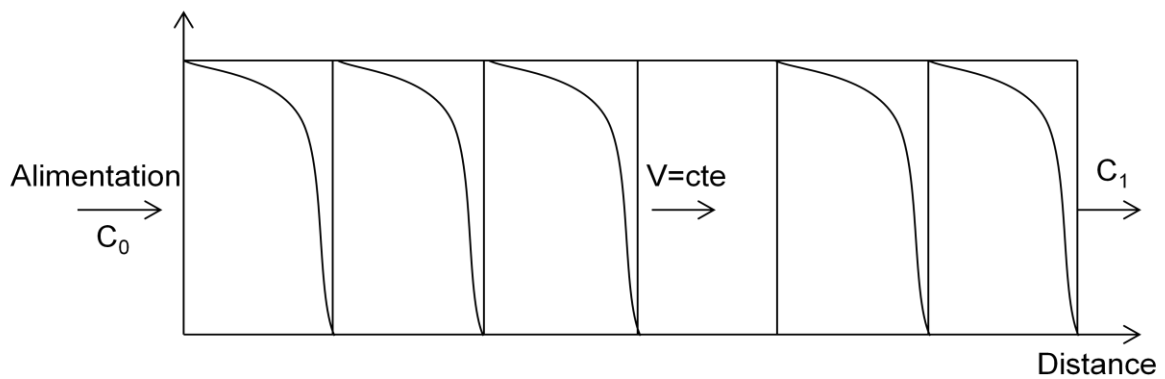


Figure III-10 : Evolution de la concentration de l'adsorbant en fonction de la hauteur d'adsorbant [9]

L'instant où l'eau apparaît dans la charge à la sortie de la section de déshydratation s'appelle temps de rupture et il se mesure 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 le temps de saturation. (Figure III-7)

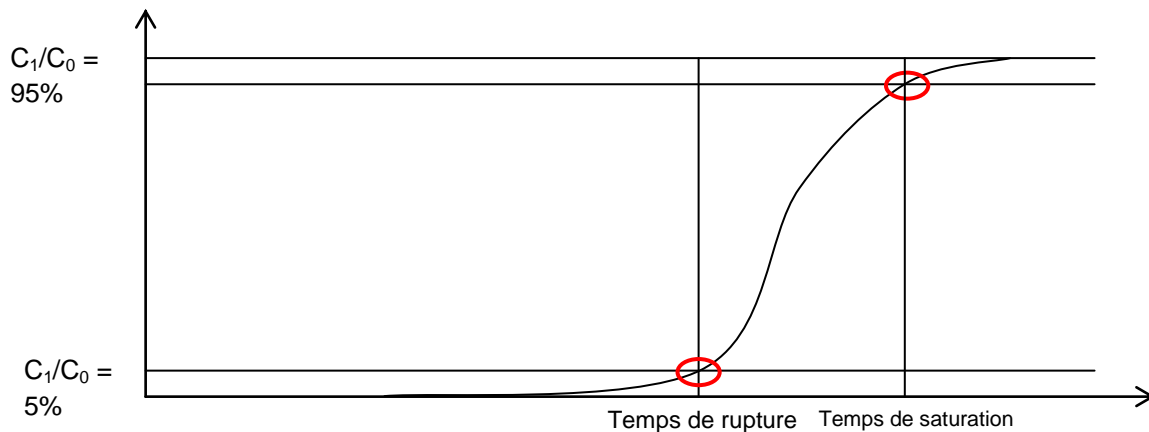


Figure III-11 : Représentation d'une courbe de perçage [9]

a) 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 la température. A cause de cet effet thermique, la capacité utile de l'adsorbant se trouve donc réduite.

b) 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.

c) 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.

d) Phase

La phase (liquide ou gazeuse), dans laquelle les tamis moléculaires opèrent influence très largement sur la hauteur de la zone de transfert de masse. La vitesse 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.

e) 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, les vitesses superficielles les plus favorables varient entre 5 et 15 mètres par minute. Par ailleurs, on ne doit pas descendre en dessous de la limite correspondant au régime turbulent, car au régime laminaire, le transfert de masse s'effectue dans de mauvaises conditions. Par contre, une vitesse de passage trop élevée pourrait entraîner la formation de tourbillons.

III.4. Généralité sur la désorption : [5], [13]**III.4.1. Définition :**

La désorption de l'adsorbat (ou la régénération de l'adsorbant) est l'opération inverse de l'adsorption. Elle peut être effectuée par différentes méthodes, soit en portant l'adsorbant à des conditions favorables à la désorption par chauffage ou en réduisant la pression totale ou partielle.

Dans le cas de régénération de tamis moléculaire c'est-à-dire désorption de l'humidité après le séchage de gaz, on utilise un gaz chaud et pour récupérer le gaz de régénération, le mélange formé par la substance entraînée (eau) et les gaz est successivement dirigé vers un condenseur et un séparateur, ce qui permet de recueillir l'eau condensée et le gaz de régénération.

III.4.2. Procédé de régénération

Une fois le lit d'adsorbant complètement saturé, on effectue la régénération (désorption de l'eau adsorbée) soit en chauffant le lit d'adsorbant à une température convenable, soit en diminuant la pression du gaz dans la phase gazeuse en équilibre.

III.4.3. Les différentes méthodes pour effectuer la régénération

➤ Cycle à déplacement de purge

La pression et la température restent constantes et un gaz ou un liquide plus facilement adsorbable que le gaz adsorbé est utilisé dans le but de déplacer l'adsorbat. La durée du cycle est de l'ordre de quelques minutes.

➤ Cycle d'adsorption modulé en pression (AMP)

Dans ce cas, le lit est désorbé par une réduction de pression à une température constante. La purge se fait en balayant le lit ou moyen d'une petite fraction du gaz purifié. Le temps de régénération est très court, comparé au procédé AMT.

➤ Cycle de balayage à gaz inerte

On fait passer à travers le lit un gaz non adsorbable qui fait baisser la pression partielle ou la concentration autour des particules et qui rend la désorption possible. La durée de régénération est de quelques minutes.

III.4.4. Cycle d'adsorption modulé en température (AMT)

L'opération est réalisée en chauffant le lit d'adsorbant à l'aide d'un courant de gaz surchauffé. A la fin, il est nécessaire de refroidir le lit afin de l'utiliser dans un nouveau cycle. Il faut compter plusieurs heures pour ce type de régénération.

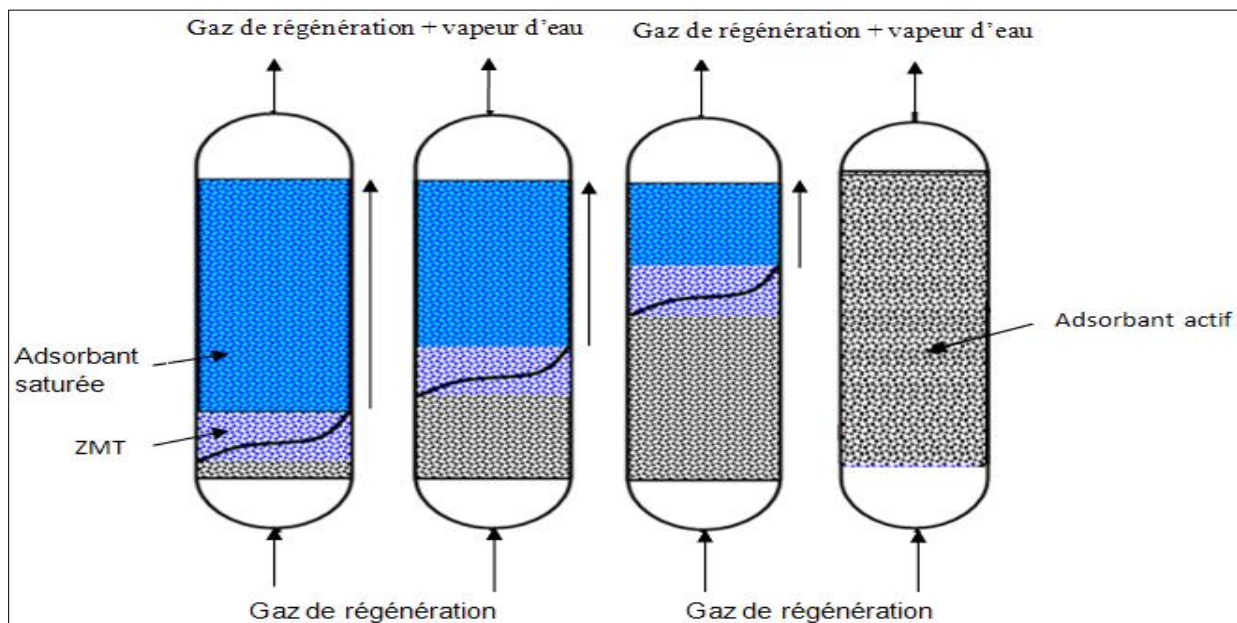


Figure III-12 : Evolution de la zone de transfert de matière au cours du temps de régénération

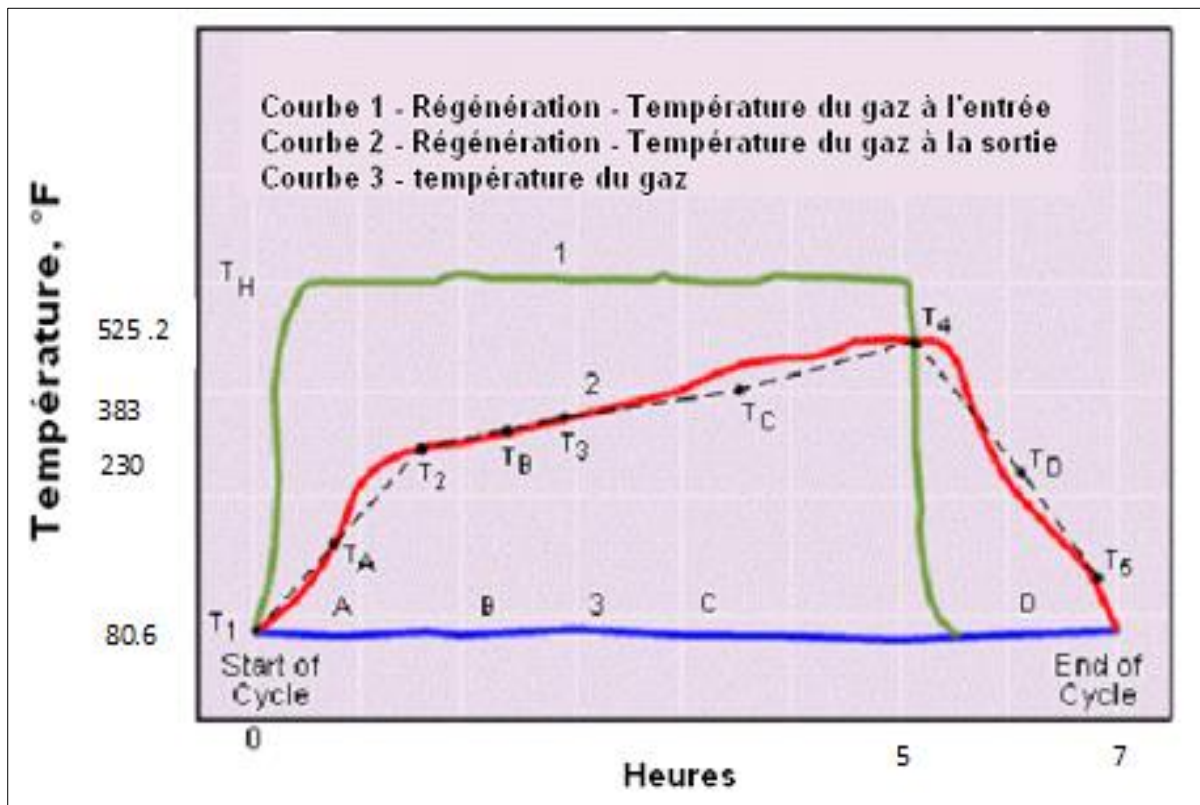


Figure III-13 : Profil de la température du gaz au cours de la régénération

Cycle de la régénération : Période A : de T_1 à T_2 Chauffage

Période B : de T_2 à T_4 Régénération

Période C : de T_4 à T_5 Refroidissement

Chapitre IV

Description du procédé

IV .1. Aperçu général sur le procédé de traitement de gaz Alrar : [8]

IV.1.1. Section de séparation à l'entrée des trains (Figure IV-1) :

Le gaz d'alimentation entre dans le ballon séparateur (V-101), d'entrée triphasique, (gaz, hydrocarbures liquides, eau). Par différence de densité, à une pression de 67.4 bars et une température de 80°C, Le gaz s'échappe vers le haut du ballon V-101. Les hydrocarbures liquides sont récupérés au fond du ballon V-101, les eaux sont drainées vers le borbier à partir de l'appendice.

Les hydrocarbures liquides provenant du V-101 sont refroidis par l'aéroréfrigérant des liquides E-105 jusqu'à 60°C, puis dans l'échangeur (liquide/propane) E104 jusqu'à une température de 27°C. Les hydrocarbures liquides sont, ensuite, acheminés vers le ballon de flash des liquides HP (V-103).

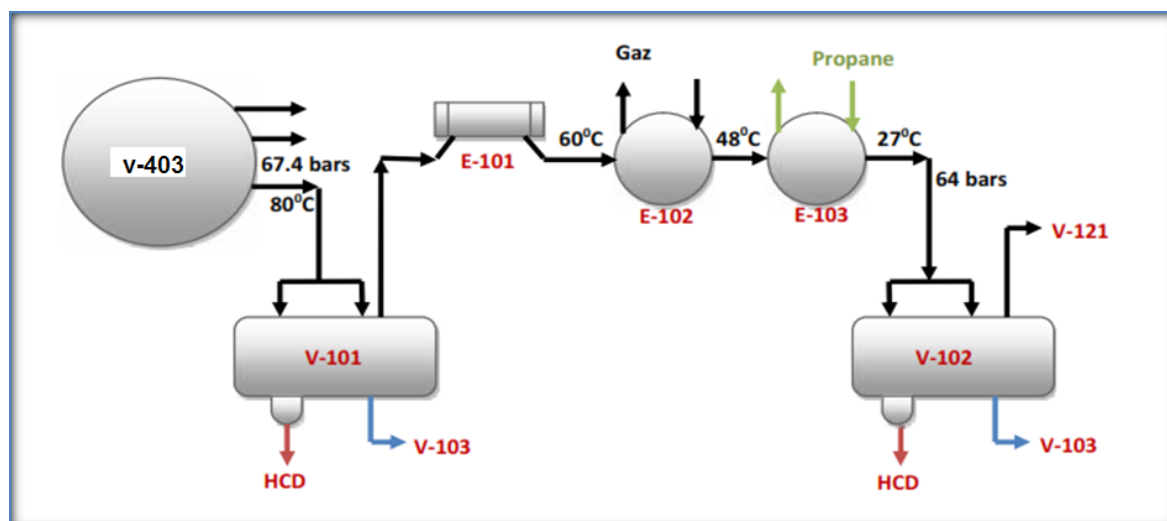


Figure IV-1. Schéma synoptique du procédé de séparation a l'entrée du train

Le gaz provenant du V-101 est refroidi successivement par l'aéroréfrigérant de gaz (E-101) jusqu'à une température de 60 °C, il passe ensuite par l'échangeur E102 (gaz / gaz résiduel) pour être refroidi à 48°C, puis dans l'échangeur (gaz /propane) (E-103) pour atteindre les 27°C, puis finalement dans le ballon séparateur triphasique HP (V-102).

Le gaz provenant du V-102 est envoyé aux sécheurs de gaz d'alimentation (V-121A/B), tandis que les hydrocarbures liquides provenant du V-102 sont mélangés aux hydrocarbures liquides provenant du V-101 et ensuite passent dans V-103.

Les hydrocarbures liquides provenant du V-103 sont expédiés aux sécheurs de liquides (V-131A/B) après enlèvement d'eau dans le coalesceur (ME-131). Les eaux séparées en provenance des V-101, V-102, V-103 et ME-131 sont envoyées vers le borbier.

IV.1.2. Section de déshydratation du gaz d'alimentation et préparation d'un sécheur (Figure IV-2) :

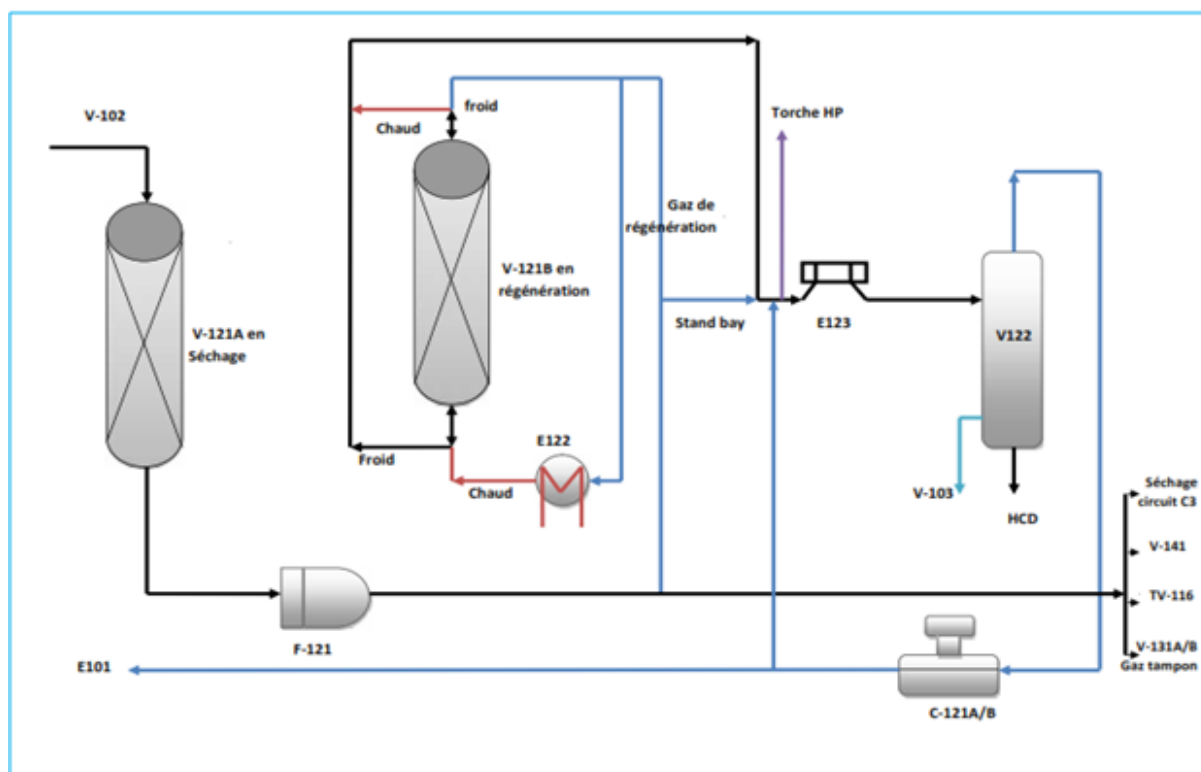


Figure IV-2. Déshydratation du gaz d'alimentation et préparation d'un sécheur

Le gaz sortant du V-102 est déshydraté dans l'un des sécheurs de gaz (V-121A/B) munis des tamis moléculaires. L'un étant en service pour le séchage du gaz tandis que l'autre est activé en cycle de régénération. Le gaz déshydraté est filtré par le filtre (F121) pour éliminer les impuretés et la poussière, puis refroidi dans la batterie d'échangeur E-141 (7°C), E-142 (-15°C), E-143 (-23°C), E-144 (-34°C).

La durée de service pour un sécheur est calculée à 12h. Pendant ce temps le deuxième sécheur est en régénération. Le gaz de régénération est pris en aval du filtre F-121, puis chauffé jusqu'à une température de 274°C, par circulation d'huile chaude du côté tube du réchauffeur E-122, ensuite le gaz passe dans le sécheur. Le gaz de régénération saturé humide sortant du sécheur, passe dans l'aéroréfrigérant E-123 pour être refroidi à 60°C.

L'eau et les hydrocarbures condensés sont séparés du gaz dans le séparateur V-122. L'eau est vidangée vers le borbier. Les hydrocarbures liquides sont envoyés pour le recyclage en amont du ballon de flash V-103. Le gaz de régénération est comprimé par le compresseur de recyclage du gaz de régénération, puis envoyé dans les soufflantes C-121A/B pour rejoindre le gaz à l'entrée de l'échangeur E-101).

Le gaz utilisé pendant le refroidissement est le même que celui de chauffage à l'exception qu'il contourne le réchauffeur E-122.

Les sécheurs de gaz V-121A/B sont régénérés selon les phases suivantes :

1. Chauffage : 15 minutes.
2. Régénération : 05 heures.
3. Refroidissement : 02 heures.
4. Stand-by : 04 heures.

IV.1. 3. Section de refroidissement et de détente du gaz (Figure IV-3)

Le gaz déshydraté en provenance du filtre (F-121), à 27°C et 63,5 bars est refroidi par la batterie d'échangeurs E-141 (gaz/gaz) à 7°C, puis E-142 (gaz/propane) à -15°C, E-143 (gaz/gaz) à -23°C et enfin E-144 (gaz/ propane) à -34°C.

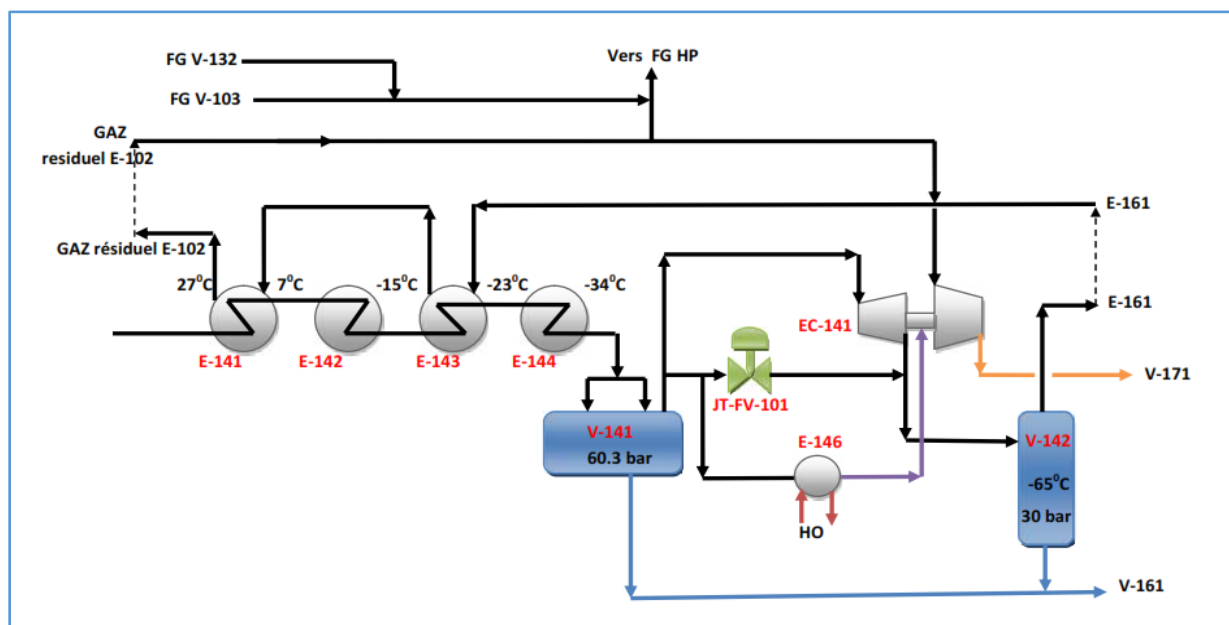


Figure IV-3. Section de refroidissement et de détente du gaz

Au fur et à mesure que la température du gaz est graduellement abaissée jusqu'à -34°C, la liquéfaction se produit et offre un mélange à deux phases. Le liquide est alors séparé de la vapeur dans le ballon séparateur d'alimentation du turbo-expandeur (V-141) et introduit au 19^{ème} plateau du dééthaniseur V-161 (alimentation froide).

Les vapeurs en provenance de (V-141) sont détendues de 60,3 bars à 30 bars dans le turbo-expandeur (EC-141) et la température est abaissée, sous l'effet de la détente, de -34 °C à -65 °C. Le turbo-expandeur travaille en parallèle avec la vanne Joule-Thomson FV 101.

Les hydrocarbures sont condensés et la séparation finale des phases est effectuée dans le ballon séparateur de refoulement du turbo-expandeur (V-142). Les liquides de (V-142) sont mélangés à ceux de (V-141) et introduits dans le dééthaniseur (V-161). Alors que les gaz s'échappant du haut de (V-142) alimentent respectivement le condenseur de tête de dééthaniseur E-161 (côté tube), puis E-143 / E-141 (côté calandre), puis E-102 (côté calandre). Ce gaz résiduel est comprimé de 27,2 bars à 32,9 bars à une température de 75°C, puis envoyé vers le compresseur double étages C-171 à travers le ballon d'aspiration 2^{ème} étage V-171.

IV.1. 4. Section de déshydratation des liquides

Les hydrocarbures liquides provenant de (V-103) sont acheminés par l'une des pompes de liquide (P131A/B) vers le coalescer (ME-131) pour l'élimination de l'eau, puis sont déshydratés dans les sécheurs des liquides (V-131A/B) munis des tamis moléculaires.

Les liquides déshydratés sont envoyés au filtre de liquides sec (F-131) ou une partie est destinée pour le remplissage et l'autre sera combinée avec les liquides de Stah/Mereksen avant d'être préchauffée par le résidu du (V-163) dans le préchauffeur d'alimentation (E-166) et introduit au 6^{ème} plateau du dééthaniseur (V-161).

Avant la régénération d'un sécheur V-131 A/B, les liquides sont vidangés et envoyés vers le ballon V-103 sous l'effet de la pression du gaz d'alimentation prélevé en aval de F-121. L'eau adsorbée dans le sécheur saturé est éliminée par un courant de gaz résiduel se ramifiant sur la ligne de sortie de E-102 coté calandre et réchauffé à 274°C par circulation d'huile chaude coté tube du réchauffeur E-132.

Les sécheurs de liquide V-131A/B sont régénérés selon les phases suivantes :

1. Vidange : 45 minutes.
2. Chauffage : 05 heures.
3. Régénération : 10 heures.
4. Refroidissement : 03 heures.
5. Remplissage : 45 minutes.
6. Stand-by.

IV.1. 5. Section fractionnement

a) Section dééthaniseur :

Le dééthaniseur (V-161) est une colonne de fractionnement comportant 30 plateaux (à calottes), il Est alimenté par deux circuits :

- Circuit des liquides en provenance de V-141 et V-142 qui sont introduits au niveau du 19^{ème} plateau.
- Circuit des liquides de flash en provenance de V-131A/B
- Les liquides de Stah/Mereksen et les liquides en provenance du V-171 qui sont introduits au niveau du 6^{ème} plateau.

La colonne est conçue pour rejeter l'éthane et le méthane en assurant un haut degré de récupération du propane plus, elle fonctionne à 26 bars effectifs. Les vapeurs de tête (-29°C) sont partiellement condensés dans le condenseur E-161 jusqu'à -40°C, puis dirigées vers le ballon de reflux V-162 où les liquides condensés sont totalement pompés vers le 30^{ème} plateau par les pompes de reflux P-161A/B comme produit de reflux froid de la colonne V-161. Tandis que les gaz séparés sont envoyés au ballon d'aspiration du premier étage (V-170), les liquides du fond de dééthaniseur, sont vaporisés dans le rebouilleur E-162 par circulation d'huile chaude coté tube. Le rebouilleur a pour but de vaporiser et éliminer l'éthane du produit de fond.

Les produits de fond du dééthaniseur (propane plus) sont acheminés vers la colonne de stabilisation du condensât V-163.

B. Section débutaniseur V-163 (Colonne de stabilisation du condensât)

La vapeur de tête de la colonne de stabilisation du condensât (73°C) est entièrement condensée dans l'aéro-condenseur E-164 jusqu'à une température de 61°C et recueillie dans le ballon de reflux V-164 avant d'être acheminée vers :

- La tête de colonne V-163 à titre de reflux froid .
- Stockage dans T-403 A/B (GPL one spec) et T-404 (GPL off spec).
- Les pompes d'alimentation de la colonne (dépropaniseur) de fractionnement de GPL
- Les pompes d'injection de GPL

Les produits de fond sortant du débutaniseur V-163 à (212°C) sont refroidis à 38°C par échange de chaleur avec : les produits de fond du dééthaniseur dans E-163, les liquides de

flash dans E-166 et la réfrigération au propane dans E-167, avant d'être acheminés vers les bacs de stockage T-401A/B (condensât one spec après analyse) et T-402 (condensât off spec).

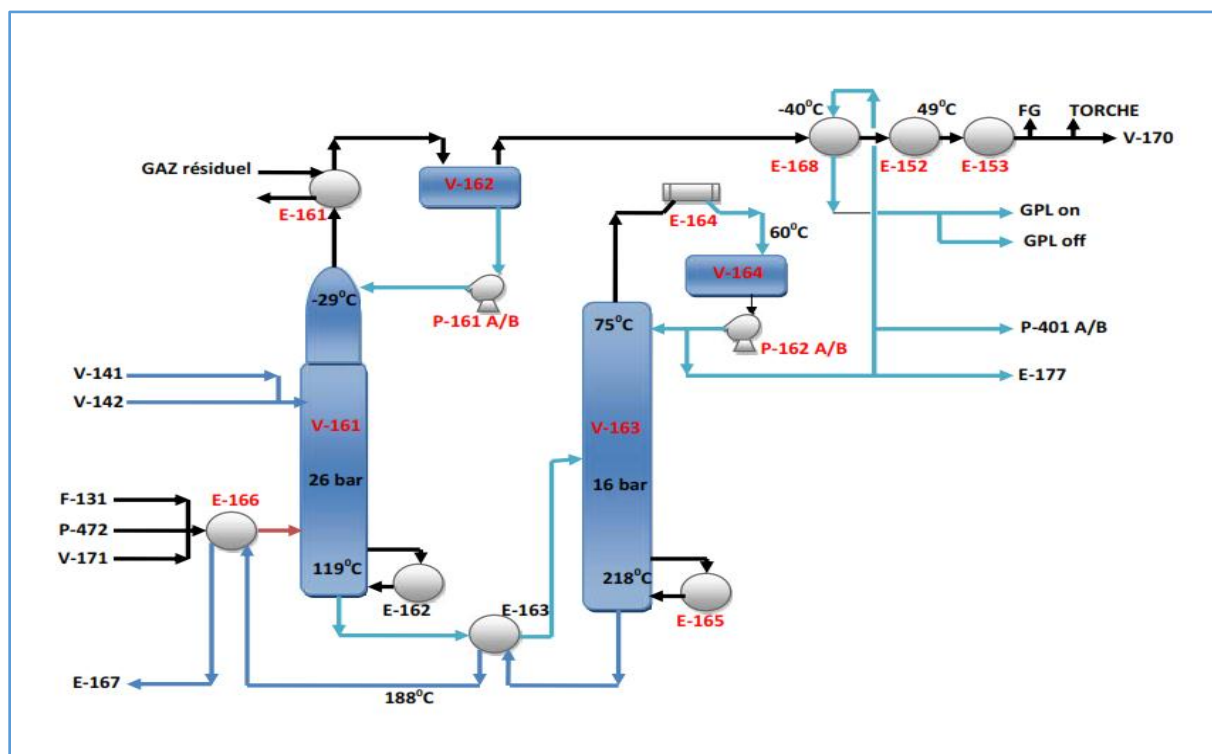


Figure IV-4. La section débutaniseur (colonne de stabilisation du condensat)

IV.1. 6. Section de compression du gaz résiduel

Le compresseur de gaz résiduel C-171 est un compresseur centrifuge à deux étages entraîné par turbine à gaz (GT'171).

Les gaz sortant du ballon de reflux (V-162) du dééthaniseur V-161 sont chauffés par échange de calories avec les produits GPL dans l'échangeur E-168 puis avec le propane réfrigérant dans E-152. Ces gaz passent dans le ballon d'aspiration 1^{er} étage V-170 après avoir été chauffés dans E-153.

Le gaz chaud refoulé par le compresseur à 37,1 bars est refroidi à 60°C dans l'aéro-réfrigérant E-174 puis mélangé avec le gaz provenant de EC-141 à une pression de 32.9 bars. Ce gaz résiduel combiné est introduit dans le ballon d'aspiration 2^{ème} étage V-171.

Le by-pass de débit minimum est prévu pour chaque étage du compresseur après refroidissement pour assurer le fonctionnement en continu de ce dernier, ainsi la protection contre les problèmes de pompage. Le débit minimum est contrôlé par le débit d'aspiration.

NB: Les 1^{ers} étages et 2^{ème} étage des compresseurs C-171 des quatre trains sont banalisés.

IV.1. 7. La boucle de réfrigération propane :

Le système de réfrigération au propane fournit trois niveaux de réfrigération: 40°C, -21°C et +21°C.

Le propane est principalement utilisé pour refroidir le gaz d'alimentation en vue de la condensation des composants les plus lourds. Le réfrigérant est également utilisé pour le refroidissement de l'alimentation liquide et pour refroidir les produits de fond de la colonne de stabilisation.

Une dérivation à débit minimal (propane à l'état gazeux) maintient le débit vers les trois ballons d'aspiration pour permettre un fonctionnement en continu indépendamment de la charge du procédé. Un circuit partiel de réfrigérant liquide en provenance du ballon V-154 se mélange avec le circuit de dérivation de gaz chaud (débit minimum). Ainsi, même si l'unité est mise à l'arrêt le compresseur reste chargé automatiquement et restera en service.

Le liquide en provenance de E-152 alimente:

- ✓ E-167 pour refroidir les produits de fonds de la colonne de fractionnement de condensât.
- ✓ E-104 pour le refroidissement du liquide du séparateur d'entée.
- ✓ E-103 pour refroidir le gaz d'alimentation.

Les vapeurs en provenance de E-142 se mélangent au circuit de la trempe de la dérivation à débit minimal avant d'entrer dans le V-152. Le propane liquide du V-152 sert à refroidir d'avantage le gaz d'alimentation dans E-144. Le propane évaporé au niveau de E-144 est mélangé au circuit de trempe de la dérivation à débit minimal, puis pénètre dans le ballon V-151.

Les impuretés lourdes pouvant se produire dans le propane se déposent par gravité dans les pots de purification situés sous V-151 et E-144. Les hydrocarbures légers se vaporisent, et les composants lourds seront vidangés vers le borbier.

Pour le train 4, les niveaux de température du réfrigérant de la boucle de propane sont différents des autres trains :

Pression de vaporisation du propane	Température de réfrigérant	Propane vaporisé
1,2 bars	-22°C	1 ^{er} étage C-151
3,6 bars	-1°C	2 ^{ème} étage C-151
7,8 bars	+21°C	3 ^{ème} étage C-151

Tableau IV-1. Niveaux de température du réfrigérant pour le train 4

IV.1. 8. Système d'huile chaude

Le système d'huile chaude fournit le fluide chauffant pour les utilisateurs suivants:

1) Rebouilleurs :

- ✓ **E-162** du dééthaniseur
- ✓ **E-165** du débutaniseur
- ✓ **E-403** du dépropaniseur

2) Réchauffeurs de gaz de régénération : **E-122** et **E-132**.

3) Vaporisateur de GPL : **E-177**.

4) Autres :

- ✓ **E-146** réchauffeur du gaz d'étanchéité de l'expander.
- ✓ **E-153** réchauffeur d'urgence de gaz de tête du **V-161**.
- ✓ **E-430** réchauffeur du fuel-gaz.
- ✓ **E-406** réchauffeur du gaz de dégivrage.

L'huile chaude circule dans une boucle fermée, elle est contenue dans le ballon tampon **V-181** à une température de **204°C**. L'huile est pompée par deux des pompes **P-181 A/B/C/D** et envoyée partiellement aux échangeurs utilisateurs **E-146** et **E-153**, et le reste passe dans l'économiseur **H-181** où l'huile est préchauffée jusqu'à **216°C** par les gaz d'échappement des turbines à gaz **GT-171**, ensuite chauffée dans le four à **288°C**.

L'huile chaude sortante de **H-182** est distribuée aux échangeurs suivants : **E-122**, **E-132**, **E-165**, **E-177**, **E-403**, **E-406** et **E-430**.

L'huile provenant de chaque échangeur est collectée dans un pipe et renvoyée au ballon tampon **V-181**.

Pour maintenir le débit minimum de l'huile chaude dans l'économiseur et le four, une ligne de by-pass d'huile et un aéroréfrigérant **E-181** sont prévus, ainsi le système d'huile chaude peut fonctionner en circuit complètement fermé à tout moment.

N.B: En cas d'arrêt de la circulation d'huile dans les tubes, il faut arrêter les brûleurs, sinon le serpentin risque d'être surchauffé très rapidement car il n'est plus refroidi par la circulation d'huile. Pour cela le four est prévu d'une sécurité de bas débit du fluide à réchauffer (**FSL 158**), et éventuellement, un système coupant l'arrivée du gaz combustible aux brûleurs.

IV.1. 9. CIRCUIT DE REINJECTION (zone 15) :

Le gaz est distribué entre les trains de compresseurs de réinjection, chaque compresseur comporte deux corps montés en tandem.

La puissance requise pour le premier étage de compresseurs de réinjection (C - 252 A/B/C) est de 5780 kW. Chaque train de compression est entraîné par une turbine à gaz dont la puissance nominale est 18654 kW. Le circuit mixte est acheminé vers le ballon d'aspiration du premier étage du compresseur de réinjection (V-251) à une pression de 80,7 bars effectifs et une température de 60°C, le premier étage du compresseur de réinjection C-251 et alimenté à partir de V-251.

C-251 porte la pression du gaz résiduel de 80.7 bars effectifs à 163 bars effectifs, le gaz chaud refoulé par C-251 est refroidi jusqu' à 60°C dans l'aéroréfrigérant E-251.

Une dérivation à débit minimal est prévue pour permettre le fonctionnement en continu du compresseur indépendamment de la charge du procédé. Le gaz en provenance de E-251 est introduit dans le second étage du compresseur de réinjection (C-252) par l'intermédiaire du ballon d'aspiration du second étage du compresseur de réinjection (V-252) à une pression de 160,5 bars effectifs et une température de 60°C. Le gaz d'injection est comprimé à 321,3 bars effectifs dans C-252. Le gaz d'injection chaud refoulé par C-252 est refroidi à 85°C dans l'aéroréfrigérant de sortie du second étage du compresseur de réinjection (E-252).

Une dérivation à débit minimal est prévue pour permettre le fonctionnement en continu du compresseur indépendamment de la charge du procédé. Le gaz d'injection à la sortie de E-252 est acheminé vers le réseau de pipelines venant aux puits injecteurs.

La pression d'aspiration de C-251 est maintenue à 80,7 bars effectifs en variant la vitesse de la turbine à gaz. La charge de la turbine à gaz peut être réduite au cas où la température de l'échappement de la turbine est trop élevée en réduisant le débit du compresseur ou, le cas échéant, en augmentant la pression du côté aspiration du compresseur. En effectuant les réglages susmentionnés, la turbine à gaz ralentira et la température au niveau de l'échappement sera réduite.

La régulation de la pression en aval de E-252 est maintenue par le refoulement du compresseur à 321,3 bars effectifs. La mise à l'aspiration de C-251 et de C-252 pour l'acheminement du gaz vers la torche haute pression en cas de variations de pression sous conditions de marche perturbée pour éviter la détente des soupapes.

IV.1.10. Récupération du condensât et compression du gaz de STA/MERKSEN

Le gaz d'alimentation en provenance de STA/MERKSEN entre dans le séparateur d'entrée des gaz associés à une pression de 26,5 bars effectifs et une température de 54°C. Le gaz d'alimentation est refroidi jusqu'à -18°C dans les échangeurs à calandre E-471, E-472, E-473 et E-474. Le refroidissement est fourni par le gaz résiduel froid dans E-471 et E-473. Le condensât est séparé du gaz dans le séparateur des liquides après refroidissement des gaz associés de S/M (V-471), ensuite acheminé vers le dééthaniseur en vue d'un fractionnement. Avant le fractionnement le condensât froid est utilisé pour refroidir le réfrigérant propane liquide dans E-470.

Le gaz provenant de V-471 et utilisé pour refroidir le gaz d'alimentation dans E-473 et E-471. Le gaz résiduel est acheminé vers l'aspiration du compresseur à travers le ballon d'aspiration du compresseur C-471, (V-472) pour éviter tout entraînement de liquide vers le compresseur. Le gaz résiduel chaud refoulé par C-471 est refroidi jusqu'à 60°C dans l'aéroréfrigérant de sortie du compresseur de S/M (E-475).

Il est important de maintenir le régulateur de débit en mode automatique, à tout moment pour éviter le pompage dans le compresseur si les puits de réinjection ne sont pas disponibles, le gaz résiduel peut être acheminé vers ZARZAITINE.

La pression d'aspiration de compresseur est maintenue à 20,7 bars effectifs en variant la vitesse de la turbine à gaz, la charge de la turbine à gaz peut être réduite de la même façon citée au par-avant.

Le gaz résiduel à une pression de 84,1 bars effectifs et à une température de 60°C est combiné avec le gaz résiduel provenant des trains de récupération pour être acheminé soit vers le ballon d'aspiration du compresseur C-251 (V-251 A/B/C) soit vers le pipeline de gaz de vente.

IV.1.11. Les utilités

1) Fractionnement de GPL

Une partie des produits de tête de la colonne V-163 est refoulée par la pompe P-162 A ou B vers la pompe P-401 A ou B alimentant la colonne de fractionnement de GPL V-401 au niveau du 21^{ème} plateau.

La vapeur de tête est entièrement condensée dans l'aéroréfrigérant E-402 à 55°C. Le liquide recueilli dans le ballon de reflux V-402 est acheminé par la pompe P-402 A ou B vers:

- La tête du dépropaniseur V-401 comme reflux,
- Appoint des ballons tampon V-154 des quatre trains, V476, ou vers stockage dans V-405 A/B (C₃ on spec.), T-404 (C₃ off spec.), Après avoir été refroidi à 27°C à travers l'échangeur à propane E-405.

Les produits de fond du V-401 passent dans le rebouilleur E-403 ; Une partie vapeur est réintroduite en dessous du 1^{er} plateau, l'autre partie liquide à 111°C refroidie dans l'aéroréfrigérant E-404 jusqu'à 60°C, est envoyée vers stockage dans V-406 A/B et T-404 respectivement pour le C₄ on spec et off spec.

2) Air service et air instrument

L'air est fourni par quatre compresseurs (deux Sullair et deux Tide-air) et un compresseur diesel mobile de secours.

Deux compresseurs refoulent l'air à 8,6 bars effectifs qui est refroidi dans l'aéro E-431 jusqu'à 60°C avant d'être acheminé vers le ballon d'air humide V-432 à 8,0 bars effectifs. Une partie assure les besoins en air service, l'autre partie est séchée dans le ME-403, puis filtrée, avant d'être introduite dans le ballon d'air instrument V-433 à 7,0 bars effectifs, pour alimenter les ballons V-184 (01,02,03,04) et les autres utilisateurs.

3) Réseau d'eau de refroidissement

L'eau dans le ballon V-440, à une pression de 0,35 bar effectifs et une température de 63,6°C, est refroidie jusqu'à 54,4°C dans l'aéroréfrigérant E-432 A/B et fournie aux divers

utilisateurs. L'eau chaude en provenance des pompes P-181 (trains 01,02,03), P-421, P-471 et P-472 retourne dans le ballon V-440 après avoir été filtrée dans F-403.

4) Réseau de gaz combustible

Les sources d'alimentation en gaz combustible sont les suivantes :

- ✓ V-103 à travers la PV-107.
- ✓ V-132 à travers la PV-129.
- ✓ V-470 à travers la PV-580 B.
- ✓ Piquage pris de l'alimentation du compresseur EC-141 et commandé par la FV-124.
- ✓ Piquage pris sur le gaz de sortie de V-162 après la PV-138 commandé par la FV-134.

Ce mélange collecté alimente le ballon de fuel gaz HP V-430 à 26,5 bars et 54°C-, il est chauffé dans E-430. Une partie alimente les turbines à gaz : GT-171, GT-151, GT-471, GT-251-252 et Thomassen, à 17,2 bars effectifs et à 60°C. L'autre partie alimente le ballon de fuel gaz BP V-431 après détente à travers la PV-581 B à 3,45 bars effectifs. Le FGBP (Fuel Gas Basse Pression) est alors distribué entre les divers utilisateurs.

IV .12. Stockage et Expédition

1) GPL (Figure IV-5)

Le GPL est un produit liquide de tête de la colonne V-163 des quatre trains. Le produit conforme aux spécifications est stocké dans les trois sphères T-403 A, B et C de capacité unitaire de 3978 m³ - à 3 bars et 2°C.

Le GPL hors spécifications est stocké dans la sphère T-404 de capacité de 949 m³ - à 6,5 bars et une température qui varie de 2 à 60°C.

Le GPL non conforme est refoulé par l'une des pompes P-421 A ou B vers E-104 (01, 02, 03,04) pour retraitement ou vers le vaporisateur E-177 pour réinjection.

À noter que le GPL peut être transféré entre les sphères à l'aide des pompes P-411 A ou B.

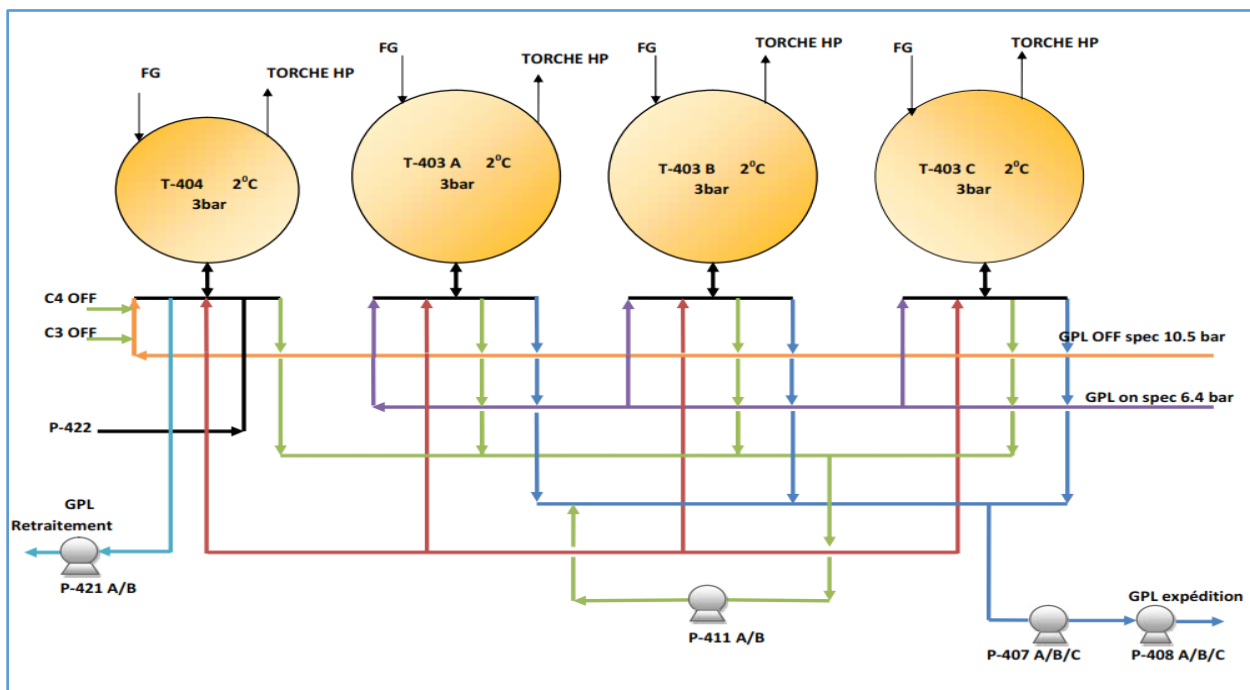


Figure IV-5. Stockage et expédition du GPL

2) Condensât (Figure IV-6)

Le condensât on-spec en provenance de E-167 à 3,4 bars effectifs et 38°C est stocké dans les bacs à toits flottants T-401 A, B, C - de capacité unitaire de 7276 m³ - à 38°C et pression atmosphérique, alors que le condensât hors spécifications est stocké dans le bac à toit fixe T-402 - de capacité de 7994 m³ - à 38°C et pression atmosphérique

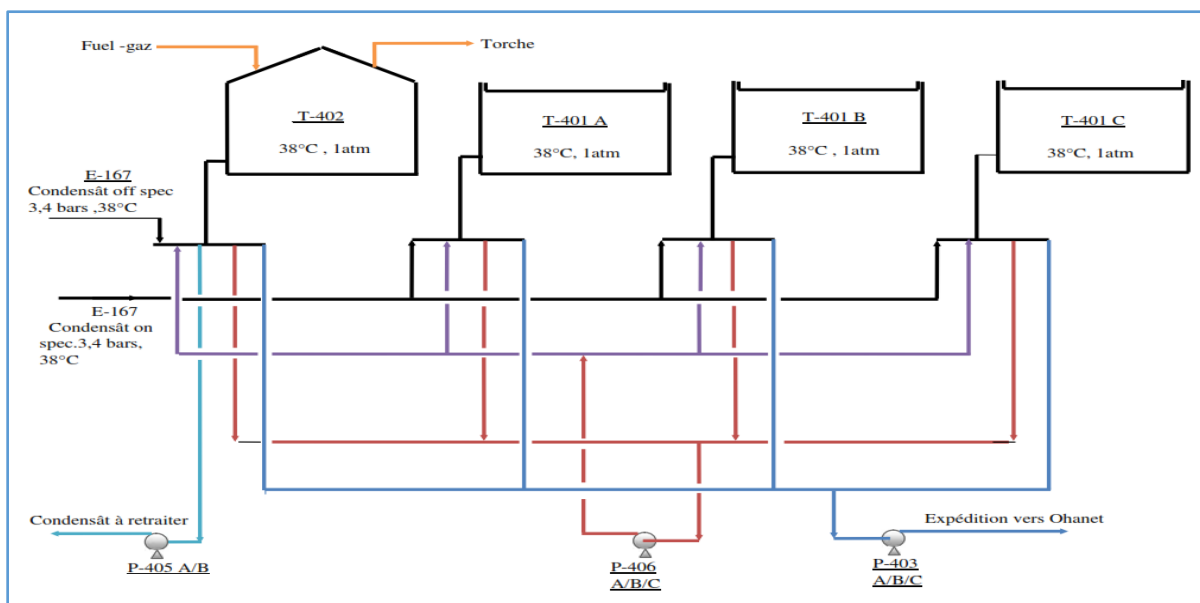


Figure IV-6. Stockage du condensat

Ce condensât off-spec est mélangé avec celui des bacs on-spec pour le rendre conforme aux spécifications. Le transfert inter bacs a lieu par les pompes P-406 A ou B. Le condensât conforme est refoulé par les pompes P-403 A,B ou C vers les P-404 A,B ou C pour expédition vers Ohanet.

3) Propane et Butane (Figure IV-7)

Le propane est un produit liquide de tête de la colonne V-401. Le propane conforme aux spécifications est stocké dans deux ballons cigares V-405 A et B à 27°C et 9,9 bars effectifs, pour chargement dans des camions citernes par les pompes P-413 A ou B. Le butane on-spec en provenance du fond de V-401 est stocké dans les cigares V-406 A et B à 60°C et 6,5 bars effectifs. La pompe P-415 achemine le butane vers le chargement des camions citernes. Il existe une pompe de réserve commune P-422 pour le chargement du butane et du propane ou également pour le transfert vers la sphère de GPL T-404.

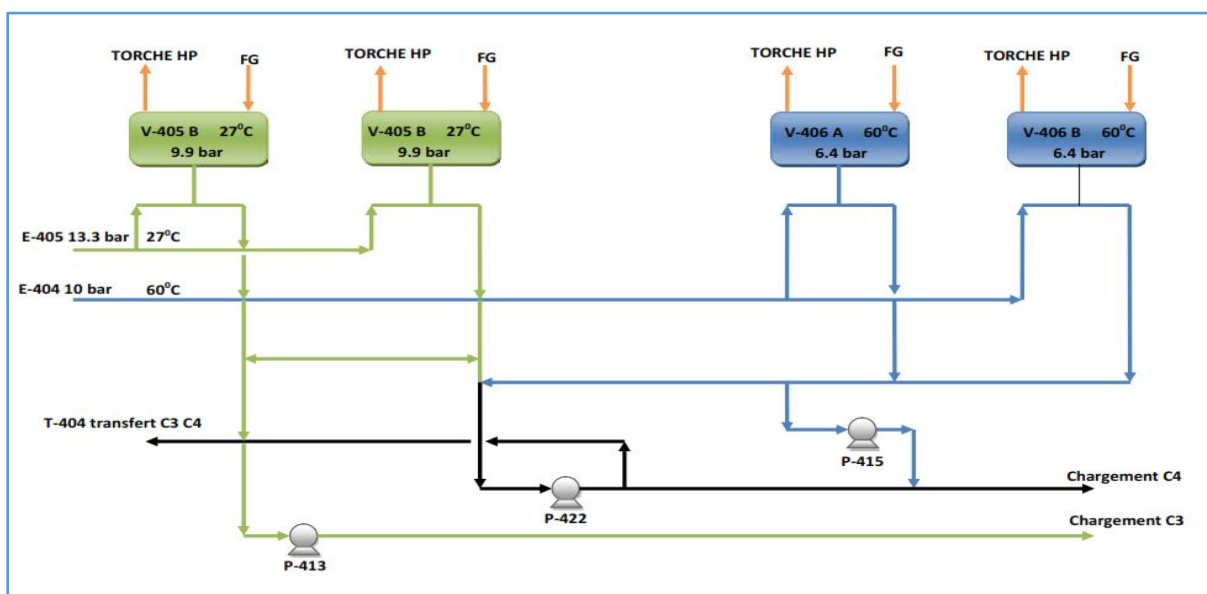


Figure IV-7. Stockage du Propane et Butane



Chapitre V

Description d'une colonne d'adsorption

V.1. Description d'une colonne d'adsorption : [7], [14]

Une colonne d'adsorption est principalement constituée d'une virole et deux fonds bombés (**figure V-1**). 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.

Les billes en céramiques se trouvant dans le sécheur du gaz n'interviennent pas dans le phénomène d'adsorption, par contre elles ont un rôle bien spécifique qui se résume dans ce qui suit.

V.1.1. Rôle des billes céramiques de la partie basse du sécheur : [4]

Les billes céramiques ($\varnothing \frac{3}{4}$ et $\frac{1}{2}$ et $\frac{1}{4}$) constituant un support du tamis moléculaire et lui évite son passage à travers les grilles lors de l'adsorption. L'adsorption et l'acier ont des coefficients différents ce qui engendrera un broyage et une formation des poussières durant le cycle de régénération. La poudre des tamis ainsi formée colmatra les ouvertures des grilles d'où il va en résulter une diminution du débit et création de tuyères à gaz qui vont créer un passage préférentiel du gaz érodant gravement le tamis.

Avec une régénération ascendante, cette couche de billes céramique résulte avec une amélioration de la distribution gazeuse surtout si la pression différentielle du tamis est importante.

V.1.2. Rôle des billes céramique de la partie haute de sécheur : [4]

Les billes céramiques ($\text{Ø}3/4$) sont d'une utilité importante dans notre cas, car elles évitent une formation de dunes de tamis moléculaires. Ces perturbations sont provoquées par les turbulences du gaz à l'entrée du sécheur.

Résumé : Les billes en céramiques jouent un rôle de supports, de protecteur, de diffuseur de gaz et n'interviennent pas dans le phénomène d'adsorption qui est assuré par les tamis moléculaire (1/16et1/8).

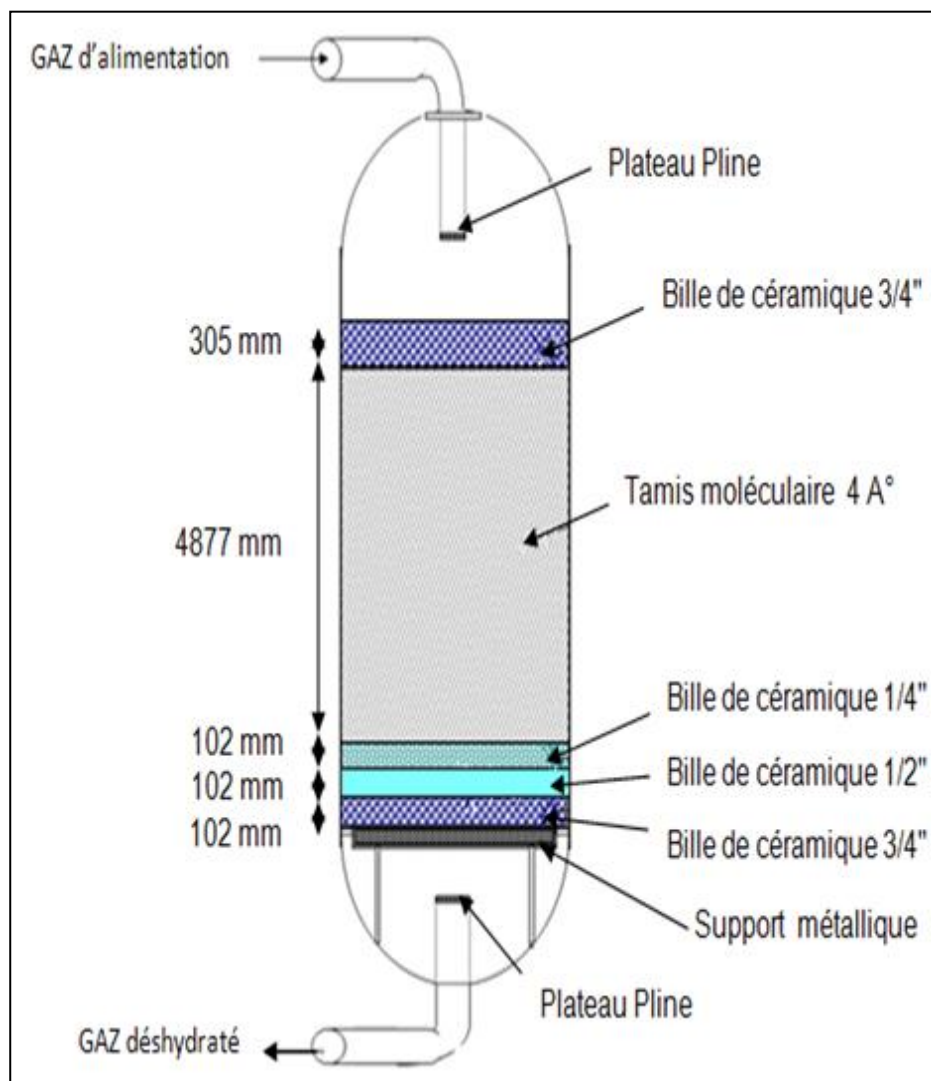
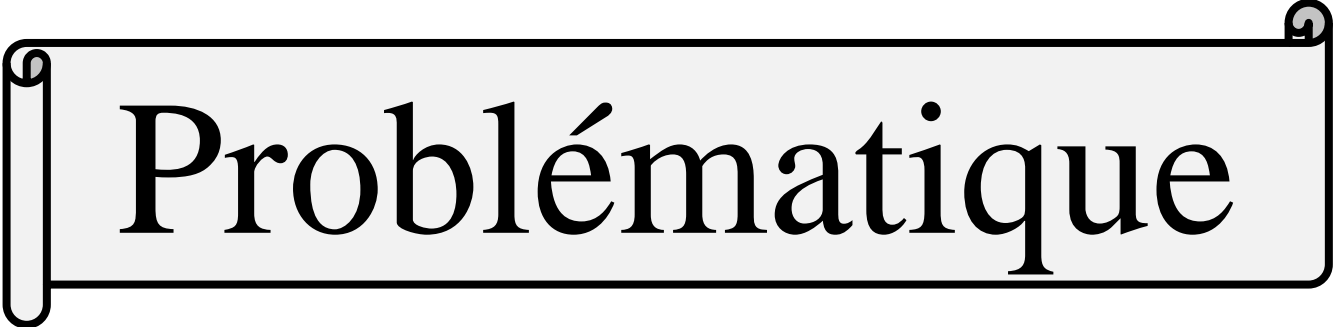
V.2.Schéma du désyhydrateur : [8]

Figure V-1 : Schéma du désyhydrateur : colonne verticale constituée par un support métallique et des couches en billes de céramiques aptes à supporter le lit de tamis moléculaires. Conçue pour désydrater le gaz, en lui faisant passer en tête de la colonne, le gaz désydraté est récupéré en bas.



Problématique

PROBLEMATIQUE

Suite à la déplétion des réservoirs d'hydrocarbures, la chute de pression produite, engendre la diminution du débit de gaz naturel à l'entrée des installations, tel est le cas du complexe d'Alrar. La composition de la charge tend vers un changement graduel et significatif conduisant à une diminution remarquable de la richesse en hydrocarbures liquides (GPL et condensat).

La diminution progressive de la pression avec le temps (**de 67.4 à 60 bars**), ainsi que l'épuisement des gisements du gaz naturel provoquent de multiples problèmes lors de l'exploitation, où on rencontre de graves conséquences indésirables. La principale menace réside dans l'augmentation prononcée de la teneur en eau à l'entrée du complexe ce qui conduit à la formation des hydrates de gaz.

Afin d'éviter la formation des hydrates au cours du refroidissement de ce gaz et pour y récupérer le plus d'hydrocarbures liquides et ajuster le point de rosée des hydrocarbures, on lui fait subir un traitement préalable dans des sécheurs appropriés. Ces sécheurs à gaz, assurent une teneur en eau inférieure à 1 ppm à l'entrée des sections froides.

Cette étude permet d'étudier l'efficacité et les performances des déshydrateurs de gaz (V121 A/B) dans les conditions actuelles et d'optimiser les paramètres de fonctionnement de la section de déshydratation. L'objectif est d'avoir une meilleure exploitation des tamis moléculaires pour augmenter leur durée d'utilisation et éviter la formation des hydrates dans les sections froides.



Chapitre IV

Partie calcul

VI.1. OBJECTIF DE L'ETUDE :

Cette étude consiste en la vérification et l'optimisation des paramètres de fonctionnement des sécheurs à gaz au niveau du complexe d'Alrar. Ceci a pour objectif de réaliser, en premier lieu, une étude comparative entre le fonctionnement actuel et celui du design concernant la section de déshydratation, puis en deuxième lieu, de déduire l'influence des conditions opératoires sur le fonctionnement afin d'atteindre une efficacité élevée et une exploitation meilleure (voire une teneur en eau dans le gaz proche de 1 ppm).

C'est dans cette perspective que nous avons procédé, dans ce qui suit à une méthode de calcul destinée à dimensionner les sécheurs à gaz V121 A/B ainsi qu'à déterminer la température de formation des hydrates. Cette étude comprend les étapes suivantes :

- 1) détermination de la température de formation des hydrates dans les conditions actuelles et du désigne.
- 2) dimensionnement du déshydrateur.

VI.2. PROCEDE D'EVALUATION :**a) Vérification du design**

La vérification du désigne consiste à déterminer :

- ✓ La température de formation des hydrates.
- ✓ Le diamètre de lit.
- ✓ La hauteur du lit.
- ✓ La masse du tamis.
- ✓ L'épaisseur.
- ✓ Le temps de rupture.
- ✓ La perte de charge à travers le déshydrateur.
- ✓ Le débit de gaz de régénération.

b) Calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles

Le calcul consiste à déterminer :

- ✓ La température de formation des hydrates.
- ✓ Le diamètre de lit.
- ✓ L'épaisseur.

- ✓ temps de cycle.
- ✓ La hauteur du lit.
- ✓ La masse du tamis.
- ✓ Le temps de rupture.
- ✓ La perte de charge à travers le déshydrateur.
- ✓ Le débit de gaz de régénération.

c) Comparaison entre les résultats obtenus et design.

VI.3. ACQUISITION DES DONNEES :

a) Données sur les deshydrateurs V121-A/B

➤ Fiche technique :

- Nombre de sécheurs : 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

b) Données sur l'adsorbant :

- Tamis moléculaire : type "4A UOP UI 94 ".
- Taille des pores : 4[Å].
- Masse volumique du tamis tassé : 683.2 [kg/m³] = 43 [lb/ft³].
- Capacité d'adsorption d'eau en % poids (10% humidité relative à 25 °C) : X=21.
- Diamètre moyen des bâtonnets de T.M : 0,0104 [ft] = 3,169 10⁻³ [m]
- Longueur moyenne des bâtonnets de T.M : 0,016 [ft] = 4,876 10⁻³ [m]
- Masse d'adsorbant dans chaque sécheur : 24300 kg/sécheur

c) Paramètres du design :

- Conditions opératoires du design :
 - ✓ Pression d'entrée train : 67.4 [bars g] = 68.4 [bars a] = 992.0581 [psi a].
 - ✓ Débit du gaz à l'entrée train : 6.2 [MMSm³/J].

-
- ✓ Pression de service : 64.9 [bars] = 941.29 [psi a].
 - ✓ Température d'entrée train : 100 [°C] = 212 [°F] = 671.67 [°R].
 - ✓ Température de service : 27 [°C] = 80.6 [°F] = 540.27 [°R].
 - ✓ Débit du gaz : 6.4240 [MMSm³/J] = 9452558,89 [ft³/h].
 - ✓ Teneur en eau : 730 ppm (entrée sécheur).
 - ✓ Quantité d'eau adsorbée : 160 [Kg /h].
- Gaz de régénération du design :
- ✓ Pression de régénération : 62.3 [bars] = 903.58 [psi a].
 - ✓ Température de régénération : 274 [°C] = 525.2 [°F] = 984.87 [°R].
 - ✓ Débit du gaz de régénération : 714000 [Sm³/j].
- d) Paramètres actuels :
- Conditions opératoires actuelles :
- ✓ Pression d'entrée train : 60 [bars g] = 61 [bars a] = 884.73 [psi a].
 - ✓ Pression de service : 56.9 [bars a]= 825.264 [psi a].
 - ✓ Température d'entrée train : 54 [°C] = 129.2 [°F] = 588.87 [°R].
 - ✓ Température de service : 27 [°C] = 80.6 [°F] = 540.27 [°R].
 - ✓ Débit du gaz : 6.4240 [MMSm³ /J] = 9452558,89 [ft³/h].
- Gaz de régénération actuel :
- ✓ Température de régénération : 274 [°C] =525.2 [°F] =984.87 [°R].
 - ✓ Pression de régénération : 54.9 [bars a]= 796.257 [psi a].
 - ✓ Débit du gaz de régénération : 714000 [Sm³/j].

VI.4. Calcul de vérification du design

VI.4.1. La température de formation des hydrates :

Les méthodes utilisées pour la détermination des conditions de formation des hydrates sont multiples, parmi celles précitées avant on distingue la méthode graphique en faisant référence au diagramme de **Bailey & Wickert**.

a) Calcul de la densité relative :

La composition du gaz à l'entrée sécheur :

Composition	M _i	Y _i	Y _i M _i
N₂	28	0,0034	0,0952
CO₂	44	0,0455	2,002
CH₄	16	0,7944	12,7495
C₂H₆	30	0,0922	2,7724
C₃H₈	44	0,0384	1,6933
nC₄H₁₀	58	0,0106	0,6161
iC₄H₁₀	58	0,0064	0,3720
nC₅H₁₂	72	0,0026	0,1876
iC₅H₁₂	72	0,0033	0,2381
C₆H₁₄	86	0,0021	0,1806
C₇H₁₆	100	0,0007	0,0700
C₈H₁₈	114	0,0005	0,0220
C₉H₂₀	128	0,0003	0,0121
Σ	850	01.0000	21,010

Tableau VI-1 : La composition du gaz à l'entrée sécheur : illustre les différents composants de la charge et leurs fractions molaires, retiré du (Volume 0) de complexe d'Alrar.

Avec :

M_i : la masse molaire de l'élément i.

Y_i : la fraction molaire de l'élément i.

Σ Y_iM_i : la masse moléculaire du mélange gazeux.

$$dg = \frac{Mg}{Mair} \dots\dots\dots (1)$$

Mg = Σ Y_iM_i = 21.02 [g/mol].

Mair = 29 [g/mol].

$$dg = 0.7248$$

➤ **Utilisation du diagramme de Bailey & Wickert :**

Est une méthode graphique utilisée pour déterminer la température de formation des hydrates avec des corrections en propane, en faisant référence à la pression de service (Ps), la densité de gaz et le pourcentage molaire en H₂S, les étapes de cette méthode son citées ci-dessous (Figure VI-1) :

$P_s = 64,9 \text{ [bars g]} = 65,9 \text{ [bars a]}$
 $= 955,798 \text{ [psi a]}.$

$dg = 0.7248$

- 1/ De 955,798 [psi a] → 0% H₂S
- 2/ procède verticalement vers le bas jusqu'à
 $dg = 0.7248$
- 3/ suivre la diagonale jusqu'à l'axe des températures.

$T_{FH1} = 62.3 \text{ [°F]}.$

➤ **Correction de propane :**

- 1/ De 0% H₂S → 3.845 % C₃
- 2/ Procède verticalement vers le bas jusqu'à $P = 0.9557 \cdot 10^{+3} \text{ [psi a]}$
- 3/ Procède horizontalement jusqu'à l'axe des températures.

$T_{FH2} = 3.636 \text{ [°F]}.$

La température e de formation des hydrates est :

$T_{FH} = T_{FH1} + T_{FH2} \dots\dots\dots (2)$

$T_{FH} = 65.936 \text{ [°F]} = 19 \text{ [°C]}$

$T_{FH} = 19 \text{ [°C]}.$

Pour une marge de (8 [°C]), la température sera : **$T_s = 27 \text{ °C}.$**

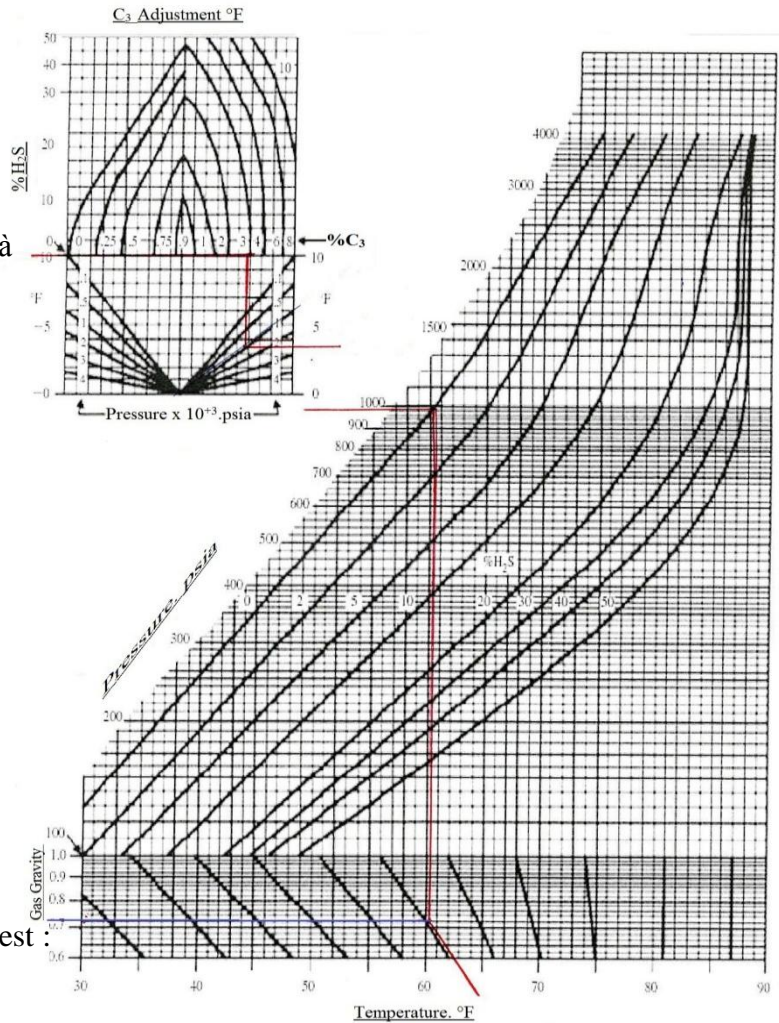


Figure VI-1 : le diagramme de Baillie-Wichert pour estimer les conditions de formation d'hydrates : réimprimé à partir du Data Book GPSA Ingénierie.

VI.4.2. Dimensionnement des sécheurs :

a) Calcule du diamètre :

a)-1. Calcul du coefficient de compressibilité Z :

➤ Les points critiques du mélange gazeux :

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

$$T_{cm} = \sum y_i T_{ci} \dots\dots\dots (3)$$

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

$$T_{cm} = \sum y_i P_{ci} \dots\dots\dots (4)$$

Avec :

T_{ci} : Température critique du constituant i.

P_{ci} : Pression critique du constituant i.

y_i : Fraction molaire du constituant i.

Composants	Y _i	T _{ci} [°R]	Y _i T _{ci}	P _{ci} [paia]	Y _i P _{ci}
N ₂	0,0034	238,37	0,8104	188,1	0,6395
CO ₂	0,0455	547,57	24,9144	1071	48,7305
CH ₄	0,7944	343,04	272,5109	667,8	530,5003
C ₂ H ₆	0,0922	549,67	50,6795	707,8	65,2591
C ₃ H ₈	0,0384	665,8	25,5667	616,3	23,6659
nC ₄ H ₁₀	0,0106	765,32	8,1123	550,7	5,8374
iC ₄ H ₁₀	0,0064	734,65	4,7017	529,1	3,3862
nC ₅ H ₁₂	0,0026	845,37	2,1979	488,6	1,2703
iC ₅ H ₁₂	0,0033	828,77	2,7349	490,4	1,6183
C ₆ H ₁₄	0,0021	913,37	1,9175	436,9	0,9174
C ₇ H ₁₆	0,0007	972,47	0,6807	396,8	0,2777
C ₈ H ₁₈	0,0003	1023,89	0,3071	360,6	0,1081
C ₉ H ₂₀	0,0001	1070,35	0,1070	332	0,0352
Σ	1		395,241		682,2432

Tableau VI-2 : Composition du gaz et leurs propriétés critiques : ajoutant aux fractions molaires des composants de la charge, aussi les propriétés critiques (pression et température) de chaque constituant du mélange gazeux

Les points critiques sont utilisés dans les étapes qui suivent dans le but de déterminer le coefficient de compressibilité Z.

Donc :

$$T_{cm} = 395.242 [^{\circ}R] = - 53,571[^{\circ}C]$$

$$P_{cm} = 682.243 [psi a] = 47,039 [bars a]$$

➤ La température et la pression réduite du mélange :

$$T_{rm} = \frac{T}{T_{cm}} \dots\dots\dots (5)$$

$$P_{rm} = \frac{P}{P_{cm}} \dots\dots\dots (6)$$

Avec :

T: température de service [K].

P: pression de service [psi].

Donc :

$$T_{rm} = 540.27 / 395.242 = 1.3669$$

$$P_{rm} = 941.29 / 682.243 = 1.3797$$

En utilisant l'abaque universel (Annexe 1), nous avons :

à (**T_{rm}** = 1.3669 et **P_{rm}** = 1.3797), on trouve

$$\mathbf{Z = 0.814}$$

a)-2. Calcul de la masse volumique du gaz :

$$\left. \begin{array}{l} PV = Z nRT \dots\dots\dots (7) \\ n = \frac{m}{M} \dots\dots\dots (8) \end{array} \right\} \iff PV = Z \frac{m}{M} RT \dots\dots\dots (9)$$

$$PM = Z \frac{m}{V} RT \dots\dots (10) \iff PM = \rho RT \dots\dots\dots (11)$$

$$\rho_g = \frac{PM}{ZRT} \dots\dots\dots (12)$$

Avec :

$$R = 0.023658 [ft^3 psia / mol. ^{\circ}R]$$

$$\rho_g = \frac{(941.2)(21.02)(0.00220462)}{(0.81)(540.27)(0.023658)}$$

$$\rho_g = \frac{(941.2)(21.02)}{(0.81)(540.27)(10.7311)} = \mathbf{4,2132 [lb / ft^3]}$$

$$\mathbf{\rho_g = 80,191 [kg]}$$

a)-3. Calcul de la vitesse superficielle admise du gaz V_g :

D'après les formules :

$$\begin{cases} V_g = G/\rho_g \dots\dots\dots (13) \\ \rho_g = \frac{P M}{Z R T} \dots\dots\dots (12) \end{cases}$$

$$V_g = \frac{G.Z.T}{162.P.d_g} \dots\dots\dots (14)$$

Avec :

- G** : vitesse massique du gaz [Lb/h ft²]
- Z** : facteur de compressibilité
- T** : température de service. T = 27[°C]= 540.27 [°R]
- P** : pression de service. P = 64.9 [bars] = 941.29 [psia]
- d_g** : densité relative de gaz

a)-4. calcul de la vitesse massique du gaz :

$$G=3600.\sqrt{C.\rho_g.\rho_b.D_p} \dots\dots\dots (15)$$

Avec :

- ρ_g** : masse volumique du gaz d'alimentation = 4.21326 [Lb/ft³]
- ρ_b** : masse volumique de l'adsorbant = 683.2 [kg/m³] = 43 [Lb/ft³]
- D_p** : diamètre moyen des particules = 0.0104[ft]
- C** = 0,8 à 1,06 est une constante.

A.N /

$$G = 3600.\sqrt{1,06.(4,21326).43.(0,0104)} = 5087.629$$

$$G = 24839,984 \text{ [kg/h.m}^2\text{]}$$

Donc :

$$V_g = \frac{5087,53.0,814.540,27}{162.941,29.0,7248}$$

$$V_g = 20,242 \text{ [ft/min]} = 6,39 \text{ [m/min]}$$

$$V_g^{adm} = 6,39 \text{ [m/min]}$$

a)-5. Calcul de la vitesse superficielle réelle (estimée) du gaz V_g :

$$V_g = \frac{Q_g}{\rho_g.A} \dots\dots\dots (16)$$

Avec :

Q_g : debit de gaz d'entrée sécheur = 6424000 SM³/J_r = 8742.19 Lb/min

A : la surface spécifique en [ft²]

$$A = \pi r^2 = \frac{\pi D^2}{4} \dots\dots\dots (17)$$

A.N/

$$A = \frac{3,1415.10^2}{4} = 78.537 \text{ [ft}^2\text{]} = 7,296 \text{ [m}^2\text{]}$$

Donc :

$$V_g = \frac{8742.19}{4,21326.78.537} = 26.41$$

$$V_g = 26,41 \text{ [ft/min]} = 7.944 \text{ [m/min]}$$

$$V_g^{\text{estimée}} = 7,944 \text{ [m/min]}$$

On remarque que : $V_g^{\text{admise}} < V_g^{\text{estimée}}$; donc la condition est vérifiée

N.B : Pour la suite des calculs on prend $V_g^{\text{estimée}}$.

➤ **Le calcul de diamètre sera appliqué par la relation :**

$$D = \left[25,05 \frac{Q.Z.T}{P V_g} \right]^{\frac{1}{2}} \dots\dots\dots (18)$$

Avec :

$$Q = 226,83 \text{ [MM.S.ft}^3\text{/J}_r\text{]}$$

$$D = \left[25,05 \frac{Q_g.Z.T}{P V_g} \right]^{\frac{1}{2}} = \left[25,05 \frac{(226,83)(0.81)(540,27)}{(941.29)(26.41)} \right]^{\frac{1}{2}} = 9,998 \text{ [ft]}$$

$$D = 9,998 \text{ [ft]} = 3,0773 \text{ [m]}$$

$$D = 3047,3 \text{ [mm]}$$

b) Calcule de la hauteur du lit :

b)-1. La hauteur de la ZTM :

$$h_z = A \left[\frac{(q)^{0,7895}}{(V_g)^{0,5506} (R_s)^{0,2646}} \right] \dots\dots\dots (19)$$

Avec :

A : est une constante = 225 pour le tamis 4 [Å].

R_s : Saturation relative du gaz d'entrée en %=100 % (dans notre cas).
 V_g : vitesse superficielle du gaz = 26.41 [ft / mn].
 q : quantité d'eau dans le gaz par unité de surface du déshydrateur [lb / h.ft].

b)-2. Calcul du flux d'adsorption q :

$$q = \frac{Q \cdot Y_w}{(D)^2} \cdot 0,054 \quad \dots\dots\dots (20)$$

Avec :

Q : débit de gaz = 226.83 [MM.S.ft³/J_r].
 D : diamètre = 9.998 [ft]
 Y_w : teneur en eau dans le gaz.

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

(À (80,6 [°F] et 941.29 [psia]) $\implies Y_w = 37.4$ [Lb d'eau/ MM.ft³ de gaz]).

$$Y_w = 37.4 \text{ [Lb/ MM.ft}^3\text{]}$$

$$Y_w = 599,091 \text{ [kg / MM.m}^3\text{]}$$

A.N :

$$q = \frac{(226,83)(37,4)}{(9,998)^2} \cdot 0,054 = 4,5902$$

$$q = 4,5902 \text{ [Lb H}_2\text{O /h.ft}^2\text{]}$$

$$q = 22,411 \text{ [kg H}_2\text{O /h.m}^2\text{]}$$

Donc :

$$h_z = 225 \cdot \left[\frac{(4,5902)^{0,7895}}{(26,41)^{0,5506} \cdot (100)^{0,2646}} \right] = 36,53 \text{ [inch]}$$

$$h_z = 3,044 \text{ [ft]} = 0,9278 \text{ [m]}$$

$$h_z = 927,811 \text{ [mm]}$$

b)-3. La hauteur de la zone d'équilibre :

$$h_{eq} = h_t - 0,45h_z \dots\dots\dots (21)$$

D'après les relations :

$$X = \frac{X_s}{h_t} (h_t - 0,45h_z) \Rightarrow X = \frac{X_s}{h_t} h_{eq} \dots\dots\dots (22)$$

$$\theta = \frac{0,01 \cdot X \cdot h_t \cdot \rho_B}{q} \Rightarrow X = \frac{\theta \cdot q}{0,01 \cdot h_t \cdot \rho_B} \dots\dots\dots (23)$$

De (22) et (23) :

$$\frac{q \cdot \theta}{0,01 \cdot \rho_B} = X_s \cdot h_{eq}$$

$$h_{eq} = \frac{q \cdot \theta}{0,01 \cdot \rho_B \cdot X_s} \dots\dots\dots (24)$$

Avec :

- θ** : durée d'un cycle = 12 [h]
- X_{neuf}** : capacité d'adsorption du tamis neufs
- X_s** : Capacité d'adsorption jusqu'à saturation.

Suite à la chute d'efficacité : $X_s = X_{neuf} \cdot 70 \% \dots\dots\dots (25)$

X_{neuf} de (10 LbH₂O/100 Lb tamis) = 21 \longleftrightarrow à 25 °C

à 15 °C \longleftrightarrow X_{neuf} (10 %) = 12.6

$$X_s = 8.82 \text{ [LbH}_2\text{O/100 Lb tamis]}$$

Donc :

$$h_{eq} = \frac{4,5902 \cdot 12}{0,01 \cdot 43 \cdot 8,82} = 14.52 \text{ [ft]}$$

$$h_{eq} = 4425.6 \text{ [mm]}$$

➤ **La hauteur totale du lit :**

De l'équation (21) : $h_t = h_{eq} + 0,45.h_z \dots\dots\dots (26)$

$h_t = 14,52 + 0,45.3.044$

$h_t = 15.89 \text{ ft} = 4843.272 \text{ [mm]}$

c) Calcule de la masse des tamis :

$M_t = \frac{\rho_B \cdot \Pi \cdot D^2 \cdot h_t}{4} \dots\dots\dots (27)$

Avec :

ρ_B : masse volumique de tamis moléculaire = 683.2 [kg/m³]

h_t : hauteur totale de lit = 4.8432 [m]

D : diamètre de lit = 3,047 [m]

A.N:

$M_t = \frac{(683.2)(3.1415)(3,047)^2(4.8432)}{4}$

$M_t = 24115.41 \text{ [kg]}$

d) Calcule de l'épaisseur de la tôle :

$e = \frac{P \cdot R}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} \dots\dots\dots (28)$

Avec :

P : pression de service = 941,29 [psia]

S : contrainte maximum de travail = 15500 [psia]

E : coefficient d'assemblage, pour le soudage $E = 100 \%$

R : rayon de la colonne [inch]

$R = \frac{D}{2} = 59.98 \text{ [inch]} \dots\dots\dots (29)$

A.N:

$e = \frac{(941,29)(59,98)}{(15500.1) - (0,6.941,29)} = 3,7802 \text{ [inch]}$
 $e = 96,01 \text{ [mm]}$

$e = 99,01 \text{ [mm]}$

Avec 3 mm de surépaisseur de corrosion : $e = 96,01 + 3$ [mm].

e) Calcule du temps de service :

$$\theta = \frac{0,01 \cdot X_s \cdot h_{eq} \cdot \rho_B}{q} \dots\dots (30)$$

Avec :

- $X_s = 8,823$ [LbH₂O/100 Lb tamis]
- $h_{eq} = 14,52$ [ft]
- $\rho_B = 43$ [Lb/ft³]
- $q = 4.5902$ [Lb H₂O /h.ft²]

$$\Theta = \frac{(0,001)(43)(8,82)(14,52)}{4.59} = 12,00158 \text{ [h]} \quad \Theta_{\text{cycle}} = 12,00158 \text{ [h]}$$

f) Calcul du temps de rupture :

$$\theta = \frac{0,01 \cdot X_s \cdot h_t \cdot \rho_B}{q} \dots\dots (31)$$

Avec :

- $X_s = 8,823$ [LbH₂O/100 Lb tamis]
- $h_t = 15,89$ ft
- $\rho_B = 43$ Lb/ft³
- $q = 4.5902$ [Lb H₂O /h.ft²]

$$\Theta = \frac{(0,001)(43)(8,82)(15,89)}{4.59} = 13,1295 \text{ h} \quad \Theta_{\text{rupture}} = 13 \text{ h et } 8 \text{ min}$$

On remarque que : ($\Theta_{\text{cycle}} < \Theta_{\text{rupture}}$) , la condition est vérifiée et la rupture ne sera pas lieu

g) Calcul des pertes de charge :

La perte de charge est surtout le résultat de la friction à l'intérieur du déshydrateur. Lorsque le gaz s'écoule à travers un lit d'adsorbant, il remplit les espaces vides et la perte de charge est donnée par l'équation suivante :

$$\frac{dp}{dz} \cdot \frac{g_c \cdot \varepsilon^3 \cdot dp_0 \cdot \rho_G}{(1 - \varepsilon) \cdot G^2} = 150 \cdot \frac{(1 - \varepsilon)}{Re} + 1,75 \dots\dots\dots (32)$$

Avec :

- dp/dz :** perte de charge par unité de longueur du lit [PsF/ft]
- dp₀ :** diamètre effectif des grains et des billes de céramique [ft]
- ε :** Fraction de vide externe
- G :** vitesse massique du gaz $G = 5087,62$ [lb_{GAZ}/h.ft²]
- ρ_G :** masse volumique du gaz, $\rho_G = 4,21326$ [lb/ft³]
- g_c :** facteur de conversion, $g_c = 4,17 \cdot 10^8$ [lb.ft/lb.ft.h²]
- Re :** est le nombre de Reynolds

N.B : **PsF :** pound per square foot [lb/ft²] = 47.88 [Pa] ;(unité de mesure de pression)

La perte de charge à lieu dans les grains de tamis moléculaire, dans les billes de céramique et elle est aussi due aux efforts d'expansion et de contraction.

g)-1. Calcul de la perte de charge dans les grains :

- ✓ **dp₀ :** est le diamètre effectif des grains cylindriques et est donné par l'équation :

$$dp_0 = \frac{dp}{\frac{2}{3} + \frac{1}{3} \frac{dp}{L}} \dots\dots\dots (33)$$

dp : diamètre moyen des grains = 0,0104 [ft]

L : longueur moyenne des grains = 0,016 [ft]

$$dp_0 = \frac{0,0104}{\frac{2}{3} + \frac{1}{3} \left(\frac{0,0104}{0,016} \right)} = 0,0117 \text{ ft}$$

AN :

- ✓ **Re** est donné par : $Re = \frac{dp_0 \cdot G}{\mu} \dots\dots\dots (34)$

μ : la viscosité de gaz = 0,04695 [lb/ft.h]

$$\mathbf{Re = 1275.43}$$

AN : $Re = \frac{0.0117 \cdot 5087.62}{0.04695} \Rightarrow$

$\checkmark \quad \varepsilon = \frac{Vt - Vp}{Vt} \dots\dots\dots (35)$

$Vt = \frac{\pi D^2 L}{4} \dots\dots\dots (36)$

$Vp = \frac{m}{\rho} \dots\dots\dots (37)$

$Vt = \frac{3.14 \cdot 10^2 \cdot 16}{4} = 1256 \text{ ft}^3$

$Vp = \frac{53572.32}{72} = 744,06 \text{ ft}^3$

$\Rightarrow \quad \boxed{\varepsilon = 0.41}$

AN :

$\frac{dp}{dz} \cdot \frac{4,17 \cdot 10^8 \cdot 0,4^3 \cdot 0,0117 \cdot 3,99}{(1-0,4) \cdot 5087,62^2} = 150 \cdot \frac{(1-0,4)}{1275,416} + 1,75$

$\frac{dp}{dz} = 22.926 \text{ PsF} / \text{ft}$

Pour une longueur du lit 16ft, $\Delta P_T = (22,926) \cdot 16 = 341.8187 \text{ PsF}$

$\boxed{\Delta P_T = 1668,905 \text{ [kg / m}^2\text{]}}$

g)-2. Calcul de la perte de charge dans les billes en céramique de 3/4" :

Le diamètre effectif des billes sphériques, dp_0 , est donné par l'équation suivante :

$\boxed{dp_0 = \frac{6 \cdot (1 - \varepsilon)}{a_p} \dots\dots\dots (38)}$

ε : la fraction du vide externe des billes sphériques, $\varepsilon = 0,73$

a_p : la surface spécifique, $a_p = 111 \text{ [ft}^2\text{/ft}^3\text{]}$

AN :

$dp_0 = \frac{6 \cdot (1 - 0,73)}{111} = 0.0145 \text{ ft}$

$Re = \frac{dp_0 \cdot G}{\mu} = \frac{0.0145 \cdot 5087,62}{0.04695} \Rightarrow$

$\boxed{Re = 1623,48}$

Donc :

$$\frac{dp}{dz} \cdot \frac{4,17 \cdot 10^8 * 0,73^3 * 0,0145 * 4,21326}{(1-0,73) * 5087,62^2} = 150 \cdot \frac{(1-0,73)}{1623,48} + 1,75$$

$$\frac{dp}{dz} = 1,25 \cdot [PsF / ft]$$

La longueur du lit des billes de céramique de 3/4" est : $dz = 305 + 102 = 407$ [mm] = 1,335 [ft]

AN:

$$\Delta P = 1,25 * 1,335 = \mathbf{1,670 \text{ PsF}}$$

$$\Delta P = \mathbf{8,154 \text{ [kg / m}^2\text{]}}$$

g)-3. Calcul de la perte de charge dans les billes en céramique de 1/2" :

$$\varepsilon = 0,63 \quad \text{et} \quad a_p = 80 \text{ [ft}^2\text{/ft}^3\text{]}$$

D'après la formule (38) on aura :

$$dp_0 = \frac{6(1-0,63)}{80} = 0,027 \text{ [ft]}$$

$$Re = \frac{0,027 * 5087,62}{0,0471}$$

$$Re = \mathbf{2160,348}$$

$$\frac{dp}{dz} \cdot \frac{4,17 \cdot 10^8 (0,63)^3 * 0,027 * 4,21326}{(1-0,63) * 5087,62^2} = 150 \cdot \frac{(1-0,63)}{2160,34} + 1,75$$

$$\frac{dp}{dz} = 1,4337 \cdot PsF / ft$$

La longueur du lit des billes de céramique de 1/2" est de 102 [mm] = 0,334 [ft]

Donc : $\Delta P_{1/2"} = 0,4337 * 0,334 = \mathbf{0,479 \text{ PsF}}$

$$\Delta P_{1/2"} = \mathbf{2,339 \text{ [kg / m}^2\text{]}}$$

g)-4. Calcul de la perte de charge dans les billes en céramique de 1/4" :

ϵ : la fraction du vide externe des billes sphériques, $\epsilon = 0,73$

a_p : la surface spécifique $a_p = 58 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$

La formule (38) nous donne :

$$dp_0 = \frac{6 \cdot (1 - 0,73)}{80} = 0,02 \text{ ft}$$

$$Re = \frac{dp_0 \cdot G}{\mu} = \frac{0,02 \cdot 5087,62}{0,0471}$$

$$Re = 2160,348$$

$$\frac{dp}{dz} \cdot \frac{4,17 \cdot 10^8 (0,73)^3 \cdot 0,02 \cdot 4,21326}{(1 - 0,73) \cdot 5087,62^2} = 150 \cdot \frac{(1 - 0,73)}{2160,348} + 1,75$$

$$\frac{dp}{dz} = 0,9042 \text{ PsF / ft}$$

La longueur du lit des billes de céramique de 1/4» est de 102 [mm] = 0,334 [ft]

Donc :

$$\Delta P_{1/4} = (0,9042) \cdot 0,334 = 0,302 \text{ PsF}$$

$$\Delta P_{1/4} = 1,474 \text{ [kg / m}^2\text{]}$$

g)-5. Calcul des pertes de charge dues aux effets d'expansion :

$$\frac{\Delta P}{\rho_G} = \frac{U^2}{2g_c} \left(1 - \frac{A_1}{A_2} \right)^2 \dots\dots\dots (39)$$

U : vitesse moyenne du courant gazeux dans la petite surface A_1 ,[ft/s]

A_1 : surface du courant gazeux à travers la tubulure d'entrée de diamètre 18"= 1,5 [ft]

A_2 : surface du déshydrateur de diamètre $D_2 = 3.0473$ [m] =9.998 [ft]

ρ_G : masse volumique du gaz, $\rho_G = 4.21326$ [lb/ft³]

g_c : facteur de conversion, $g_c = 32$,

La vitesse moyenne du gaz dans A_1 est ($U_1 = Q K / A_1$).....(40)

Avec : **Q** : le débit de gaz de régénération = 25,22 [MM.S.ft³/J_r]

$$\mathbf{K} : \text{le coefficient de correction} = \left(\frac{T_{reg}}{T_s} \right) \left(\frac{P_s}{P_{reg}} \right) \dots\dots\dots (41)$$

- P_s** : la pression au condition standard = 1 [bars a]
- T_s** : la température au condition standard = 15 [°C]
- P_{reg}** : la pression du Gaz de régénération = 62.3 [bars a]
- T_{reg}** : la température de Gaz de régénération = 274 [°C]

$$\mathbf{U = 8.894}$$

$$\Delta P = (4.21326) \frac{(8,894)^2}{2.(32,2)} \left[1 - \left(\frac{1.5}{9,998} \right) \right]^2 = \mathbf{3,738 \text{ PsF}}$$

$$\mathbf{\Delta P_{expansion} = 18,251 [kg / m^2]}$$

g.6. La perte de charge due à la contraction :

$$\mathbf{\Delta P_{con} = 0,45 \cdot \Delta P_{exp} \dots\dots\dots (42)}$$

AN: $\Delta P = 0,45 \cdot 3,738 = \mathbf{1,682 \text{ PsF}}$

$$\mathbf{\Delta P_{contraction} = 8,212 [kg / m^2]}$$

➤ **La perte de charge totale à travers le déshydrateur gaz est :**

$$\mathbf{\Delta P_{Total} = \Delta P_T + \Delta P_{3/4"} + \Delta P_{1/2"} + \Delta P_{1/4"} + \Delta P_{exp} + \Delta P_{con} \dots\dots\dots (43)}$$

AN:

$$\Delta P_{Total} = 341,818 + 1,670 + 0,479 + 0,302 + 3,738 + 1,682$$

$$\Delta P_{Total} = \mathbf{349,689 [Lb/ft^2]} = \mathbf{1707,331 [kg / m^2]} = \mathbf{16743.10932 [Pa]}$$

$$\mathbf{\Delta P_{Total} = 0,1674 [bars a]}$$

h) Calcul du débit de gaz de régénération :

La quantité de chaleur fournie pour la régénération est égale à la chaleur nécessaire pour le chauffage du déshydrateur plus celle fournie pour le refroidissement, cette quantité de chaleur est la somme des énergies suivantes :

h)-1. Phase de chauffage :

La quantité de chaleur nécessaire pour le chauffage du déshydrateur est la somme des énergies suivantes :

- 1) Chauffage de lit du tamis.
- 2) Chauffage des billes en céramique.
- 3) Chauffage de la colonne vide.
- 4) Chauffage et désorption de l'eau.
- 5) Chauffage et désorption des hydrocarbures liquides après l'entraînement, 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 :

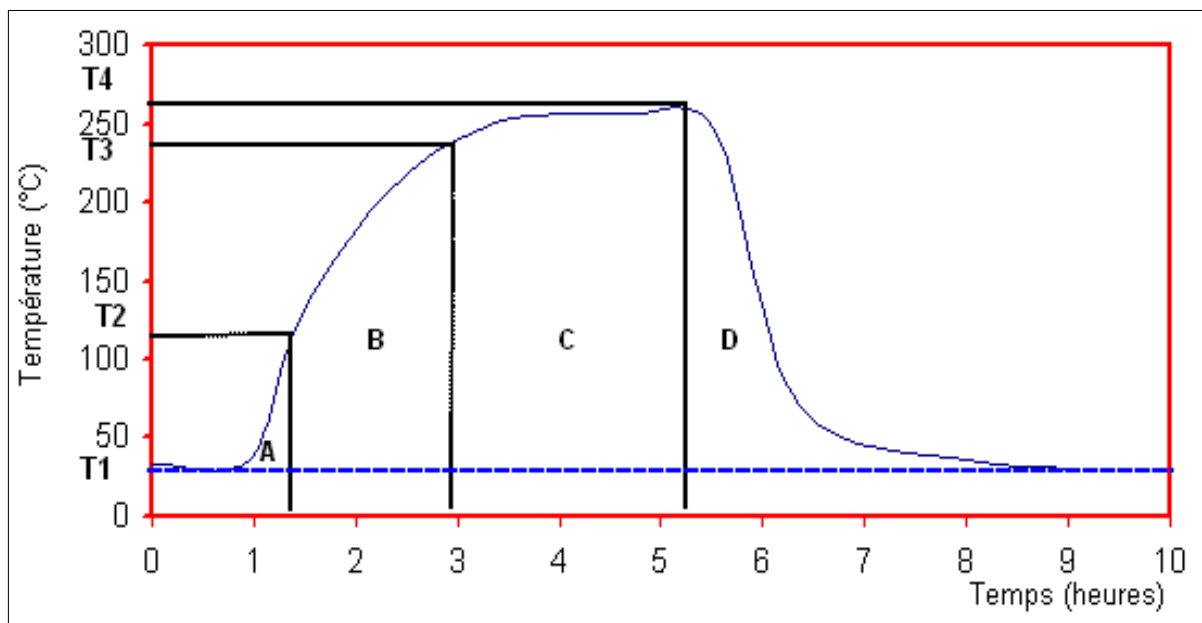


Figure VI-2 : Evolution de la température de lit en fonction de temps de régénération

Le cycle de régénération peut être divisé en 4 phases

1. Pendant la phase (A) : presque tous les hydrocarbures adsorbés sont extraits de l'adsorbant en atteignant la température $T_2 = [110^\circ\text{C}]$
2. Pendant la phase (B) : la totalité de l'eau contenue dans le lit sera désorbée quand le lit atteint $T_3 = 195 [^\circ\text{C}]$
3. Pendant la phase (C) : se déroule l'épuration à $T_4 = 274 [^\circ\text{C}]$
4. Pendant la phase (D) : correspond au refroidissement du lit jusqu'à la température $T_5 = 40 [^\circ\text{C}]$

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

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

A)-1. Quantité nécessaire pour le chauffage des tamis :

$$Q_1 = m_T \cdot C_{pT} (T_2 - T_1) \dots\dots\dots (44)$$

m_T : la masse de tamis $m_T = 24300 \text{ Kg/sécheur}$

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

AN :

$$Q_1 = 24300 \cdot 0,23 \cdot (110 - 27)$$

$$= 463887 \text{ [Kcal]} = 1840852,85 \text{ [Btu]}$$

$$Q_1 = 463887 \text{ [Kcal]}$$

A)-2. Quantité nécessaire pour le chauffage du métal du sécheur vide :

$$Q_2 = m_{cv} \cdot C_{pm} (T_2 - T_1) \dots\dots\dots (45)$$

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 :

$$Q_2 = 143405 \cdot 0,12 \cdot (110 - 27)$$

$$Q_2 = 1428313,8 \text{ [Kcal]}$$

A)-3. Quantité nécessaire pour le chauffage des billes en céramique :

$$Q_3 = m_B \cdot C_{pB} (T_2 - T_1) \dots\dots\dots (46)$$

C_{pB} : chaleur spécifique de billes de céramiques $C_{pB}=0,25$ [kcal/kg.k]
 m_B : masse de billes de céramique

$$m_B = \pi (d_i^2 / 4) \cdot h_c \cdot \rho_B \dots\dots\dots (47)$$

d_i : diamètre intérieur de la colonne $d_i = 3,048$ [m]
 h_c : hauteur de la couche formée par les billes $h_c = 0,611$ [m]
 ρ_B : masse volumique de billes $\rho_B = 1200$ [Kg/m³]

AN :

$$m_B = 3,14 \cdot (3,048^2 / 4) \cdot 0,611 \cdot 1200 \quad \boxed{m_B = 5347,14 \text{ [kg]}}$$

Donc :

$$Q_3 = 5347,14 \cdot 0,25 \cdot (110 - 27)$$

$$= 110953,15 \text{ [kcal]} = 440297,79 \text{ [Btu]} \quad \boxed{Q_3 = 110953,15 \text{ [kcal]}}$$

A)-4. Quantité nécessaire pour chauffer l'eau :

$$Q_4 = m_{H_2O} \cdot C_{pH_2O} (T_2 - T_1) \dots\dots\dots (48)$$

m_{H_2O} : quantité d'eau adsorbée par cycle [lb]

A)-4-1. Quantité d'eau absorbée pendant la durée de cycle :

$$m_{H_2O} = Y_w \cdot M_{Gaz} \cdot \theta_B \dots\dots\dots (49)$$

Avec :

Y_w : teneur en eau à saturation des gaz naturel $Y_w = 37,4$ [lb H₂O/MM.Sft³]
 M_{Gaz} : débit de gaz de service $M_{Gaz} = 6424000$ [SM³/J] = 9452558,89 [ft³/h]
 θ_B : temps de cycle d'adsorption $\theta_B = 12$ [h]

AN :

$$m_{H_2O} = (37,4 / 10^6) \cdot 9452558,89 \cdot 12 = 4242,30 \text{ [lbH}_2\text{O /sécheur]}$$

$$= 1924,01 \text{ [kgH}_2\text{O /cycle]}$$

$$m_{H_2O} = 160,3 \text{ [kgH}_2\text{O/ h]}$$

Donc :

$$Q_4 = 4242,20 * 1 * (230 - 80,6)$$

$$= 633799,62 \text{ [Btu]} = 159714,8063 \text{ [Kcal]}$$

$$Q_4 = 159714,806 \text{ [Kcal]}$$

A)-5. Quantité nécessaire pour le chauffage et la vaporisation des hydrocarbures :

$$Q_5 = m_h \cdot C_{p_h} (T_2 - T_1) + (m_h \cdot H_h) \dots\dots\dots (50)$$

Avec :

m_h : Quantité d'hydrocarbures adsorbée par cycle [kg/cycle]

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

H_h : La chaleur latente de vaporisation des hydrocarbures $H_h=111 \text{ [Kcal/kg]} = 440,48 \text{ [Btu/kg]}$

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

$$m_h = 0,1 * m_{H_2O} \dots\dots(51)$$

$$= 0,1 * 4242,30 = 424,23 \text{ [lb]} = 192,42 \text{ [kg]}$$

Donc :

$$Q_5 = 424,23 * 0,6837 * (230 - 80,6) + (192,42 * 440,48)$$

$$= 128090,04 \text{ [Btu]} = 32278,144 \text{ [Kcal]}$$

$$Q_5 = 32278,14 \text{ [Kcal]}$$

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

$$Q_A = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5 \dots\dots\dots (52)$$

AN :

$$Q_A = 1840852,85 + 5668008,66 + 440297,79 + 633799,62 + 128090,04$$

$$= 8711048.96 \text{ [Btu].}$$

$$Q_A = 2195147 \text{ [Kcal]}$$

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

$$T_1=110 [^{\circ}\text{C}] , T_2=195 [^{\circ}\text{C}]$$

B)-1. Quantité nécessaire pour le chauffage des tamis :

$$Q_1 = m_T \cdot C_{pT} (T_3 - T_2) \dots\dots\dots (53)$$

AN :

$$= 24300 \cdot 0,23 \cdot (195 - 110)$$

$$= 475065 [\text{Kcal}] = 1885210 [\text{Btu}].$$

$$Q_1 = 475065 [\text{Kcal}]$$

B)-2. Quantité nécessaire pour le chauffage du métal du sécheur vide :

$$Q_2 = m_{cv} \cdot C_{pm} (T_3 - T_2) \dots\dots\dots (54)$$

AN :

$$Q_2 = 143405,0 \cdot 12 \cdot (195 - 110)$$

$$= 1462731 [\text{Kcal}] = 5804587,15 [\text{Btu}].$$

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

B)-3. Quantité nécessaire pour le chauffage des billes en céramique :

$$Q_3 = m_B \cdot C_{pB} (T_3 - T_2) \dots\dots\dots (55)$$

AN :

$$Q_3 = 5347,14 \cdot 0,25 \cdot (195 - 110)$$

$$= 113626,72 [\text{kcal}] = 450907,38 [\text{Btu}]$$

$$Q_3 = 113626,7 [\text{kcal}]$$

B)-4. Quantité nécessaire pour chauffer et désorber l'eau :

$$Q_4 = m_{H_2O} \cdot C_{pH_2O} (T_3 - T_2) + m_{H_2O} \cdot H_{H_2O} \dots\dots\dots (56)$$

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

AN :

$$\begin{aligned}
 Q_4 &= m_{H_2O} \cdot C_{p_{H_2O}} (T_3 - T_2) + m_{H_2O} \cdot H_{H_2O} \\
 &= 4242,30 \cdot 1 \cdot (383 - 230) + (4242,30 \cdot 1800) \\
 &= 8285211,9 \text{ [Btu]} = 2087838,104 \text{ [kcal]}
 \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_4 = 2087838,10 \text{ [kcal]}}$$

B)-5. Quantité nécessaire pour le chauffage et la vaporisation des hydrocarbures :

$$\boxed{Q_5 = m_h \cdot C_{p_h} (T_2 - T_1) + (m_h \cdot H_h)} \dots\dots\dots (57)$$

AN :

$$\begin{aligned}
 Q_5 &= 424,23 \cdot 0,6837 \cdot (383 - 230) + (192,42 \cdot 440,48) \\
 &= 129134,2074 \text{ [Btu]} = 32541,27 \text{ [Kcal]}
 \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_5 = 32541,27 \text{ [Kcal]}}$$

➤ **Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (B) :**

$$\boxed{Q_B = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4} \dots\dots\dots (58)$$

AN :

$$\begin{aligned}
 Q_B &= 475065 + 1462731 + 113626,72 + 2087838,104 + 32541,27 \\
 &= 3660008,43 \text{ [kcal]} = 16555051,43 \text{ [Btu]}
 \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_B = 4171803 \text{ [kcal]}}$$

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

$$T_1 = 195 \text{ [}^\circ\text{C]} , T_2 = 274 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

C)-1. Quantité nécessaire pour le chauffage des tamis :

$$\boxed{Q_1 = m_T \cdot C_{p_T} (T_4 - T_3)} \dots\dots\dots (58)$$

AN :

$$\begin{aligned}
 Q_1 &= 24300 \cdot 0,23 \cdot (274 - 195) \\
 &= 441531 \text{ [Kcal]} = 1752137,05 \text{ [Btu]}
 \end{aligned}$$

$$\boxed{Q_1 = 441531 \text{ [Kcal]}}$$

C)-2. Quantité nécessaire pour le chauffage du métal du sécheur vide :

$$Q_2 = m_{ev} \cdot C_{p_m} (T_4 - T_3) \dots\dots\dots (60)$$

AN:

$$Q_2 = 143405 \cdot 0,12 \cdot (274 - 195) \\ = 1359479,4 \text{ [Kcal]} = 539485,62 \text{ [Btu]}$$

$$Q_2 = 1359479,4 \text{ [Kcal]}$$

C)-3. Quantité nécessaire pour le chauffage des billes de céramique :

$$Q_3 = m_B \cdot C_{p_B} (T_4 - T_3) \dots\dots\dots (61)$$

AN:

$$Q_3 = 5347,17 \cdot 0,25 \cdot (274 - 195) \\ = 105606,01 \text{ [kcal]} = 419078,62 \text{ [Btu]}$$

$$Q_3 = 105606,01 \text{ [kcal]}$$

C)-4. Quantité nécessaire pour chauffer et désorber l'eau :

$$Q_4 = m_{H_2O} \cdot C_{p_{H_2O}} (T_4 - T_3) + \dots\dots\dots (62)$$

AN:

$$Q_4 = 4242,30 \cdot 1 \cdot (525,2 - 383) + 4242,30 \cdot 1800 \\ = 8239395,06 \text{ [Btu]} = 4300944,233 \text{ [kcal]}$$

$$Q_4 = 4300944,233 \text{ [kcal]}$$

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

$$Q_C = Q_1 + Q_2 + Q_3 \dots\dots\dots (63)$$

AN:

$$Q_C = 441531 + 1359479,4 + 105606,01 + 4300944,233 \\ = 3982910 \text{ Kcal} = 15805462,35 \text{ Btu}$$

$$Q_C = 3982910 \text{ Kcal}$$

➤ Quantité de chaleur totale à fournir pour le chauffage :

$$Q_{ch} = Q_A + Q_B + Q_C \dots\dots\dots (64)$$

A.N.:

$$Q_{ch} = 2195147 + 32541,27 + 3982910$$

$$= 10349858,85 \text{ [kcal]} = 41071562,74 \text{ [Btu]} \quad \boxed{Q_{ch} = 10349860 \text{ kcal}}$$

En utilisant la correction :

$$Q_{ch} = 1,1 \sum_{i=A}^C Q_i \dots\dots\dots (65)$$

On trouve :

$$\boxed{Q_{ch} = 11384846 \text{ [Kcal]}}$$

h)-2. Phase de refroidissement :

Calcul de la quantité de chaleur à extraire pour le refroidissement (phase D) :

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

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

D)-1. Quantité nécessaire pour le refroidissement des tamis :

$$\boxed{Q_1 = m_T \cdot C_{pT} (T_5 - T_4)} \dots\dots\dots (66)$$

A.N.:

$$Q_1 = 24300 \cdot 0,23 \cdot (40 - 274)$$

$$= - 1307826 \text{ [Kcal]} = - 5189874,31 \text{ [Btu]} \quad \boxed{Q_1 = - 1307826 \text{ [Kcal]}}$$

D)-2. Quantité nécessaire pour le refroidissement du métal du sécheur vide :

$$\boxed{Q_2 = m_{cv} \cdot C_{pm} (T_5 - T_4)} \dots\dots\dots (67)$$

A.N.:

$$Q_2 = 143405,0, 12. (40 - 274)$$

$$= - 4026812, 4 \text{ [Kcal]} = - 15979687, 08 \text{ [Btu]} \quad \boxed{Q_2 = - 4026812,4 \text{ [Kcal]}}$$

D.3. Quantité nécessaire pour le refroidissement des billes en céramique :

$$\boxed{Q_3 = m_B \cdot C_{pB} (T_5 - T_4)} \dots\dots\dots (68)$$

A.N :

$$Q_3 = 5347,14 * 0,25 (40 - 274)$$

$$= - 312807,69 \text{ [kcal]} = - 1241321,54 \text{ [Btu]}$$

$$Q_3 = - 312807,69 \text{ [kcal]}$$

➤ **Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (D) :**

$$Q_D = Q_1 + Q_2 + Q_3 \dots\dots\dots (69)$$

A.N :

$$Q_D = - (1307826 + 4026812,4 + 312807,69)$$

$$= - 5647446,09 \text{ [kcal]} = - 22410882,93 \text{ [Btu]}$$

NB :

$$Q_{rf} = | Q_D | \dots\dots\dots (70)$$

$$Q_{rf} = 5647446,09 \text{ [kcal]}$$

En utilisant la correction :

$$Q_{ref} = 0,9 \sum_{i=1}^3 Q_i \dots\dots\dots (71)$$

On trouve :

$$Q_{rf} = 5082701,481 \text{ [kcal]}$$

h)-3. Calcul débit de gaz de la régénération :

h)-3-1. Quantité de chaleur nécessaire pour la régénération :

a) quantité de chaleur nécessaire pendant la période de chauffage :

$$Q_{ch} = 11384846 \text{ [Kcal/h]}$$

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

$$Q_{ch} = 59770441,5 \text{ [Kcal]}$$

b) quantité de chaleur nécessaire pendant la période de refroidissement :

$$Q_{ref} = 5082701,481 \text{ [Kcal/h]}$$

Pour une période de 2 heures on aura :

$$Q_{ref} = 10165402,96 \text{ Kcal}$$

➤ La quantité de chaleur totale nécessaire est :

$$Q_t = Q_{ch} + Q_{ref} \dots\dots\dots (72)$$

$$Q_t = 69935844,46 \text{ [Kcal]}$$

h)-3-2. Quantité de Gaz utilisé pour la régénération :

D'après la relation :

$$Q = m C_p \Delta T \dots\dots\dots (73)$$

On obtient :

$$m = Q / C_p \Delta T \dots\dots\dots (74)$$

A.N :

$$m = 69935844,46 / 0,62.247$$

$$= 411677,9165 \text{ [Kg/h]}$$

$$m = 9880269,997 \text{ [Kg/jour]}$$

h)-3-3. Calcul de la masse volumique du gaz aux conditions :

$$\begin{cases} P = 903,58 \text{ [Psia]} \\ T = 984,87 \text{ [°R]} \end{cases}$$

D'après l'équation (12), on trouve la densité du gaz dans les conditions ci-dessus :

$$\rho_g = \frac{(903,58)(21.02)}{(0.81)(984,87)(10.7311)} = 2,2186 \text{ [lb/ft}^3\text{]}$$

$$\rho_g = 35,545 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

h)-3-4. Le débit de Gaz de régénération :

$$\Phi_{reg} = m / \rho \dots\dots\dots (75)$$

$$= 277965,1146 \text{ [Sm}^3\text{/J}_r\text{]}$$

$$\Phi_{reg} = 293809,1261 \text{ [Nm}^3\text{/J}_r\text{]}$$

Pour les deux sècheurs on aura :

$$\Phi_{reg} = 587618,25 \text{ [Nm}^3\text{/J}_r\text{]}$$

VI.5. Calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles :**VI.5.1. le suivi de train II durant le mois de février :**

Dans le but de prévoir les paramètres de fonctionnement actuels au sein du complexe, nous avons effectués un suivi pour l'un des trains (train II), depuis le premier jour du mois de février,

En faisant référence aux bilans extraits, les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

Jours	Pression (PCI) [bars g]	Débit (FCI)	Température(TIJ) [°C]
01/02/2016	62	45	26,583
02/02/2016	62	7.6166	27
03/02/2016es	62	7.475	26.25
04/02/2016	62	7.175	26.5833
05/02/2016	62	7.2916	26.75
06/02/2016	62	6.575	26.75
07/02/2016	62	6.1166	26.583
08/02/2016	62	7	26
09/02/2016	55,2	7.1	26.222
10/02/2016	62	7.075	26.0833
11/02/2016	61.3333	7.225	26.25
12/02/2016	61	7.04166	26
13/02/2016	61	7.0833	26.25
14/02/2016	61	7.05	26.1666
15/02/2016	60.4166	6.8166	26
16/02/2016	60	7.3	25.8333
17/02/2016	60	7.225	25.8333
18/02/2016	60	7.5	25.75
19/02/2016	60	7.5	26.1666
20/02/2016	60	7.3833	26.5
21/02/2016	60	6.9166	26.8333
22/02/2016	60	6.5833	26.5
23/02/2016	60	7.5	26.75
24/02/2016	60	7.475	27.083
25/02/2016	60	7.5	26.916
26/02/2016	60	7.5	26.833
27/02/2016	60	7.5	26.916
28/02/2016	60	7.5	26.416
Moyenne	60,1	7,5	27

Tableau VI-3 : le suivi de train II durant le mois de février : regroupe la moyenne des paramètres (pression, température et débit) de gaz pour un mois,

VI.5.2. Calcule de débit d'entrée train :

à la sortie du ballon V101 :

$$Q_s = Q_{moy} \sqrt{\frac{(P_s + 1)(T_{ds} + 273)}{(P_{ds} + 1)(T_s + 273)}} \times Z \dots\dots\dots (58)$$

A.N :

$$Q_s = 7,5 \sqrt{\frac{(60 + 1)(100 + 273)}{(67,4 + 1)(54 + 273)}} \times 800000 = 6051578,3$$

Remarque : la valeur trouvé du débit à la sortie de V101 est proche de celle du design (6,0 [MMSM³/J_r]), Ce qui donnera un débit à l'entrée sécheur égale à : 6,424 [MMSM³/ J_r]

Et donc le débit à l'entrée train sera égal à 6,2702 [MMSM³/J_r]

VI.5.3. La température de formation des hydrates :

a) Calcul de la densité relative :

➤ **La composition du gaz à l'entrée sécheur :**

Composition	M _i	Y _i	Y _i M _i
N₂	28	0,00521	0,146
CO₂	44	0,02351	1,034
CH₄	16	0,80877	12,940
C₂H₆	30	0,09882	2,965
C₃H₈	44	0,03814	1,678
nC₄H₁₀	58	0,00974	0,565
iC₄H₁₀	58	0,00589	0,342
nC₅H₁₂	72	0,00245	0,176
iC₅H₁₂	72	0,00319	0,229
C₆H₁₄	86	0,00209	0,180
C₇H₁₆	100	0,00096	0,096
C₈H₁₈	114	0,00029	0,033
C₉H₂₀	128	0,00006	0,007
Σ	850	01.0000	20,40

Tableau VI-4 : La composition du gaz à l'entrée sécheur : illustre les différents composants de la charge et leurs fractions molaires, issu par la méthode chromatographique

Avec :

M_i : la masse molaire de l'élément i.

Y_i : la fraction molaire de l'élément i.

Σ Y_iM_i : la masse moléculaire du mélange gazeux.

- En utilisant du diagramme de Bailey & Wickert (comme dans la section VI.4, voir figure VI-1) on trouve :

$$T_{FH} = 17 \text{ [}^\circ\text{C]}.$$

Pour la méthode, voir l'annexe (6).

Pour une marge de (7 [°C]), la température sera égale à :

$$T_s = 24 \text{ [}^\circ\text{C]}.$$

VI.5.4. Dimensionnement des sécheurs :

a) Calcule du diamètre :

a)-1. Calcul du coefficient de compressibilité Z :

- Les points critiques du mélange gazeux :

Composants	Y_i	T_{Ci} [°R]	$Y_i T_{Ci}$	P_{Ci} [psi a]	$Y_i P_{Ci}$
N ₂	0,0034	238,37	1,2420	188,1	0,980
CO ₂	0,0455	547,57	12,873	1071	25,169
CH ₄	0,7944	343,04	277,42	667,8	540,096
C ₂ H ₆	0,0922	549,67	54,323	707,8	69,94
C ₃ H ₈	0,0384	665,8	25,392	616,3	23,499
nC ₄ H ₁₀	0,0106	765,32	7,4603	550,7	5,368
iC ₄ H ₁₀	0,0064	734,65	7,327	529,1	3,119
nC ₅ H ₁₂	0,0026	845,37	2,076	488,6	1,200
iC ₅ H ₁₂	0,0033	828,77	2,647	490,4	1,566
C ₆ H ₁₄	0,0021	913,37	1,915	436,9	0,916
C ₇ H ₁₆	0,0007	972,47	0,938	396,8	0,3829
C ₈ H ₁₈	0,0003	1023,89	0,298	360,6	0,1049
C ₉ H ₂₀	0,0001	1070,35	0,064	332	0,01992
Σ	1		390,975		672,361

Tableau VI-5 : Composition du gaz et leurs propriétés critiques : donne de plus aux fractions molaires, la température et la pression critique de chaque constituant du mélange gazeux.

D'après la formule (3) on trouve : **390,975 [°R]**

$$T_{cm} = -55,94167 \text{ [}^\circ\text{C]}.$$

D'après la formule (4) on trouve : **672,361 [psia]**

$$P_{cm} = 46,35766 \text{ [bar a]}.$$

Avec :

T_{cm} : température critique du mélange.

P_{cm} : pression critique du mélange.

➤ La température et la pression réduite du mélange :

En utilisant les équation (5) et (6), on trouve

$$\mathbf{Trm} = 540.27 / 390,975 = 1,382$$

$$\mathbf{Prm} = 826,715 / 672,361 = 1,229$$

En utilisant l'abaque universel (Annexe 1), nous avons :

à ($\mathbf{Trm} = 1,382$ et $\mathbf{Prm} = 1,229$), on trouve

$$\mathbf{Z = 0.821}$$

a)-2. Calcul de la masse volumique du gaz :

En utilisant l'équation (12), on trouve :

$$\rho_g = 3,5431 \text{ [lb/ft}^3\text{]}$$

$$\rho_g = 56,755 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

a)-3. Calcul de la vitesse superficielle admise du gaz V_g :

En utilisant les formules 12, 13 et 14, on obtient :

$$V_g = 21,9674 \text{ [ft/min]} = 6,940 \text{ [m/min]}$$

$$\mathbf{V_g^{adm} = 6,940 \text{ [m/min]}}$$

a)-4. calcul de la vitesse massique du gaz :

D'après la formule (15) :

$$G = 3600 \cdot \sqrt{1,06 \cdot (3,5431) \cdot 43 \cdot (0,0104)} = 4835,983$$

$$\mathbf{G = 4665,498 \text{ [Lb/h.ft}^2\text{]}}$$

$$\mathbf{22778,953 \text{ [kg/h.m}^2\text{]}}$$

a)-5. Calcul de la vitesse superficielle réelle (estimée) du gaz V_g :

En utilisant les formules (16) et (17), on trouve :

$$V_g = \frac{8748,19}{3,5431 \cdot 78,537} = 31,4384$$

$$\mathbf{V_g^{réelle} = 9.5824 \text{ [m/min]}}$$

$$V_g = 31,43[\text{ft}/\text{min}] = 9.5824 [\text{m}/\text{min}]$$

On remarque que : $V_g^{\text{admise}} < V_g^{\text{réelle}}$; donc la condition est vérifiée

N.B : Pour la suite des calculs on prend $V_g^{\text{réelle}}$.

➤ **Le calcul de diamètre sera égal à :**

D'après la formule (18), on trouve :

$$D = 9,91 [\text{ft}] = 3,02056 [\text{m}].$$

$$D = 3021 [\text{mm}]$$

b) Calcule de l'épaisseur de la tôle :

D'après la formule (28), on trouve :

$$e = \frac{(826,7)(60)}{(15500.1) - (0,6.826,7)} = 3,3059.\text{inch}$$

$$e = 83,97 [\text{mm}]$$

Avec 3 mm de surépaisseur de corrosion : $e = 83,97 + 3 [\text{mm}]$.

$$e = 87 [\text{mm}]$$

c) Calcule du temps de service :

$$\theta = \theta' \left[\frac{\theta' \cdot (m - m')}{m'} \right] \dots\dots\dots (59)$$

Avec :

θ' : le taux de cycle cas de design en [h]

θ : le taux de cycle dans les conditions actuelles en [h]

m : la quantité d'eau adsorbée dans le cas actuel en [kg/h]

m' : la quantité d'eau adsorbée dans le cas désigné [kg/h]

c.1. quantité d'eau adsorbée par cycle :

D'après la formule (49), et en tenant en compte les paramètres ci-dessous, on trouve :

Paramètres :

Y_w : teneur en eau à saturation des gaz naturel [lb H₂O/MM.Sft³]

M_{Gaz} : débit de gaz de service $M_{\text{Gaz}} = 6424000 [\text{SM}^3/\text{J}] = 9452558,89 [\text{ft}^3/\text{h}]$

θ_B : temps de cycle d'adsorption $\theta_B = 12 [\text{h}]$

✓ **La teneur en eau dans le gaz :**

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

À (80,6 [°F] et 826,741 [psia]) \Longrightarrow $Y_w = 38,9$ [Lb d'eau/ MM.ft³ de gaz].

$$Y_w = 623,093 \text{ [kg/ MM.m}^3\text{]}$$

La quantité d'eau est donc :

$$m_{H_2O} = 166,787 \text{ [kgH}_2\text{O/ h]}$$

c)-2. Le temps de service :

La quantité d'eau adsorbée dans le cas désigne est :

$$160 \text{ kg de H}_2\text{O} \Longrightarrow 1 \text{ h}$$

Par cycle : 1920 kg de H₂O \Longrightarrow 12 h

La quantité d'eau adsorbée dans les conditions actuelles est :

$$166,787 \text{ kg de H}_2\text{O} \Longrightarrow 1 \text{ h}$$

Par cycle : 2001,454 kg de H₂O \Longrightarrow 12 h

La quantité d'eau non adsorbée est :

$$2001,454 - 1920 = 81,454 \text{ kg}$$

Le temps nécessaire pour adsorber cette quantité est :

$$\left. \begin{array}{l} 160 \text{ kg de H}_2\text{O} \Longrightarrow 1 \text{ h} \\ 81,454 \text{ kg de H}_2\text{O} \Longrightarrow t \end{array} \right\} t = 0,5090 \text{ h}$$

Le temps de service

$$12 - 0,5090 = 11,49 \text{ h}$$

$$\theta = 11 \text{ h et } 30 \text{ min}$$

$$\theta = 11 \text{ h et } 30 \text{ min}$$

d) Calcule de la hauteur du lit :**d)-1. La hauteur de la ZTM :**

En utilisant les formules (19) et (20) avec les paramètres ci-dessous, on trouve :

Paramètres :

Q : débit de gaz = 226.83 [MM.S.ft³/J_r].

D : diamètre = 9.91 [ft]

Y_w : teneur en eau dans le gaz = 38,9 [Lb/ MM.ft³]

$$q = 4,8517 \text{ [Lb H}_2\text{O /h.ft}^2\text{]}$$

$$q = 23,684 \text{ [kg H}_2\text{O /h.m}^2\text{]}$$

$$\text{et } h_z = 2,889 \text{ [ft]}$$

$$h_z = 880,560 \text{ [mm]}$$

d)-2. La hauteur de la zone d'équilibre :

En utilisant la formule (24) avec les paramètres ci-dessous, on trouve :

Paramètres :

$$\theta : \text{durée d'un cycle} = 11,49 \text{ [h]}$$

X_s : Capacité d'adsorption jusqu'à saturation.

$$q : \text{le flux d'adsorption} = 4,8517 \text{ [lb/h.ft}^2\text{]}$$

AN :

$$h_{eq} = \frac{4,8517 \cdot 11,49}{0,01 \cdot 43,82} = 14,698 \text{ .ft}$$

$$h_{eq} = 14,698 \text{ [ft]} = 4,47995 \text{ [m]}$$

$$h_{eq} = 4479,95 \text{ [mm]}$$

➤ **La hauteur totale du lit :**

En utilisant la formule (26), on trouve :

$$h_t = 15,998 \text{ [ft]}$$

$$h_t = 4876,19 \text{ [mm]}$$

e) Calcule de la masse des tamis :

En utilisant la formule (27) avec les paramètres ci-dessous, on trouve :

Paramètres :

$$\rho_b : \text{masse volumique de tamis moléculaire} = 683,2 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$h_t : \text{hauteur totale de lit} = 4,8762 \text{ [m]}$$

$$D : \text{diamètre de lit} = 3,02056 \text{ [m]}$$

A.N:

$$M_t = \frac{(683.2)(3,1415)(3,02056)^2(4,8762)}{4}$$

$$M_t = 23862,692 \text{ [kg]}$$

f) Calcul du temps de rupture :

En utilisant la formule (30) avec les paramètres ci-dessous, on trouve :

Paramètres :

$$X_s = 8,823 \text{ [LbH}_2\text{O/100 Lb tamis]}$$

$$h_t = 15,998 \text{ [ft]}$$

$$\rho_B = 43 \text{ [Lb/ft}^3\text{]}$$

$$q = 4.8517 \text{ [Lb H}_2\text{O /h.ft}^2\text{]}$$

$$\Theta = \frac{(0,01)(43)(8,82)(15,998)}{4.8517} = 12,5057 \text{ [h]}$$

$$\Theta_{\text{rupture}} = 12 \text{ h et } 31 \text{ min}$$

On remarque que : ($\Theta_{\text{cycle}} < \Theta_{\text{rupture}}$), la condition est vérifiée et la rupture ne sera pas lieu.

g) Calcul des pertes de charge :

On procède de la même façon que dans la section (VI.4 , g) on trouve :

g)-1. Calcul de la perte de charge dans les grains :

En utilisant les formules (33), (34) et (35), on trouve :

$$\checkmark d_{p0} = 0,0117 \text{ [ft]}$$

$$\checkmark Re = 1212,34$$

$$\checkmark \epsilon = 0,41$$

$$\Delta P_T = 367,768 \text{ PsF}$$

$$\Delta P_T = 1795,658 \text{ [kg/m}^2\text{]}$$

g)-2. Calcul de la perte de charge dans les billes en céramique de 3/4" :

En utilisant la formule (38), on trouve :

$$\epsilon = 0,73$$

$$a_p = 111 \text{ [ft}^2\text{/ft}^3\text{]}$$

$$d_{p0} = 0,0145 \text{ [ft].}$$

$$Re = 1488,784$$

$$\Delta P = 1,7976 \text{ PsF}$$

$$\Delta P = 8,766 \text{ [kg/m}^2\text{]}$$

g)-3. Calcul de la perte de charge dans les billes en céramique de 1/2" :

En utilisant la formule (38), (32), on trouve :

$$\varepsilon = 0,63$$

$$a_p = 80 \text{ [ft}^2/\text{ft}^3\text{]}$$

$$dp_0 = 0.027 \text{ [ft]}$$

$$Re = 2053,495$$

$$\Delta P_{1/2''} = 0,695 \text{ PsF}$$

$$\Delta P_{1/2''} = 3,393 \text{ [kg/m}^2\text{]}$$

g)-4. Calcul de la perte de charge dans les billes en céramique de 1/4" :

En utilisant la formule (38), (32), on trouve :

$$\varepsilon = 0,73$$

$$a_p = 80 \text{ [ft}^2/\text{ft}^3\text{]}$$

$$dp_0 = 0.02 \text{ [ft]}$$

$$Re = 2053,495$$

$$\Delta P_{1/4''} = 0,3246 \text{ PsF}$$

$$\Delta P_{1/4''} = 1,585 \text{ [kg/m}^2\text{]}$$

g)-5. Calcul des pertes de charge dues aux effets d'expansion:

D'après la formule (39) :

$$U = 5,2760$$

$$\Delta P_{\text{expansion}} = 1,1029 \text{ PsF}$$

$$\Delta P_{\text{expansion}} = 5,385 \text{ [kg/m}^2\text{]}$$

g)-6. La perte de charge due à la contraction :

D'après la formule (42), on trouve :

$$\Delta P_{\text{contraction}} = 0,496 \text{ PsF}$$

$$\Delta P_{\text{contraction}} = 2,421 \text{ [kg/m}^2\text{]}$$

➤ La perte de charge totale à travers le déshydrateur gaz est :

En utilisant la formule (43), on trouve :

$$\Delta P_{\text{Total}} = 372,1844 \text{ [Lb/ft}^2\text{]} = 17820,189 \text{ [Pa]}$$

$$\Delta P_{\text{Total}} = 0,1782 \text{ [bars a]}$$

h) Calcul du débit de gaz de régénération :

Vu que la méthode de calcul est la même que celle de la section (VI.4, h), les résultats de calcul sont donnés directement sans les détails.

h)-1. Phase de chauffage :**A) Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (A) :**

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

A)-1. Quantité nécessaire pour le chauffage des tamis :

En utilisant la formule (44), on trouve :

$$m_T = 23862,692 [\text{Kg/sécheur}]$$

$$C_{pT} = 0,23 [\text{kcal /kg.k}]$$

$$Q_1 = 45538,7920 [\text{Kcal}]$$

A)-2. Quantité nécessaire pour le chauffage du métal du sécheur vide :

La formule (45) nous donne :

$$Q_2 = 1428313,8 [\text{Kcal}]$$

A)-3. Quantité nécessaire pour le chauffage des billes en céramique :

D'après les formules (46) et (47) :

$$m_B = 5269,16 \text{ kg}$$

$$Q_3 = 109335,090 [\text{kcal}]$$

A)-4. Quantité nécessaire pour chauffer l'eau :

En utilisant la formule (48), on trouve :

$$Y_w = 38,9 [\text{lb H}_2\text{O/MM.Sft}^3]$$

$$m_{\text{H}_2\text{O}} = 4412,45 [\text{lbH}_2\text{O /sécheur}]$$

$$Q_4 = 166120,7 [\text{Kcal}]$$

➤ Quantité nécessaire pour le chauffage et la vaporisation des hydrocarbures :

$$m_h = 441,245 [\text{lb}] = 200,1454 [\text{kg}]$$

$$Q_5 = 33573,63 [\text{Kcal}]$$

➤ Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (A) :

$$Q_A = 2068623 [\text{Kcal}]$$

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

$$T_1=110 [^{\circ}\text{C}] , T_2=195 [^{\circ}\text{C}]$$

B)-1. Quantité nécessaire pour le chauffage des tamis :

D'après la formule (53) :

$$Q_1 = 466515,628 [\text{Kcal}]$$

B)-2. Quantité nécessaire pour le chauffage du métal du sécheur vide :

D'après la formule (54) :

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

B)-3. Quantité nécessaire pour le chauffage des billes en céramique :

D'après la formule (55) :

$$Q_3 = 111969,65 [\text{kcal}]$$

B)-4. Quantité nécessaire pour chauffer et désorber l'eau : 56

D'après la formule (56) :

$$Q_4 = 2171577 [\text{kcal}]$$

B)-5. Quantité nécessaire pour le chauffage et la vaporisation des hydrocarbures : 57

La formule (57) donne :

$$Q_5 = 33847,2 [\text{Kcal}]$$

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

D'après la formule (58) :

$$Q_B = 4246641 \text{ kcal}$$

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

$$T_1=195 [^{\circ}\text{C}] , T_2=274 [^{\circ}\text{C}]$$

C)-1. Quantité nécessaire pour le chauffage des tamis :

D'après la formule (59) :

$$Q_1 = 433585,113 [\text{Kcal}]$$

C)-2. Quantité nécessaire pour le chauffage du métal du sécheur vide :

D'après la formule (60) :

$$Q_2 = 1359479,4 \text{ [Kcal]}$$

C)-3. Quantité nécessaire pour le chauffage des billes de céramique :

D'après la formule (61) :

$$Q_3 = 104065,91 \text{ [kcal]}$$

C)-4. Quantité nécessaire pour chauffer et désorber l'eau :

D'après la formule (62) :

$$Q_4 = 2159568 \text{ [kcal]}$$

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

$$Q_C = 4056699 \text{ [Kcal]}$$

➤ Quantité de chaleur totale à fournir pour le chauffage :

$$Q_{ch} = 11409159,3 \text{ [Kcal]}$$

h)-2. Phase de refroidissement :

Calcul de la quantité de chaleur à extraire pour le refroidissement (phase D)

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

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

D)-1. Quantité nécessaire pour le refroidissement des tamis :

D'après la formule (66) :

$$Q_1 = - 1284290 \text{ [Kcal]}$$

D)-2. Quantité nécessaire pour le refroidissement du métal du sécheur vide :

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

D)-3. Quantité nécessaire pour le refroidissement des billes en céramique :

$$Q_3 = - 308245,86 \text{ [kcal]}$$

➤ **Quantité de chaleur nécessaire pendant la phase (D) :**

D'après (70) (71), on trouve :

$$Q_D = -5619349 \text{ [kcal]}$$

$$Q_{rf} = 5057414,1 \text{ [kcal]}$$

h)-3.Calcul débit de gaz de la régénération :

h)-3-1. Quantité de chaleur nécessaire pour la régénération :

a) quantité de chaleur nécessaire pendant la période de chauffage :

$$Q_{ch} = 11409159,3 \text{ [Kcal/h]}$$

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

$$Q_{ch} = 59898086,33 \text{ [Kcal]}$$

b) quantité de chaleur nécessaire pendant la période de refroidissement :

$$Q_{ref} = 5057414,1 \text{ [Kcal/h]}$$

Pour une période de 2 heures on aura :

$$Q_{ref} = 10114828,2 \text{ [Kcal]}$$

➤ **La quantité de chaleur totale nécessaire est :**

D'après la formule (72) :

$$Q_t = 70012914,53 \text{ [Kcal]}$$

h)-3-2. Quantité de Gaz utilisé pour la régénération :

$$m = 9891158,162 \text{ [Kg/jour]}$$

h)-3-3. Calcul de la masse volumique du gaz aux conditions :

$$\begin{cases} P = 54.9 \text{ [bars a]} = 796,257 \text{ [Psia]} \\ T = 984,87 \text{ [°R]} \end{cases}$$

$$\rho_g = 29,987 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

h)-3-4. Le débit de Gaz de régénération :

$$\Phi_{reg} = 348649,547 \text{ [Nm}^3\text{/J}_r\text{]}$$

Pour les deux sécheurs on aura :

$$\Phi_{reg} = 697299,0948 \text{ [Nm}^3\text{/J}_r\text{]}$$

VI.6. Comparaison entre les résultats obtenus (actuels) et du design :

DONNEES	Design Actuel		
Pression d'entrée train [bars]	67,4		60
Température d'entrée train [°C]	100		54
Pression de service [bars]	64,9		56,9
Température de service [°C]	27		27
Débit du gaz d'entrée de sécheur [Sm ³ /j]	6424000		6424000
Température de régénération [°C]	274		274
Pression de régénération [bars]	62,3		54,9
RESULTATS DE CALCUL OBTENUS			
PARAMETRES	Design	Design vérifié	Actuel calculé
Masse moléculaire [g/mole]		21.0200	20.40
Densité relative du gaz		0,7248	0,7034
Température de formation des hydrates [°C]		19	18
Facteur de compressibilité du gaz		0,814	0,821
Masse volumique du mélange [kg/m ³]		80,191	56,755
Vitesse massique du gaz [kg/h.m ²]		24839,984	22778,953
Vitesse admise du gaz [m/min]		6,390	6,940
Diamètre minimale de la colonne [mm]	3048	3047,3	3021
Flux d'adsorption [kg H ₂ O /h.m ²]		22,411	23,684
Teneur en eau dans le gaz [kg / MM.m ³ de gaz]		599,091	623,093
Hauteur de la zone de transfert [mm]		927,8	881,5
Hauteur totale du lit [mm]	4877	4843,272	4876,19
Masse totale de lit [kg]	24300	24115,41	23862,692
L'épaisseur de la colonne [mm]	104,9	99,01	87
Temps de service [h]		12,0016	11,49
Temps de rupture [h]		13,1295	12,5057
Pertes de charge totale [bars a]	0,5	0,1674	0,1782
Masse des billes en céramique [kg]		5347,14	5269,16
Quantité d'eau adsorbée par cycle [kg/cycle]		1924,01	2001,454
Quantité d'eau adsorbée par heure [kg/h]	160	160,3	166,787
Quantité de chaleur pour le chauffage [kcal]		11384846	112207482
Quantité de chaleur pour le refroidissement [kcal]		5082701,481	5057414,1
Débit de gaz de régénération [Nm ³ /J _r]	715000	587618,25	697299,0948

Tableau VI-6 : Comparaison entre les résultats obtenus (actuels) et du design : regroupe tous les résultats de calcul de vérification du désign ainsi le cas actuel, permet la comparaison entre le design et le design calculé aussi entre le designe et l'actuel calculé.

Un calcul similaire est réalisé à la température 24 [°C], les résultats de calcul sans représentés ci-dessous :

PARAMETRES	Résultat
Masse moléculaire [g/mole]	20.40
Densité relative du gaz	0.7034
Température de formation des hydrates [°C]	18
Facteur de compressibilité du gaz	0.82
Masse volumique du mélange [kg/m ³]	58.40550
Vitesse massique du gaz [kg/h.m ²]	22775,06
Vitesse admise du gaz [m/min]	6,60
Diamètre minimale de la colonne [mm]	3001.4
Flux d'adsorption [kg H ₂ O /h.m ²]	22,513
Teneur en eau dans le gaz [kg / MM.m ³ de gaz]	584,812
Hauteur de la zone de transfert [mm]	859,444
Hauteur totale du lit [mm]	4928,006
Masse totale de lit [kg]	23807.794
L'épaisseur de la colonne [mm]	87.19
Temps de service [h]	12.262
Temps de rupture [h]	13.29
Pertes de charge totale [bars a]	0.2717
Masse des billes en céramique [kg]	5202.513
Quantité d'eau adsorbée par cycle [kg/cycle]	1877.793
Quantité d'eau adsorbée par heure [kg/h]	156.498
Quantité de chaleur pour le chauffage [kcal]	59064928.39
Quantité de chaleur pour le refroidissement [kcal]	10102490.78
Débit de gaz de régénération [Nm ³ /J _r]	764180.8205

Tableau VI-7 : Résultat de calcul à une température de 24 [°C] : renseigne sur les résultats obtenus pour une température de service trouvée par le calcul (d'après la méthode graphique citée dans l'annexe).

VI.7. Analyse des résultats obtenus après calcul :

D'après les résultats regroupés dans le tableau (tableau VI-6), nous constatons qu'il n'y a pas une grande différence entre les valeurs du design données par le constructeur et celles qu'on vient de calculer. Ceci nous permet de conclure que la méthode de dimensionnement est vérifiée, donc les sécheurs à Gaz V121 (A/B) assurent leurs rôles dans les conditions du design sans aucun risque.

Le diamètre de la colonne donnée par le design est de 3,048 m (supérieur au diamètre minimal qui est de 3,021 m) satisfait au critère de vitesse maximale permissible (réelle). Ce diamètre élevé réduit d'une manière appréciable la hauteur du lit de tamis moléculaires.

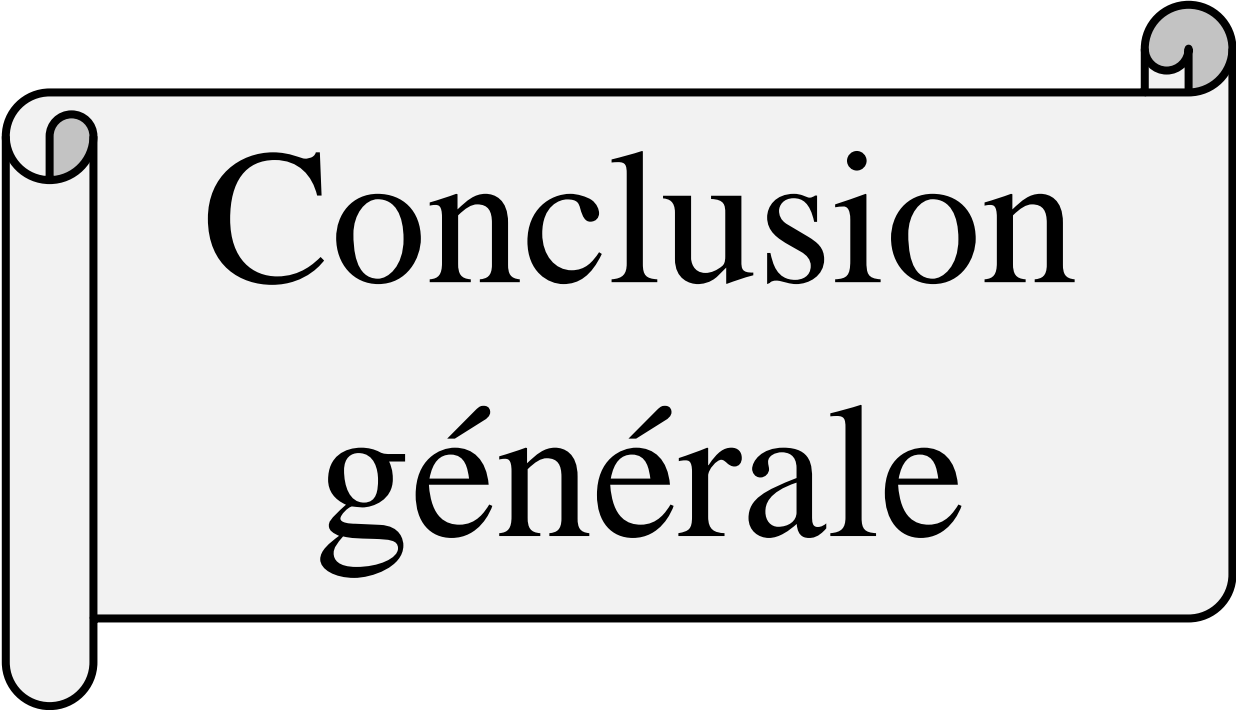
La quantité d'eau adsorbée durant le procédé de séchage ainsi que le nombre de cycles d'adsorption et de régénération sont parmi les paramètres influant sur La durée de vie des tamis moléculaires. Pour une durée équivalente à 3 ans le nombre de cycles qu'a subit le lit est de l'ordre de **2190 cycles** ; en revanche pour un nombre de cycle égal à **2287,20 cycles**, la durée d'exploitation du tamis (avant d'effectuer le rechange) diminuera, et sera voisine de **2 ans et 10 mois et 27 jours**.

Faisant référence aux résultats obtenus, On remarque que les tamis moléculaires sont partiellement exploités dans le déshydrateur, étant donné que la masse installée lors de la construction est de **24300 kg/sécheur** tandis que la résultante du calcul pour le cas actuel est nettement inférieure voire les **23863 kg/sécheur**, ce qui représente un écart de **1,79 %**. Cet écart est expliqué par les effets mouvants de différentes zones qui possède le lit du tamis moléculaire.

Par ailleurs, on remarque que l'écart entre le débit de gaz de régénération calculé dans le cas des conditions actuelles et celui qui est donné par le design est très important, ce qui conduit à une augmentation de la teneur résiduelle en eau dans le tamis et par conséquence provoque une diminution de la capacité d'adsorption.

En pratique, pour réaliser une opération d'adsorption dans les normes et sans risque de problème de fuite (c'est-à-dire, la présence d'une teneur en eau à la sortie des sécheurs), il est nécessaire de limiter le temps de cycle d'adsorption à un temps légèrement inférieur au temps de rupture (temps limite).

D'après les résultats obtenu, nous prévoyons un temps de cycle d'adsorption de **12h et 30 min**, ce temps nous permettra de réaliser une opération sans risque de rupture et donc pas de sortie d'eau durant le cycle d'adsorption.



Conclusion générale

Recommandations

CONCLUSION ET PERSPECTIVES

Conclusion :

L'exploitation du gaz naturel se heurte à des difficultés majeures par la présence d'eau (sous forme liquide ou vapeur) qui peut entraîner des problèmes de corrosion et de bouchage suite à la formation des hydrates. De ce fait, la réduction de la teneur en eau dans le gaz par séchage dans des déshydrateurs à tamis moléculaires s'avère plus que nécessaire. Ces tamis moléculaires sont généralement dimensionnés pour traiter une charge donnée quelque soit sa composition.

L'étude réalisée sur la section de déshydratation de l'unité de traitement de gaz d'Alrar a bien montré que la présence d'eau dans le gaz est le facteur clé pour optimiser les paramètres de fonctionnement de l'unité de déshydratation.

Les résultats de calcul de dimensions et de temps de saturation trouvés assurent une bonne efficacité de déshydratation. Par ailleurs une augmentation de temps d'adsorption permet de réduire la fréquence des cycles de régénération des tamis moléculaires ce qui entraîne une augmentation de leurs durée de vie.

Perspectives :

D'après cette étude et pour une meilleure exploitation des tamis moléculaires, il est recommandé d'augmenter le temps d'adsorption (travailler avec un temps de cycle plus long), de faire des tests de perçage à travers les déshydrateurs pour permettre d'avoir une idée sur l'état du tamis, d'effectuer la régénération convenablement en respectant le débit de gaz nécessaire pour l'opération, dans le but de minimiser les pertes à travers les **KV**, et pour cela on suggère une inspection de ces dernières.

Il est aussi intéressant de souligner que la remise en service des hygromètres sera d'une grande utilité, puisqu'ils nous permettront d'avoir une teneur en eau exacte à la sortie des sècheurs, et donc de pallier au problème de passage d'eau dans les sections froides.



Bibliographie

BIBLIOGRAPHIE

- [1]. Jean-Pierre Wauquier : Raffinage et génie chimique, Tome I et Tome II. 2^{ème} Edition 1972 – Paris.
- [2]. NATURAL GAS PRODUCTION ENGINEERING: Chiu. Ikoku. The Pennsylvania State University; KRIEGER PUBLISHING COMPANY 1992 .Original Edition 1984.
- [3]. AIDE MEMOIRE DE L'INGENIER, Génie Chimique: Emilian Koller Dunod, Paris, 2001
- [4]. Engineering DATA BOOK 11th Edition (Electronic). SI Volumes I et II. Gas Processors Suppliers Association
- [5]. J.P.WAUQUIER : Procédés de séparation, Editions TECHNIP 1998 – Paris.
- [6]. Y.H. Jeon, N .J .Kim, A Study of the kinetic characteristics of natural gas hydrate, Eng, Chem, vol 12. 2006
- [7]. Cours de Raffinage -I- FHC (MARA11), Boumerdès.
- [8]. Manuel opératoire de l'unité de traitement du gaz d'ALRAR – IN AMENAS
- [9]. Procédés de séparation « techniques, sélection, dimensionnement », Jimmy L. Humphrey, George E. Keller II.
- [10]. John M. Campbell. Gas conditioning and processing, volume 2, the equipment modules.
- [11]. Documents UOP:
UOP handling guidelines for ADS-220 adsorbent.
UOP Adsorbent Solutions.
UOP Refining Adsorbents, « Delivering solutions for separation and purification ».
Honeywell UOP Gas Processing, Realizing the value of your natural gas and synthesis gas resources
UOP MOLSIVTM APG-III Adsorbent, Enhanced performance adsorbent for air pre-purification units
UOP Selexol TM Technology for Acid Gas Removal
Technology and More, UOP Adsorbents for Contaminant Removal in Refining Processes, UOP CLR-204 Adsorbent
- [12]. Robert H.Perry “Chemical Engineers’ HANDBOOK”, volume 2

BIBLIOGRAPHIE

[13]. Technique de l'Ingénieur :

Pierre PETIT. Séparation et liquéfaction des gaz.

Jean-Claude CHARPENTIER, C.Roizard. Absorption avec réaction chimique.

André CHARREAU. Séchage Théorie et calculs.

[14]. Sites internet :

<https://www.google.dz/webhp?sourceid=chrome-instant&ion=1&espv=2&ie=UTF-8#q=reynolds+et+fraction+du+vide>: le 2/3/2016 à 22 :48

https://fr.wikipedia.org/wiki/Nombre_de_Reynolds : le 2/3/2016

<https://www.google.dz/webhp?sourceid=chrome-instant&ion=1&espv=2&ie=UTF-8#q=calcul+de+la+surface+sp%C3%A9cifique>: le 3/3/2016 à 7h38

http://www.memoireonline.com/11/12/6475/m_Contribution--la-valorisation-de-boues-de-station-d-epuration-par-l-appreciation-d-une-nouvelle25.html: le 3/3/2016

<http://www.cecachemicals.com/fr/expertises/tamis-moleculaires/gas-naturel/>

<http://www.gel-de-silice.com/Tamis-Moleculaire.html>: le 7/3/2016 à 6h30

<http://bu.univ-ouargla.dz/master/pdf/MATALLAH-Salah.pdf?idmemoire=2295>

<https://fr.wikipedia.org/wiki/Aluminosilicate>: le 7/3/2016

<http://www.enggcyclopedia.com/2012/01/calculation-nm3hr-sm3hr-gas-flow/>

http://www.thermexcel.com/french/ressourc/pdc_line.htm

http://www.thermexcel.com/french/ressourc/pdc_singu.htm

http://www.wattohm.fr/Perte-de-charge_a69.html

http://public.iutenligne.net/mecanique/mecanique-des-fluides/courtin/pertes-de-charge-lineique/co/Pertes%20de%20charges%20lineiques_18.html

<http://www.abcclim.net/diagramme-mollier.html> ...



Annexe

ANNEXE

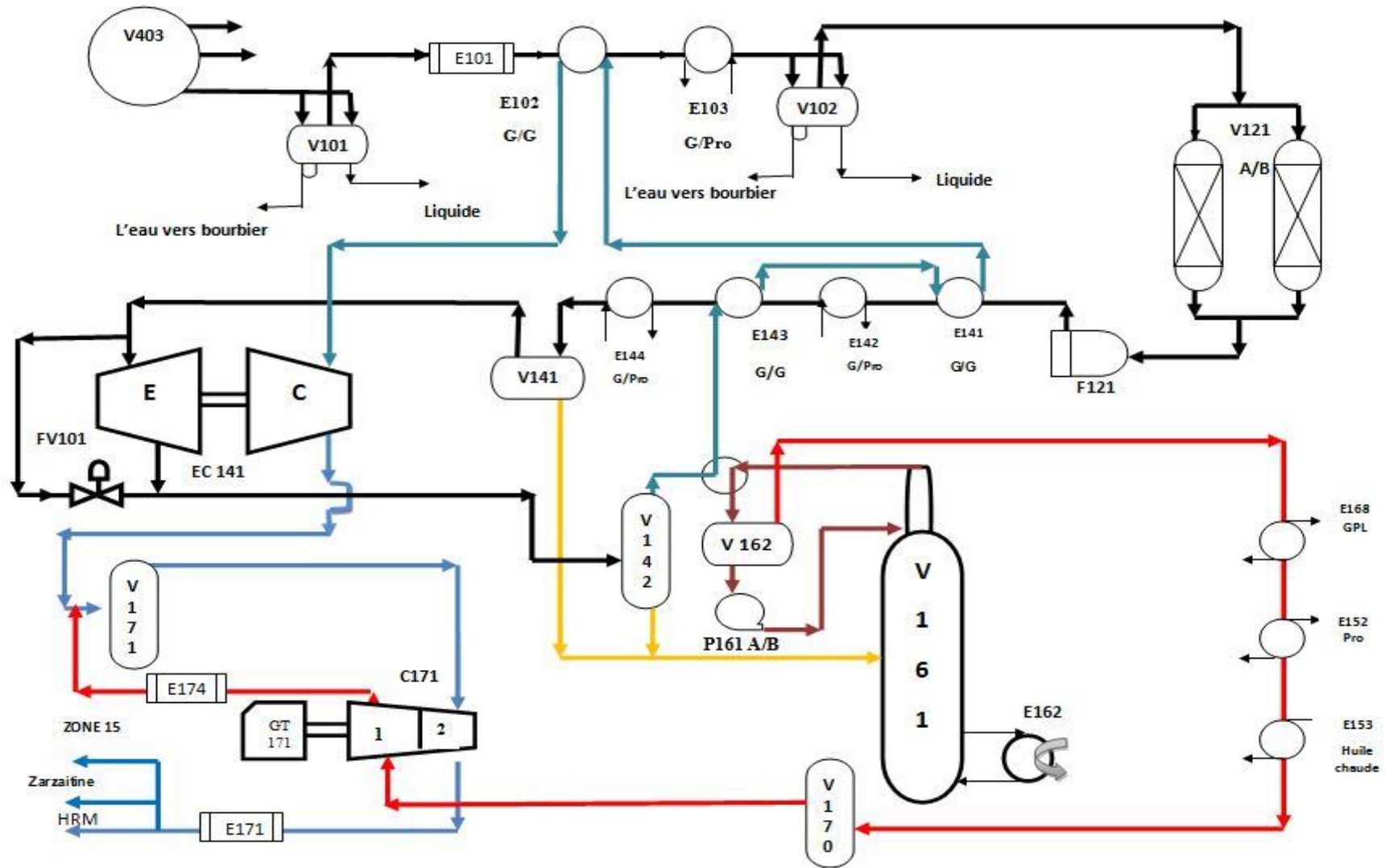
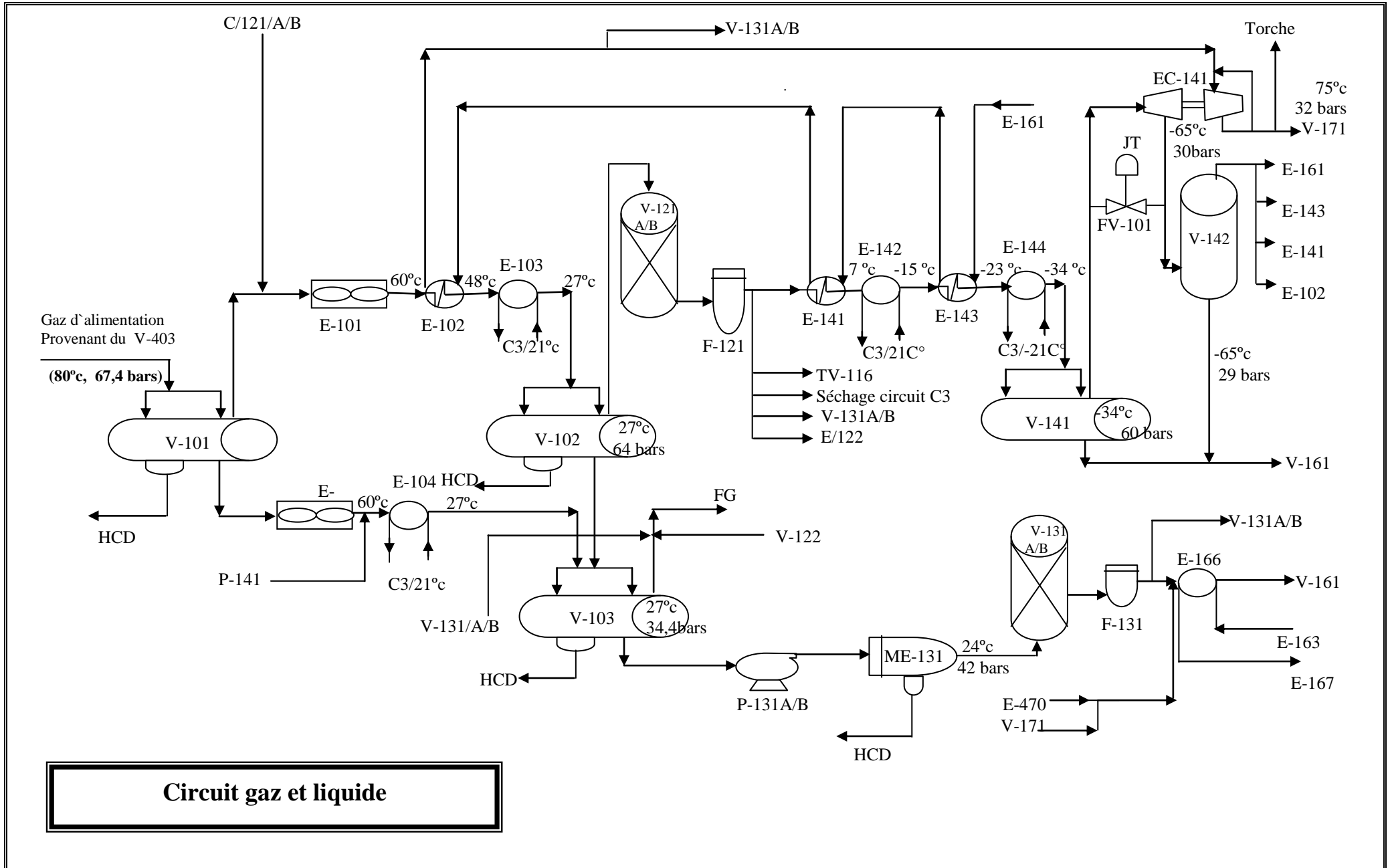
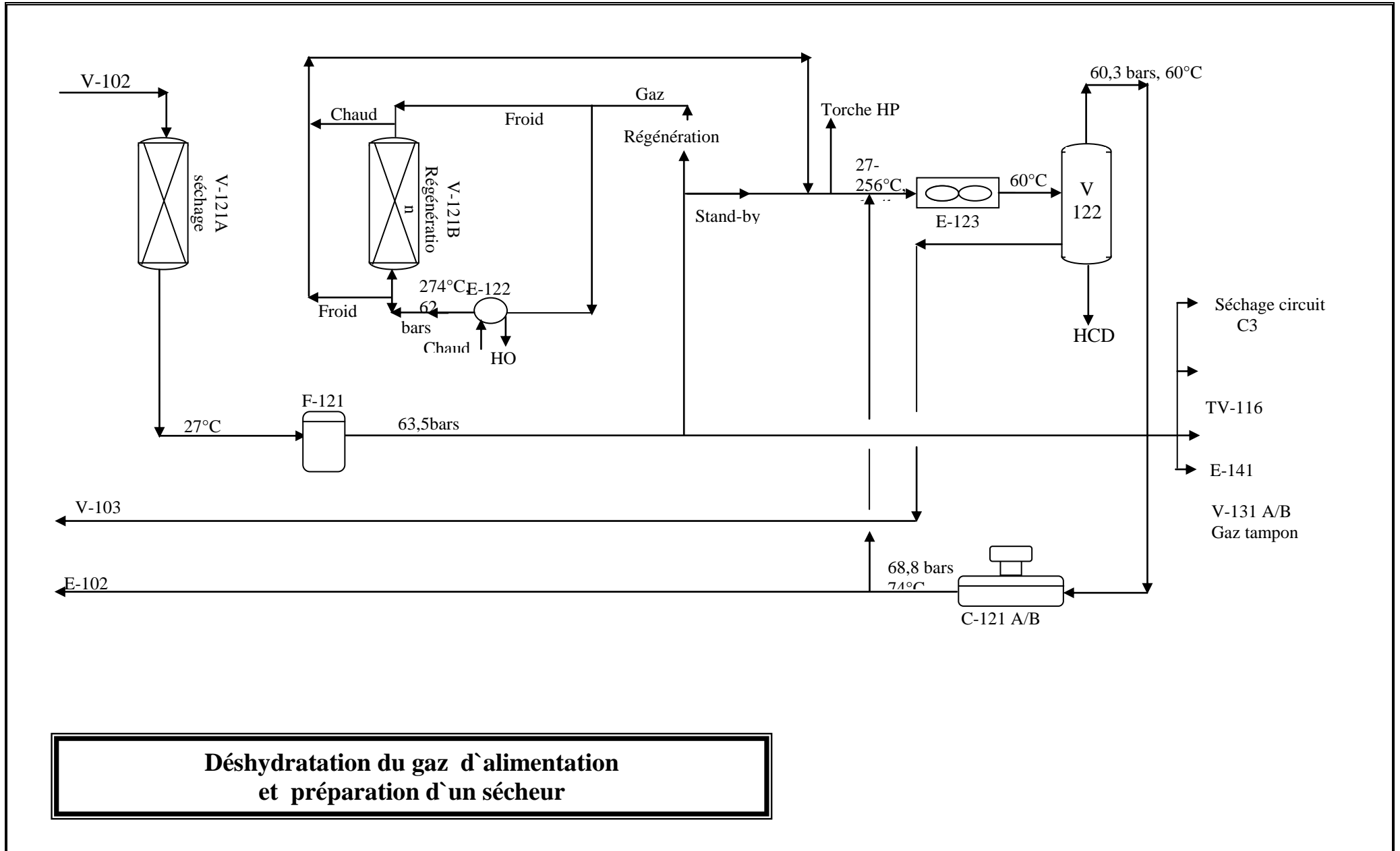


Schéma circuit de gaz

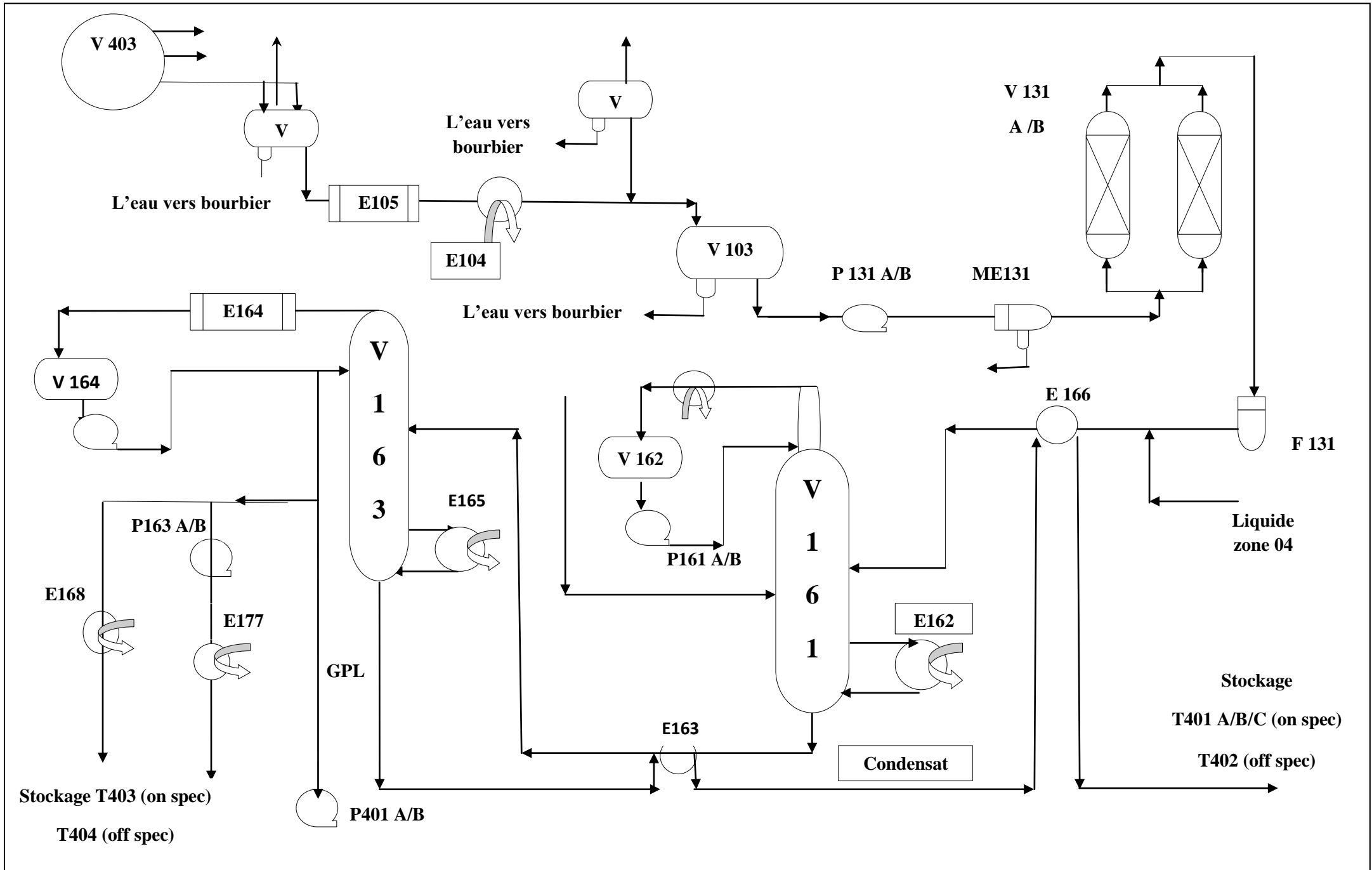


Circuit gaz et liquide

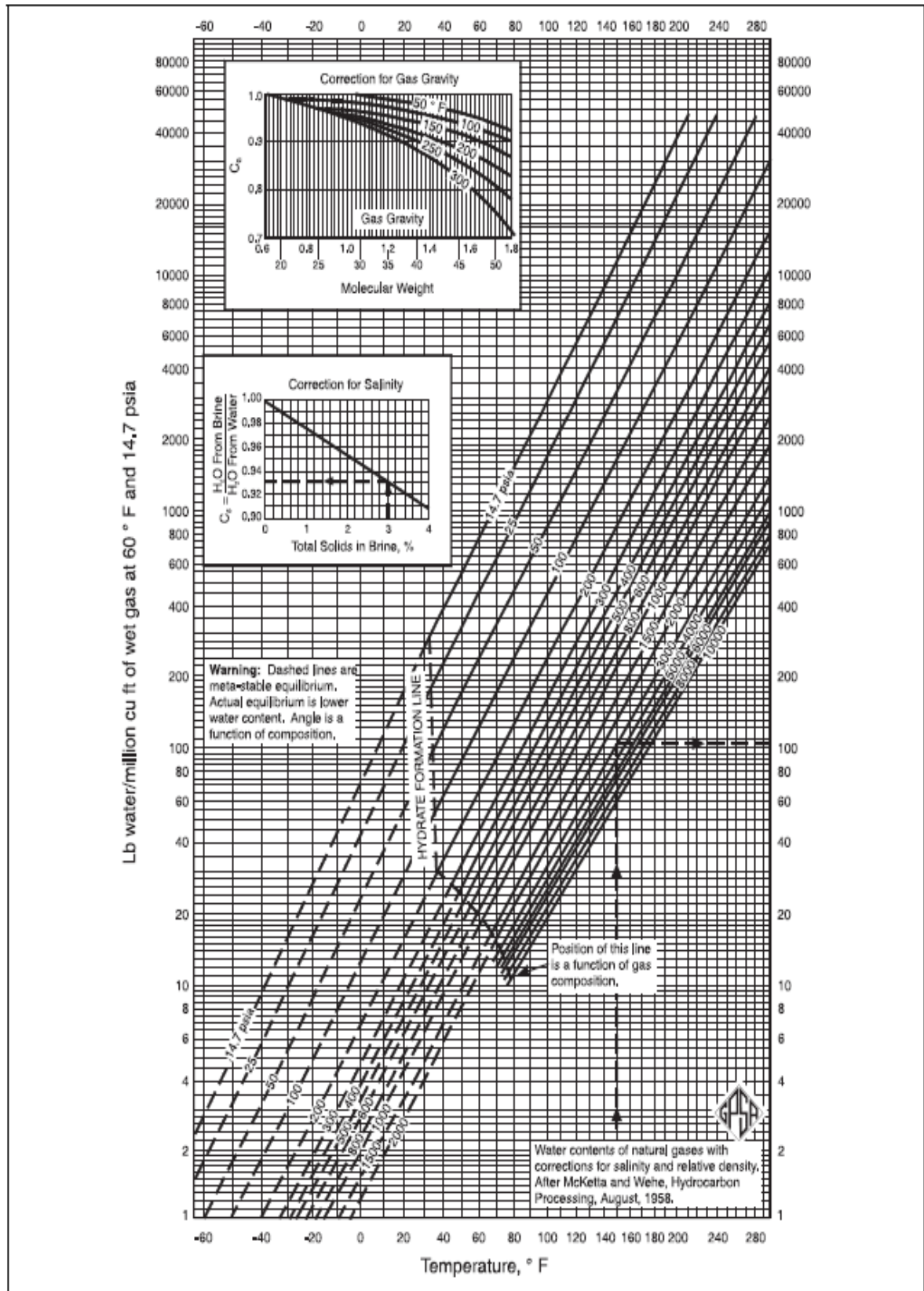


Déshydratation du gaz d'alimentation et préparation d'un sécheur

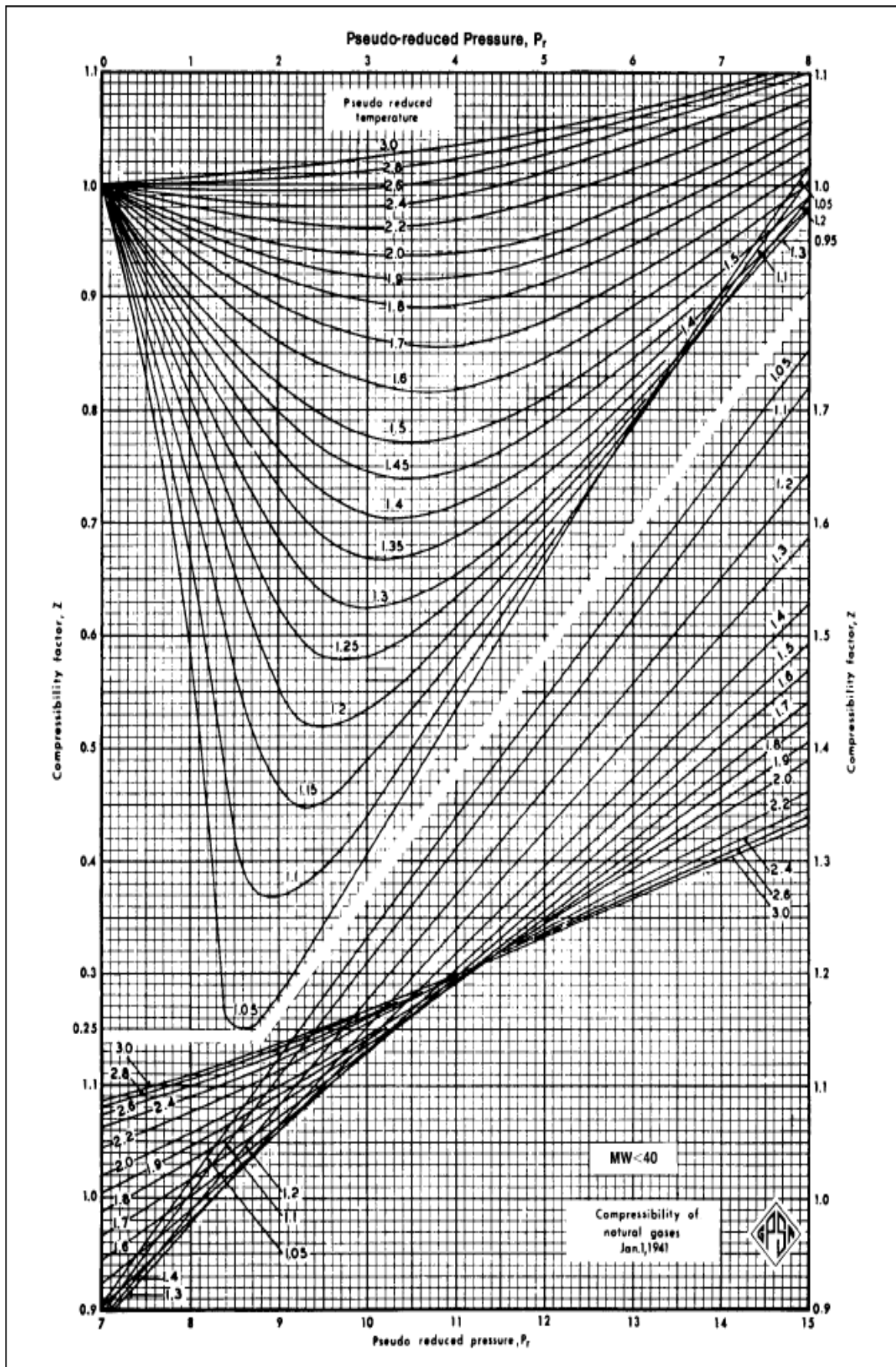
ANNEXE



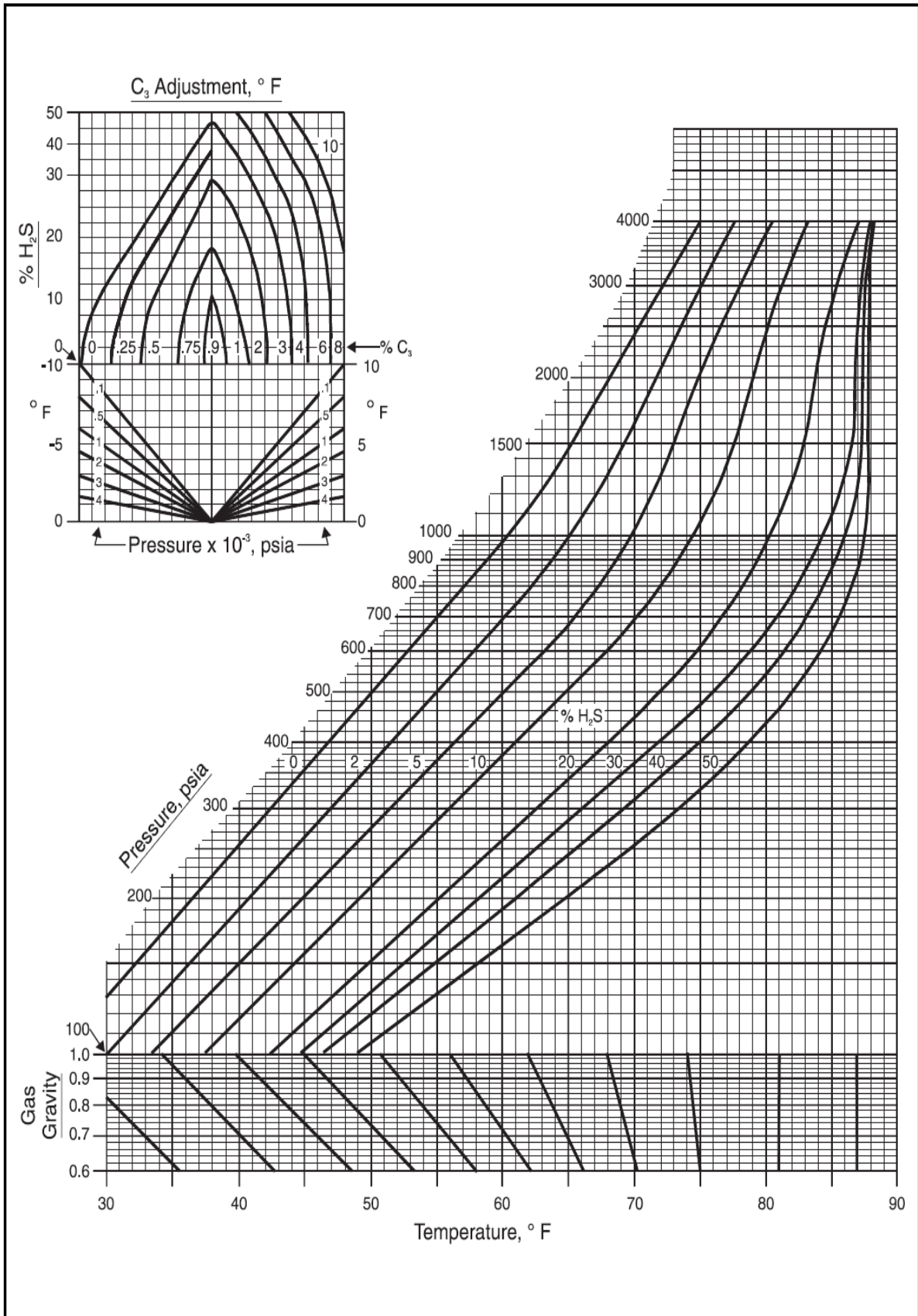
Teneur en eau dans le gaz



Facteur de compressibilité pour le gaz



Charte d'hydrates pour les gaz contenant du H₂S



ANNEXE

Utilisation du diagramme de Bailey & Wickert :

$$P_s = 57 \text{ [bars g]} = 58 \text{ [bars a]} \\ = 826,715 \text{ [psi a]}$$

$$d_g = 0.7034$$

1/ De 826,715 [psi a] \longrightarrow 0% H₂S

2/ procède verticalement vers le bas jusqu'à

$$d_g = 0.7034$$

3/ suivre la diagonale jusqu'à l'axe des

températures.

$$\mathbf{T_{FH1} = 59,1 \text{ [}^\circ\text{F].}$$

Correction de propane :

1/ De 0% H₂S \longrightarrow 3,8137 % C₃

2/ Procède verticalement vers le bas jusqu'à $P=0,826 \cdot 10^3$ [psi a]

3/ Procède horizontalement jusqu'à l'axe

des températures.

$$\mathbf{T_{FH2} = 3,95 \text{ [}^\circ\text{F].}$$

La température de formation des hydrates est :

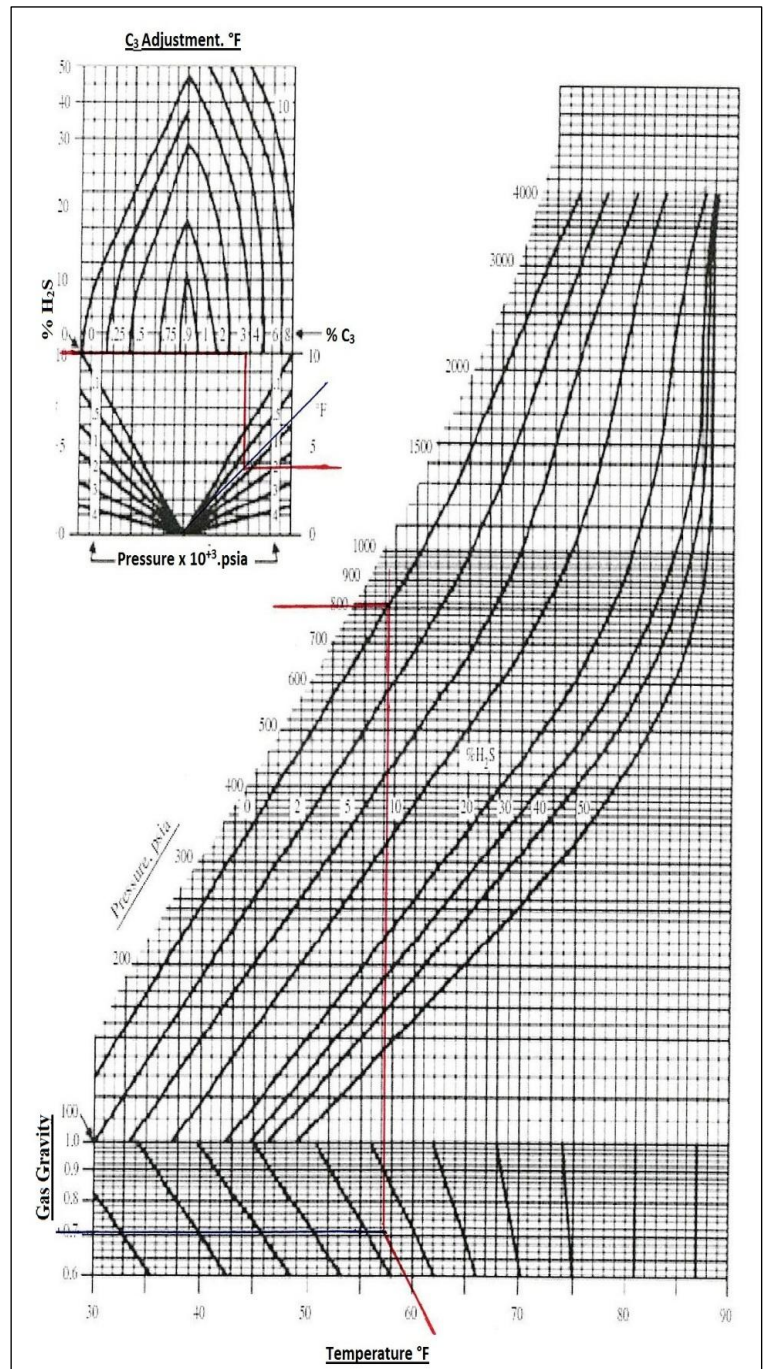
$$\mathbf{T_{FH} = T_{FH1} + T_{FH2}}$$

$$T_{FH} = 63,05 \text{ [}^\circ\text{F]} = 17,25 \text{ [}^\circ\text{C]}$$

$$\mathbf{T_{FH} = 17 \text{ [}^\circ\text{C].}$$

Pour une marge de (6 [°C]), la température sera :

$$\mathbf{T_s = 24 \text{ [}^\circ\text{C].}$$



ANNEXE

Tamis Moléculaires	Type	Taille des Pores (Å)	Granulométrie (mm)	Densité Apparente (g/l)	Capacité d'adsorption d'eau en % poids (10% Humidité relative à 25°C)	
Types standards	562	3	2,5-5,0	710	18	
	564	3	1,6-2,5	770	18	
	512	4	2,5-5,0	720	20	
	514	4	1,6-2,5	740	21	
	515	4	1,0-1,6	780	21	
	518	4	1,2-2,0	760	20	
	521	5	2,5-5,0	700	16	
	522	5	1,6-2,5	750	18	
	542	10	2,5-5,0	670	22	
	544	10	1,6-2,5	670	22	
	Types spéciaux	Type	Taille des Pores (Å)	Forme	Granulométrie (mm)	Caractère
		612	4	Sphère	2,4-4,8	Sans liant
		614	4	Sphère	1,7-2,4	Sans liant
		625	5	Sphère	2,4-4,8	Sans liant
626	5	Sphère	1,7-2,4	Sans liant		



Glossaire

Glossaire

Boosting : unité de compression de gaz lors de son déplétion au niveau du gisement.

Joule-thomson : une vanne qui fait une détente de type isenthalpique.

Sécheurs : équipement destinés à purifier le gaz de l'eau à l'aide des tamis moléculaires.

Slug catcher : séparateur primaire où le gaz brut provenant des puits subit une séparation triphasique (gaz, condensat, et eau).

Turboexpander : une turbine d'expansion à travers laquelle le gaz subit une détente Isentropique.

Dééthaniseur : une colonne de stabilisation conçue pour séparer les constituants les plus volatiles (méthane et l'éthane) des gaz de pétrole liquéfiés (propane et butane) et condensat.

Liste des abréviations

KV : vanne de régulation de niveau.

BDV : Blow Down Valve (Vanne de dépressurisation).

XV : Vanne d'arrêt

HCV : vanne à dusse

E : échangeur de chaleur (rebouilleur ou condenseur).

TIJ : régulateur de température.

PFD : diagramme de circulation des fluides.

V : ballon séparateur (ballon de flash, ballon de reflux).

V121 A/B : sécheur à gaz

C8 : un compresseur ou un détendeur

EC-141 : turbo-expandeur

V-161 : dééthaniseur

C-121A/B : soufflantes

ME-131 : coalesceur

FV 101 : la vanne Joule-Thomson

T : sphère

F : Filtre

P : Pompe

Liste des abréviations

HP : Haute pression

BP : Basse pression

GPL : Gaz de Pétrole Liquéfié

GNL : Gaz Naturel Liquéfié

UOP : Universal Oil Products

TVR : Tension de Vapeur Reid

ZTM : Zone de Transfert de Masse

MTBE : Méthyl tertio-butyle éther

AMP : Adsorption modulé en pression

AMT : Adsorption modulé en température

ΔP : Perte de charge ou différentiel de pression

Å : ångström

PPM : Partie par million

Sm³ : Standard mètre cube

MSm³ : Millions standard mètre cube

Mg : Milligramme

Lb : Pound ou livre

°R : Degré Rankine

°F : Degré fahrenheit

Btu : British thermal unite

Cal : calories

Psf : Pound square foot

ft : foot

in : inch

MMscf : Million standard cubic feet

Psi : Pound square inch

Liste des conversions

$$1[\text{g/cm}^3] = 62,4 [\text{lb/ft}^3]$$

$$1 [\text{kg/m.s}] = 0,0672 [\text{lb/ft.sec}]$$

$$1 [\text{lb/h.ft}^2] = 4,89 [\text{kg/h.m}^2]$$

$$1 [\text{l}] = 0,0353 [\text{ft}^3]$$

$$1 [\text{bar}] = 2088,54 \text{ PsF} = 14,5 [\text{psi}].$$

$$1[\text{Nm}^3] = 1,055 [\text{Sm}^3]$$

$$1 [\text{kg}] = 2,205 [\text{lb}]$$

$$1 [\text{kg/m}^3] = 0,0624 [\text{lb/ft}^3]$$

$$1 [\text{m}^3/\text{min}] = 35,315 [\text{ft}^3/\text{min}]$$

$$1\text{ppm} = 0,0475 [\text{lb/MMscf}]$$

$$1 [\text{m/sec}] = 3.280840 [\text{ft/sec}]$$

$$1 [\text{kcal}] = 3.968321 [\text{Btu}] = 4,18400 [\text{kJ}]$$

$$1[\text{m}] = 1000 [\text{mm}] = 3.280840 [\text{ft}] = 39.37008 [\text{inches}]$$

$$1 [\text{m}^2] = 10.76391 [\text{ft}^2]$$

$$1 [\text{m}^3] = 35.31467 [\text{ft}^3]$$

$$1 [\text{kg}] = 2.204623 [\text{lb}]$$

$$1 [\text{kg/ m}^2] = 0.2048161 [\text{Lb/ ft}^2] = 0.001422334 [\text{Lb/in}^2]$$

$$1 [\text{cal}] (15^\circ\text{C}) = 4.185 80 [\text{j}]$$

$$1 [\text{cal}] (20^\circ\text{C}) = 4.181 90 [\text{j}]$$

$$[^\circ\text{C}] = 5/9 (^\circ\text{F} - 32)$$

$$[^\circ\text{F}] = 9/5 (^\circ\text{C}) + 32$$

$$[\text{K}] = ^\circ\text{C} + 273.15 = 5/9 [^\circ\text{R}]$$

$$[^\circ\text{R}] = ^\circ\text{F} + 459.67 = 1.8 [\text{K}]$$

$$1 [\text{N}] = 1 [\text{kg} \cdot \text{m/s}^2]$$

$$1[\text{Pa}] = 1 [\text{N/m}^2]$$



Résumé

Résumé :

La teneur en eau dans le gaz est une exigence importante à respecter. Suivants les conditions de température et de pression qui règnent dans une installation, la vapeur d'eau se condense et provoque la formation d'hydrates.

L'objectif principal de cette étude est de déterminer le rôle de la section de déshydratation par le procédé d'adsorption en utilisant les tamis moléculaires afin d'optimiser les paramètres de fonctionnement des sécheurs pour atteindre une teneur en eau inférieure à 1ppm. À travers cette étude nous avons effectué le calcul de dimensions des sécheurs à gaz existant au niveau du complexe d'ALRAR dans le but de vérifier le design et le cas actuel, ainsi que d'optimiser les paramètres influençant sur l'opération de déshydratation.

D'après les résultats obtenus on remarque que le redimensionnement des sécheurs n'est pas loin de celui du design et que le temps de saturation nous assure une efficacité importante et une bonne déshydratation.

Mots clés: Gaz naturel, Hydrates, Déshydratation, Adsorption, Tamis moléculaires, Sécheurs.

Abstract:

The water-content in gas is an important requirement to account for during the process of dehydration.

Following the conditions of temperature and pressure which reign in an installation, the steam can condense and causes the formation of hydrates.

The main aim of this study is to determine the role of the dehydration section in the process of adsorption using molecular sieves. The final goal behind this is to optimize the operational parameters of the gas driers in order to reach a water-content less than 1 ppm.

First, we carried-out a series of calculation and sizing of the gas driers existing within ALRAR complex and then we checked the design and its current state in order to evaluate and then optimize the parameters influencing the operation of dehydration.

According to the obtained results, we noticed that the current state of the driers is not far from their designed state and that the time of saturation allows us an important effectiveness and a good dehydration cycle.

Key words: Natural gas, Hydrates, Dehydration, Adsorption, Molecular sieves, Dryers.

ملخص:

محتوى الماء في الغاز هو مطلب مهم للحساب أثناء عملية التجفيف . وفقا لظروف الحرارة والضغط السائدة في المجمع ، يتكثف بخار الماء و يتسبب في تشكيل هيدرات الهيدرات الرئيسي من هذه الدراسة هو تحديد دور قسم التجفيف في عملية الامتزاز باستخدام المناخل الجزيئية . والهدف النهائي من ذلك هو تحسين المعلمات التشغيلية التابعة لمجففات الغاز من أجل الوصول إلى محتوى الماء أقل من 1 جزء في المليون . من خلال هذه الدراسة اجرينا سلسلة من الحسابات على مجففات الغاز الموجودة في مجمع ALRAR من اجل التحقق من التصميم وحالته الراهنة، و ذلك لتقييم و تحسين معلمات التأثير على عملية نزع الماء . وفقا للنتائج التي تم الحصول عليها ، لاحظنا أن الوضع الحالي للمجففات ليست بعيدة من تصميمها و أن وقت التشبع يضمن فعالية هامة و دورة تجفيف جيدة.

الكلمات الرئيسية : الغاز الطبيعي ، هيدرات ، التجفيف ، الامتزاز ، المناخل الجزيئية ، مجففات .