



République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université 20 août 1955-SKIKDA

Faculté de
Technologie

Département de
Pétrochimie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Génie Pétrochimique

Thème :

**Analyse des facteurs de dégradation des tamis
moléculaires dans la section de déshydratation du
gaz naturel - train 70 -phase A complexe Rhourd
Nouss**

Réalisé par :

- BRAHMI Laid
- MEZDOUR Radouane
- LAREF Naoufel

Encadré par :

Mme. BOULAHNECHE S

Année Universitaire 2025/2026

Résumé

Dans ce travail, nous avons étudié les causes de la dégradation prématurée des tamis moléculaires utilisés dans la section de déshydratation du Train 70 du complexe de Rhourde Nouss. Les calculs de vérification et les simulations réalisés à l'aide du logiciel Aspen HYSYS ont montré qu'il est nécessaire de réduire la température de sortie de l'échangeur de 28 °C à 22 °C afin de diminuer la quantité de liquide et d'eau présente dans le gaz avant son entrée dans les sécheurs. Cette solution permet de limiter l'entraînement des liquides (l'eau et hydrocarbures) vers les déshydrateurs, qui est à l'origine de l'effritement et du colmatage des tamis moléculaires, ainsi que de l'augmentation de la perte de charge dans les sécheurs. Enfin, plusieurs améliorations ont été proposées pour réduire les problèmes de fonctionnement de la section de déshydratation et assurer une meilleure qualité du gaz traité conformément aux spécifications requises.

Mots clés

tamis moléculaires - la déshydratation - la simulation - le colmatage - la perte de charge – lit de tamis – dysfonctionnement.

ملخص

في هذا العمل، درسنا أسباب التدهور المبكر للمناخل الجزيئية المستخدمة في قسم تجفيف الغاز في القطار 70 بمجمع روردد نوس. وقد أنه من الضروري خفض درجة حرارة الخروج Aspen HYSYS أظهرت حسابات التحقق والمحاكاة التي أجريت باستخدام برنامج من المبادل الحراري من 28 درجة مئوية إلى 22 درجة مئوية، وذلك بهدف تقليل كمية السائل والماء الموجودة في الغاز قبل دخوله نحو أجهزة التجفيف، والتي تُعدّ السبب الرئيسي في (إلى المجففات. يُتيح هذا الحل الحدّ من احتجاز السوائل (الماء والهيدروكربونات) تفتت وانسداد المناخل الجزيئية، فضلاً عن ارتفاع فقدان الضغط داخل المجففات. وأخيراً، تم اقتراح عدة تحسينات للحد من مشاكل تشغيل قسم التجفيف وضمان جودة أفضل للغاز المعالج وفقاً للمواصفات المطلوبة.

الكلمات الدالة

العنصر الماص - تجفيف - المحاكاة - التدهور المبكر - فرق الضغط - هاييسيس.

Abstract

In this work, we studied the causes of the premature degradation of molecular sieves used in the dehydration section of Train 70 at the Rhourde Nouss complex. The verification calculations and simulations carried out using Aspen HYSYS software showed that it is necessary to reduce the outlet temperature of the heat exchanger from 28°C to 22°C in order to decrease the amount of liquid and water present in the gas before it enters the dryers. This solution helps to limit the entrainment of liquids (water and hydrocarbons) towards the dehydrators, which is the main cause of the crumbling and plugging of the molecular sieves, as well as the increase in pressure drop across the dryers. Finally, several improvements have been proposed to reduce the operational problems of the dehydration section and ensure a better quality of the treated gas in accordance with the required specifications.

Keywords

molecular sieves - dehydration - simulation - clogging - pressure drop -HYSYS

REMERCIEMENT

En premier lieu, nous tenons à remercier notre Dieu, notre créateur, pour le courage et la patience qu'il nous a donné pour accomplir ce travail.

Nous remercions notre professeur consultant **Dr BOULAHNECHE Samia** pour ses orientations et conseils.

Nous adressons nos vifs remerciements à tout le personnel de SONATRACH DP, RHOURD NOUSS - en particulier : **Mr. S. KACI** (chef service d'exploitation) ; **Mr. B. AISSA** (ingénieur d'exploitation) ;

Mr. BAFLOULOU Yousef (ingénieur d'exploitation) ;

Et tous les agents de la division exploitation.

Nos sincères remerciements vont à **Mr. KHALED CHALLOULI** pour son aide qui nous a été très utile.

Nos remerciements s'adressent à nos enseignants de l'université d'SKIKDA

Nous tenons aussi à exprimer nos profonds remerciements aux membres de jury qui nous feront l'honneur de juger notre travail ;

Enfin nous remercions toute personne ayant contribué de près de loin à la réalisation de ce travail.



DEDICACES

À l'être le plus cher de ma vie,

ma Mère

À celui qui a fait de moi un homme,

mon Père

*À ma **grand-mère**, à mon **frère** bien-aimé,*

*à mes oncles, à ma **tante**, à mes cousins, mes cousines,*

*et à toute ma **famille**.*

*À mes **amis d'enfance**,*

à tous mes enseignants, à mes camarades du

***génie des pétrochimiques**,*

et à chacun de ceux qui me connaissent.

*Au **Club Petroleum** et à tous ses membres — merci pour
l'accueil, l'esprit d'équipe, et tous les précieux moments de
partage et de travail partagés ensemble. Vous avez fait de
cette expérience une véritable famille et un souvenir
inoubliable.*



Mezdour Radouane

بسم الله الرحمن الرحيم

C'est avec une profonde émotion et une immense reconnaissance que je dédie ce modeste travail à toutes les personnes qui ont marqué mon parcours et contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce mémoire. Je tiens également à exprimer ma profonde gratitude à mon encadrante, Madame **BOULHNACH SAMIA**, pour son accompagnement, ses précieux conseils et sa disponibilité tout au long de ce travail.

À ma mère, **LEILA**

source infinie d'amour, de tendresse et de générosité. Merci pour tes prières, ton accompagnement constant et ton soutien sans faille. Que Dieu te protège et t'accorde une longue vie.

À mon père, **ABDELKRIM**

Pilier fondamental de ma vie, symbole de force, de courage et de persévérance. Merci pour tes sacrifices, ton soutien indéfectible et les valeurs que tu m'as inculquées, qui ont guidé chacun de mes pas.

À mes sœurs et mon frère, **ASMA/ KHAOULA /MAROUA/ AMINA/ ANIS**

Vous êtes ma force, ma joie et mon refuge.

Merci pour votre amour, votre soutien et tous les beaux souvenirs partagés.

Vous resterez toujours la plus belle partie de mon histoire.

À mes partenaires, **NAOUFEL/ REDOUANE**

À ceux qui ont été bien plus que des amis...

Merci d'avoir partagé avec moi les moments difficiles comme les plus beaux souvenirs.

Vous avez été ma force, mon sourire et ma deuxième famille durant ce parcours.

Ce mémoire gardera toujours une partie de nous.

À mes cousins, **ZINO /KHAIRO /CHERIF/MOUHAMED**

Vous avez été le soutien, le rire et les plus beaux souvenirs.

Que l'amour et la complicité entre nous durent toujours

À mes frères de cœur,

RAHIM/SPEROU/LA BEAUTE/ABDOU/AMINE/DAHMAN/KAKA/CEDRATI/

ACHREF/DHYKRA/IMANE

Vous avez été bien plus que des amis : une vraie famille.

Merci pour votre présence, votre soutien et tous les moments inoubliables partagés.

Notre lien restera toujours solide, peu importe le temps ou la distance

Au club Pétroleum et à tous ses membres...

Merci pour l'accueil, l'esprit d'équipe et tous les moments de partage et de travail ensemble.

Vous avez fait de cette expérience une véritable famille et un souvenir inoubliable.

BRAHMI LAID



C'est avec une grande émotion et une profonde gratitude que je dédie ce modeste travail à toutes les personnes qui ont marqué mon parcours et contribué, de près ou de loin, à l'aboutissement de ce mémoire.

J'adresse également mes sincères remerciements à mon encadrante, Madame **BOULAHNACHE SAMIA**, pour son accompagnement précieux, sa disponibilité ainsi que ses conseils avisés tout au long de ce travail.

À ma mère, DALILA

Toi qui représentes pour moi l'amour inconditionnel, la tendresse et la bienveillance.
Merci pour tes prières, ton soutien constant et les sacrifices que tu as consentis pour moi.
Que Dieu te préserve et t'accorde santé et bonheur.

À mon père, HACEN

Exemple de courage, de sagesse et de persévérance.
Merci pour ton soutien, tes encouragements et toutes les valeurs que tu m'as transmises, qui m'accompagnent chaque jour dans mon parcours.

À mes sœurs et mes frère, NESRINE / ZINEEDDINE / NIZAR / DALIA

Merci pour votre affection, votre présence et votre soutien indéfectible.
Vous avez toujours été une source de motivation, de bonheur et de réconfort.
Les souvenirs partagés avec vous resteront gravés dans mon cœur.

À mon petit trésor, ACIL

mon neveu adoré, source de joie et de tendresse au quotidien.
Ton sourire suffit à illuminer mes journées et à me rappeler que les plus belles choses sont souvent les plus simples.
Je te souhaite un avenir rempli de bonheur, de réussite et de beaux rêves à réaliser

À mes partenaires, LAID / REDOUANE

Merci d'avoir été présents dans les moments difficiles comme dans les instants de joie.
Votre soutien, votre confiance et tous les souvenirs vécus ensemble ont rendu ce parcours plus beau et plus enrichissant.
Ce mémoire portera toujours une partie de notre histoire commune.

À mes frères et sœurs de cœur,

ABDOU / DAHMAN / AMINE / CEDRATI / RAHIM / DHEYA / OUTA / AYMEN / YAHIA / DHYKRA / IMANE

Vous avez été une véritable famille tout au long de ce parcours.
Merci pour votre soutien, votre présence et tous les précieux moments vécus ensemble.
Malgré le temps et la distance, notre amitié restera toujours forte et sincère.

LAREF NAOUFEL

Liste d'abréviation

CTH	Centre Traitement d'Huile.
DCS	Distributed Control System.
GPL	Gaz Pétrole liquéfié.
UTG	Unite Traitement de Gaz.
SRGT	Service Récupération Gaz Torché.
QHA	Qualité, Hygiène et Assurance.
HEH	Haoudh Elhamra.
PCS	Pouvoir Calorifique Supérieur.
PCI	Pouvoir Calorifique Inferieur.
TVR	Tension Vapeur Red.
PRC	Pressure Regulator Controller.
TRC	Temperature Regulator Controller.
EG	Ethylene Glycol.
DEG	Diethylene Glycol.
TEG	Tri ethylene Glycol.
ZMT	Zone de Transfert de Masse.
TCM	Température Critique du Mélange.
PCM	Pression Critique du Mélange.
TMR	Température Réduite du Mélange.
PMR	Pression Réduite du Mélange.

Liste des Matières

Didicaces

Liste des Matière

Liste des Figures

Liste des Tableaux

Introduction : 1

Chapitre I : Présentation de la région de Rhoudre Nouss

I.1. Présentation de la région de Rhourde Nouss 4

I.2. Situation géographique 4

I.3. Historique : 5

I.3. Organisation de la direction de Rhourde Nouss : 7

I.4. Principaux champs : 8

I.5. Réseaux collectes : 8

I.6. Les différents complexes de la région : 10

Chapitre II : Description de procédé

Introduction : 14

II. Description du procédé : 14

II.1- Généralité sur le gaz naturel : 14

II.1.1- Types de gaz naturel : 14

II.1.2- Caractéristiques de base des gaz naturels : 15

II.1.2.1- Densité : 15

II.1.2.3- Composition chimique : 15

II.2- Les procédés de traitement de gaz : 17

II.2.1-Procède PRITCHARD : 17

II.2.2-Procédé HUDSON : 17

II.2.3-Procèdes mixtes : 17

I.3- Les étapes de traitement de gaz : 18

II.3.1- Elimination de l'eau : 18

II.3.2- Extraction des hydrocarbures liquides : 18

II.3.4- Recompressions des gaz moyenne pression : 18

II.4- Description de l'unité de traitement de gaz naturel (phase A) : 19

II.4.1- Description des unités 10/20/30 et 40 : 20

II.4.3- Description du procédé : 21

II.4.3.1- Partie Haute Pression (HP) : 21

II.4.3.2- Partie basse pression (BP) : 27

II.4.3.3- Unité de stockage (U-83) :.....	30
---	----

Chapitre III : Théorie sur la déshydratation

III- La déshydratation :.....	33
III.1- Les hydrates :.....	34
III.1.2- Conditions de formations des hydrates sont :.....	36
III.1.3- Prévention des hydrates :	36
III.2-la déshydratation :.....	38
III.3- L'adsorption :.....	41
III.4-La désorption (la régénération) :	50

Chapitre IV : Problématique, simulation et étude économique

Introduction :.....	54
IV.1- Présentation de problème :	54
IV.2- Partie calcule :.....	58
IV.2.1-Vérification de design :.....	58
VI.2.1.1- La méthode de calcul :.....	60
VI.2.1.2- Résultat de calculs obtenus :.....	66
IV.2.2- Calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles:	68
VI.2.2.1- Résultat de calculs obtenus :.....	70
IV.2.3- Partie simulation :	72
VI.2.3.1- Introduction sur le simulateur de calcule « HYSYS» :	72
VI.2.3.2- Quantité de liquide formé dans le flux d'entré sécheurs:	72
Conclusion.....	69
Recommandations	70
Bibliographie	72

Tableau des Figures

Figure	Titre	Page
Figure (I-1)	Situation géographique de Rhourde	5
Figure (I-2)	L'organigramme de la région de Rhourde Nouss	7
Figure (I-3)	Schéma simplifié réseaux collecteurs puits producteurs	9
Figure (I-4)	Schéma simplifié dessertes puits injecteurs	9
Figure (I-5)	Schéma descriptif des deux complexes phase A et phase b	12
Figure (II-1)	Schéma simplifié de l'unité 02	19
Figure (II-2)	Schéma simplifié de la section de déshydratation	23
Figure (II-3)	Schéma de déshydrateurs	26
Figure (II-4)	Schéma de Procédé de la Phase (A) de Rhourde-Nouss	29
Figure (II-5)	Schéma simplifié de l'unité de stockage « U-83 »	30
Figure (III-1)	Bouchage d'une conduite par le givrage des hydrates	33
Figure (III-2)	Structure des hydrates	34
Figure (III-3)	Les différentes structures cristallines des hydrates	36
Figure (III-4)	Procédé de Déshydratation par glycol	39
Figure (III-5)	Procédé de déshydratation en utilisant trois colonnes d'adsorption	40
Figure (III-6)	Module à fibres creuses	41
Figure (III-7)	Module spirale	41
Figure (III-8)	Tamis moléculaire 4A	44
Figure (III-9)	Evolution de la zone de transfert de matière au cours du temps	46
Figure (III-10)	Evolution de la concentration de l'adsorbat au cours de l'adsorption	47
Figure (III-11)	Représentation d'une courbe de rupture	47
Figure (IV-1)	Évolution de la perte de charge au cours de temps - TRAIN 70	55
Figure (IV-2)	Évolution de la perte de charge au cours de temps - TRAIN 20	56
Figure (IV-3)	Simulation de Procédé	73
Figure (IV-4)	Évolution de la quantité d'eau résiduel dans le gaz en fonction de temps	76

Tableau des Tableaux

Tableau	Titre	Page
Tableau (I-1)	Les étapes de développement de la région de Rhourde Nouss	6
Tableau (II-1)	Spécification des produits	16
Tableau (III-1)	Caractéristique générale des tamis moléculaire	45
Tableau (III-2)	Avantages et inconvénients des unités de déshydratation par adsorption	52
Tableau (IV-1)	Fiche technique	59
Tableau (IV-2)	Conditions opératoires du design	60
Tableau (IV-3)	Caractéristiques de l'adsorbant - cas design	60
Tableau (IV-4)	Composition du gaz alimentant les sécheurs et leurs propriétés critiques	61
Tableau (IV-5)	Résultats des calculs - cas design	67
Tableau (IV-6)	Conditions opératoires - cas actuel	68
Tableau (IV-7)	Caractéristiques de l'adsorbant - cas actuel	69
Tableau (IV-8)	Composition actuelle du gaz alimentant les sécheurs et leurs propriétés critiques	69
Tableau (IV-9)	Résultats de calcul obtenus – cas actuel	71
Tableau (IV-10)	La composition de gaz alimentant le Train 70	74

Introduction

générale

Introduction générale

Le développement du commerce international du gaz s'est progressivement imposé comme une nécessité, faisant de cette ressource une véritable source d'énergie à part entière. Grâce aux revenus importants qu'il génère souvent supérieurs à ceux du pétrole le gaz naturel s'affirme aujourd'hui comme une alternative crédible à ce dernier.

Le gaz naturel est principalement constitué de méthane, accompagné de proportions décroissantes d'autres hydrocarbures saturés. Il contient également, en quantités variables, de l'azote, du dioxyde de carbone, de l'eau ainsi que certains composés incombustibles. Sa composition varie d'une région à une autre, en fonction de ses conditions de formation, ce qui influence directement ses propriétés physico-chimiques, liées notamment à la structure des molécules d'hydrocarbures.

Le traitement du gaz a pour objectif d'éliminer certains composants présents dans le gaz brut à la sortie du puits, afin de le rendre conforme aux spécifications requises pour son transport et sa commercialisation, notamment en ce qui concerne la teneur en eau, qui doit être inférieure à 1 ppm.

L'eau constitue en effet un élément indésirable qu'il est indispensable d'éliminer. Dans la région de Rhourde-Nouss, par exemple, cette opération est assurée au sein de l'unité de traitement du gaz naturel (Phase A), composée de cinq trains identiques fonctionnant en parallèle. Chaque train est équipé de trois sécheurs contenant un tamis moléculaire de type 4A, utilisé pour déshydrater le gaz avant son passage dans les sections froides, afin d'éviter les phénomènes de givrage.

Cependant, la section de déshydratation rencontre régulièrement des problèmes liés à une dégradation prématurée des tamis moléculaires, entraînant des arrêts fréquents des trains pour leur remplacement.

Ce mémoire visera ainsi à étudier et analyser les différentes causes responsables de cette dégradation prématurée des tamis moléculaires au sein de l'unité de traitement du gaz naturel de Rhourde-Nouss

Ce travail sera structuré en plusieurs chapitres complémentaires. Le premier chapitre sera consacré à la présentation de la région de Rhourde Nouss et des installations de traitement du gaz naturel. Le deuxième chapitre décrira le procédé de traitement du gaz au niveau du Train 70, en mettant l'accent sur la section de déshydratation et les différentes étapes du procédé. Le troisième chapitre exposera les notions théoriques relatives à la déshydratation du gaz naturel, aux hydrates, à l'adsorption ainsi qu'aux tamis moléculaires utilisés industriellement. Enfin, le quatrième chapitre sera dédié à l'étude de la problématique de dégradation prématurée des tamis moléculaires à travers des calculs de vérification, des simulations du procédé et une analyse technico-économique, afin d'identifier les causes du dysfonctionnement et de proposer des solutions d'amélioration.

Chapitre I

Présentation de la région de

Rhourde Nouss

Introduction

Avant d'aborder l'étude de la dégradation des tamis moléculaires au niveau de la section de déshydratation du Train 70, il est indispensable de présenter l'environnement industriel dans lequel cette problématique est observée. Ce chapitre est consacré à la présentation de la région de Rhourde Nouss, l'un des plus importants gisements gaziers d'Algérie. Nous y exposerons sa situation géographique, son historique de développement, son organisation ainsi que les principaux champs et installations qui la composent. Une attention particulière sera portée aux complexes de traitement du gaz, notamment la phase A qui constitue le cadre de notre étude. Cette présentation permettra de mieux comprendre le contexte opérationnel et les enjeux liés au traitement et à la déshydratation du gaz naturel.

I.1. Présentation de la région de Rhourde Nouss

I.2. Situation géographique

La Région de Rhourde Nouss relève administrativement de la Willaya d'ILLIZI :

Elle est située à 350 km au Sud/Sud-est de Ouargla, à 1 200 km au Sud/Sud-est d'Alger et à 270 km au Sud/Sud-est de Hassi Messaoud.

Par rapport au niveau de la mère, Rhourde Nouss est à 275m d'altitude.

Elle est caractérisée par son climat désertique (sec avec un très faible taux d'humidité), et l'important écart de température entre l'hiver et l'été (-5 °C à 55 °C).

Fréquence importante des vents de sable.

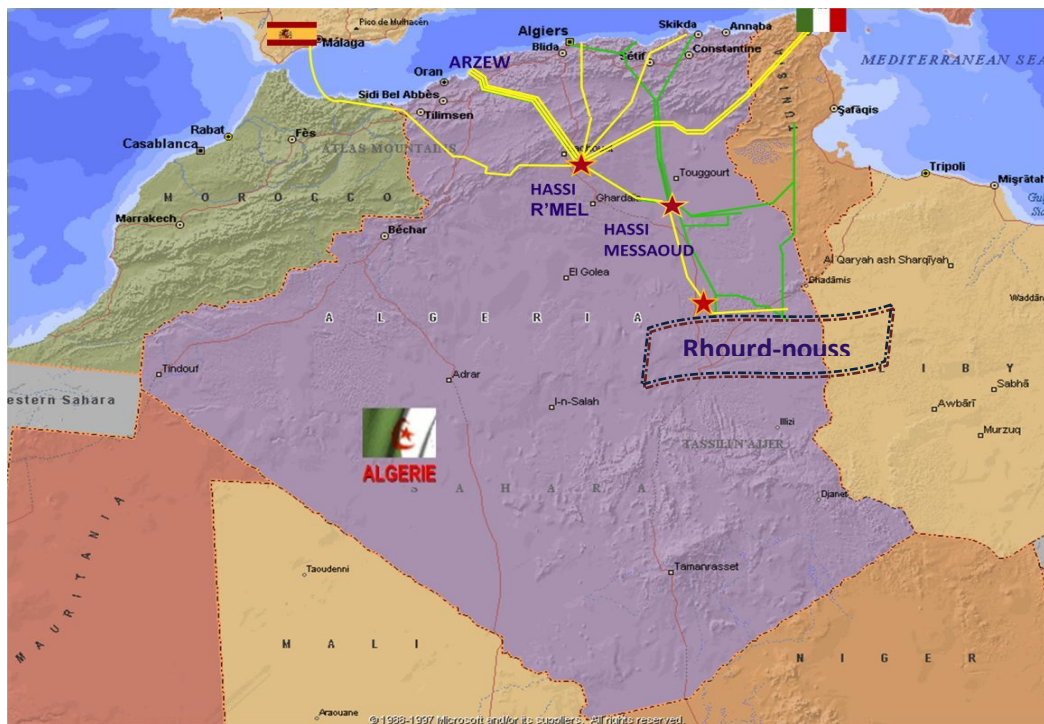


Figure (I-1) : situation géographique de Rhourde Nouss[12].

I.3. Historique

La première découverte de gaz à Rhourde Nouss s'est effectuée en 1956. Le premier puits (RN1), a été foré en 1962 et a mis en évidence la présence de gaz riche en condensât au niveau de plusieurs réservoirs.

Suite à la découverte de l'huile sur le puits RN4, un Centre de Traitement d'Huile (CTH) a été construit et mis en exploitation en 1966.

Le processus de développement de la Région de Rhourde Nouss a été ponctué par les étapes principales suivantes :

Tableau (I-1) : les étapes de développement de la région de Rhourde Nouss.

La date	Les étapes de development
1956	Première découverte de puits du gaz (RN1)
1966	Première découverte de puits d'huile
10-Mai-1966	Mise en service du Centre de Traitement d'Huile (CTH)
28-Jan-1988	Démarrage de l'usine phase A. - quatre trains d'une capacité de 10 million Sm ³ /j de gaz brut chacun d'eaux -
14-Juin-1989	Mise en service de Rhourde Adra
24-Avril-1992	Mise en service de Rhourde Hamra
29-Mai-1992	Mise en service de Rhourde Chouf
16-Juin-1995	Démarrage de l'usine de Hamra
1995	La Région de Rhourde Nouss a été la première unité de SONATRACH à avoir installé un système DCS au niveau de Hamra
23-Mai-1996	Première expédition de GPL (Hamra).
13-Août-1999	Extension de la phase A par un cinquième train d'une capacité de traitement de 10.250 millions Sm ³ /j de gaz brut.
Fin-Février-2000	Démarrage de l'usine GPL (Phase B) d'une capacité de traitement de 48 millions m ³ /j pour une production de 3 800 t/j du GPL
06-Mars-2000	Première expédition de GPL (Rhourde Nouss)
2004	Passage au système de contrôle DCS (4 trains UTG)
2005	Mise en service de l'Unité de Récupération des Gaz Torchés (SRGT).
2005/2010	Préparation du Plan de développement CTH et QHA
2007	Exploitation du puits RN3
2008	Passage au system de contrôle des turbines de MARK II au MARK VI
2009	Ouverture de chantier du CTC

I.3. Organisation de la direction de Rhourde Nouss

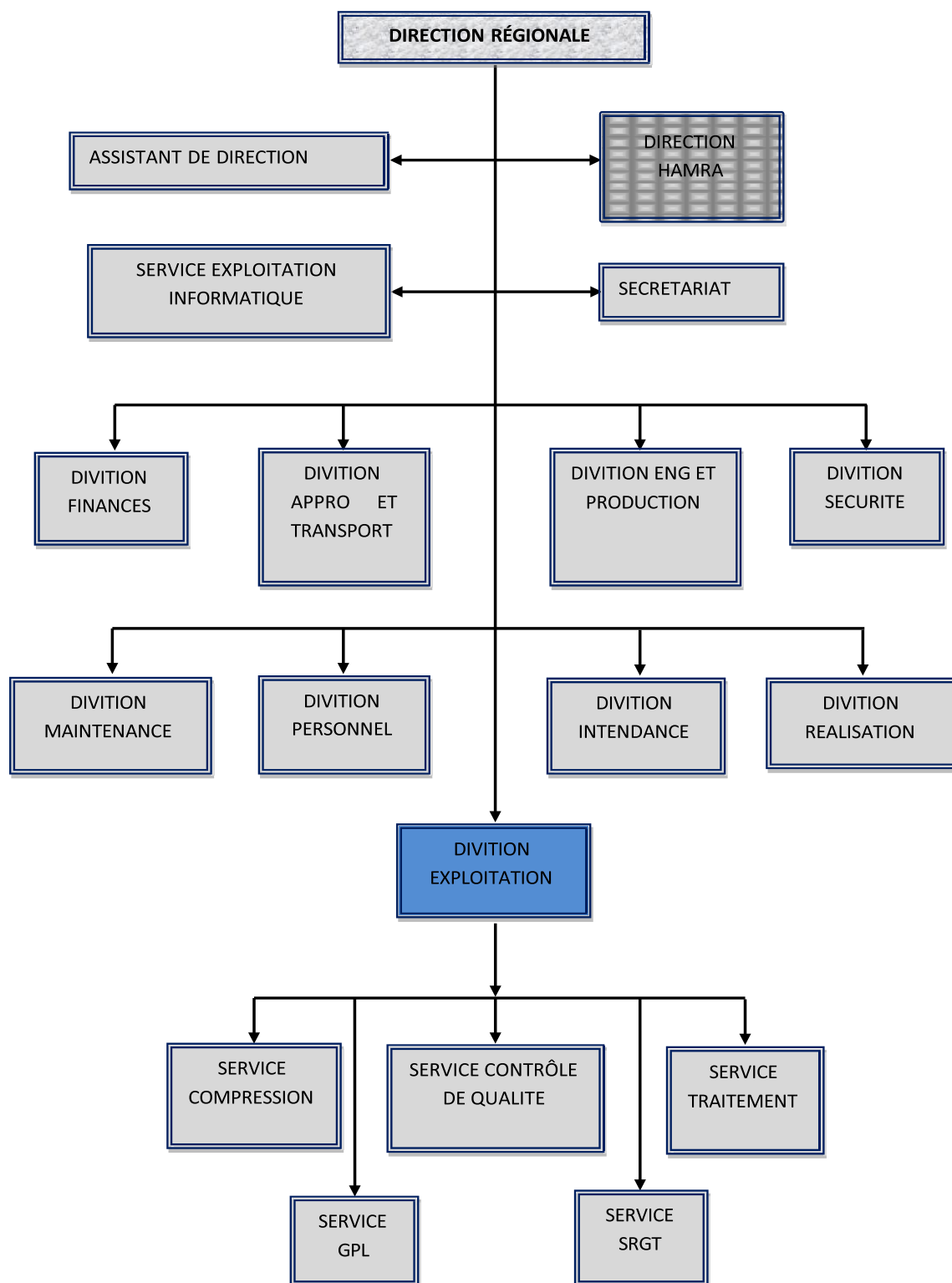


Figure (I-2) : L'organigramme de la région de Rhourde Nouss.

I.4. Principaux champs

La Région de Rhourde Nouss est composée de plusieurs champs (Gisements) sur un rayon de 100 Km par rapport au siège de la Direction régionale qui est situé sur le Champ de Rhourde Nouss Centre. Les principaux champs mis en exploitation sont :

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

D'autres champs de moindre importance, ont été découverts et seront développés l'avenir. Il s'agit de :

- Champ de Rhourde Hamra-Sud-est ;
- Champ de Rhourde Nouss 3 ;
- Champ de Mouilah ;
- Champ de Meksem ;
- Champ de Draa Allal ;
- Champ d'Elketaia ;
- Champ de Rhourde Adra Sud-est.

I.5. Réseaux collectes

La production est assurée par un nombre important de puits producteurs et injecteurs de gaz reliés à un ensemble de collectes et de manifolds :

Puits producteurs de gaz : 76.

Puits injecteurs de gaz : 36.

Puits d'huile : 16.

Collectes : 780 Km (diamètre de 4 a20").

Manifolds: 37.



I.6. Les différents complexes de la région

La principale vocation de la Région de Rhourde Nouss est la production de gaz. Pour réussir son plan de charge est répondre positivement à la demande en gaz, elle a été dotée d'infrastructures et d'installations industrielles suivantes :

- Deux Usines de Traitement du Gaz (UTG) humide :
 - ✓ **La phase A** : Traitement de 51 millions sm^3/j pour récupérer le condensât.
 - ✓ **La phase B** : Traitement de 48,3 millions sm^3/j pour récupérer le GPL.
- Un Centre de Traitement d'huile (CTH) d'une capacité de 2 000 m^3/j . Une centrale électrique qui produit 21 MW d'énergie propre pour la Région.

➤ La Phase A

Cette usine est chargée de traiter le gaz brut au niveau de quatre trains identiques.

Chacun d'eux est comporté d'un ensemble d'équipements en vue de :

- 1- Réussir la séparation dans les meilleures conditions de sécurité et de production, et ce, afin de récupérer le maximum de condensât (C_5^+),
- 2- Assurer la compression du gaz (partie HP) vers la phase B et le recyclage du gaz sec traité (C_1 et C_2) vers la réinjection et l'expédition.

Quant au cinquième train (U70), il est conçu uniquement pour le traitement de la partie haut pression « HP » du gaz brut.

L'usine existante traite actuellement une charge de 46 millions Sm^3/j de gaz brut avec une production de 2 690 t/j du condensât. ①.

➤ La Phase B

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

La production de GPL est expédiée à travers un pipeline vers Haoudh Elhamra (HEH) et le condensat résultant du fractionnement est renvoyé vers le stockage au niveau de la phase A. Quant au gaz résiduaire, il est, lui aussi, renvoyé aux installations de la phase A pour être ensuite, expédié pour la vente ou la réinjection.

A signaler que suite à l'incident de décembre 2010 (éclatement d'un train), l'usine (phase B) est à ce jour by passée pour des raison sécuritaires.

➤ **Centre de Traitement D’Huile (CTH)**

La réalisation de ce centre remonte à l’année 1965 suite à la découverte d’huile au niveau du TAGS (Trias Argileux Gréseux Supérieur). L’objectif qui lui est assigné est de :

- 1 - Traiter l’huile venant des puits de TAGS et Infra-TAGS ;
- 2 - Assurer la séparation d’huile,
- 3 - Assurer l’expédition du brut traité,
- 4 - Expédier le gaz récupérer vers l’usine (phase A) pour être train ②

② : Ces informations ont été prises de la Division Exploitation de RHOURE-NOUSS.

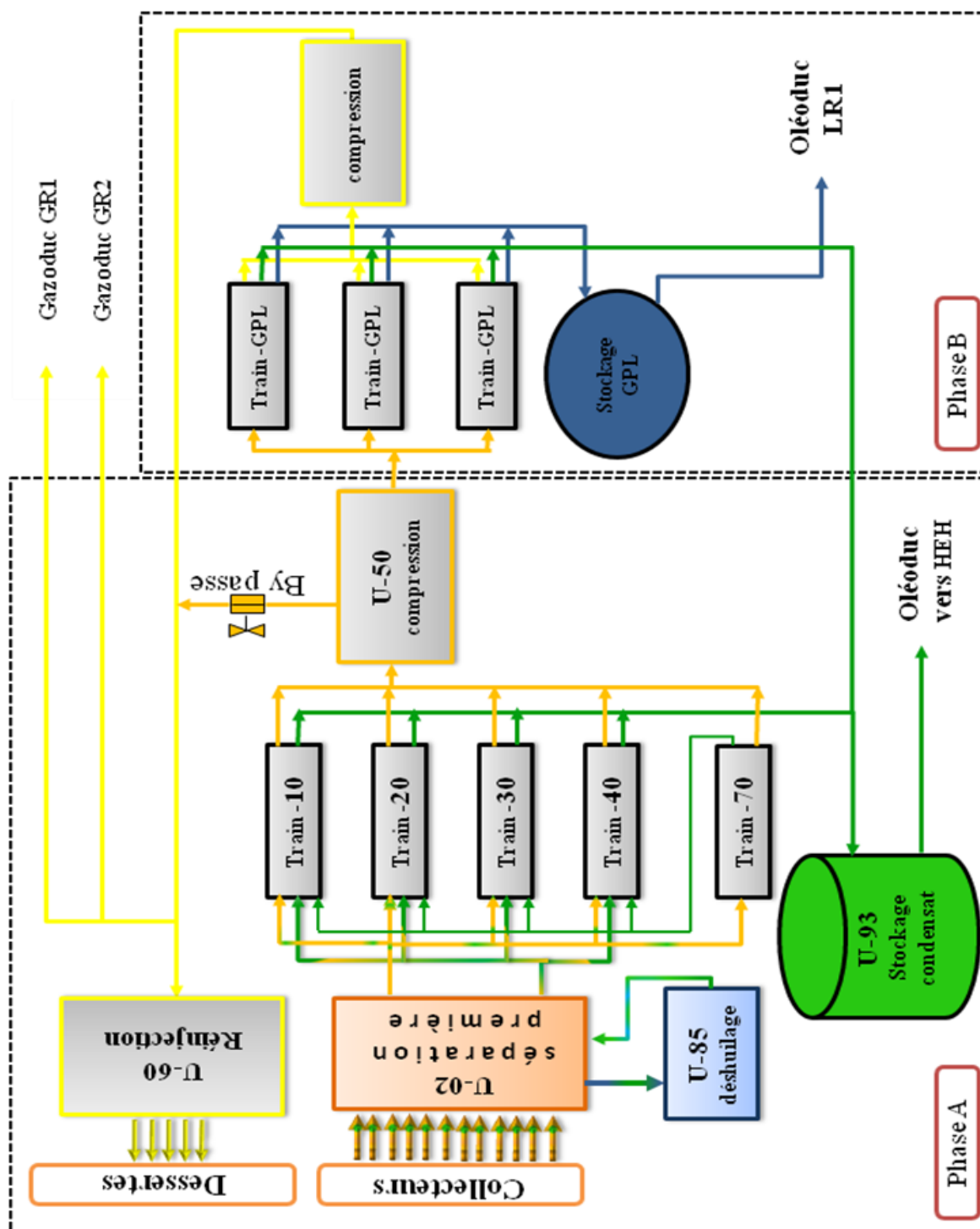


Figure (I-5) : schéma descriptif des deux complexes phase A et phase B[9].

Chapitre II

Description du procédé de traitement de gaz

Introduction

Le traitement du gaz naturel représente une étape essentielle dans l'industrie pétrolière et gazière, car il permet d'obtenir un gaz conforme aux normes d'exploitation et de commercialisation. Ce procédé comprend plusieurs opérations importantes telles que la déshydratation, la séparation des hydrocarbures liquides et la stabilisation des condensats. Dans ce chapitre, nous allons présenter les différentes étapes du traitement du gaz naturel ainsi qu'une description générale des installations de la phase A de Rhourde-Nouss et des principaux équipements utilisés dans le procédé.

II. Description du procédé

II.1- Généralité sur le gaz naturel

Le gaz naturel représente l'une des ressources hydrocarbures les plus exploitées dans les gisements. Selon les conditions de pression et de température présentes dans le réservoir naturel ou au niveau des installations de production et de transport, il peut se présenter sous forme gazeuse ou liquide.

II.1.1- Types de gaz naturel

L'apparition d'une phase liquide dépend des conditions de température et de pression dans le réservoir et en surface.

Ceci conduit à distinguer les types de gaz naturel suivants :

- **Gaz sec**

Ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production, le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane.

- **Gaz humide**

Formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane.

- **Gaz à condensât**

Formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production, la phase condensée est riche en constituants lourds.

- **Gaz associé**

Coexistant dans le réservoir avec une phase huile (gisement de pétrole). Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et le gaz dissous [4]

Note : le gaz existant aux champs de Rhoudre Nouss est un gaz humide

II.1.2- Caractéristiques de base des gaz naturels

Les gaz naturels sont caractérisés essentiellement, par trois propriétés:

- la densité,
- le pouvoir calorifique,
- la composition chimique.

II.1.2.1- Densité

Habituellement, la densité d'un gaz est définie par le rapport de la masse volumique dans les conditions de référence choisies (par exemple : pression atmosphérique et température normale) à celle de l'air dans les mêmes conditions.

II.1.2.2- Pouvoir calorifique

On appelle pouvoir calorifique d'un combustible liquide ou gazeux, la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de masse ou de volume. Pour un gaz, le pouvoir calorifique s'exprime en joules par mètre cube mesuré dans les conditions de référence.

Deux valeurs de pouvoir calorifique sont utilisées : 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.

II.1.2.3- Composition chimique

Elle permet d'identifier les différents composants du gaz, qu'il s'agisse des hydrocarbures ou des autres constituants présents, ainsi que leur proportion dans le mélange à travers leur fraction molaire ou volumique.

La composition chimique du gaz joue un rôle important dans les études de vaporisation. Elle est également utilisée pour déterminer certaines propriétés du gaz selon la pression et la température, comme la compressibilité et la densité, ainsi que pour fixer les conditions de traitement durant l'exploitation, notamment pour l'extraction des hydrocarbures liquides [9].

Spécification des produits de l'usine phase A : ①

Tableau (II-1) : Spécification des produits.

Composition du gaz sec			
Composant	Y (%)	Composant	X(%)
N ₂	0,58	IC ₄	0,11
CO ₂	0,74	NC ₄	0,11
C ₁	89,57	IC ₅	0,01
C ₂	7,96	NC ₅	-
C ₃	0,92	C ₆	-
Poids moléculaire	17,79	Z	0,9975
Composition du condensat			
Composant	% Molaire	Composant	% Molaire
N ₂	-	C ₇	9,73
CO ₂	-	C ₈	9,94
C ₁	-	C ₉	11,01
C ₂	-	C ₁₀	9,94
C ₃	0,09	C ₁₁	6,08
iC ₄	2,05	C ₁₂	4,26
nC ₄	6,71	C ₁₃	5,29
iC ₅	0,63	C ₁₄	1,17
nC ₅	15,47	C ₁₅	1,23
C ₆	13,98	C ₁₆	1,24
Poids moléculaire	114,15	TVR	10,5

① service laboratoire

II.2- Les procédés de traitement de gaz

Les process de traitement de gaz sont multiples. Et le choix de type de traitement de base se fait en fonction des critères suivants :

- ❖ La quantité de l'effluent brut.
- ❖ Taux de récupération d'hydrocarbures liquides visé.
- ❖ Spécification des produits finis.
- ❖ Coût global des investissements.

II.2.1-Procède PRITCHARD

Ce procédé repose sur le refroidissement du gaz grâce à des échanges thermiques et à une détente, en utilisant une boucle de propane comme fluide réfrigérant. À la fin du cycle, des températures proches de -23°C peuvent être atteintes.

II.2.2-Procédé HUDSON

Ce procédé fonctionne par le refroidissement du gaz à travers des échanges thermiques associés à plusieurs étapes de détente, dont une réalisée au moyen d'une machine appelée Turbo-Expander. Cette technique permet d'atteindre des températures avoisinant -40°C .

Le procédé Hudson se distingue par son efficacité élevée, notamment grâce à une meilleure récupération des hydrocarbures liquides.

II.2.3-Procèdes mixtes

Les procédés mixtes sont considérés parmi les plus efficaces puisqu'ils combinent l'utilisation du Turbo-Expander, de la vanne Joule-Thomson ainsi que d'une boucle de propane. Cette combinaison permet d'atteindre des températures pouvant aller jusqu'à -66°C .

Grâce à ces performances, ces procédés assurent une meilleure récupération des hydrocarbures liquides. Le gaz provenant des puits producteurs se présente sous forme d'un mélange de gaz et d'hydrocarbures liquides contenant une faible quantité d'eau issue du gisement. À l'entrée des installations, il est généralement à une pression d'environ 140 bars et à une température de 65°C .

Remarque : le procédé utilisé dans le champ de Rhourde Nouss est le procédé Hudson.

I.3- Les étapes de traitement de gaz

Tous Les procédés de traitement de gaz se basent sur quatre étapes essentielles :

II.3.1- Elimination de l'eau

L'eau libre contenue dans la charge est éliminée par décantation au niveau du premier ballon de séparation et ce après un refroidissement à travers des aéroréfrigérants. L'eau de saturation des hydrocarbures est éliminée soit par adsorption ou par absorption.

II.3.2- Extraction des hydrocarbures liquides

Elle se fait par un abaissement progressif de la température du gaz brut, suivant les procédés suscités, obtenant ainsi un gaz très sec répondant aux normes commerciales.

II.3.3- La stabilisation et le fractionnement

Cette section de la chaîne permet le traitement des hydrocarbures liquides extraits de l'effluent, en deux phases et par distillation.

➤ La stabilisation

Elle permet d'éliminer tous les gaz légers tel que le méthane et l'éthane entraînés par les hydrocarbures liquides lors des différentes séparations dans les ballons.

➤ Le fractionnement

Il consiste à séparer les hydrocarbures liquides stabilisés en condensât et GPL.

II.3.4- Recompressions des gaz moyenne pression

Les gaz des séparateurs à moyenne pression (MP) ont les mêmes qualités que le gaz sec produit. C'est pourquoi ils sont récupérés puis recomprimés avant d'être mélangés au gaz sec. Leur récupération permet d'éviter le torchage du gaz et d'éviter par voie de conséquence, la perte de production et la pollution de l'environnement.

II.4- Description de l'unité de traitement de gaz naturel (phase A)

- L'usine de traitement comprend principalement.
- Un slug Catcher (ballons séparateurs).
- Cinq trains de déshydratation de gaz et de récupération de condensat (trains 10, 20,30,40 et 70).
- Des bacs de stockage et d'expédition des condensats.
- Une station de compression et de réinjection de gaz (unité 50 et 60).

Le gaz brut alimentant l'usine provient des puits de production à travers 12 collecteurs. Il arrive avec une pression d'environ 84 bars et une température proche de 52 °C. Le gaz passe d'abord par l'unité 02 (Slug Catcher), où il subit une première étape de séparation dans le ballon séparateur 02SC01. Par la suite, il traverse le séparateur triphasique 02V01A/B, qui permet de récupérer la majeure partie des liquides présents dans le mélange.

L'eau séparée est soutirée du fond du ballon 02V01B puis transférée vers l'unité 85 destinée au traitement des eaux huileuses.

- Le gaz sortant du ballon (haut) alimente les trains (côté haute pression «HP»).
- Le liquide (hydrocarbure liquide) passe a travers les filtres S01 A/B/C afin d'éliminer les impuretés et les particules, ensuite alimente les trains (côté basse pression « BP »).

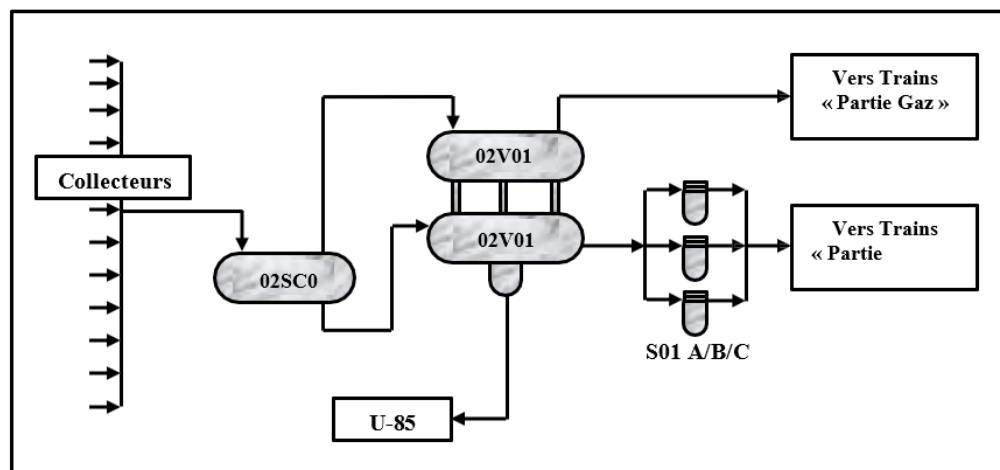


Figure (II-1) : schéma simplifié de l'unité 02[10].

II.4.1- Description des unités 10/20/30 et 40

Les trains de traitement 10, 20, 30 et 40 présentent une configuration identique et fonctionnent en parallèle. Le rôle principal de ces unités est d'assurer la condensation des hydrocarbures lourds par le refroidissement du gaz riche en condensats.

Le refroidissement du gaz naturel est obtenu grâce à sa détente dans le Turbo-Expander, ce qui permet d'atteindre de très basses températures et favorise ainsi la formation de liquides. En plus de son rôle dans le refroidissement, le Turbo-Expander fournit une énergie mécanique utilisée pour la compression du gaz traité.

Par la suite, le condensat récupéré est envoyé vers une colonne de stabilisation où il est fractionné. Cette opération permet d'obtenir, au fond de la colonne, une gazoline répondant aux spécifications exigées en matière de tension de vapeur. La chaleur nécessaire au rebouillage de la colonne est fournie par un four chauffant un courant de gazoline.

L'unité produit deux courants de gaz

- Le gaz léger est comprimé au niveau du compresseur couplé au Turbo-Expander jusqu'à la pression de l'aspiration de la station de Boosting (unité 50).
- Le gaz lourd qui contient des hydrocarbures plus lourds, est comprimé par des compresseurs centrifuges à la pression d'aspiration de la station de Boosting.

L'unité est équipée de deux systèmes de déshydratation du gaz : le premier est destiné au gaz à haute pression, tandis que le second est utilisé pour le gaz à basse pression.

La déshydratation est assurée par des tamis moléculaires qui fonctionnent selon des cycles alternés d'absorption et de régénération. Une fois la phase d'absorption terminée, le tamis passe automatiquement en phase de régénération afin de retrouver sa capacité de traitement.

Au niveau des zones les plus froides de l'unité, une injection discontinue de méthanol est prévue afin d'éviter la formation et l'accumulation éventuelle d'hydrates dans les conduites et équipements.

II.4.2- Description d'unité 70

La cinquième installation de traitement des condensats fonctionne de manière similaire aux quatre trains de la phase A. Toutefois, le condensat récupéré dans ce cinquième train n'est pas stabilisé sur place ; il est transféré vers les unités de stabilisation des quatre premiers trains pour y être traité.

L'objectif principal de cette unité est de séparer et récupérer les condensats contenus dans le gaz brut grâce à un procédé de turbo-expansion associé à une vanne Joule-Thomson. Après extraction des condensats, le gaz traité est mélangé au gaz provenant des quatre autres trains puis acheminé, à l'aide des compresseurs de gaz de vent existants, vers l'usine GPL afin de récupérer le GPL encore présent dans le gaz.

Les condensats récupérés ainsi que les gaz lourds produits sont envoyés vers les quatre premiers trains pour subir les opérations de traitement nécessaires. Quant au gaz sec provenant de l'usine GPL, il est soit expédié comme gaz de vente, soit réinjecté dans le gisement de Rhourde Nouss.

II.4.3- Description du procédé

II.4.3.1- Partie Haute Pression (HP)

a) Pré réfrigération

Le gaz provenant des collecteurs et issu du ballon séparateur 02V01A alimente l'unité sous contrôle de pression (PRC-51), où la pression est maintenue à 76 bars pour une température d'environ 54 °C.

Ce gaz est ensuite pré-refroidi à 28 °C à travers l'échangeur E-02, qui récupère les frigories du gaz en sortie du turbo-expander. La température en sortie de l'échangeur est régulée par le TRC-01, lequel ajuste un by-pass partiel du fluide froid afin d'atteindre les conditions optimales de fonctionnement. Ce réglage est effectué de manière à éviter la formation d'hydrates sur les parois des tubes côté gaz humide.

La prévention des hydrates est également assurée par l'injection de méthanol sur la ligne d'alimentation de l'échangeur E-02.

Les condensats issus de cette étape de pré-refroidissement sont séparés dans le ballon V-01, puis dirigés vers le séparateur V-06, où ils sont mélangés aux liquides provenant de V-05 ainsi qu'à ceux du ballon séparateur V-01B (unité 02). L'eau séparée est collectée au fond du V-01 avant d'être envoyée vers l'unité U-82 pour traitement.

b) Déshydratation de gaz

Deux unités de déshydratation du gaz sont installées au niveau des trains 10/20/30/40. La première est dédiée au gaz à haute pression provenant du ballon V-01, tandis que la seconde traite le gaz à basse pression issu du ballon V-07.

Le gaz brut est séché à travers les sécheurs A-010 A/B/C, dont deux fonctionnent en adsorption pendant que le troisième est en phase de régénération. Ces unités opèrent en parallèle et contiennent chacune un lit de tamis moléculaires assurant l'élimination de l'eau contenue dans le gaz.

De la même manière, le gaz lourd est traité dans les sécheurs A-01 A/B/C, également constitués de tamis moléculaires. Après chaque cycle d'adsorption, les colonnes passent automatiquement en phase de régénération afin de restaurer leur capacité de séchage.

Concernant le train 70, celui-ci ne comporte que la section haute pression ; une seule unité de séchage y est donc installée, correspondant au traitement du gaz brut.

c) Régénération des sécheurs

Les sécheurs du gaz brut et ceux du gaz lourd disposent d'un système commun de régénération des tamis moléculaires. Le gaz utilisé pour cette opération est un gaz sec prélevé à la sortie de l'échangeur E-02, à une pression de 22 bars.

Ce gaz est ensuite chauffé dans le four F-01 jusqu'à 288 °C, puis réparti afin d'alimenter les deux sections de déshydratation. Le débit nécessaire est de 10 000 Sm³/h pour la régénération des sécheurs du gaz brut et de 5 000 Sm³/h pour ceux du gaz lourd.

Après passage dans les sécheurs, le gaz de régénération, chargé en humidité, est dirigé vers les aéroréfrigérants EA-01 A/B/C, puis vers le séparateur V-02. La phase liquide est envoyée vers l'unité de traitement des eaux huileuses, tandis que la phase gazeuse est orientée vers la section fuel gaz.

Pour le train 70, la quantité de gaz sec nécessaire à la régénération des tamis est de 35 000 Sm³/h, alimentant la base des sécheurs à une pression de 73,5 bars.

Le gaz de régénération saturé en eau est renvoyé vers l'échangeur E-02 après recompression jusqu'à une pression de 77 bars. Tandis qu'au niveau du train 70 il n'y a pas de recyclage du gaz de régénération. Ce dernier est réinjecté directement avec le nouveau gaz brut à déshydrater (un circuit semi fermé). (Figure II.2)

La régénération du tamis moléculaire se fait en deux phases :

Pas des séquences	Cycle 42hrs	Cycle 48hrs	Cycle 52hrs	Cycle 56hrs
1 - Préparation Régénération	0.5	0.5	0.5	0.5
2 - Préparation Dépressurisation	4.5	4.5	4.5	4.5
3 - Dépressurisation	34	34	34	34
4 - Préparation chauffage-1	4.5	4.5	4.5	4.5
5 - Préparation chauffage-2	10.5	10.5	10.5	10.5
6 – Chauffage	500	550	600	620
7 - Désactivation four	2.5	2.5	2.5	2.5
8 - Refroidissement	230	302	332	399
9 - Dérivation gaz de régénération	2.5	2.5	2.5	2.5
10 - Préparation pressurisation	2.5	2.5	2.5	2.5
11 - Pressurisation	34	34	34	34
12 - Fin de régénération – Attente	2	2	2	2
13 - adsorption	10.5	10.5	10.5	10.5

- **Description du déshydrateur**

- Le déshydrateur A-010 est une colonne verticale moulée et calorifugée constituée de :
- Deux distributeurs d'entrée et de sortie.
- Tête et fond semi elliptique, virole et diffuseur.
- Plusieurs tubulures : Deux trous d'hommes, une prise d'échantillon, trou de sécurité thermique.
- Une grille de support pour le lit et grillage 4, 10,20 mesh.

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.

En général, une seule couche suffit dans la partie supérieure du lit afin d'éviter les phénomènes de turbulence de l'adsorbât en surface, pouvant être causés par un débit d'alimentation trop élevé. Ces turbulences peuvent entraîner des perturbations et la formation de « dunes » pouvant atteindre environ 30 cm, réduisant ainsi la hauteur efficace du lit et compromettant l'efficacité de l'adsorption.

Dans la partie inférieure du lit, des billes de céramique sont disposées en deux ou trois couches de granulométries différentes. La première couche, constituée de billes de diamètre suffisamment important, est retenue par la grille support. La dernière couche a pour rôle de retenir l'adsorbant.

Ces billes assurent également plusieurs fonctions essentielles, notamment :

- ✚ Minimiser la formation de poussière au niveau de la surface métallique (car l'adsorbant et l'acier ont des coefficients de dilatation thermique différents, si bien qu'il y a broyage et formation de poussière durant le cycle thermique).

- ✚ Éviter le colmatage des ouvertures des grilles qui aura pour conséquence de diminuer les débits.

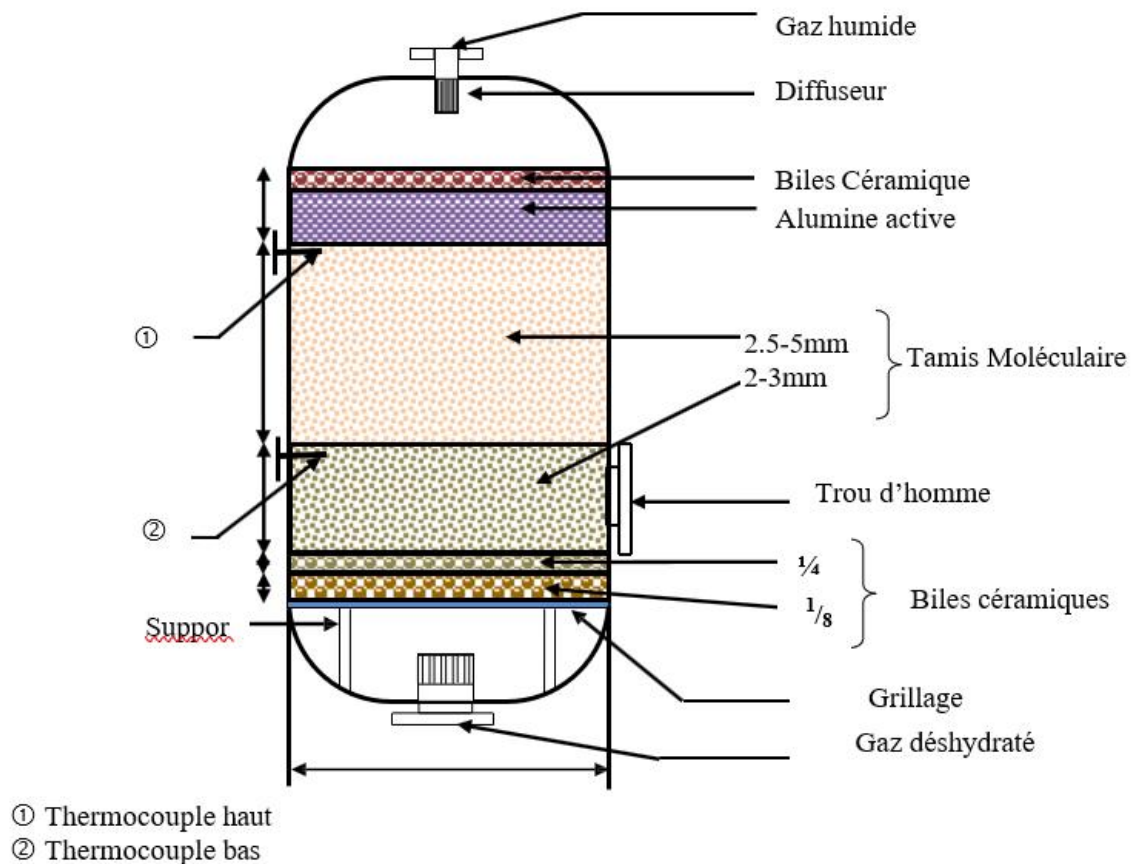


Figure (II-3) : Schéma de déshydrateurs[8].

d) Condensation à basse température par turbo détente

Le gaz riche déshydraté est tout d'abord filtré à travers les filtres S-02 A/B, où la perte de charge est surveillée par l'indicateur de pression différentielle PD-16. Ensuite, l'analyseur AR-01 permet de mesurer le taux d'humidité résiduel dans le gaz traité.

Le gaz est ensuite soumis à un refroidissement au sein d'un train d'échange composé de deux échangeurs, E-01 et E-03. Le premier est refroidi par le gaz en sortie du turbo-expander, tandis que le second utilise le liquide de condensation issu de ce même turbo-expander. La température en sortie de ces échangeurs est réglée par le TRC-11, qui peut by-passer une partie du fluide froid de l'échangeur E-02. Ce système permet de refroidir le gaz riche jusqu'à environ 8 °C, entraînant la formation d'une quantité de condensats séparés ensuite dans le ballon V-03.

Le gaz issu du séparateur V-03 alimente directement le turbo-expander TK-01 à une pression de 72 bars et à une température de 8 °C. Le turbo-expander (compresseur-détendeur)

assure une chute de pression d'environ 20 bars, permettant d'atteindre une température proche de -9°C tout en favorisant la production d'une quantité importante de gazoline.

Le mélange biphasique obtenu est ensuite séparé dans le ballon V-04. Le gaz froid issu de ce ballon cède ses frigories au gaz entrant dans le train via les échangeurs E-01 puis E-02 avant d'être comprimé au niveau du turbo-expander, où il atteint une pression de 56 bars. Ce gaz est ensuite dirigé vers l'unité de compression U-50.

Les liquides hydrocarbonés récupérés dans V-04 cèdent également leurs frigories à travers les échangeurs E-03 puis E-07 avant d'être envoyés vers le ballon V-05. Ils sont ensuite mélangés avec les liquides provenant de 02SC-01 et de V-01 au niveau du mélangeur L-01, lequel alimente le ballon V-06.

Actuellement, l'échangeur E-07 est by-passé, mais il sera mis en service lorsque la température en sortie des aéroréfrigérants EA-03 A/B/C dépasse 55°C .

II.4.3.2- Partie basse pression (BP)

Afin d'assurer la stabilisation du condensat, le liquide est d'abord chauffé dans l'échangeur E-06 jusqu'à atteindre une température d'environ 62°C , avant d'être dirigé vers le ballon séparateur V-08. Ensuite, à l'aide des pompes P-01 A/B, le condensat non stabilisé est transféré de V-08 vers la colonne de stabilisation C-01, après passage à travers les filtres S-05 A/B destinés à éliminer les impuretés, puis le coalesceur S-04 permettant la séparation de l'eau.

Une partie du condensat est préchauffée dans l'échangeur E-05 jusqu'à environ 162°C afin d'être introduite dans la colonne C-01 comme alimentation chaude au niveau du 20^e plateau, tandis que le reste est injecté directement au niveau du 13^e plateau en alimentation froide.

Une fraction du condensat est soutirée en fond de colonne par les pompes P-03 A/B/C (dont deux en service et une en stand-by), puis envoyée vers le four F-02 où elle est chauffée jusqu'à 230°C pour assurer le rebouillage de la colonne.

Les vapeurs de tête sont ensuite refroidies successivement par les aéroréfrigérants EA-03 A/B/C puis par l'échangeur E-07, avant d'être dirigées vers le ballon de reflux V-09. Le liquide récupéré dans ce ballon est pompé par les pompes P-02 A/B et réinjecté en tête de colonne au niveau du premier plateau comme reflux froid.

Les gaz issus des ballons V-05, V-06, V-08 et V-09 ainsi que du coalesceur S-04 sont collectés et envoyés vers le ballon V-07 (gaz lourd). Ce gaz est ensuite traité dans une section de déshydratation composée de trois sécheurs à tamis moléculaires fonctionnant en alternance (adsorption, régénération et stand-by). La teneur en eau du gaz déshydraté ne doit pas dépasser 1 ppm. Le gaz passe ensuite par les filtres S-03 A/B afin d'éliminer les particules de tamis entraînées, avant d'être envoyé vers l'unité de compression U-50.

Le condensat stabilisé extrait du fond de la colonne est refroidi successivement par les échangeurs E-05 et E-06, puis par les aéroréfrigérants EA-02 A/B/C et enfin par l'échangeur E-04 A/B, jusqu'à atteindre une température finale d'environ 35 °C.

Ce condensat stabilisé, respectant les spécifications ($TVR \leq 10$ PSI et densité $\approx 0,73$), est ensuite collecté et envoyé vers l'unité de stockage U-83.

Enfin, au niveau du cinquième train (train 70), la section de stabilisation du condensat n'existe pas ; le condensat non stabilisé récupéré dans le ballon V-06 ainsi que le gaz lourd sont redistribués vers les quatre autres trains pour traitement.

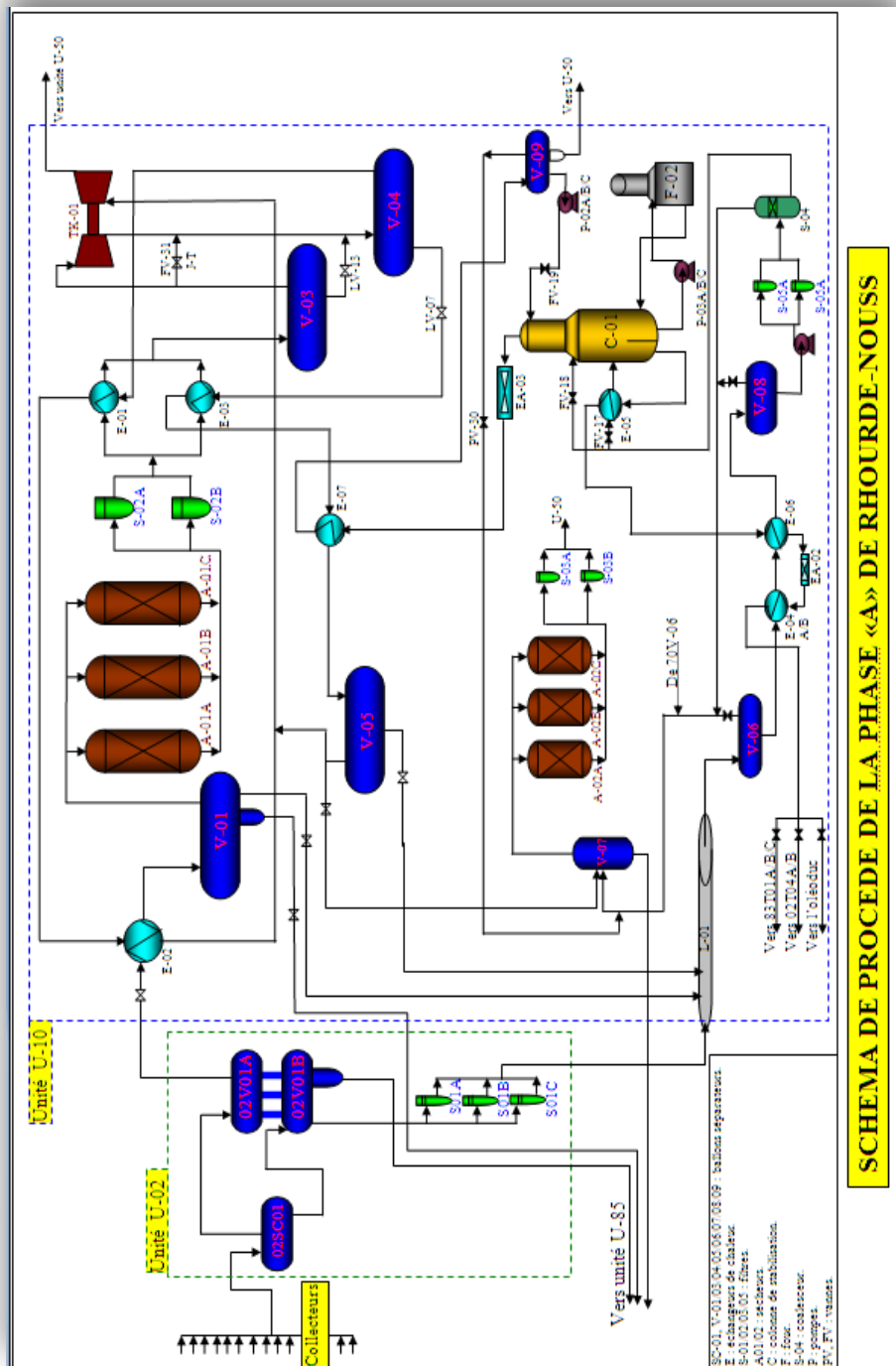


Figure (II-4) : Schéma de Procédé de la Phase (A) de Rhourde-Nouss[12].

II.4.3.3- Unité de stockage (U-83)

Le condensât stabiliser provenant des trains 10/20 /30 et 40 est envoyé vers les bacs de stockage 83-T01 A/B/C :

Les 83T-01 A/B/C sont des bacs identiques, à toit flottant, d'une capacité de 12500 M³ chacun.

Le condensât est expédié à travers les pompes 83P-01 A/B/C qui aspirent des bacs et alimentent l'oléoduc.

Il est possible d'envoyer vers les bacs 83T-01 A/B/C du condensât stabiliser provenant de l'unité 02 (condensât off-spec), ainsi de l'expédier directement à travers les pompes 02P-05A/B en le mélangeant avec le condensât on-spec. [7]

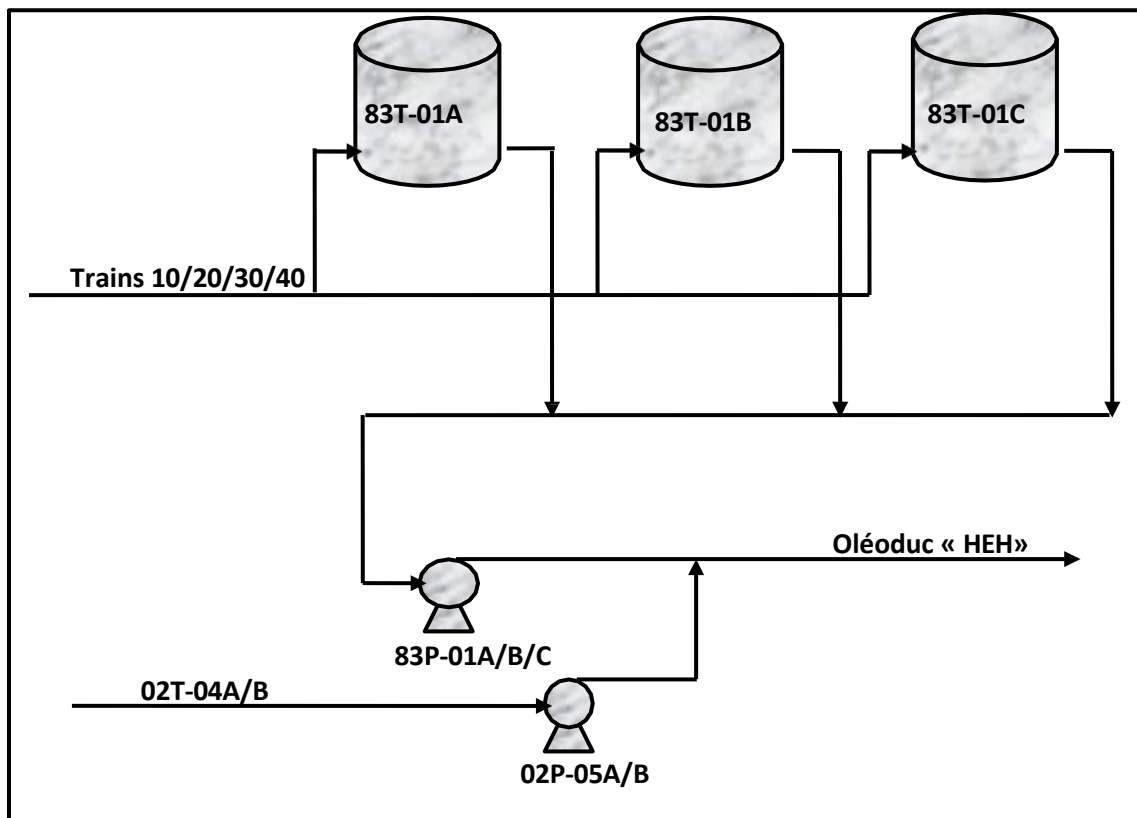


Figure (II-5) : schéma simplifié de l'unité de stockage « U-83 »[12].

Conclusion

À travers ce chapitre, nous avons présenté le procédé de traitement du gaz naturel ainsi que les différentes unités intervenant dans la phase A de Rhourde-Nouss. Cette étude nous a permis de comprendre les principales étapes de traitement, depuis la séparation initiale jusqu'à la déshydratation et la stabilisation des condensats. L'ensemble de ces opérations joue un rôle important dans l'amélioration de la qualité du gaz traité, la protection des équipements et l'optimisation de la production.

Chapitre III

La théorie de la déshydratation

Introduction

Dans l'industrie gazière, la présence de l'eau dans le gaz naturel peut provoquer plusieurs problèmes techniques, notamment la formation d'hydrates, la corrosion des équipements et le blocage des conduites. Afin d'assurer un transport et un traitement sûrs du gaz, il devient indispensable de réduire sa teneur en eau par des procédés de déshydratation adaptés.

Dans ce chapitre, nous allons présenter les hydrates, leurs conditions de formation ainsi que les différentes techniques de déshydratation et d'adsorption utilisées dans le traitement du gaz naturel.

III- La déshydratation

Depuis le début du siècle, l'exploitation du gaz naturel a rencontré plusieurs problèmes, notamment le bouchage des canalisations à cause de dépôts cristallins (**Figure III.1**). Ces dépôts correspondent aux hydrates de gaz naturel, formés par l'association des molécules d'eau avec les molécules du gaz, principalement le méthane.

Afin d'éviter la formation de ces hydrates et de protéger les installations de production et de transport, il est nécessaire de mettre en place des solutions adaptées. Parmi les méthodes les plus utilisées, on retrouve la déshydratation du gaz naturel, qui permet de réduire la présence d'eau et ainsi limiter les risques de bouchage. [13]



Figure (III-1) : bouchage d'une conduite par le givrage des hydrates. [8]

Lorsque cette solution s'avère inefficace, il y a lieu de créer des conditions de température et de pression permettant d'éviter la formation de ces hydrates ou introduire un inhibiteur (Ethylène glycol, ammoniac, mon éthanolamine, méthanol).

III.1- Les hydrates

Un hydrate est une association physique entre l'eau et certaines petites molécules de gaz, formant un solide qui ressemble à la glace mais dont la structure est différente. Les hydrates de gaz, appelés aussi «clathrates», sont constitués d'un réseau de molécules d'eau reliées entre elles par des liaisons hydrogène, à l'intérieur duquel se trouvent emprisonnées différentes molécules organiques.

III.1.1- Structures de base

En présence d'un gaz léger, les molécules d'eau peuvent former une structure cristalline régulière comprenant des cavités ou cages, dans lesquelles sont piégées les molécules de gaz (Figure III.2)

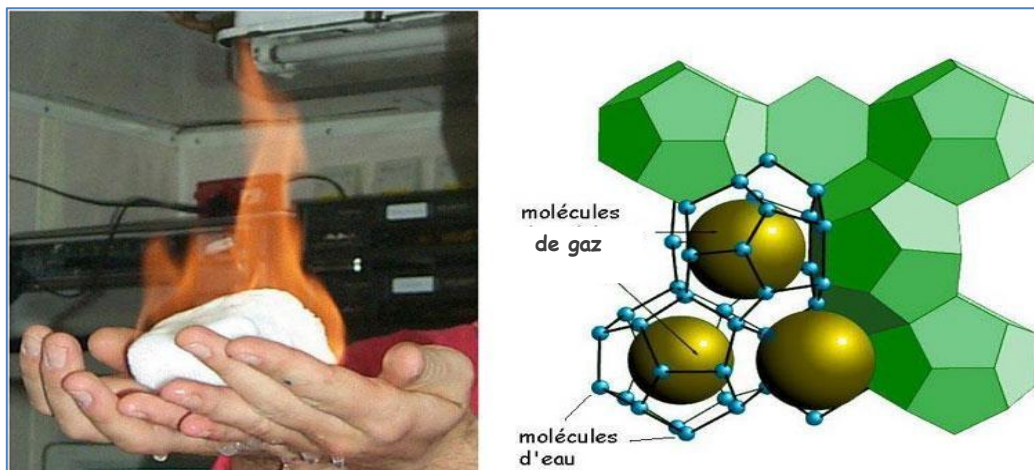


Figure (III-2) : Structure des hydrates. [8]

Il existe trois structures cristallines pour les hydrates :

✚ Structure I (sI)

Les petites molécules de gaz, telles que le méthane (CH_4), l'éthane (C_2H_6) et le sulfure d'hydrogène (H_2S), peuvent former avec l'eau une structure cristalline cubique appelée structure I (sI).

La maille élémentaire de cette structure est un cube ayant un paramètre d'environ 12 Å. Elle est constituée de deux petites cavités formées de 12 faces pentagonales (5^{12}) et de six grandes cavités composées de 12 faces pentagonales et de 2 faces hexagonales ($5^{12}6^2$).

Structure II (sII)

Les molécules de gaz plus volumineuses, comme le propane (C_3H_8) et l'isobutane ($i-C_4H_{10}$), forment avec l'eau une structure appelée structure II (sII). Cette structure nécessite environ 17 molécules d'eau pour une molécule de gaz.

La maille élémentaire de la structure II est un cube dont le paramètre est d'environ 17,3 Å. Elle est composée de 16 petites cavités à 12 faces pentagonales (5^{12}) ainsi que de 8 grandes cavités constituées de 12 faces pentagonales et 4 faces hexagonales ($5^{12}6^4$).

Structure H (sH)

Certaines grosses molécules, comme le naphthalène ($C_{10}H_8$), possédant une configuration presque sphérique, peuvent former avec l'eau une structure appelée structure H (sH).

La maille élémentaire de cette structure est constituée de trois petites cavités à 12 faces pentagonales (5^{12}), de deux cavités composées de 3 faces carrées, 6 faces pentagonales et 3 faces hexagonales ($4^35^66^3$), ainsi que d'une grande cavité formée de 12 faces pentagonales et 8 faces hexagonales ($5^{12}6^8$). [4]

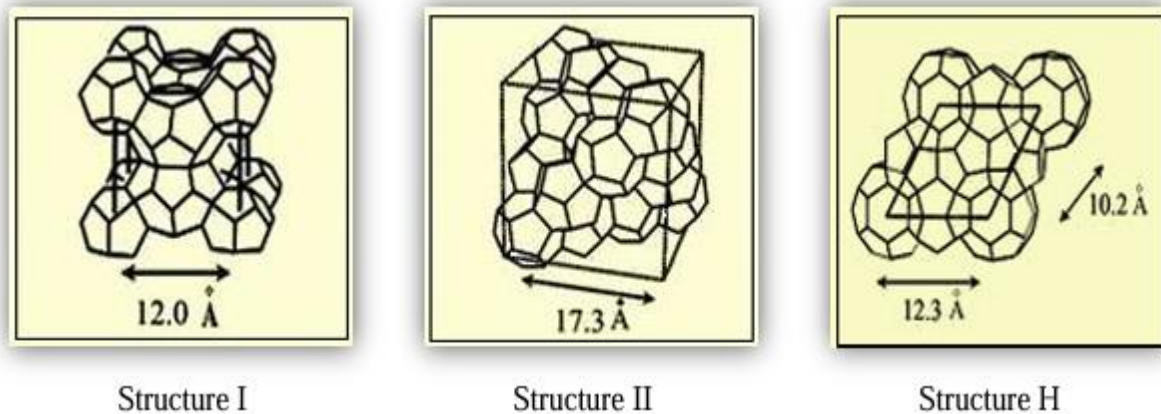


Figure (III-3) : les différentes structures cristallines des hydrates. [8]

III.1.2- Conditions de formations des hydrates sont

- Présence d'eau dans le gaz naturel ;
- Les Basses températures ;
- Les haute Pression ;

Les autres paramètres qui favorisent la formation d'hydrates, mais qui sont d'ordre moins important sont :

- L'augmentation de la turbulence de l'écoulement, tels que la vitesse d'écoulement élevée, pulsation de pression et toutes type d'agitation ;
- La présence des fines particules jouant le rôle de germes de cristallisation telles que microcristaux d'hydrates et particules solides (poussières, oxydes de corrosion) « jouent un rôle catalytique dans la réaction de formation ».

III.1.3- Prévention des hydrates

La formation des hydrates peut être évitée en modifiant les conditions thermodynamiques favorisant leur apparition. Pour cela, il est possible d'augmenter la température à pression constante ou de diminuer la pression à température constante.

Lorsque ces solutions ne peuvent pas être appliquées, il devient nécessaire d'empêcher la formation des hydrates soit en réduisant la quantité d'eau présente dans le gaz par une opération de séchage, soit par l'utilisation d'inhibiteurs adaptés.

a) Chauffage

Un chauffage temporaire peut être utilisé pour éliminer un bouchon d'hydrate dans une conduite. Cependant, cette opération doit être réalisée avec beaucoup de précautions. Le chauffage ne doit pas être trop rapide afin d'éviter des contraintes importantes sur la canalisation.

Il est également recommandé de commencer par faire fondre les extrémités du bouchon avant d'atteindre le centre. En effet, si la dissociation des hydrates se produit directement au centre, cela peut provoquer une surpression dangereuse pouvant entraîner la rupture de la conduite.

Après la fusion complète du bouchon, l'eau produite doit être évacuée afin d'éviter la formation d'un nouveau bouchon d'hydrates.

b) Réduction de pression

Une diminution de la pression à température constante constitue l'un des moyens permettant d'éviter la formation des hydrates. Cependant, lors de la détente du gaz, une baisse de température se produit généralement, ce qui favorise au contraire la formation des hydrates.

En effet, une détente isentropique ou isenthalpique peut augmenter les risques d'apparition des hydrates. Ainsi, la dépressurisation ne peut éliminer un bouchon d'hydrates que si elle est réalisée de manière presque isotherme. Pour cela, il faut que la conduite ne soit pas isolée et que l'opération de détente soit effectuée lentement.

En général, la dépressurisation est appliquée uniquement sur une partie de la conduite pouvant être isolée. Elle doit être réalisée simultanément des deux côtés du bouchon afin d'éviter tout risque de déplacement ou de projection du bouchon d'hydrates.

c) Utilisation d'inhibiteurs

Injection d'inhibiteur de formation d'hydrates ce sont des produits chimiques abaissant le point de formation d'hydrates tel que :

- Les sels: CaCl_2 , Na_2SO_4 , $\text{Al}(\text{SO}_4)_3$
- Les alcools : éthylène glycol le méthanol

Sont très largement utilisés comme inhibiteurs en raison de ces efficacités et de ces faibles coûts.

1. Injection de glycol

En général, les glycols utilisés dans le procédé de déshydratation sont le DEG, EG et TEG, ils sont utilisés comme des inhibiteurs de formation d'hydrates, on les injecte avec l'entrée du gaz naturel pendant son pré- refroidissement.

2. Injection de méthanol

En général, le méthanol est utilisé lorsqu'il existe un faible risque de formation d'hydrates, notamment dans les systèmes de collecte du gaz naturel et les conduites de transport. Grâce à son efficacité, il permet de limiter la formation des hydrates dans ces installations. [8]

III.2-la déshydratation

La présence d'eau dans le gaz naturel entraîne plusieurs problèmes pour les exploitants. Selon les conditions de température et de pression dans une installation, la vapeur d'eau peut se condenser et favoriser la formation d'hydrates, se solidifier, ou encore provoquer de la corrosion lorsque le gaz contient des composants acides.

Afin d'éviter ces phénomènes, il est indispensable de réduire la teneur en eau du gaz naturel grâce à des techniques de traitement adaptées. La déshydratation du gaz naturel peut être réalisée par différents types de procédés :

- Absorption ;
- Adsorption ;
- Perméation gazeuse.

III.2.1- Déshydratation par absorption

Dans ce cas, le séchage du gaz naturel est réalisé par un lavage à contre-courant à l'aide d'un solvant ayant une forte affinité pour l'eau, généralement un glycol. Le gaz déshydraté est récupéré en tête de colonne, tandis que le glycol, chargé en eau, est extrait en bas de la colonne.

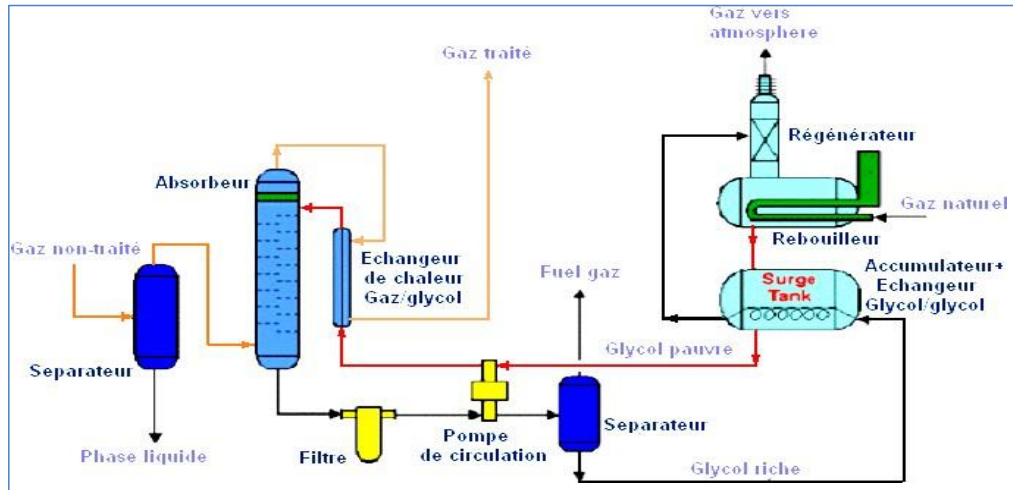


Figure (III-4) : Procédé de Déshydratation par glycol.[8]

Il est ensuite régénéré par distillation avant d'être recyclé dans le procédé (Figure III.4).

✚ Les propriétés recherchées pour le solvant sont les suivants

- Grande affinité pour l'eau ;
- Cout réduit ;
- Caractère non corrosif ;
- Stabilité à l'égard des hydrocarbures ;
- Stabilité thermique ;
- Régénération facile ;
- Viscosité réduit ;
- Faible tension de vapeur à la température de contact ;
- Solubilité dans les hydrocarbures réduite ;
- Faible tendance au moussage et à la formation d'émulsion.

III.2.2-Déshydratation par adsorption

Pour ces procédés, la vapeur d'eau est adsorbée sur la surface solide de matériaux adsorbants qui ont une très grande surface spécifique ce procédé fonctionne en deux étapes :

- ✚ Adsorption de l'eau du gaz sur une charge fixe d'adsorbant
- ✚ Régénération du lit « saturé » par passage d'un flux de gaz chaud ce qui

Nécessite de disposer d'au moins deux adsorbants. (Figure III-5)

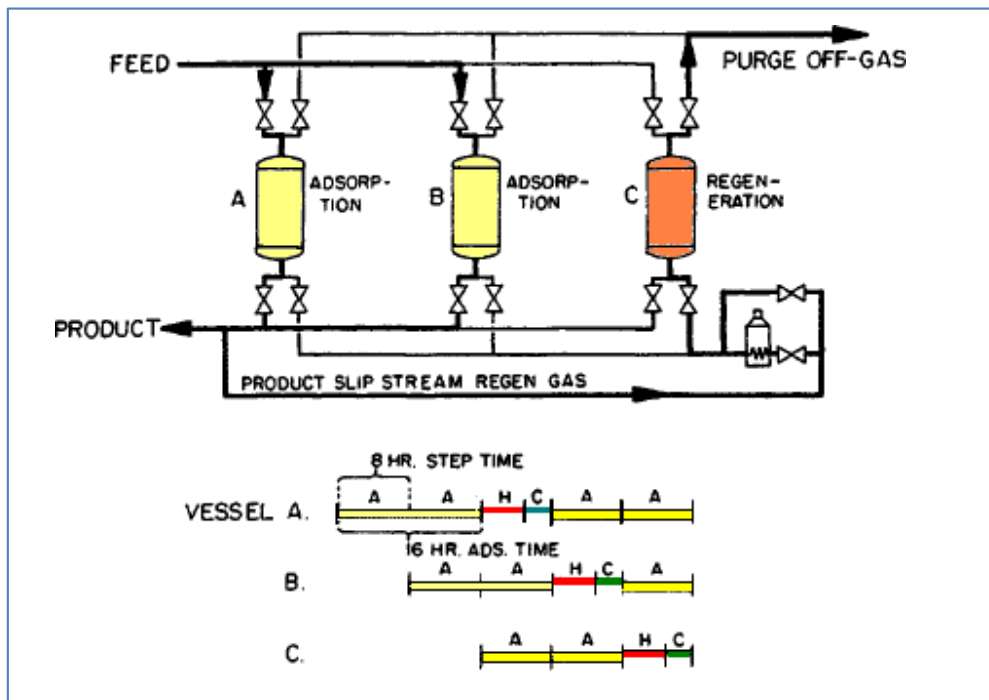


Figure (III-5) : procédé de déshydratation en utilisant trois colonnes d'adsorption. [8]

Un adsorbant doit présenter les caractéristiques suivantes

- Capacité d'adsorption à l'équilibre importante ;
- Adsorption réversible permettant de régénérer l'adsorbant ;
- Cinétique d'adsorption rapide ;
- Faible perte de charge ;
- Résistance à l'attrition ;
- Inertie chimique ;
- Pas d'effet de dilatation de volume avec la température et la saturation.

III.2.3- Déshydratation par perméation gazeuse

À l'heure actuelle, il n'existe pas de procédé industriel de déshydratation du gaz naturel par perméation gazeuse.

Cependant, plusieurs études ont montré l'intérêt potentiel de cette technique. Par rapport à une unité classique de déshydratation au glycol, elle pourrait être plus économique et plus compacte, ce qui représente un avantage important, notamment pour les installations offshore.

Ces avantages sont surtout observés dans le cas d'un fonctionnement à un seul étage, sans recyclage ni recompression du perméat. En choisissant des polymères adaptés, il est possible d'obtenir des valeurs élevées du facteur de sélectivité intrinsèque.

Mécanisme de transport d'un gaz à travers une membrane

- Sorption du pénétrant du côté alimentation
- Diffusion du pénétrant à travers la membrane
- Désorption du gaz du côté perméat. [4]

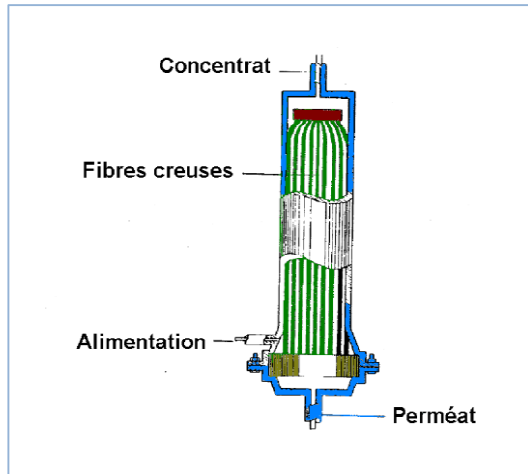


Figure (III-6) : Module à fibres creuses. [8]

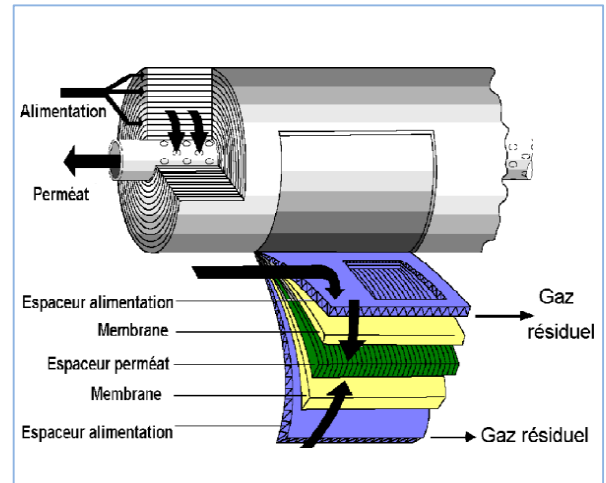


Figure (III-7) : Module spirale [8]

III.3- L'adsorption

III.3.1- Généralité

Par définition, l'adsorption correspond à un transfert de matière d'une phase gazeuse vers une phase solide appelée dessiccant.

Lorsque les molécules présentes dans un flux gazeux entrent en contact avec une surface solide, elles sont retenues à sa surface grâce à des forces dépendant des propriétés chimiques et physiques du solide ainsi que des molécules gazeuses.

Ce phénomène d'interaction est principalement dû aux forces de Van der Waals.

III.3.2- Principe d'adsorption

L'adsorption est un phénomène de surface qui correspond à la fixation des molécules d'un fluide sur la surface d'un solide. Les surfaces solides impliquées dans ce phénomène constituent l'ensemble des zones actives où l'adsorption peut avoir lieu.

Lorsque les molécules gazeuses d'une espèce donnée entrent en contact avec une surface solide, une partie d'entre elles se fixe et reste retenue à la surface grâce à des forces dépendant des interactions physiques et chimiques entre le gaz et le solide.

De manière générale, on distingue deux types d'adsorption :

- ✚ L'adsorption physique : qui est utilisée pour le traitement des gaz.
- ✚ L'adsorption chimique : qui intervient dans certains domaines catalytiques.

a) L'adsorption physique ou physisorption

L'adsorption physique fait intervenir les forces résiduelles de Van der Waals, qui sont relativement faibles comparées aux forces atomiques ou ioniques impliquées dans l'adsorption chimique.

L'exo thermicité de l'adsorption physique est généralement proche de la chaleur de liquéfaction du composé adsorbé (adsorbat), à laquelle s'ajoute une valeur comprise entre 50 et 100 %. Elle représente ainsi, au total, quelques centaines de calories par mole de produit adsorbé.

Ce type d'adsorption se manifeste principalement à des températures légèrement supérieures mais proches de la température de liquéfaction de l'adsorbat, alors que l'adsorption chimique se produit à des températures beaucoup plus élevées que cette dernière.

L'adsorption physique est également caractérisée par sa réversibilité et par une énergie mise en jeu relativement faible, de l'ordre de 10 kcal/mol.

b) L'adsorption chimique ou chimisorption

L'adsorption chimique implique des forces d'attraction liées à des liaisons chimiques, ioniques ou covalentes, contrairement à l'adsorption physique. Dans ce cas, la chaleur dégagée est beaucoup plus élevée.

L'adsorption chimique est généralement plus sélective et irréversible, ce qui peut représenter un avantage pour certaines applications spécifiques. Cependant, la désorption nécessite des températures élevées ainsi qu'une consommation d'énergie importante, parfois excessive.[9]

III.3.3. Les adsorbants utilisés industriellement

III.3.3.1. Alumine activée

L'alumine activée permet d'atteindre des niveaux de pureté élevés dans le gaz traité, avec une teneur en eau résiduelle de l'ordre du ppm. Les hydrocarbures lourds peuvent également être adsorbés, mais ils ne peuvent pas être désorbés lors de la régénération.

Ainsi, le gaz à traiter doit être préalablement sec ou dégazoliné afin d'éviter l'encrassement du matériau adsorbant.

III.3.3.2. gel de silice (silicagel)

La teneur en eau du gaz traité par adsorption sur gel de silice est d'environ 10 ppm. Le gel de silice est facilement régénéré à une température comprise entre 120 et 200 °C. Il peut également adsorber les hydrocarbures, qui sont ensuite désorbés lors de la régénération.

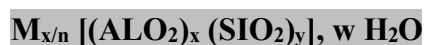
Ainsi, il peut être utilisé pour séparer simultanément l'eau et la fraction condensable du gaz traité, à condition de respecter certaines précautions d'utilisation. Toutefois, le gel de silice est endommagé par la présence d'eau libre, qui provoque l'éclatement de ses granulés. De plus, étant de nature acide, il peut réagir avec les substances basiques.

III.3.3.3. Tamis moléculaires (zéolithes)

Les tamis moléculaires, ou zéolithes, utilisés dans le traitement du gaz sont des silicoaluminates dont la structure cristalline forme des cavités organisées en un réseau microporeux à l'échelle moléculaire.

Cette structure contient des cations assurant la compensation des charges électriques. Selon la nature de ces cations, la taille des pores et des cavités d'accès peut varier. [4]

✚ La formule générale des cristaux microporeux de silico-aluminates alcalins du tamis moléculaires est



n étant la valence du cation M , x et y des nombres entiers avec y/x égal ou supérieur à 1 et w le nombre de molécules d'eau par maille.

✚ La composition chimique des tamis moléculaires

3A	: 0.6 K ₂ O : 0.40 Na ₂ O : 1 Al ₂ O ₃ : 2.0 ± 0.1SiO ₂ : x H ₂ O
4A	: 1 Na ₂ O : 1 Al ₂ O ₃ : 2.0 ± 0.1SiO ₂ : x H ₂ O
5A	: 0.80 CaO : 0.20 Na ₂ O : 1 Al ₂ O ₃ : 2.0 ± 0.1SiO ₂ : x H ₂ O
13X	: 1 Na ₂ O : 1 Al ₂ O ₃ : 2.8 ± 0.1SiO ₂ : x H ₂ O

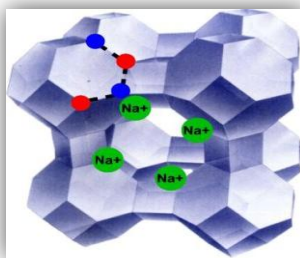


Figure (III-8) : Tamis moléculaire 4A. [8]

Ainsi, pour les tamis de structure A, la taille des cavités d'accès varie selon la nature du cation de compensation. Elle peut être de l'ordre de 3 Å pour les tamis 3A, de 4 Å pour les tamis 4A ou de 5 Å pour les tamis 5A.

En choisissant un tamis de type 3A ou 4A, il est possible d'adsorber l'eau dans la structure microporeuse tout en excluant les hydrocarbures. Les tamis moléculaires permettent ainsi d'atteindre des niveaux de pureté très élevés, avec une teneur en eau de l'ordre de 0,03 ppm dans le gaz traité. Toutefois, cette technique reste relativement coûteuse.

III.3.4. Les caractéristiques principales d'un tel procédé adsorption

- La concentration en H₂O doit être faible ;
- Il est peu recommandé pour les grands débits de charge ;
- Le pourcentage résiduel d'eau est très faible ;
- Il nécessite un fonctionnement discontinu ;
- La teneur en hydrocarbures lourds dans la charge doit être limitée ;
- La présence de COS et CS₂ est nuisible ;
- L'adsorbant est un produit cher qui doit être remplacé tous les 3 ans.

Tableau (III-1) : Caractéristique générale des tamis moléculaire. [9]

Type de base	Diamètre minimale des pores (Å)	Forme commune	Capacité d'adsorption H ₂ O (% mass)	Molécules adsorbées	Applications
3A	3	Poudre 1/16 in bâtonné 1/8 in bâtonné 8 X 12 granulé 8 X 4 granulé	23 20 20 20 20	Molécules avec un diamètre effectif < 3 angströms, y compris H ₂ O et NH ₃	➤ Séchage des gaz craqués (séchage d'oléfines) ➤ Séchage des liquides organiques
4A	4	Poudre 1/16 in bâtonné 1/8 in bâtonné 8 X 12 granulé 8X4 granulé 14 X 30mesh	28.5 22 22 22 22 22	Molécules avec un diamètre effectif < 4 angströms, y compris éthanol, HS, C ₂ H ₄ et C ₃ H ₆	➤ Séchage d'hydrogène ➤ Séchage de gaz d'hydrocraquage ➤ Séchage d'air à basse pression ➤ Séchage de gaz naturel ➤ Elimination de H ₂ S, CO ₂ du gaz naturelle ➤ Séchage des liquides organique
5A	5	Poudre 1/16 in bâtonné 1/8 in bâtonné	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
10A	8	Poudre 1/16 in bâtonné 1/8 in bâtonné	36 28 28	Molécules avec un diamètre effectif < 8 angströms, y compris les iso-paraffines et les oléfines	➤ Séparation des hydrocarbures aromatiques
13A	10	Poudre 1/16 in bâtonné 1/8 in bâtonné 8 X 12 granulé 8 X 4 granulé	36 28.5 28.5 28.5 28.5	Molécules avec un diamètre effectif < 10 angströms	➤ Séchage et purification de l'air (élimination simultanément de H ₂ O et CO ₂)

III.3.5. L'influence des paramètres opératoires sur l'adsorption

III.3.5.1. Zone de transfert de masse « ZMT »

A l'intérieur de la colonne d'adsorption contenant du tamis moléculaire, la quantité de matière pouvant être adsorbée du fluide porteur au lit de tamis moléculaire, s'effectue au sein d'une zone appelée "Zone de Transfert de Masse" (**Figure III.9**)

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)

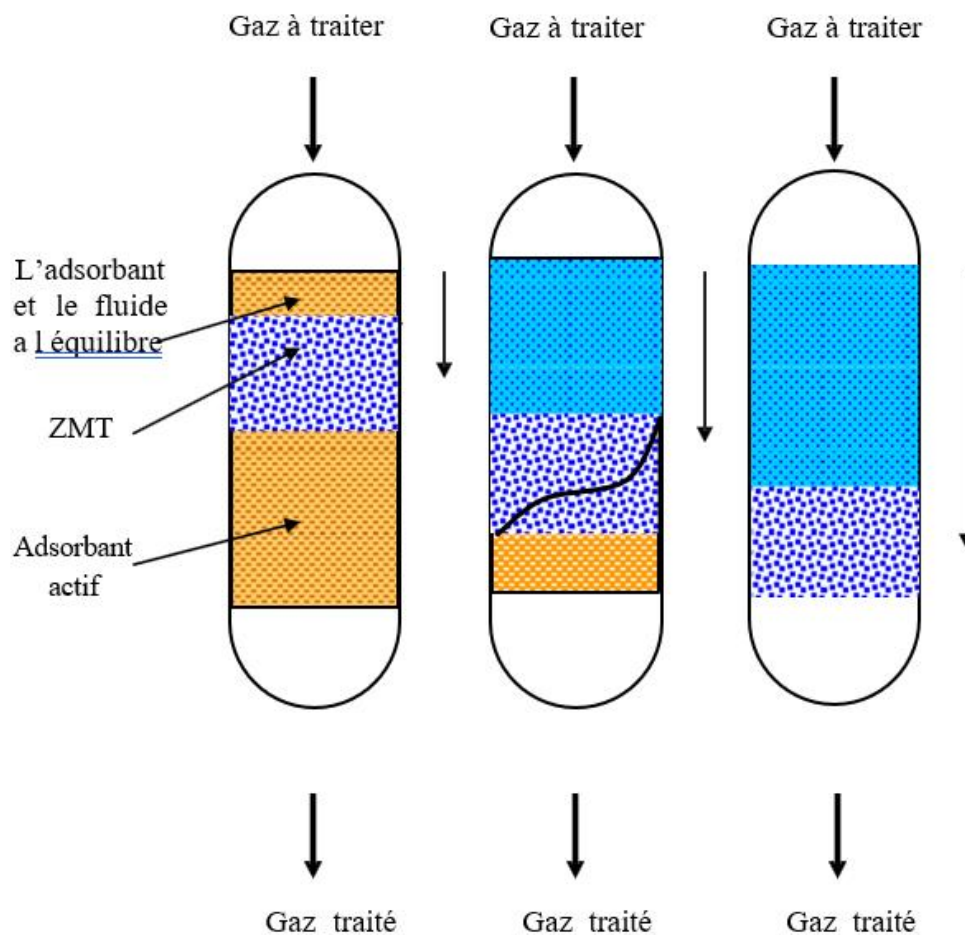


Figure (III-9) : Evolution de la zone de transfert de matière au cours du temps[8].

- **Evolution de la concentration de l'adsorbat au cours de l'adsorption**
- La Zone de Transfert de Masse subit une variation : Les couches de l'adsorbant se saturent, ceci s'accompagne d'un déplacement de la ZMT jusqu'à atteindre la sortie de la colonne.

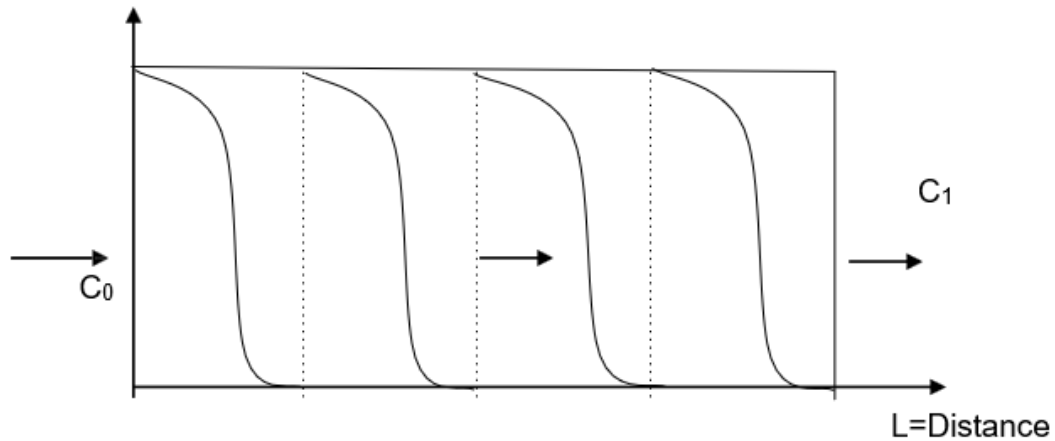


Figure (III-10) : Evolution de la concentration de l'adsorbat au cours de l'adsorption[8].

L'instant où l'eau apparaît dans la charge à la sortie de la section de déshydratation s'appelle le temps de rupture et il s'obtient quand le rapport $C_1/C_0 = 5\%$.

Si la charge continue son passage à travers le lit, on arrive à un instant où la concentration de l'eau dans l'effluent est presque égale à celle contenue dans la charge ($C_1/C_0 = 95\%$), c'est le temps de saturation (**Figure III.11**)

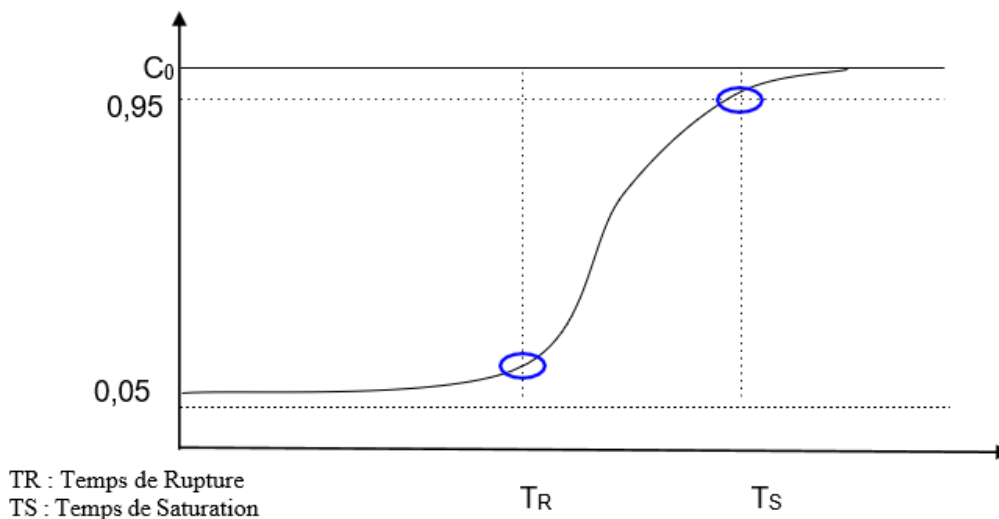


Figure (III-11) : Représentation d'une courbe de rupture[8].

III.3.5.2. Température

L'adsorption est un phénomène exothermique, accompagné d'un dégagement de chaleur au niveau de l'adsorbant, appelé « chaleur d'adsorption ».

Cette élévation de température entraîne une diminution de la capacité d'adsorption. Toutefois, les tamis moléculaires sont beaucoup moins sensibles à cet effet que les autres types d'adsorbants.

III.3.5.3-Concentration de l'adsorbât

La présence d'un adsorbat à forte concentration dans l'alimentation influence directement la capacité d'adsorption. Elle entraîne également une diminution de la vitesse de déplacement de la zone de transfert de masse.

Cependant, les tamis moléculaires présentent la particularité d'avoir, à faible concentration, des capacités d'adsorption nettement supérieures à celles des autres adsorbants.

Cette caractéristique conduit souvent à privilégier un seul type de tamis moléculaire pour l'application considérée.

III.3.5.4- Vitesse de passage

La vitesse des fluides à travers le lit a une influence importante sur la vitesse de transfert ainsi que sur l'épaisseur de la zone de transfert de masse (ZTM).

La vitesse du fluide ne doit pas être trop élevée afin d'éviter des hauteurs de lit excessives. Elle ne doit pas non plus être trop faible, mais suffisamment adaptée pour assurer une bonne répartition du fluide sur toute la section du lit et éviter la formation de chemins préférentiels.

En général, les vitesses de passage utilisées se situent :

- En phase gazeuse entre 03 et 30 m/min et en phase liquide entre 0.1 et 01 m/min pour tamis moléculaire CERA.
- En phase liquide, la mobilité des molécules à adsorber est très faible, ainsi que pour la vitesse de diffusion, par suite la cinétique d'adsorption est nettement inférieure à celle constatée en phase gazeuse.

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

III.3.5.5-La pression

Une augmentation de la pression globale d'un système gazeux entraîne un accroissement de la pression partielle de l'adsorbât, ce qui aura pour conséquence d'augmenter la capacité d'adsorption.

III.3.5.6- La présence d'impuretés

La présence d'impuretés réduit la surface active d'adsorbant, certaines molécules organiques présentes dans le fluide à traiter, ou dans le gaz de régénération (Oléfines, Aromatiques etc....) peuvent être des poisons pour les tamis moléculaires.

Les impuretés adsorbées accumulées réduisent l'efficacité et les performances de l'adsorbant.

III.3.5.7- La hauteur du lit

Il est important de travailler à des hauteurs de lit relativement élevées par rapport à la hauteur de ZTM.

III.3.5.8- La forme des particules

Plus la surface spécifique de l'adsorbant est élevée, plus sa capacité est élevée. L'adsorption est favorisée par des petits diamètres d'adsorbant.[3]

III.3.6- Procèdes d'adsorption

On réalise l'un des modes d'adsorption par :

- Contact et filtration.
- Percolation.

III.3.6.1- Contact et filtration

Lorsqu'on opère par contact et filtration, on maintient l'adsorbant en suspension dans le liquide porté à une température convenable pendant un temps nécessaire pour que s'effectue le transfert, puis, l'on procède à la séparation mécanique du solide et du liquide (sédimentation, filtration, etc....) Cette technique peut être utilisée en continu ou en discontinu.

III.3.6.2- Percolation

La percolation est une technique consistant à traverser une couche d'adsorbant par un courant de fluide à traiter. Elle peut être conduite en lit fixe ou en lit mobile.

a) Percolation en lit fixe

Dans la percolation en lit fixe, qui est la technique la plus économique et la plus couramment utilisée, le fluide traverse une couche immobile d'adsorbant (lit fixe).

Au cours du procédé, l'adsorbat se fixe progressivement sur le solide, ce qui entraîne une diminution de sa capacité d'adsorption. Après le passage d'un certain volume de fluide, l'adsorption n'est plus complète.

b) Percolation en lit mobile

Ce procédé fonctionne en continu et à contre-courant. Jusqu'à présent, il n'a été utilisé que pour des applications d'adsorption en phase gazeuse.

La percolation en lit mobile a été mise en œuvre afin de permettre le fractionnement, par adsorption sélective, de certains mélanges gazeux.

III.4- La désorption (la régénération)

Le phénomène d'adsorption conduit, à l'équilibre, à un état de saturation de l'adsorbant. Toutefois, l'adsorption reste un processus réversible : le composé adsorbé peut être désorbé ou éliminé en déplaçant l'équilibre d'adsorption, soit par une augmentation de la température de l'adsorbant, soit par une diminution de la pression partielle de l'adsorbat.

La régénération correspond à l'opération permettant de restaurer la capacité d'adsorption d'un adsorbant saturé.

Généralement, on rencontre quatre modes de régénération :

- La régénération thermique ;
- La régénération par variation de pression ;
- La régénération par entraînement ;
- La régénération par déplacement.

III.4.1- La régénération thermique :

La régénération thermique est la méthode la plus couramment utilisée. Elle consiste généralement à augmenter la température du lit d'adsorbant grâce à un courant de gaz chaud, qui joue également le rôle de fluide vecteur permettant d'évacuer les molécules désorbées.

Les performances exigées, la teneur en eau du gaz de purge, la nature de l'adsorbat ainsi que les impuretés Co-adsorbées déterminent la température de régénération thermique, qui se situe le plus souvent entre 200 et 300 °C.

À température de régénération donnée, la teneur en eau du gaz de régénération influence fortement la qualité du séchage et, par conséquent, les performances des dessiccants. Une autre méthode consiste à augmenter progressivement la température du lit d'adsorbant par paliers jusqu'à atteindre la température souhaitée.

III.4.2- Régénération par variation de pression

Cette méthode est basée sur le fait, qu'une diminution de pression à température constante entraîne une diminution de la capacité d'adsorption.

III.4.3- Régénération par entraînement

Cette technique permet d'éliminer le composé adsorbé par entraînement à l'aide d'un fluide non adsorbable, généralement miscible. Ce procédé ne nécessite pas de variation de pression ni de température.

III.4.4- Régénération par déplacement

Cette méthode consiste à faire passer un fluide contenant une forte concentration d'un composé plus adsorbable, capable de déplacer les molécules déjà fixées sur les tamis moléculaires, permettant ainsi leur régénération.

La régénération cyclique de l'adsorbant constitue une étape essentielle pour assurer et maintenir les performances des équipements de récupération des vapeurs ou de traitement des gaz.[3]

Les avantages et inconvénients des unités de déshydratation par adsorption

Tableau (III-2) : Avantages et inconvénients des unités de déshydratation par adsorption. [9]

AVANTAGES	INCONVENIENTS
1. Point de rosée très bas (sous 70 bar) ➤ ZEOLITHES :- 90°C ➤ ALUMINE : - 73°C ➤ SILICE : - 60°C 2. Simplicité de la mise en œuvre et du design 3. Par de problème de moussage 4. Grande sélectivité	1. Investissement important 2. Perte de charge élevée 3. Sensibles à l’empoisonnement 4. Demande une importante quantité de chaleur pour la régénération

Conclusion

La déshydratation du gaz naturel représente une étape essentielle dans les procédés de traitement du gaz, car elle permet d’éviter les problèmes liés à la présence d’eau et d’améliorer la sécurité des installations. À travers ce chapitre, nous avons étudié les hydrates, les méthodes de prévention ainsi que les différents procédés de déshydratation, notamment l’absorption, l’adsorption et la perméation gazeuse. L’étude des adsorbants et des paramètres opératoires montre également l’importance du choix des conditions de fonctionnement pour garantir une bonne efficacité du procédé.

Chapitre IV

Problématique, simulation et étude économique

Introduction

Ce chapitre s'articule autour de l'évaluation technico-pratique et de la simulation thermodynamique des unités de déshydratation du gaz naturel, en se focalisant particulièrement sur les anomalies opérationnelles du Train 70. L'objectif principal est de mener une double approche analytique et prédictive : d'une part, en vérifiant par le calcul rigoureux les performances des tamis moléculaires sous les conditions actuelles par rapport au cas "Design", et d'autre part, en utilisant le simulateur HYSYS PROCESS pour modéliser l'impact des variations de la température de service et des conditions climatiques hivernales sur l'apparition intempestive de phases liquides en amont des sécheurs. Cette démarche scientifique vise à identifier précisément les causes de la dégradation prématurée de l'adsorbant et à proposer des solutions d'optimisation viables pour l'installation.

IV.1- Présentation de problème

La mise en service de la nouvelle usine d'extraction de GPL en 1999 avait conduit à l'augmentation du débit de gaz à traiter par l'usine de la phase A.

Ceci avait été atteint par l'ajout d'un 5^{ème} train de traitement comportant une section de déshydratation du gaz brut.

Les spécifications étaient devenues plus exigeantes et plus particulièrement, celles concernant la teneur en eau admissible qui devrait être inférieure à (1 ppm).

Pour cela, des modifications sur les sections de déshydratation existantes ont été entreprises :

Trois ballons de séchage de taille adéquate pour le gaz brut ont été installés A-010 A/B/C, Le gaz lourd était dévié pour passer à travers les 03 anciens sécheurs A-01 A/B/C, Les anciens sécheurs du gaz lourd B-01 A/B ont été abandonnés.

Les tamis moléculaires choisis devraient avoir les caractéristiques suivantes :

- Une durée de vie minimale de 03ans ;
- Une humidité maximale du gaz <1ppm ;
- Une perte de charge maximale de 1bar.

L'augmentation de la pression différentielle au-delà de la valeur recommandée par le fournisseur reflète la dégradation mécanique du tamis.

Les graphiques suivants montrent l'évolution de la perte de charge à travers les déshydrateurs du train 70 et un du train 30, durant la période de Mai 2016 jusqu'à Avril 2025.

Remarques et commentaires :

✚ TRAIN 70 :

Pour le train 70, on remarque que la valeur de pression différentielle (ΔP) dans les déshydrateurs avait dépassé celle recommandée par le fournisseur du tamis, ce problème survient dans chaque chargement.

✚ TRAIN 20 :

Pour le train 20, on constate qu'il y avait eu une dégradation du tamis moléculaire, après le deuxième chargement, mais après le troisième et le quatrième chargement, la perte de charge s'est stabilisée autour d'une valeur inférieure à la limite recommandée par le fournisseur du tamis.

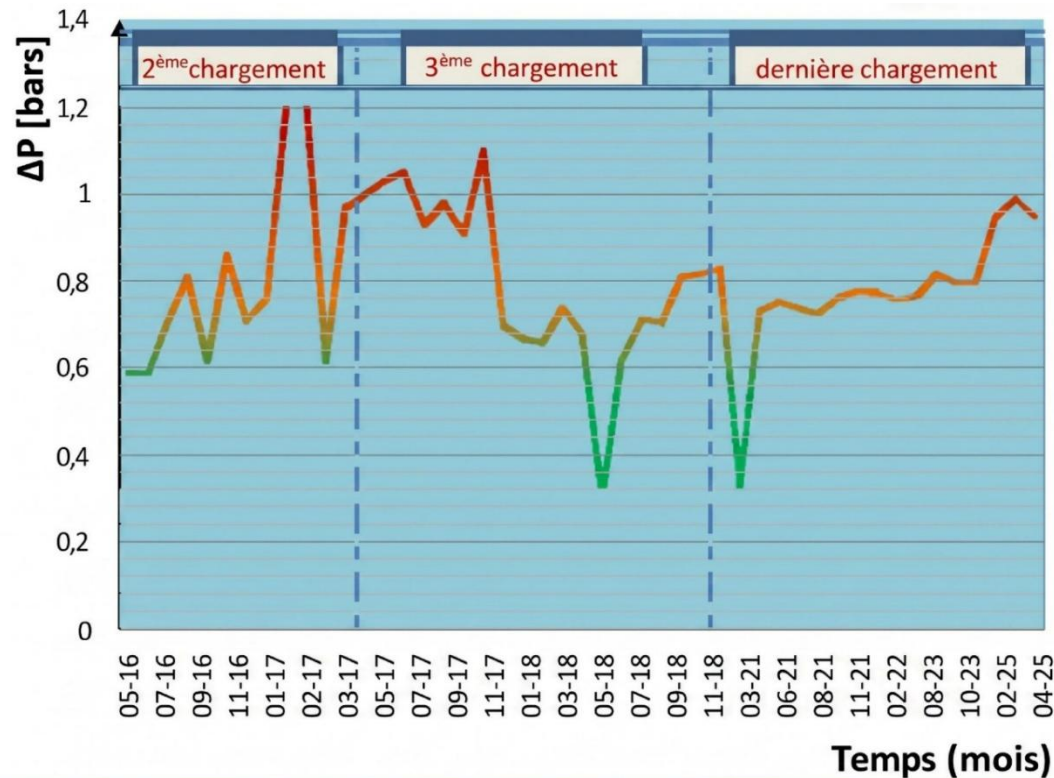


Figure (IV-1) : évolution de la perte de charge au cours de temps - TRAIN 70.

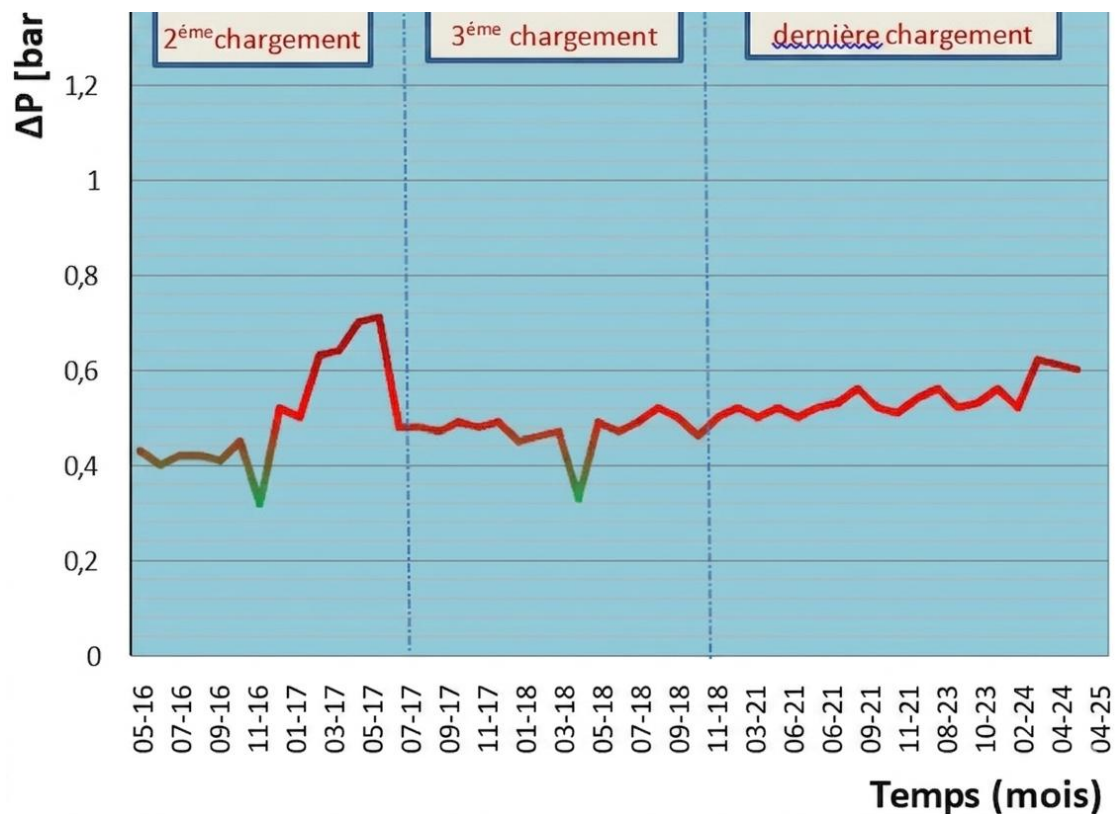


Figure (VI-2) : évolution de la perte de charge au cours de temps -TRAIN 20.

Après la comparaison de l'évolution de la perte de charge dans les sécheurs des deux trains, il ressort que, pour le train 20, l'état du tamis est satisfaisant, contrairement est pour le train 70 par contre est dégradé pour le train 70.

Problématique

Les tamis moléculaires sont des adsorbants excellent soluble dans l'eau, la présence d'eau libre détruit le lien entre le liant et zéolithe, causant la zéolithe et d'argile à se désagréger en particules micro, créant de graves problèmes de perte de charge

1. Identification du problème

A travers l'historique du fonctionnement des unités de séchage, nous avons constaté une dégradation trop prématurée des tamis utilisés dans le train 70 et cela peut provenir des causes suivantes :

- Sous dimensionnement des sécheurs ;
- Entrainement des liquides vers les sécheurs due à :

- ✓ La température de service n'est pas suffisante pour effectuer une bonne séparation dans le ballon séparateur V-01 (mauvaise séparation)
- ✓ La condensation du gaz dans la pipe reliant le ballon V-01 aux sécheurs due à la perte de charge (93.6 mètres de longueur avec plusieurs coudes) et à l'abaissement de la température ambiante jusqu'à -5°C en hiver.
- La composition et la pression du gaz de régénération sont inadéquates.
- L'utilisation des tamis moléculaires d'une qualité pas assez bonne.

2. Conséquences du problème

- Augmentation de taux d'humidité de gaz à la sortie des sécheurs qui favorise le phénomène de givrage,
- Réduction de débit de gaz à traiter par le train pour raison de la perte de charge existante,
- Des interruptions fréquentes dans le fonctionnement de l'unité de production, afin de changer le tamis moléculaire. Cela entraîne des pertes économiques non négligeables, au cours de chaque suspension

But de travail

Dans notre vision de la résolution des problèmes constatés, nous allons éprouver de mettre en œuvre :

- Une étude des performances et l'efficacité des sécheurs.

Réaliser une simulation de la partie située avant les sécheurs afin de :

- Vérifier l'effet de l'abaissement de la température de service sur les performances du la séparation,

Dévoiler l'influence des températures ambiante et celle du gaz brut, sur la quantité de liquide formée dans la pipe.

Remarque importante

Le tamis utilisé et les paramètres de fonctionnement dans l'usine de HAMRA (située à 60 km de RHOURE NOUSS), sont les mêmes que celui du train 70, mais sa durée de vie avait dépassé les autres (04) années (durée de vie moyenne du tamis), ce qui élimine l'hypothèse de la mauvaise qualité des tamis et que les paramètres de fonctionnement

n'entraîne pas la dégradation des tamis, donc le problème rencontré au niveau des sécheurs du train 70 est dû aux autres facteurs.

IV.2- Partie calcule

Cette partie concerne la vérification du cas design et calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles selon les étapes suivantes :

Vérification du design déshydrateurs

La vérification du design consiste à déterminer :

- a) Diamètre de la colonne ;
- b) Hauteur du lit de tamis (zone de transfert de masse –ZMT-) ;
- c) Débit de gaz de régénération ;
- d) Perte de charge.

Calcul des déshydrateurs dans les conditions actuelles (débit et composition)

Le calcul consiste à déterminer :

- Diamètre de la colonne ;
- Hauteur du lit ;
- Masse du tamis ;
- Débit de gaz de régénération ;
- Perte de charge.

Comparaison entre les résultats obtenus avec ceux du design.

A noter que le calcul s'est fait en utilisant l'utilitaire EXEL

IV.2.1-Vérification de design :

Le calcule de vérification est basée sur les points suivants :

- ✓ Composition de la charge
- ✓ Débit de la charge
- ✓ Temps cycle choisis

- ✓ Teneur en eau dans la charge
- ✓ Mode et critères de régénération

Données sur les déshydrateurs 70.A.10/A/B/C

Le tableau ci-dessous contient toutes les informations et les caractéristiques d'un déshydrateur (Tableau IV.1)

Tableau (IV-1) : Fiche technique.

Spécification	Désignation		
Charge	Gaz naturel humide non traité		
Nombre de sécheurs	3 identiques (2en service et 1 en régénération)		
Diamètre intérieur de la colonne	3100mm		
Température de service	(40 – 288°C)		
Pression de service	77bars		
Sur épaisseur corrosion	3mm		
Temps de cycle	18h	Adsorption	12h
		Régénération	6h

Conditions opératoires du design

La section de déshydratation auparavant (en design) était fonctionné avec les conditions opératoires qui sont présentés dans le tableau suivant : (Tableau IV.2),

Tableau (IV-2) : Conditions opératoires du design.

Paramètres design				
En service	Pression		77 Bars	1116 Psi
	Température		40°C	563.67°R 104°F
	Débit de gaz brut		462083,33 Sm ³ /h	391,63 MMSCFD
En régénération	Pression		73.5 Bars	1066 Psi
	Température		288°C	1010,7°R 550,4°F
	Débit de gaz brut	Débit volumique	35000 Sm ³ /h	MMSCFD
		Débit massique	28649,80 Kg/h	1052.7 Lb/min

Note : la régénération du tamis moléculaire s'effectue par un gaz sec qui est soutiré du gaz déshydraté (gaz sortie déshydrateur)

Caractéristiques de l'adsorbant (Tamis moléculaire)

Tableau (IV-3) : Caractéristiques de l'adsorbant cas design.

Caractéristiques de l'adsorbant		
Type	4A°	
Masse volumique du tamis tassé	664.75 kg/m ³	41.49 lb/ft ³
Diamètre moyen des particules	3.17 mm	0.0104 ft
Masse d'adsorbant dans chaque sécheur	32400kg/sécheur	

VI.2.1.1- La méthode de calcul

Calcul du facteur de compressibilité « Z »

Pour déterminer la valeur de Z il faut calculer la température réduite de gaz ainsi que la pression réduite ensuite en utilise l'abaque universel (**Annexe.2**).

Tableau (IV-4) : Composition du gaz alimentant les sécheurs et leurs propriétés critiques.

Composition	Mi	y (mol)	Tc(K)	yi.Tc	Pc (psi)	yi.Pc	Mi.yi
N ₂	28,01	0,0055	126,2	0,6941	492,31	2,7060	0,15615575
CO ₂	44,01	0,0042	304,2	1,2776	1068,93	4,5066	0,1874826
C ₁	16,04	0,8639	191,1	165,0912	673,07	581,4047	13,87257896
C ₂	30,07	0,0725	305,5	22,1487	708,38	51,3300	2,18124773
C ₃	44,1	0,0256	370	9,4720	617,38	16,4739	1,1299743
iC ₄	58,12	0,0065	408,1	2,6526	529,04	3,4385	0,37859368
nC ₄	58,12	0,0073	425,2	3,1039	550,65	4,0223	0,42770508
iC ₅	72,15	0,0044	461	2,0284	483,50	2,1252	0,31998525
nC ₅	72,15	0,0027	469,8	1,2684	489,50	1,3203	0,19227975
C ₆₊	86,18	0,0048	507,9	2,43	439,70	2,1072	0,23544376
H ₂ O	18,02	0,00127	647,13	0,82	3208,23	4,0741	0,0229755
Σ		1		211,0645		673,6578	19,34368379

Tci : température critique du constituant i

Pci : pression critique du constituant i

yi : fraction molaire du constituant i

Calcule des températures et pression critiques et réduites du mélange

- T_{cm} : température critique du mélange: $T_{cm} = \sum Y_i * T_i$
- P_{cm} : pression critique du mélange : $P_{cm} = \sum Y_i * P_i$

La détermination de la température et la pression réduite

- T : température de service : °K ;
- P : pression de service : Psi ;
- T_{mr} : température réduite du mélange : $T_{mr} = \frac{T}{T_{cm}}$
- P_{mr} : pression réduite du mélange : $P_{mr} = \frac{P}{P_{cm}}$

-Utilisant l'abaque universel (annexe 2) en trouve Z

a) Calcul de la densité relative du gaz

$$D_g = \frac{M_w}{M_{air}} \dots\dots\dots (1)$$

b) Calcul de la masse volumique du gaz

$$P_g = \frac{P M_w}{Z R T} \dots\dots\dots (2)$$

avec $R = 10.73 \text{ ft}^3/\text{Lb}^\circ\text{R}$

c) Calcul du diamètre minimal de la colonne**✓ Calcul de la vitesse massique admise**

La vitesse massique admise est donnée par l'équation empirique de LEBOUX :

$$G = 3600 [1,06 \rho_B D_p]^{0,5} \dots\dots\dots (3)$$

ρ_B : Masse volumique du tamis moléculaire.

D_p : diamètre de particule

✓ Calcul de la vitesse superficielle admise

$$V_g = \frac{G * Z * T}{162 * P * d_g} \dots\dots\dots (4)$$

Donc le diamètre minimal du déshydrateurs en question est :

$$D = \sqrt{C \frac{Q * Z * T}{P * V_g}} \dots\dots\dots (5)$$

C : constante

Q : débit volumique du gaz du design (MMSCFD)

d) Calcul de l'épaisseur du déshydrateur

$$t = \frac{P * D/2}{SE - P * 0.6} \dots\dots\dots (6)$$

- t : épaisseur du sécheur en 'in' (m);
- P : pression en Psi (bar) ;
- S : contrainte maximale ou taux de travail du métal
- S = 17500 Psi [fiche mécanique du sécheur] ;
- E : coefficient d'assemblage pour le soudage des tôles d'acier

$E = 100\%$ [fiche mécanique].

e) Calcul de la hauteur minimale de la colonne

✓ **Calcul du flux d'adsorption d'eau**

Y_w : teneur en eau dans l'alimentation [lb H₂O/MMSCF gaz] [kg H₂O/MSm³]

Nous avons utilisé l'abaque donnant la teneur en eau dans le gaz naturel (annexe 3) pour ce calcul

$$q = \frac{\frac{0}{2} * Y_w * 4}{D^2 * \pi * 24} \dots\dots\dots(7)$$

✓ **Calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse *ZMT***

$$h_z = A \left[\frac{q^{0.7895}}{V_g^{0.5506} * R_s^{0.2646}} \right] \dots\dots\dots(8)$$

A: constante pour Tamis moléculaire = 225 ;

$R_s = 100\%$. (Le cas le plus défavorable ; c'est à dire que le gaz est saturé en eau).

✓ **Calcul de la capacité d'adsorption :**

-On prend le cas extrême, c'est-à-dire que le gaz est saturé à 104°F (40°C) ;

-De l'annexe 4 et à la température de saturation on tire la valeur de X_{s0} .

X_{s0} : la capacité d'adsorption de l'adsorbant neuf sans tenir compte de la quantité résiduelle après la régénération.

La température de régénération est fixée à 550,4°F(288°C) ;

$$X_s^{\text{neuf}} = X_{s0} - X_1 \dots\dots\dots(9)$$

X_1 : la quantité d'eau résiduelle après régénération.

En fait la capacité d'adsorption traduit le pourcentage en eau récupéré par une quantité bien définie en matière de tamis moléculaire.

Le design prévoit une durée de 3ans de service et il a estimé une dégradation du tamis moléculaire de 70%, donc :

$$X_s = X_s^{\text{neuf}} * 0.7 \dots\dots\dots(10)$$

-La température de service dépasse 60°F donc on fait une correction sur la capacité d'adsorption :(annexe 5)

On désigne par θ_B le temps d'adsorption pendant un cycle.

✓ **Hauteur minimale du sécheur :ft (m)**

$$h_t = \frac{q\theta_B}{0.01\rho_B X} \dots\dots\dots(11)$$

f) Calcul de la masse du lit :lb (kg)

$$M = \frac{\pi D^2}{4} h_t \rho_b \dots\dots\dots(12)$$

g) Calcul de la perte de charge :Psi (bar)

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 :

$$\frac{\Delta P}{L} = BV + CpV^2 \dots\dots\dots(13)$$

- L : hauteur du dessiccant (sécheur)ft (m) ;
- V : vitesse superficielle ft/ min(m/min) ;
- μ : viscosité du gaz (Cp) ;
- ρ : masse volumique du tamis moléculaire lb/ft³ (kg/m³);
- B, C : constante expérimentales : (B = 0,0722 ; C = 0,000124) ;
- ΔP : la perte de charge à travers le lit Psi (Bar).

h) Calcul du débit de gaz de régénération

$$M_{GR} = \frac{Q_{ch}}{\theta_{ch} (T_F - T_{moy}) Cp_{GR}} \dots\dots\dots(14)$$

La quantité de chaleur de régénération égale à la somme des énergies suivantes :

- Chauffage du lit du tamis : Q1;
- Chauffage des billes céramiques : Q2;
- Chauffage de la colonne vide : Q3;
- Chauffage et désorption de l'eau : Q4;
- Pertes de chaleur vers l'extérieur : Q5.

✓ Calcul de Q_1 Btu (kJ)

$$Q_1 = MTC_pT (T_f - T_i) \dots\dots\dots(15)$$

- MT: masse du tamis moléculaire;
- C_pT : chaleur spécifique du tamis moléculaire Btu/Lb°F (kJ/kg°C) ;
- T_f : température finale de régénération °F (°C).

✓ Calcul de Q_2

$$Q_2 = M_c * C_{p_c}(T_f - T_i) \dots\dots\dots(16)$$

- M_c : masse totale des billes en céramique (Lb) ;
- C_{p_c} : chaleur spécifique de la céramique.

$$M_c = M(1) + M(3/4) + M(1/2)$$

✓ Calcul de Q_3

$$Q_3 = M_{d_v} * C_{p_{d_v}}(T_f - T_i) \dots\dots\dots(17)$$

- M_{d_v} : masse du déshydrateur vide(Lb):
- $C_{p_{d_v}}$: chaleur spécifique du métal (Btu/Lb°F).

✓ Calcul de la quantité de chaleur nécessaire pour chauffer et désorber l'eau

$$Q_4 = M_e * C_{p_e}(T_f - T_i) + (M_e * \Delta H_e) \dots\dots\dots(18)$$

- ΔM_e : quantité d'eau adsorbée par cycle lb (kg);
- C_{p_e} : chaleur spécifique de l'eau, C_{p_e} ;
- H_e : chaleur latente de désorption de l'eau, $\Delta H_e = 1800 \text{ Btu /Lb}^\circ\text{F}$

✓ Calcul de la quantité d'eau adsorbé par cycle

$$M_e = \frac{(Y_w * Q_{\text{gaz}} * \theta_B)}{36} \dots\dots\dots(19)$$

✓ Quantité de chaleur nécessaire pour chauffer et désorber les hydrocarbures :

On supposera que la quantité d'hydrocarbures adsorbés représente 10% de la masse d'eau adsorbée par le tamis moléculaire : $M_h = 0.1 M_e \dots\dots\dots(20)$

$$Q_5 = M_h C_{p_h}(T_2 - T_1) + (M_h * H_h) \dots\dots\dots(21)$$

i) Quantité de chaleur totale à fournir pour le chauffage

$$Q_{ch} = (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5) * 1.1 \dots\dots\dots(22)$$

✓ Calcul de la température moyenne pendant la régénération °F (°C):

$$T_{moy} = \frac{T_{fs} + T_{is}}{2} \dots\dots\dots(23)$$

T_{fs}: la température finale a la sortie de lit.

T_{is}: la température initiale a la sortie de lit [10]

Not : l'annexe 5 contient l'application numérique concerne la vérification de design

VI.2.1.2- Résultat de calculs obtenus

Les résultats obtenus par les calculs sont regroupés dans le tableau IV.5. Nous remarquons que les écarts entre les résultats calculés et ceux du design sont très faibles, Ce qui reflète la concordance de nos résultats avec ceux de la fiche technique (design). En conséquence, la méthode de calcul utilisée est quasiment vérifiée, et s'applique donc au cas de dimensionnement de notre section de déshydratation.

Tableau (IV-5) : résultats des calculs - cas design.

PROPRIÉTÉS		RÉSULTATS	
		CAS DESIGN	
Facteur de compressibilité		0.84	
Masse moléculaire, (g/mole)		19.35	
Densité relative		0.6672	
Masse volumique du mélange, (kg/ m³)		68.13	
Vitesse massique, (kg/h.m²)		24508.20	
Vitesse superficielle admise, (m/mn)		6.00	
Diamètre, (m)		3.13	
Epaisseur, (mm)		106.63	
Hauteur de la ZMT, (m)		1.41	
Hauteur totale du lit, (m)		6.12	
Quantité d’eau adsorbée par cycle, (kg/lit)		2886.65	
Quantité d’eau adsorbée par heure/sécheur, (kg)		240.55	
Perte de charge, (bars/sécheur)		0.31	
Débit de gaz de régénération, (kg/h)		29965.44	
Masse totale du lit, (kg)		31376.70	
COMPARAISON DES RÉSULTATS			
PARAMÈTRES	DESIGN	CALCUÉ	ECART %
Diamètre (m)	3.1	3.13	0.96
Hauteur (m)	6.1	6.12	5.62
Epaisseur (mm)	121.92	106.63	14.33
Perte de charge à l’adsorption (bars)	0.33	0.31	6.06
Masse du tamis (kg)	32400	31376.70	3.26
Débit de régénération (Sm³ /h)	35000	36630.76	4.65
Quantité d’eau adsorbée (kgH₂O/h/sécheur)	228	240.55	5.50

IV.2.2- Calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles

De même manière le calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles est basée sur les points suivants :

- ✓ Composition de la charge
- ✓ Débit de la charge
- ✓ Temps cycle choisis
- ✓ Teneur en eau dans la charge
- ✓ Mode et critères de régénération

❖ Conditions opératoires cas actuel

Tableau (IV-6) : Conditions opératoires cas actuel.

	Paramètres actuel			
En service	Pression		75 bars	1087,8 Psi
	Température		28°C	542,07°R 82,4°F
	Débit de gaz brut		425600 Sm ³ /h	360,71 MMSCFD
En régénération	Pression		73.5 bars	1066 Psi
	Température		288°C	1010,7°R 550,4°F
	Débit de gaz brut	Débit volumique	35000 Sm ³ /h	MMSCFD
		Débit massique	28649,80 Kg/h	1052.7 Lb/min

❖ Caractéristiques de l'adsorbant (Tamis moléculaire)

Le tamis moléculaire utilisé pour l'adsorption est fourni par la société ZEOCKHEM dont les caractéristiques sont représentées dans le tableau suivant :

Tableau (IV-7) : Caractéristiques de l'adsorbant - cas actuel.

Caractéristiques de l'adsorbant		
Type	4A°	
Masse volumique du tamis tassé	720 kg/m ³	44,94 lb/ft ³
Diamètre moyen des particules	3,5875 mm	0,011770013 ft
Masse d'adsorbant dans chaque sécheur	37240 Kg	82100,14 Lb

❖ La composition actuelle du gaz alimentant les sécheurs est représentée dans le tableau suivant

Tableau (IV-8) : Composition actuelle du gaz alimentant les sécheurs et leurs propriétés critiques.

Composition	Mi	y (mol)	Tc(K)	yi.Tc	Pc (psi)	yi.Pc	Mi.yi
N ₂	28,01	0,006	126,19	0,75714	492,31	2,95386	0,16806
CO ₂	44,01	0,008	304,1	2,4328	1068,93	8,55144	0,35208
C ₁	16,04	0,8594	190,7	163,88758	673,07	578,436358	13,784776
C ₂	30,07	0,0785	305,43	23,976255	708,34	55,60469	2,360495
C ₃	44,1	0,0275	369,9	10,17225	617,38	16,97795	1,21275
iC ₄	58,12	0,0064	408,1	2,61184	529,04	3,385856	0,371968
nC ₄	58,12	0,0068	425,2	2,89136	550,65	3,74442	0,395216
iC ₅	72,15	0,0026	460,4	1,19704	483,5	1,2571	0,18759
nC ₅	72,15	0,0018	469,6	0,84528	489,52	0,881136	0,12987
C ₆ +	86,18	0,0016	507,9	0,81264	439,7	0,70352	0,137888
H ₂ O	18,02	0,0014	647,3	0,90622	3208,23	4,491522	0,025228
Σ		1		210,490405		676,987852	19,125921

Un calcul similaire à la partie précédente a été effectué, les résultats de calcul sont résumés dans le tableau IV.9

VI.2.2.1- Résultat de calculs obtenus

D'après les résultats obtenus, nous constatons que pour déshydrater notre gaz avec les paramètres actuels, il nous faut un lit de tamis de diamètre de 2.82 m (au minimum) et de hauteur de 7.1 m et d'une masse de 32068.44 kg (au minimum).

Donc, dans ces conditions les déshydrateurs assurent la déshydratation du gaz, mais ils sont mal exploités.

Nous remarquons aussi que la perte de charge mesurée dans les sécheurs du train 70 est beaucoup plus importante que celle déterminée théoriquement. Cela peut être dû à l'effritement du tamis et de l'accumulation du condensat dans les sécheurs.

Ainsi que le débit de régénération calculé est inférieur au débit actuellement utilisé.

Tableau (IV-9) : résultats de calcul obtenus – cas actuel.

PROPRIÉTÉS		RÉSULTATS CAS ACTUEL	
Facteur de compressibilité		0.82	
Masse moléculaire, (g/mole)		19.14	
Densité relative		0.6598	
Masse volumique du mélange, (kg/ m³)		72.04	
Vitesse massique, (kg/h.m²)		27500.28	
Vitesse superficielle admise, (m/mn)		6.55	
Diamètre, (m)		2.82	
Epaisseur, (mm)		91.12	
Hauteur de la ZMT, (m)		0.97	
Hauteur totale du lit, (m)		7.10	
Quantité d’eau adsorbée par cycle, (kg/lit)		3108.69	
Quantité d’eau adsorbée par heure/sécheur, (kg)		129.5	
Perte de charge, (bars/sécheur)		0.31	
Débit de gaz de régénération, (kg/h)		18088.01	
Masse totale du lit, (kg)		32068.44	
COMPARAISON DES RÉSULTATS			
PARAMÈTRES	ACTUEL	CALCULÉ	ECART%
Débit de la régénération (Sm³/h)	35000	22111.38	58.28
Diamètre (m)	3.1	2.82	9.92
Hauteur totale du lit (m)	6.85	7.10	3.64
Masse du lit (kg tamis)	33180	32068.44	3.46
Perte de charge (bar)	0.9	0.31	190.32

IV.2.3- Partie simulation

Le simulateur est un outil précieux pour le calcul du procédé, il facilite énormément la tâche de l'ingénieur et permet d'économiser le temps et le coût de l'expérimentation.

Les logiciels de simulation utilisés sont de plus en plus nombreux. Parmi Les plus connus dans le domaine du génie chimique nous avons le logiciel HYSYS PROCESS.

VI.2.3.1- Introduction sur le simulateur de calcul « HYSYS »

HYSYS est un simulateur de calcul, permettant l'élargissement des limites du processus en engineering software. «HYSYS» permet de créer des modèles rigoureux statiques et dynamiques pour le design des unités.

A travers ses interfaces, nous avons la possibilité de manipuler facilement les variables du processus. Le rôle de la simulation est d'améliorer la compréhension du processus pour permettre de prendre les meilleures décisions, les solutions apportées ont été et restent des simulations interactives. Ces dernières n'ont pas seulement prouvé de faire l'utilisation la plus efficace de la simulation mais de construire un modèle interactif avec des résultats immédiats.

Dans notre cas nous allons utiliser une simulation pour vérifier l'effet des paramètres de marche sur la formation des liquides à l'entrée des déshydrateurs. Nous terminerons par une comparaison des résultats simulés et réels et leurs interprétations.

VI.2.3.2- Quantité de liquide formé dans le flux d'entrée sécheurs

Parmi les causes de la dégradation du tamis moléculaire, nous citons la formation des hydrocarbures liquides à l'entrée des sécheurs ce qui peut engendrer une augmentation de la perte de charges à travers le lit du tamis et à l'effritement des particules. Pour cela, nous allons étudier l'évolution de la quantité du liquide formée à l'entrée des sécheurs en fonction des deux paramètres :

- La température du gaz brut à la sortie du refroidisseur E-02 de 22 à 28°C;
- La température ambiante qui peut atteindre -5°C en hiver.

Cette étude paramétrique a été réalisée en utilisant le simulateur HYSYS. Conformément au schéma de la figure suivante:(figure IV-3)

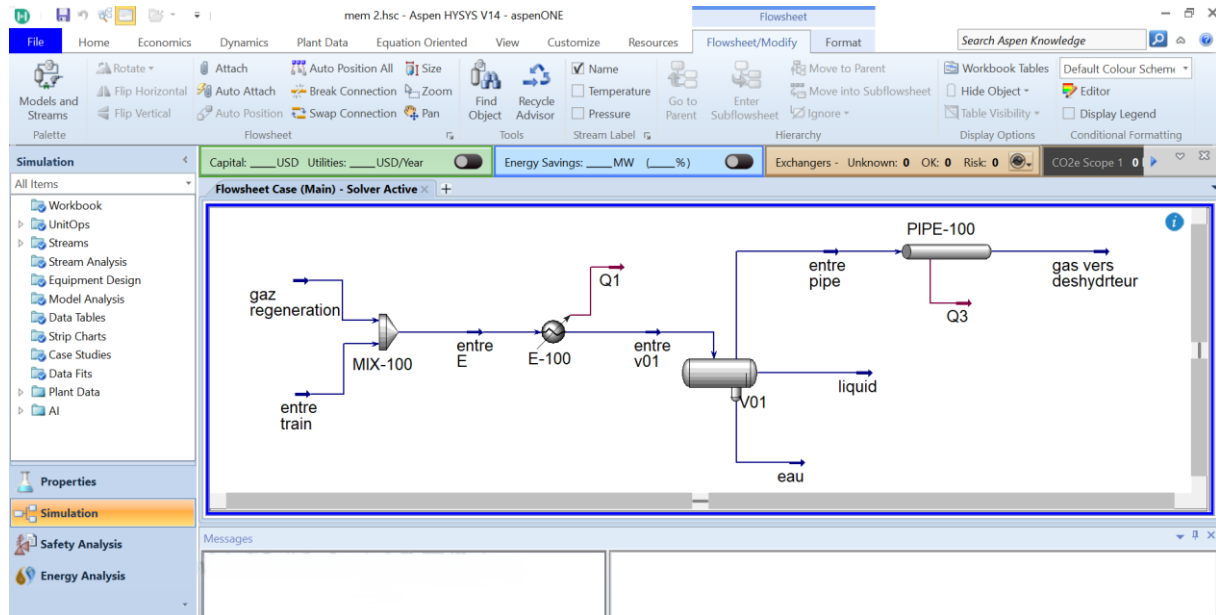


Figure (IV-3) : Simulation de Procédé.

Le débit d'alimentation du train est de 15786 Kg mol/h ,la pression est maintenue à la valeur de 75 bars.

Le gaz d'alimentation est ensuite pré refroidi de 48 à 28°C par le Refroidisseur E-100.

Le condensât obtenu est séparé dans le V-01 et elle est envoyée au séparateur V-06 .

L'eau est accumulée sur le fond de V-01 et envoyée vers l'unité U-85

Le gaz du séparateur V-01est envoyé aux sècheurs de gaz brut A-010 A/B/C ou il y a les tamis moléculaires qui déshydratent le gaz

Ce dernier passe dans un pipe exposé à l'air ambiant. La température ambiante varie entre -5°C en hiver et 50°C en été.

a) Composition du gaz brut à l'entrée de l'échangeur E-02

Tableau (IV-10) : La composition de gaz alimentant le Train 70.

	Mole Fractions	Vapour Phase
Methane	0,8614	0,8614
Ethane	0,0824	0,0824
Propane	0,0256	0,0256
CO2	0,0064	0,0064
Nitrogen	0,0042	0,0042
i-Butane	0,0061	0,0061
n-Butane	0,0068	0,0068
i-Pentane	0,0017	0,0017
n-Pentane	0,0018	0,0018
n-Hexane	0,0036	0,0036

Total: 1,00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis..., OK

b) Le choix du modèle thermodynamique

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

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions P et T recommandés en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques.

Equations de SOAVE et de PENG-ROBINSON sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz.

L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de PENG ROBINSON, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et elle permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations.

c) Caractéristiques du ballon et des segments du pipe**1. Le ballon 70V01**

C'est un récipient cylindrique horizontal contenant différent élément pour réaliser la séparation tri phasique (gaz, liquide et l'eau).

Le mélange des phases passe également à l'entrée du séparateur par un déflecteur, les gouttes étant ensuite séparées par gravité et par collision sur les plaques internes.

Ce séparateur ayan un volume de 57m^3 ; un diamètre de 2.44m et une longueur de 9.28m.

2. Les segments du pipe

Le pipe reliant le séparateur V-01 et les sécheurs V-010 A/B/C a une longueur de 93,5m et un diamètre interne de 409,5mm. Ce pipe est partagé en plusieurs segments et coudes.

En ce qui concerne l'estimation de la perte de charge dans le pipe, on a choisi la corrélation de *Beggs et Brill*.

Pour l'évaluation des coefficients du transfert thermique, on a utilisé la corrélation HTFS.

d) Résultat de la simulation

La simulation est réalisée de la manière suivante :

Pour chaque température de service variant de 22°C jusqu'à 28°C avec un pas de 1°C . Nous avons fait varier la température ambiante de -5°C jusqu'à 50°C avec un pas de 5°C pour obtenir la quantité des liquides formées (eau et hydrocarbures) à l'entrée du sécheur.

On remarque que :

a) Pour le ballon

La quantité de liquide formée est inversement proportionnelle à la température de service.

Par conséquent, la quantité d'eau restant dans le gaz à déshydrater varie lorsque la température de service varie. Pour connaître l'effet de cette dernière sur la quantité d'eau résiduelle dans le gaz, nous utilisons le graphique suivant qui représente l'évolution de la quantité d'eau résiduelle dans le gaz alimentant les sécheurs en fonction de la température de service. (Figure IV.4)

Interprétation de graphe

On remarque que, lorsque la température est descendue, on note une diminution de la quantité d'eau dans le gaz.

En d'autres termes, nous pouvons dire que les déshydrateurs peut travailler sans difficulté après nous avons réduit la température qui, à son tour de réduire la teneur en eau dans le gaz.

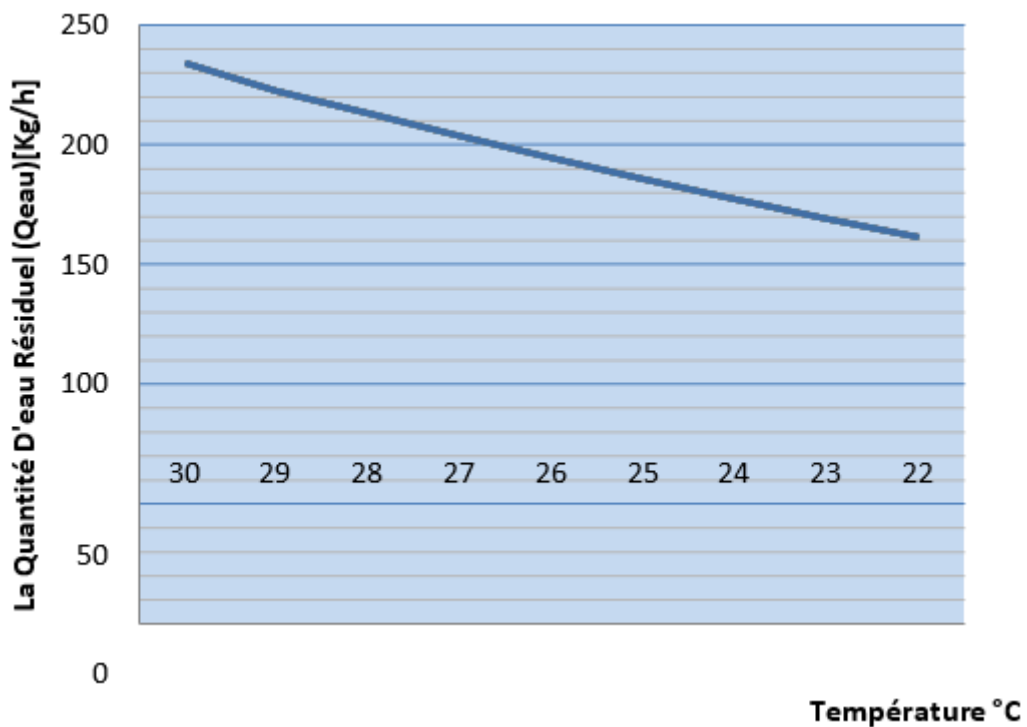


Figure (IV-4) : évolution de la quantité d'eau résiduel dans le gaz en fonction de temps.

b) Pour les pipes

La quantité de liquide formée est directement proportionnelle à la température de service ; Inversement proportionnelle à la température ambiante.

❖ Conclusion

En conclusion, nous pouvons dire que l'abaissement de la température de la sortie d'échangeur E-02 conduit à une :

- Récupération maximale des condensats dans le ballon V-01;
- Récupération maximale d'eau dans l'appendice du ballon ;
- Minimisation de la formation des liquides au long de la pipe ;
- Minimisation de l'entraînement d'eau avec le gaz.

❖ Recommandation

Pour diminuer la quantité de liquide à l'entrée des sécheurs ; ainsi que la quantité d'eau résiduel dans le gaz à déshydrater, il faut diminuer la température de 28°C jusqu'à 22°C ; Nous pourrions ainsi éviter au maximum le problème de l'entraînement en comparaison avec les autres trains ; mais sans atteindre la température de 18°C où il y aura formation d'hydrates.

Etude technico économique**Le bénéfice de diminution de la température de service de 28 à 22°C**

Nous menons cette étude économique afin de montrer l'importance de réduire la température de sortie de l'échangeur E-02 Qui conduisent principalement à :

- Le bon fonctionnement des déshydrateurs.
- La possibilité de prolonger la durée de vie de tamis moléculaire.

D'après les résultats de la simulation qui faite précédemment, nous avons remarqué qu'il ya des avantages dans la réduction de la température de service, tels que la diminution de la quantité d'eau résiduel dans le gaz de sortie séparateur, (voir figure IV.2) ainsi que la réduction du problème d'entraînement des liquides vers les déshydrateurs .

Nous savons à l'avance que la quantité d'eau dans le gaz en proportion directe avec la quantité de tamis moléculaire utilisée. Cela est évident dans la propriété de l'une des propriétés de tamis moléculaire, connu sous le nom de la capacité d'adsorption.

Le prix de tamis récupéré

La quantité de tamis utilisé a la température de :

28°C est —————> 32069 Kg

22°C est —————> 23630 Kg

La quantité de tamis qui on peut récupérer quand on travail a une température de 22°C au lieu de 28°C est la déférence des deux quantités a chaque température

$$M_T = 32069 - 23630 = 8439 \text{ Kg}$$

$$1\text{Kg de tamis} = 2.87\text{€ donc } P_t = 8439 * 2.87 = 24219.93\text{€}$$

On prend 1€ = 154,32 DA

$$P_t = 24219.93 * 154,32 = 3737619,6 \text{ DA}$$

On a trois sécheurs donc la valeur vaut : $3737619,6 * 3 = 11212858,8$
DA

Prix total du chargement d'un sécheur est

$$P_s = 18312010 \text{ DA}$$

On a trois sécheurs donc le prix total vaut :

$$P_s = 18312010 * 3 = 54936030 \text{ DA}$$

Calcul de la rentabilité journalière du train 70

La production totale journalière du train 70 en matière des produits fini destinés à la commercialisation est de :

- ✓ 2500000 Sm³ de gaz commercial.
- ✓ 300 tonnes de GPL.
- ✓ 350 tonnes de condensât.

Les prix des produits finis sont :

- **Le prix de gaz**

Dans 2500000 Sm³ de gaz on a 94750 MMBTU

1MMBTU de gaz = 17 \$ donc le prix vaut $P_g = 94750 * 17 = 1\,610\,750$ \$

- **Le prix de GPL**

1 tonne de GPL = 300 \$ donc $P_G = 300 * 500 = 150\,000$ \$

- **Le prix de condensat**

1tonne condensât=745\$ donc $P_C = 350 * 745 = 260\,750$ \$

Le prix total des produits finis journaliers $P_T = P_G + P_g + P_C = 2\,021\,500$ \$

Lors du changement des tamis usés le train subit un arrêt qui peut atteindre 10 jours

Donc :

$$P_T = 2\,021\,500 * 10 = 20\,021\,500 \text{ \$}$$

On admet que 1\$=154,32DA :

$$P_T = 20\,021\,500 * 154,32 = 3\,089\,717\,880 \text{ DA}$$

Les dépenses totales du changement de tamis = le coût de chargement des sécheurs +le coût des produits fini perdu lors de l'arrêt du train.

$$D_T = P_S + P_T = 54936030 + 3\,089\,717\,880 = 3\,144\,653\,910 \text{ DA}$$

D'après les résultats ci-dessus, on remarque que l'usine enregistre un déficit ce qui montre l'importance de l'abaissement de la température de service de 28 jusqu'à 22°C.

Le changement de tamis moléculaire chaque 5 ans ou lieu de 2ans, permet de gagner un moyen de 1.5 :

1) De cout de la quantité de tamis récupérer qui égal :

$$1.5 * 11212858,8 = 16\,819\,288,2 \text{ DA}$$

2) Des dépenses totales du changement de tamis ce qui vaut :

$$1.5 * 3\,144\,653\,910 = 4\,716\,980\,865 \text{ DA}$$

Donc la totalité à gagner pendant 5ans après l'abaissement de la température de service est : 4 733 800 153,2 DA

Conclusion générale

Conclusion

La dégradation prématurée des tamis moléculaires utilisés pour la déshydratation du gaz naturel, est un problème souvent constaté au niveau des tamis Situés à l'intérieur des sécheurs du train 70.

Cette dégradation se caractérisait par l'effritement et le colmatage du tamis autour de la paroi du sécheur. Ce qui conduit à une augmentation excessive de la perte de charge à travers le lit et à une élévation de la teneur en eau dans le gaz séché.

Pour trouver une solution à ce problème, nous avons suivi les étapes suivantes :

1. Vérification du cas de design des déshydrateurs

D'après cette vérification, on remarque que les écarts entre les résultats calculés et ceux du design son très faibles. Ce qui signifie que les déshydrateurs peuvent assurer leurs fonctions dans les conditions design sans qu'il y ait de risques.

2. Calcule des sécheurs dans le cas actuel

Le calcule d'un déshydrateur on tenant compte, les analyses approchés du gaz et les paramètres de marche actuels ceci nous ramène à obtenir les résultats représentés dans le tableau (IV-9). Dans ces conditions les déshydrateurs assurent la déshydratation du gaz, mais ils sont mal exploités.

a) Simulation de la partie située avant les déshydrateurs

✚ D'après la simulation faite dans la partie de pré refroidissement et séparation on constate que l'effet de l'abaissement de la température de sortie de refroidisseur E-02 vers séparateur nous donne les résultats suivants :

- a) L'augmentation de la quantité de l'eau libre et les hydrocarbures liquides récupérée au niveau de séparateur ;
- b) Diminution de la quantité d'eau résiduel dans le gaz brut qui alimente les sécheurs ce qui ramène un soulagement et augmentation de la durée de vie des tamis ;
- c) Un gain d'une quantité du tamis utiliser au niveau des sécheurs.

✚ D'après la simulation faite dans la partie de séparateur vers sécheurs (le pipe) on constate qu'il y aura un effet considérable de la température ambiante sur l'état de gaz alimentant les sécheurs (l'état bi phasique) se qui entrainera une condensation de l'eau

et les hydrocarbures lorsque la température ambiante chute en dessous de la température du gaz brut.

Après toutes les vérifications entreprise, nous avons déduit donc se qui suit :

Si on arrive à diminuer la température de gaz brut jusqu'à 22°C ; on pourrait donc éviter au maximum le problème de l'entraînement des liquides en comparaison avec les autres trains.

b) Étude économique

Pour illustrer l'importance des résultats et solutions acquises, nous avons mené une étude économique qui a montré la valeur des bénéfices que nous leur avons acquis au moment où nous appliquons les solutions que nous avons proposé précédemment.

Recommandations

Afin de compléter la présente étude, et pour une meilleure exploitation des tamis moléculaires, on propose les recommandations suivantes :

- Re-conception d'échangeur E-02 afin d'atteindre la température de 22°C.
- Faire un traçage électrique de la ligne qui va du V01 jusqu'aux sécheurs, pour éviter le problème de formation des liquides,
- Couvrir la pipe par un calorifugeage (isolation thermique) pour diminuer l'échange thermique entre le gaz brut et l'air ambiant.
- Augmenter la quantité de la couche supérieure d'alumine, activée et utilisée à l'intérieur des déshydrateurs.

Bibliographie

Bibliographie

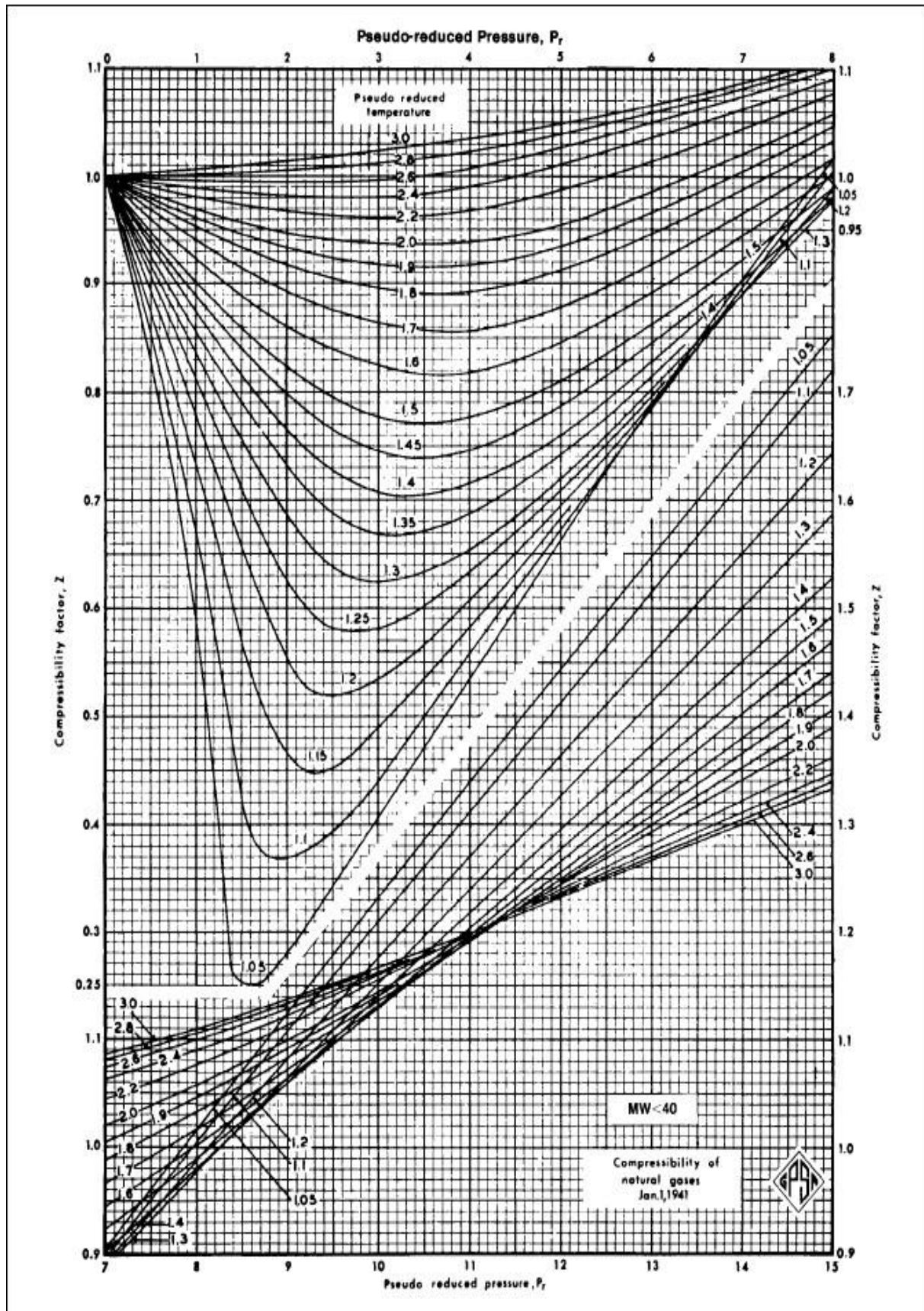
- [1] P.Wuithier ; Raffinage et génie chimique ; Tome I , Edition technip ; Paris ; 2^{ème} édition 1972.**
- [2] Emilian Koller ; Aide Mémoire de L'ingénieur Génie Chimique Dunod ; Paris ; 2001**
- [3] Arthur kahl /Richard ;Gaz purification ; Edition Gulf publishing company ; 5^{ème} édition.**
- [4] A.Rojey ; le gaz naturel, production- traitement – transport ; Edition technip ; Paris ; 1994**
- [5] H. K. Abdel-Aal , M.A. Fahim et Mohamed Aggour ; Petroleum and Gas Field Processing ; Edition Marcel Dekker, Inc ;New York ; 2003.**
- [6] BENICHOU Meriem rapport de stage compression phase A.**
- [7] Manuel opératoire de l'unité de traitement du gaz et récupération des condensats PHASE A**
- [8] Cours IAP chapitre II Déshydratation de gaz naturel**
- [9] M. Belhadi ; Mémoire : Optimisation des paramètres opératoire de la section de déshydratation de gaz - Unité Hamra - ; IAP ; 2004**
- [10] A. Nacer ; dimensionnement des colonnes d'adsorption ; IAP ; 2002**
- [11] Engineering DATA BOOK 11th Edition (Electronic) . SI Volumes I et II**
BENICHOU Meriem rapport de stage compression phase A.
- [12] BOUCHENE AISSA simulation et optimisation des paramètres de fonctionnement de la section de stabilisation du condensat.**
- [13] Snamprogetti , manuelle opératoire -phase A-, 1987.**

Annexe

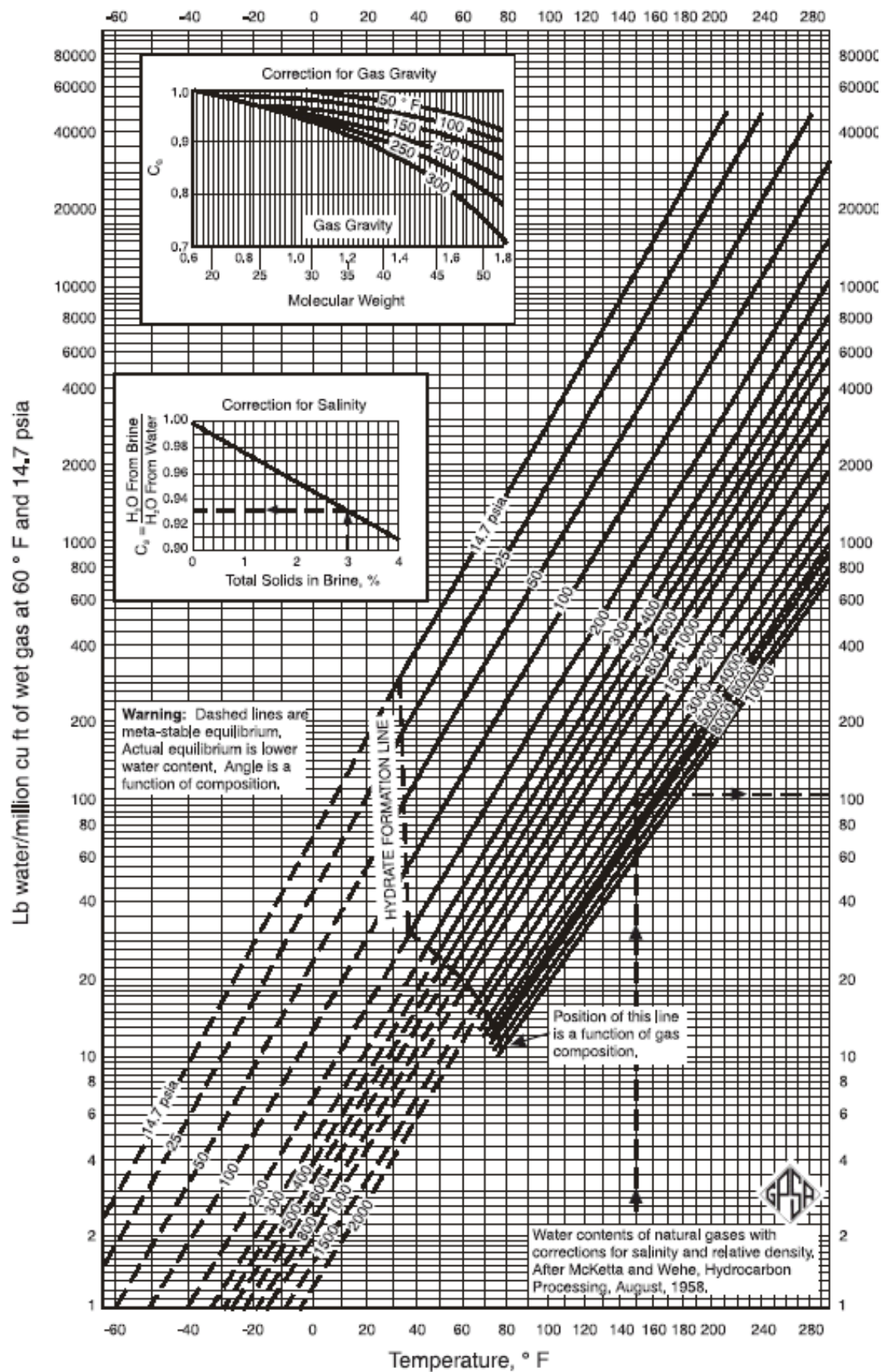
Annexe 1 : caractéristique spécifiques des tamis moléculaire[1]

Type de base	Nature de cation	Taille des particules	Masse volumique globale (ρ_s) (Granulé de 1.6 mm)	Chaleur spécifique a 40°C	Volume de cavités (cm ³ /g)	Surface interne (cristaux)	Surface externe	Diamètre effectif des pores (Å°)
3A	Potassium	Poudre cristallin 0.5 à 5µ Granulé cylindrique : 1.6 et 3.2 mm	0.75	0.19	0.28	700 à 800 m ² /g	3 à 10 m ² /g	3
4A	Sodium		0.7	0.19	0.28			4.2
5A	Calcium		0.7	0.19	0.28			5
10X	Calcium		0.6	0.19	0.35			8
13X	Sodium		0.6	0.19	0.35			10

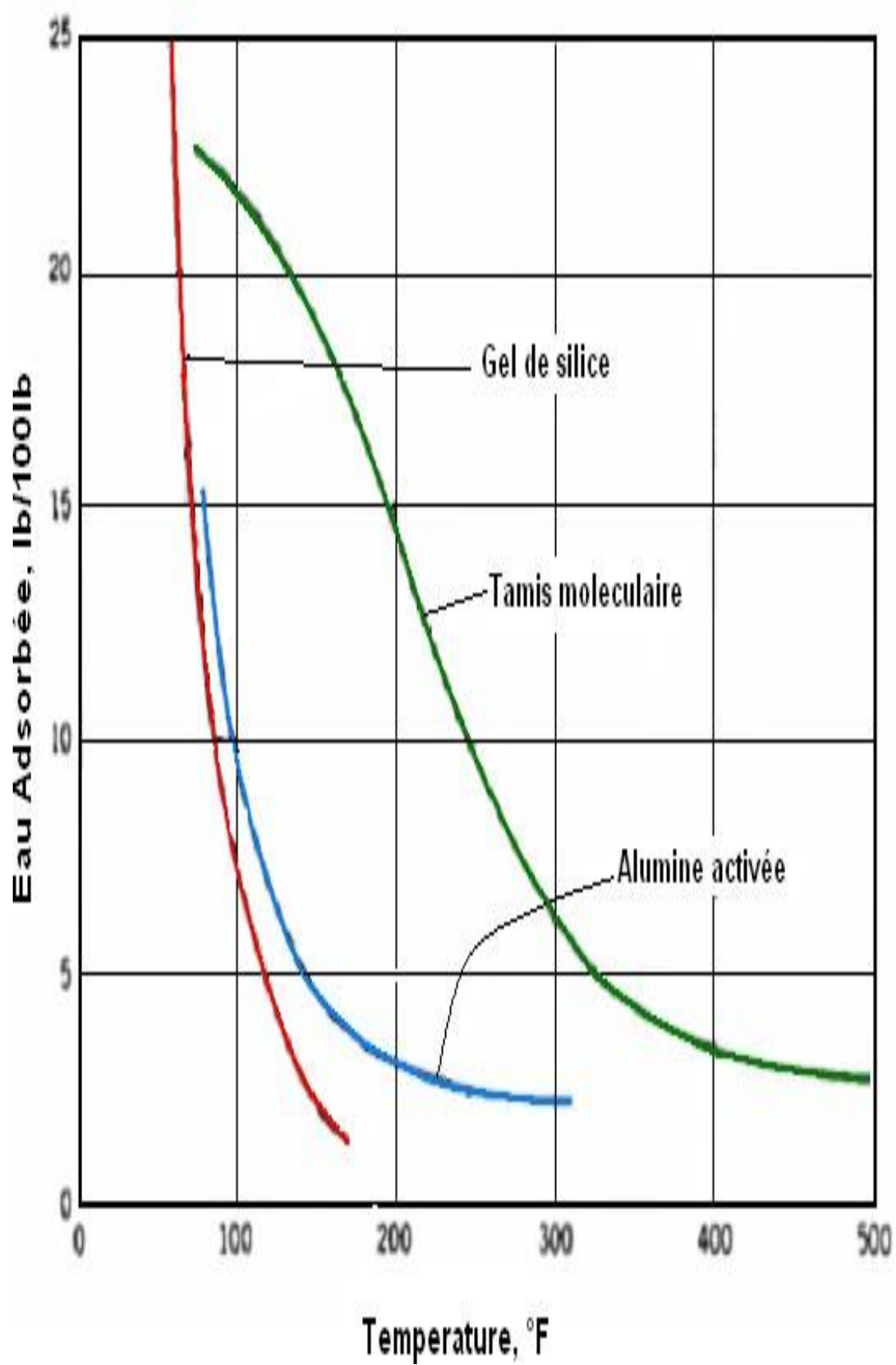
Annexe 2 :Facteur de compressibilité pour le gaz. [6]



Annexe 3 :Teneur en eau dans le gaz naturel. [6]



Annexe 4 :Capacité d'adsorption des différents adsorbants. [8]



Annexe 6 : Application numérique pour la vérification de design.

1- Calcul des températures et pression critiques et réduites du

mélange : T_{cm} : température critique du mélange = $\sum y_i T_{ci} = 210,9869$

k

P_{cm} : pression critique du mélange = $\sum y_i P_{ci} = 673,5088$ Psia

$$T_{rm} = \frac{T}{T_{cm}} = \frac{313,15}{210,9869} = 1,4858$$

$$P_{rm} = \frac{P}{P_{cm}} = \frac{1116}{673,5088} = 1,6570$$

Utilisant l'abaque universel (Annexe 2)

A ($T_{rm} = 1,4858$ et $P_{rm} = 1,6570$), on trouve $Z = 0,84$

2. Calcul de la densité relative du gaz :

$$d_g = \frac{M_w}{M_{air}} = \frac{19,35}{29} = 0,6672$$

$$d_g = 0,6672$$

3. Calcul de la masse volumique du gaz :

$$\rho_g = \frac{P M_w}{Z R T} = \frac{1116 * 19,35}{0,84 * 10,73 * 563,67} = 4,24 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_g = 4,24 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} = 67,42 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Avec : $R = 10,73 \text{ Psia ft}^3/\text{Lb}^\circ\text{R} = 0,082 \text{ l. atm /mole. K}^\circ$

4. Calcul du diamètre minimal de la colonne :

4.1- Calcul de la vitesse massique admise :

La vitesse massique admise est donnée par l'équation empirique de LEBOUX

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

ρ_B : masse volumique du tamis tassé (lb/ft^3) ;

D_p : diamètre moyen des particules = **3.17mm = 0.0104ft**

$$G = 3600 [1,06 * 4,250 * 41,49 * 0,0104]^{0,5} = 5019,72 \text{ lb gaz/h. ft}^2$$

$$G = 5018,72 \text{ lb gaz/h.ft}^2 = 24508,20 \text{ kg gaz/h.m}^2$$

Annexe 6 : Application numérique pour la vérification de design.

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

4.2- Calcul de la vitesse superficielle admise :

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

$$V_g = \frac{5019,72 * 0,84 * 563,67}{162 * 1116 * 0,6672} = 19,70 \text{ ft/min}$$

$$V_g = 19,70 \text{ ft/min} = 6,00 \text{ m/min}$$

Le diamètre minimal de la colonne est:

$$D = \sqrt{C \frac{Q * Z * T}{P * V_g}}$$

C : constante C= 25,05

Q : débit volumique du gaz (MMScF /Day)

$$D = \sqrt{25,05 \frac{391,63 * 0,84 * 563,67}{1116 * 19,70}} = 10,27 \text{ ft}$$

$$D = 10,27 \text{ ft} = 3,13 \text{ m}$$

4. Calcul de l'épaisseur du déshydrateur :

$$t = \frac{P * D/2}{SE - P * 0,6}$$

t : épaisseur du sécheur;

P: pression (psi) ;

S : contrainte maximale ou taux de travail du métal = 17500 psia (fiche mécanique du déshydrateur)

E : coefficient d'assemblage pour le soudage des tôles d'acier = 100% (fiche mécanique)

$$t = \frac{1116 * 10,27/2}{17500 * 1 - 1116 * 0,6} = 0,34 \text{ ft}$$

$$t = 0,34 \text{ ft} = 103,63 \text{ mm}$$

Surépaisseur de corrosion de 3mm, donc :

$$t = 106,63\text{mm}$$

5. Calcul de la hauteur minimale de la colonne :

6.1- Calcul du flux d'adsorption d'eau :

Utilisant l'abaque universel (Annexe 3) , on tire la teneur en eau dans le gaz naturel Y_w

Y_w : teneur en eau dans le gaz d'alimentation [lb H₂O/MMScFde gaz]

$$Y_w = 65\text{lb H}_2\text{O/MMScF de gaz}$$

$$q = \frac{Q * Y_w * 4}{D^2 * \pi * 24}$$

$$q = \frac{\frac{391,63}{2} * 65 * 4}{10,27^2 * 3,14 * 24} = 6,40 \text{ lbH}_2\text{O/h. ft}^2$$

$$q = 6,39 \text{ lbH}_2\text{O/h. ft}^2 = 31,20 \text{ kgH}_2\text{O/h. m}^2$$

6.2- Calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse « ZMT» :

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

- **A**: constante pour Tamis moléculaires, A=225
- **Rs**=100%.(Le cas le plus défavorable ; c'est-à-dire que le gaz est saturé en eau).

$$h_z = 225 \left[\frac{6,40^{0,7895}}{19,70^{0,5506} * 100^{0,2646}} \right] = 55.75 \text{in}$$

$$h_z = 55,75\text{in} = 1,41\text{m}$$

6.3- Calcul de la capacité d'adsorption :

On prend le cas extrême, c'est-à-dire que le gaz est saturé à 40°C (104°F)

De l'annexe on tire la valeur de X_{s0}

$$X_{s0} = 22 \text{ lb H}_2\text{O}/100\text{lb de tamis}$$

Xs0 : la capacité d'adsorption de l'adsorbant neuf sans tenir compte de la quantité résiduelle après la régénération

La température de régénération est fixée à 288°C (550,4°F)

Donc $X_1 = 3 \text{ lb H}_2\text{O}/100 \text{ lb de tamis}$ (Annexe 4)

$$X_s^{\text{neuf}} = X_{s0} - X_1 = 22 - 3 = 19\%$$

Le design prévoit une durée de 3ans de service donc une chute d'efficacité du tamis de 70%

Donc :

$$X_s = X_s^{\text{neuf}} * 0,7 = 13,3\%$$

La température de service dépasse 60°F donc on fait une correction sur la capacité d'adsorption (Annexe 5)

$$X_s = 13,3 * 0,93 = 12,37\%$$

X_s : la capacité d'adsorption de tamis à la saturation totale de lit

L'UOP prévoit une capacité d'adsorption à 928 cycles $X=9,2\%$ ($X_s=12,37\%$) pour cela on va prendre le cas le plus défavorable.

La hauteur minimale du sécheur est

$$ht = \frac{\theta_B * q}{0,01 * \rho_B * X}$$

$$ht = \frac{12 * 6,40}{0,01 * 41,49 * 9,2}$$

$$ht = 20.10 \text{ ft} = 6.12 \text{ m}$$

Calcul de la masse du lit :

$$M = \frac{\pi D^2}{4} h_t \rho_B$$

$$M = \frac{3,14 * 10,27^2}{4} 20.10 * 41,49$$

$$M = 69173.77 \text{ lb} = 31376.70 \text{ kg}$$

6. Calcul de la perte 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

la perte de charge est donnée par l'équation :

$$\frac{\Delta P}{L} = B V + C \rho V^2$$

on a :

$$B=0,0722 ;$$

$$C=0,000124 ;$$

$$\text{ : viscosité du gaz, } = 0,0144 \text{ Cp} = 0,0348 \text{ lb/ft.hr}$$

Donc :

$$\Delta P = 20.10[0,0722 * (0,0144 * 19,70) + 0,000124 * 4,25 * 19,70^2]$$

$$\Delta P = 4.52 \text{ Psi} = 0.31 \text{ bar}$$

7. Calcul du débit de gaz de régénération :

$$M_{GR} = \frac{Q_{ch}}{\theta_{ch}(T_F + T_{moy})Cp_{GR}}$$

M_{GR} : débit de gaz de régénération en phase de chauffage (lb/h)

Cp_{GR} : chaleur spécifique du gaz de régénération (Btu/Lb°F)

θ_{ch} : temps de régénération (h)

8.1- Quantité de chaleur nécessaire pour chauffer la lit du tamis moléculaire :

$$Q_1 = M Cp (T_f - T_i)$$

$$Q_1 = 71430 * 0,23(550,4 - 104) = 7333860,91 \text{ Btu}$$

$$Q_1 = 7333860,96 \text{ Btu} = 7743603.72 \text{ kJ}$$

8.2- Quantité de chaleur adsorbée par les billes de céramique :

$$Q_2 = M_c * C_{pc}(T_f - T_i)$$

- Masse de billes céramique 1" : 2848.37lb
- Masse de billes céramique 1/2 " : 1439.61lb
- Masse de billes céramique 1/4 " : 1439.61lb
- Masse totale de billes céramique : $M_c = 5727,60 \text{ lb}$

$$Q_2 = 5727,60 * 0,25(550,4 - 104) = 639199,04 \text{ Btu}$$

$$Q_2 = 639200,19 \text{ Btu} = 674390.68 \text{ kJ}$$

8.3- Quantité de chaleur pour le chauffage le déshydrateur vide :

$$Q_3 = M_{dv} * C_{p_{dv}}(T_f - T_i)$$

M_{dv} : masse du déshydrateur vide , M_{dv} = 136461kg = 300845,00Lb

C_{p_{dv}} : chaleur spécifique du métal , C_{p_{dv}} = 0,12 Btu/Lb°F

$$Q_3 = 300845,00 * 0,12(550,4 - 104) = 16115343,55\text{Btu}$$

$$Q_3 = 16115664,96\text{Btu} = 17002926,63\text{kJ}$$

8.4- Calcul de la quantité de chaleur nécessaire pour chauffer et désorber l'eau :

$$Q_4 = M_e * C_{pe}(T_f - T_i) + (M_e * H_e)$$

M_e :quantité d'eau adsorbée par cycle

C_{pe} : chaleur spécifique de l'eau, C_{pe} = 1 Btu/Lb°F

H_e : chaleur latente de désorption de l'eau, H_e = 1800 Btu/Lb°F

✓ Calcul de la quantité d'eau adsorbé par cycle :

$$M_e = \frac{(Y_w * Q_{gaz} * \theta_B)}{24} = \frac{\frac{65}{10^6} * \frac{391,63 * 10^6}{2} * 12}{24} = 6363,98 \text{ lb}$$

$$M_e = 6363,98 \text{ lb/sécheur} = 2886,65 \text{ Kg/sécheur}$$

$$Q_4 = 6363,98 * (550,4 - 104) + 6363,98 * 1800 = 14296058,17 \text{ Btu}$$

$$Q_4 = 14296061,52 \text{ Btu} = 15083143,38\text{kJ}$$

8.5- Quantité de chaleur nécessaire pour chauffer et désorber les hydrocarbures :

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

$$M_h = 0,1M_e = 6363,98 * 0,1 = 636,398 \text{ lb}$$

$$Q_5 = M_h C_{ph}(T_2 - T_1) + (M_h * H_h)$$

M_h : quantité d'hydrocarbure adsorbé par cycle ;

C_{ph} : chaleur spécifique du gaz ; C_{ph} = 0,65 Btu/Lb°F

H_h : chaleur latente de désorption des hydrocarbures H_h = 342 Btu/Lb°F

$$Q_5 = 636,398 * 0,65(550,4 - 104) + (636,398 * 342) = 402305,36\text{Btu}$$

$$Q_5 = 402305,83\text{Btu} = 424455,12\text{kJ}$$

8.6- Quantité de chaleur totale à fournir pour le chauffage :

$$Q_{ch} = (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5) * 1,1$$

les pertes sont supposées être égale à 10% de la quantité de chaleur globale

$$Q_{ch} = (7333860,96 + 639200,19 + 16115664,96 + 14296061,52 + 402305,83)$$

$$* 1,1 = 42665802,78 \text{Btu}$$

$$Q_{ch} = 42665802,78 \text{Btu} = 4501481,02 \text{kJ}$$

$$T_{moy} = \frac{T_{fs} + T_{is}}{2} = \frac{260 + 40}{2} = 150^{\circ}\text{C} = 302^{\circ}\text{F}$$

$$M_{GR} = \frac{Q_{ch}}{\theta_{ch}(T_F - T_{moy})C_{pGR}} = \frac{42665802,78}{4(550,4 - 302)0,65} = 66062,49 \text{ lb/h}$$

$$M_{G_R} = 66062,49 \text{ lb/h} = 29965,44 \text{ kg/h}$$

