



Department of Process Engineering

قسم هندسة الطرائق

Ref :...../U.M/F.S.T/2024

رقم / ج.م.ك.ع.ت//2024

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Industries Pétrochimiques

Option : Génie Pétrochimique

THÈME

Contribution à l'étude de l'augmentation de la perte de charge
au niveau du sécheur du complexe GL1/Z

Présenté par

1- Miloud Mendes

Soutenu le 17/09/ 2024

devant le jury composé de :

Président :	Terkhi M ^{ed} Cherif	Grade MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	Khedim M ^{ed} Amine	Grade MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Guermoud Nor Eddine	Grade MCA	Université de Mostaganem

Dédicaces

Je dédie ce mémoire à mes chers parents Mendes Mohamed et Bensedjar Senia qui ont été toujours à mes côtés et m'ont toujours soutenu tout au long de ces longues années d'études en signe de reconnaissance, l'expression de ma profonde gratitude pour tout ce qu'ils ont consenti d'efforts et de moyens pour me voir réussir dans mes études.

A toute ma famille.

A mon Encadreur : Guermoud Nor eddine.

Et à tous mes amis et surtout, Hamza, Othmane.

Remerciements

Je remercie tout d'abord Dieu, le tout puissant, qui m'a donné la force d'accomplir ce travail.

Je tiens également à exprimer ma gratitude envers ma famille, qui m'a soutenu tout au long de mon parcours universitaire.

Je remercie chaleureusement mon encadrant, Mr Guermoud Noredine , pour m'avoir guidé, soutenu, et orienté tout au long de ma recherche.

Je lui suis reconnaissant pour la confiance qu'il m'a accordée, sa rigueur, sa patience, et ses précieux conseils. Son partage d'expérience, sa disponibilité, ainsi que son regard critique et constructif ont grandement contribué à l'amélioration de ce travail. Je remercie également Dr Terkhi Mohamad Cherif et Monsieur Khedim Mohamed Amine d'avoir accepté de présider et d'examiner ce travail.

Merci pour l'estime et l'affection que vous m'avez témoignée. Que Dieu vous guide.

Enfin, je tiens à remercier toutes les personnes qui ont contribué à cette recherche.

Principaux symboles et notation

symbole	unité	Définition
f_t	-	coefficient de frottement
Ct	(ft) (h ²) / (in ²)	coefficient de chute de pression
A ₀	m ²	Section du sécheur
G	lb / (h) (ft ²)	vitesse de masse superficielle
ΔP	psi	chute de pression
dp	m	Diamètre des particules
D	m	Diamètre de séparateur
H	m	Hauteur de dégagement des vapeurs
K	m/s	Constante dépend du degré de turbulence du milieu
L	m	Hauteur du totale du lit de tamis moléculaire
m	Kg	Masse du gaz naturel
M _{m air}	Kg/kmol	Masse moléculaire de l'air
M _{m GN}	Kg/kmol	Masse moléculaire du gaz naturel
M _{m H₂O}	Kg/kmol	Masse moléculaire d'eau
n	mole	Nombre de moles
P	bar	Pression du gaz naturel
P _{cm}	bar	Pression critique du mélange
P _{PR}	-	Pression pseudo- réduite
R	bar-cm ³ /Kmol.k	Constante des gaz parfait
T	°C	Températures du gaz naturel
T _{CI}	°C	Températures critique du constant I
T _{CM}	°C	Températures critique du mélange
T _{PR}	-	Températures pseudo- réduite
u ₀	m/s	Vitesse d'écoulement sur surface vide
U _a	m/s	Vitesse des vapeurs admissible
U _v	m/s	Vitesse des vapeurs ascendantes
V _d	m ³	Espace de dégagement
X _{CI}	-	Fraction molaire critique du constituant
Y _{H₂O}	-	Teneur d'eau dans le gaz naturel
Z	-	Coefficient de compressibilité du gaz naturel
ζ	-	Porosité du lit de tamis moléculaire
θ	-	Facteur correctif
ρ_{GN}	Kg/m ³	Masse volumique du GN considéré comme parfait
ρ_L	Kg/m ³	Masse volumique du liquide H ₂ O
μ	lb / (h) (ft)	viscosité du fluide
Re	-	nombre de Reynolds

SOMMAIRE

Introduction générale	1
Problématique.....	2

CHAPITRE I: DESCRIPTION DU PROCECE DE LIQUEFACTION DU GAZ NATUREL

I.1. INTRODUCTION.....	4
1.2. Présentation du complexe GL1/Z.....	5
1.3. Organisation du complexe	6
1.4. Description du procédé de liquéfaction du Gaz naturel	7
1.4.1. La composition de Gaz Naturel.....	8
1.4.2. Zones de procédé.....	9
1.4.2.1. Zone utilités	9
a. Production de vapeur	9
b. Production d'électricité	10
c. Circuit eau de mer.....	10
d. Production d'eau dessalée.....	10
e. Electro-Chloration	10
f. Production d'azote	11
g. Production d'air comprimé	11
h. Réseau de gaz combustible.....	11
1.4.2.2. Zone process	11
1.4.2.2.1 Section traitement	11
a. Décarbonatation	11
b. Déshydratation.....	12
c. Démercurisation.....	13
1.4.2.2.2. Section séparation.....	13
1.4.2.2.3. Section fractionnement	13

a. Section Déméthanisation	13
b. Section Dééthanisation	14
c. Section Dépropanisation.....	14
d. Section Débutanisation	15
1.4.2.2.4 Section liquéfaction	15
a. Cycle de réfrigération	15
b. Boucle propane.....	15
c. Boucle MCR.....	16
1.4.3. Zone de stockage et chargement.....	16
a. Stockage de la gazoline.....	17
b. Chargement.....	17
1.5. principe de process	18

CHAPITRE II: PROCEDE DE SECHAGE

II.1. Introduction.....	20
II. 2. Procédé de séchage	20
II 2.1.Séchage par absorption	20
II.2.2. Inhibition par injection d'inhibiteurs d'hydrates.....	20
a. injection de glycol.....	20
b. injection de méthanol.....	20
II.2.3. Adsorption sur desséchants solides activés.....	21
a. Gel de silice	21
b. Alumine activée.....	21
c. Gel d'alumine.....	22
d. Tamis moléculaires	22
II.2.4. Agencement en lits composés.....	22
II.3. Le choix du GL1/Z.....	23
II.4. Contamination du desséchant.....	23
II.4.1. Amines	24
II.4.2. Composés sulfurés et oxygénés	24

II.4.3. Roll-Up du CO ₂ [pic de CO ₂]	25
--	----

CHAPITRE III: PROCEDE D'ADSORPTION

III. Procédé d'adsorption.....	27
III.1.Introduction.....	27
III.2.Définition.....	27
III.3.Utilisation industriel de l'adsorption	28
III.3.1. Séparations gazeuses	27
III.3.2. Séparations liquide.....	27
III.4. Principaux adsorbants industriels	27
III.5. Equilibre d'adsorption.....	30
III.5.1. Adsorption physique.....	30
III.5.2. Adsorption chimique	31
III.5.3. Adsorption en lit fixe.....	31
III.6. La zone de transfert de masse.....	31

CHAPITRE IV: PROCEDE DE DESHYDRATATION DU GAZ NATUREL

IV. Procédé de déshydratation.....	34
IV.1. Equipements utilisés dans la déshydratation	34
IV.2. Description du procédé de déshydratation.....	36
IV.2.1. La séparation	36
IV.2.2. Adsorption.....	37
IV.2.3. La régénération.....	37
IV.3. tamis moléculaire.....	41
IV.3.1. Définition des tamis moléculaire.....	41
IV.3.2. Historique	41
IV.3.3. Le rôle des tamis moléculaires	42
IV.3.4. Différents types des tamis moléculaires.....	44
IV.3.5. Le rôle de chaque type de tamis moléculaire	47
IV.3.6. Tamis moléculaire 4A° DG-TRISIV (GL1/Z).....	48
IV.3.7. Capacité d'adsorption des tamis moléculaires	48

IV.3.8. Performance de l'adsorbant 4A° DG-TRISIV	49
--	----

CHAPITRE V: DETERMINATION DE LA PERTE DE PRESSION DANS LES TAMIS MOLECULAIRE

V.1. Méthodologie de calcul et résultats	51
V.2. Détermination des propriétés du gaz naturel	53
V.2.1 Calcul de la masse molaire du GN.....	54
V.2.2 Calcul de la densité relative du GN	55
V.2.3 Calcul de la masse volumique du gaz.....	56
V.3 la vitesse de la masse superficielle.....	58
V.3.1 Calcul de la vitesse d'écoulement	58
V.4 Calcul du coefficient de frottement.....	59
V.4.1 Calcul de la viscosité du gaz naturel.....	59
V.5 Détermination du coefficient de la chute de pression.....	59
V.6 Calcul de la perte de pression	60
V.7 Interprétation des résultats	61
V.8 Les causes de l'augmentation de la perte de charge.....	62

Chapitre VI: DIMENSIONNEMENT DU BALLON SEPARATEUR DES SECHEURS G-787:

VI.1. Introduction	64
VI.2. Calcul du diamètre D du ballon séparateur.....	64
VI.3. Application numérique	66
VI.4. Interprétation	71
VI.5. Recommandations	71

INTRODUCTION

Le gaz naturel est un combustible idéal à haut pouvoir calorifique et une grande pureté. En outre, c'est une matière de choix pour la pétrochimie qui l'utilise pour ces fabrications d'ammoniac, d'engrais, de méthanol ... etc.

La composition du gaz naturel diffère d'un gisement à un autre. Le gaz naturel contient des impuretés qu'il faut éliminer avant sa liquéfaction, tels que le dioxyde de carbone, les sulfures d'hydrogène... etc.

Afin d'éviter le colmatage du système par la solidification du H_2O dans les sections froides du procédé de liquéfaction, une section de déshydratation est conçue pour éliminer H_2O par adsorption sur lits fixe (tamis moléculaire).

L'entraînement de la solution d'amine par le gaz quittant la tête de l'absorbeur ainsi qu'une grande quantité d'eau venant du séparateur cause la contamination des tamis moléculaires de la section de déshydratation.

A cet effet, notre étude porte sur l'augmentation de la perte de charge dans les sécheurs.

PROBLEMATIQUE

Après avoir éliminé le CO₂ dans l'étape de décarbonatation, le gaz naturel passe à la déshydratation dans le but de retirer toute trace d'eau susceptible de se solidifier dans les équipements cryogéniques de la section de liquéfaction du gaz naturel.

Le problème qui se pose depuis quelque temps, au niveau du complexe GL1/Z, est la dégradation du tamis moléculaires du sécheur de l'étape de déshydratation qui provoque le colmatage.

Dans l'exploitation du gaz naturel, la dégradation du tamis moléculaire est indiquée par l'augmentation de pression différentielle AP du gaz naturel à travers le sécheur (l'augmentation de la perte de charge).

Si on prend comme exemple le train 500 on trouve par calcul la perte de charge égale à 0.35 bar et que la valeur d'indication réelle prise à partir du DSC est de 1.35 Bar. Alors que la valeur maximale donnée par le fabricant (UOP) du tamis est de l'ordre de 1Bar.

L'étude que nous avons menée montre que par un calcul théorique il n'est pas évident d'en déterminer la cause du problème de l'augmentation de la perte de charge. Mais en développant l'étude par différentes analyses sur l'exploitation du sécheur on peut faire ressortir les causes probables de cette dégradation.

Le travail qui nous a été confié, dans le cadre de notre projet de fin d'étude, est de faire le calcul de la perte de charge à travers le sécheur sous les conditions du travail et de tenter de faire ressortir les facteurs qui peuvent être à l'origine de ce problème et de dégager les recommandations nécessaires.

CHAPITRE I

DESCRIPTION DU PROCEDE DE LIQUEFACTION DU GAZ NATUREL

I.1 INTRODUCTION

Le gaz naturel est une énergie fossile ou primaire ne résultant pas de la transformation d'une autre énergie. Il se forme lui aussi à partir de la décomposition d'organismes au fond des océans et il est plus léger que le pétrole. Il est constitué essentiellement de méthane CH_4 et on peut trouver aussi des hydrocarbures plus lourds que le méthane (de C_1 à C_8), du dioxyde de soufre, du dioxyde de carbone CO_2 , de l'azote N_2 .

Les réserves en gaz naturel détenues par l'Algérie sont de loin les plus importantes du monde arabe. Ces derniers sont évalués à 3400.-109 Nm^3 , ce qui représente 3,5% des réserves du monde arabe.

Le gaz naturel non associé représente 85% des réserves de l'Algérie. Il est surtout produit à Hassi R'Mel, ce dernier gisement assure à lui seul les deux-tiers des réserves prouvées soit 2000-10 Nm^3 . D'autres agissements de moindre importance sont situés au sud-est de Hassi R'Mel, alors qu'une partie importante du gaz associé est produite dans le champ pétrolier de Hassi Messaoud.

Le gaz a été utilisé aux Etats-Unis dans l'industrie d'abord, puis pour des usages domestiques en se substituant peu au gaz manufacturé. Son développement a été ensuite très rapide grâce à l'abondance de ses réserves et à la répartition sensiblement plus équilibrée que celle des réserves pétrolières ainsi qu'à son excellente qualité pour le consommateur final.

La composition du gaz naturel dépend évidemment d'un gisement à l'autre, la plupart contiennent des impuretés indésirables tels que dioxyde de carbone, les sulfures d'hydrogène, mercure, humidité qu'il est indispensable d'éliminer au préalable lors du traitement pour augmenter le rendement des procédés et la qualité des produits finis. Parmi les procédés de traitement du Gaz Naturel avant sa liquéfaction, sont décarbonation, la déshydratation et la démercurisation.

Les procédés de décarbonation et déshydratation jouent un rôle très important pour l'élimination du CO_2 , et la vapeur d'eau car ces impuretés tendraient à se condenser et à se solidifier à des basses températures qui sont supérieures à celle de liquéfaction du GN-162°C ce qui provoquerait l'obstruction des tuyauteries et des équipements froids c'est pour cette raison qu'on doit éliminer ces composants. En ce qui concerne le procédé de démercurisation, il joue le rôle d'élimination de Mercure pour éviter la corrosion en présence d'eau des tubes de l'échangeur cryogénique.

I.2 Présentation du complexe GL1/Z

Le complexe industriel de GL1/Z est parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société SONATRACH en Algérie. Il a été conçu pour assurer le transport sous forme liquide du gaz naturel provenant de Hassi R'Mel, en vue de faciliter son transport et sa commercialisation dans les navires spéciaux (Méthaniers), vers l'étranger en réduisant son volume de 600 fois, par sa transformation physique, de l'état gazeux à l'état liquide.

Le complexe de liquéfaction GL1/Z est implanté entre GL2/Z à l'Est et GL4/Z à l'Ouest. Il est situé sur la côte ouest du littoral Algérien à 8 Km au Sud de la ville d'Arzew et à 2 Km au nord de la ville de Bethioua. Il couvre une superficie de 72 hectares dont 56 sont occupé par les installations.

Un gazoduc de 42 pouces de diamètre et une longueur de 500 Km doté de 5 stations de compression achemine le gaz de Hassi R'Mel au complexe GL1/Z. Le 16 juin 1973, le défunt Président Houari Boumediene a posé la première pierre pour la construction de l'usine.

En charge du projet, et pour le compte de SONATRACH, la société américaine BECHTEL, engage les travaux de réalisation le 20 février 1978. Cinq années après, le complexe entre en production et les premières livraisons de GNL sont effectuées à destination des Etats Unis. Le complexe GL1/Z est constitué de six trains de liquéfaction d'une capacité de production de 53230 m³ de GNL par jour avec trois bacs de stockage. Il produit généralement 17,5 millions de m³ de GNL par an sur la base de fonctionnement de 330 jours [1].

I.4 Description du procédé de liquéfaction du gaz naturel

Le gaz naturel arrive au complexe GL1Z à une pression de 46 bars et une température ambiante variant entre 25 et 30°C après avoir subi un prétraitement au niveau de Hassi R'Mel.

Le GNL est produit par six trains de liquéfaction identiques. Le procédé de liquéfaction du gaz naturel nécessite plusieurs étapes. Le GN passe successivement par les phases suivantes :

Traitement, pré-refroidissement, séparation puis liquéfaction.

Le gaz carbonique (CO_2), l'humidité (H_2O), le mercure (Hg) et les hydrocarbures lourds (C_4H_{10} et plus) sont les constituants à réduire afin de conformer le GNL produit aux spécifications exigées par nos clients.

Si les concentrations maximales admissibles sont dépassées, la production de GNL est immédiatement arrêtée. La crainte de la formation de bouchons dans les sections cryogéniques est une autre raison qui motive la réduction de ces composants.

L'absorption du CO_2 et l'adsorption de l'humidité sont les deux premières opérations de traitement du gaz naturel. Elles sont réalisées au niveau des sections N° 01 et 02 du train.

I.4.1 La composition de Gaz Naturel

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures saturés tels que le méthane en grande proportion, l'éthane, le propane, le butane, le pentane et des traces d'hexane. Son analyse révèle la présence d'hélium, d'azote, dioxyde de carbone, d'eau et des traces de mercure. Le tableau suivant donne la composition chimique du gaz naturel :

TABLEAU I.1 : La composition chimique du Gaz naturel [2]

Composants	Masse Molaire	% Molaire
N₂	28.01	5.80
He	4.00	0.19
CO₂	44.01	0.21
C₁	16.04	83.00
C₂	30.07	7.10
C₃	44.10	2.25
iC₄	58.12	0.40
nC₄	58.12	0.40
iC₅	72.15	0.12
nC₅	72.15	0.15
C₆₊	86.18	0.18
TOTAL		100.00

Teneur en eau : 38 ppm.

Le PCS du gaz naturel est de 5988 thermies/m³.

I.4.2 Zones de procédé

Le complexe GL1/Z est divisé en trois zones :

- 1-Zone utilités.
- 2-Zone process.
- 3-Zone stockage et chargement des GNL.

I.4.2.1 Zone utilités

Cette zone assure la fourniture de toutes les utilités en ce qui concerne la production de vapeur, eau de refroidissement, d'électricité, d'air comprimé, en eau distillée, d'azote en plus d'un réseau de gaz combustible.

Au niveau de cette zone on rencontre essentiellement :

- Les chaudières
- Les unités de dessalements.
- Les installations servant pour la production d'azote.

I.4.2.1.a Production de vapeur

La production de la vapeur joue un rôle important en tant que source d'énergie pour le fonctionnement de divers équipements à savoir :

- les turbos générateurs : production d'électricité
- les turbos compresseurs : compression de gaz KT
(110/120/121/130)
- les réchauffeurs : pour l'échange de chaleur
- les turbos pompes : pour le fonctionnement des pompes

Cette vapeur est produite par un ensemble de :

- 17 chaudières capables de produire 115 tonnes de vapeur/heure à 62 Bars et 442°C.
- 06 chaudières de 400 tonnes/heure chacune à 62 Bars et 442°C.
- 03 chaudières de 91 tonnes/heure chacune à 62 Bars et 442°C.
- 01 chaudière basse pression capable de produire 51 tonnes de vapeur/heure à 27 Bars.

I.4.2.1.b Production d'électricité

La production d'électricité est assurée par trois turbo générateurs (TG) de puissance de 18 M watts chacun.

Les besoins du complexe sont de l'ordre de 36 MW (Mégawatts). En plus de la production des TG une source complémentaire (réseau SONELGAZ) est disponible pour une éventuelle compensation de l'énergie en cas de nécessité.

I.4.2.1.c Circuit eau de mer

L'eau de mer est utilisée dans le complexe comme refroidisseur dans les différentes unités du complexe particulièrement comme source froide des cycles frigorifiques. Par ailleurs l'eau de mer sert aussi pour la production d'eau dessalée nécessaire pour la génération de la vapeur d'eau.

L'eau de mer est pompé a partir du grand bassin par les six pompes de repère **J-601/J-602/J-603/J-604/J-605/606** avec deux boites de distributions l'une servant à alimenter les trains de process **100/200/300/utilités** et l'autre pour les trains de production **400/500/600**.

I.4.2.1.d Production d'eau dessalée

L'eau dessalée est produite à partir des unités de dessalement, cette aire comprend six unités de dessalements en parallèle produisant 45 m³ d'eau dessalée chacun. A noter que le complexe s'est doté récemment d'un nouveau type de dessaleur soit l'ejecto- compresseur.

Cette eau sert à alimenter les chaudières pour la production de vapeur, entre autre cette eau dessalée est utilisée aussi comme fluide de refroidissement pour certain équipement mécanique tel que les pompes, etc.

I.4.2.1.e Electro-Chloration

La chloration des eaux de mer a pour but d'empêcher le développement des substances marines vivantes telles que les moules pouvant se proliférer et causant un bouchage ou une obstruction au niveau des condenseurs a eau de mer.

I.4.2.1.f Production d'azote

L'azote est utilisé dans le complexe comme fluide de sécurité pour les opérations d'inertage lors de démarrage des unités d'exploitation. L'azote est produit à partir de l'air ambiant, faisant l'objet d'un traitement de séparation.

I.4.2.1.g Production d'air comprimée

Les organes d'instrumentation tels que les régulateurs et les différentes vannes sont à commande pneumatiques. L'air instrument subit au préalable un séchage et ce pour éviter une corrosion ou une dégradation des organes d'instrumentation.

Les besoins du complexe sont estimés à 4600 m³ d'air, cet air est fourni par cinq compresseurs centrifuges avec une pression de refoulement de 10 Bars stocké au niveau des ballons récepteur d'air instrument.

I.4.2.1.h Réseau de gaz combustible

Le réseau du gaz combustible assure l'alimentation de toutes les chaudières du complexe ainsi que les veilleuses des torches.

I.4.2.2 Zone process

I.4.2.2.1 Section traitement

La charge d'une unité de liquéfaction de gaz naturel doit être conditionnée avant sa liquéfaction à des températures cryogéniques.

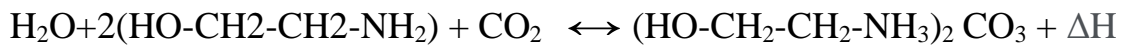
I.4.2.2.1.a Décarbonatation

L'absorption du gaz carbonique se fait par une solution aqueuse le mono-éthanol-amine (MEA) diluée à 15%, cette solution réduit la teneur du CO₂ dans le gaz d'alimentation à environ 90 ppm maximum.

Le gaz brut d'alimentation passe d'abords à l'épuration en bas de la colonne d'absorption où tous les hydrocarbures liquides contenus dans le gaz sont éliminés et envoyé au décanteur. Ce procédé permet d'éviter la contamination de la solution MEA (Mono Ethanol Amine) par les hydrocarbures lourds liquides, se qui se traduit par la formation d'une quantité de mousse à l'intérieur de la colonne et va gêner l'opération d'absorption.

Avant d'être envoyé à l'absorbeur, le gaz d'alimentation est réchauffé à 38 °C dans un pré chauffeur, puis monte dans la colonne à 27 plateaux en circulant à contre courant d'une solution de MEA qui absorbe le gaz carbonique.

L'élimination du CO₂ par la MEA se fait selon la réaction suivante :



- Le sens (1) de la réaction : T = 40°C, P = 40 bars. C'est l'absorption.
- Le sens (2) de la réaction : T = 118°C, P = 1.7 bars. C'est la régénération.
- $\Delta\text{H} < 0$: Réaction Exothermique.

Le gaz d'alimentation quitte l'absorbeur pour être envoyé à la déshydratation.

I.4.2.2.1.b Déshydratation

A la sortie de l'absorbeur du gaz carbonique, le gaz d'alimentation est humide par le fait qu'il a absorbé l'eau de la solution MEA.

La phase suivante du traitement du gaz d'alimentation est l'élimination de l'eau en vue de réduire sa teneur à moins de 1 ppm en volume. Cette opération est effectuée dans un jeu de sécheurs à tamis moléculaires.

- Pré refroidissement :

Le gaz d'alimentation sortant de l'absorbeur du gaz carbonique est d'abord refroidit à 19 °C ;

Par du propane à haute pression (HP) ; afin de réduire au maximum la quantité d'eau que les sécheurs devront adsorber. Ensuite ce gaz est dirigé vers le séparateur des sécheurs où l'eau libre condensée est séparée et envoyée vers le décanteur des hydrocarbures.

- Adsorption :

Le gaz d'alimentation refroidit sortant du séparateur des sécheurs est envoyé vers le sécheur en service. La vapeur d'eau contenue dans le gaz est adsorbée lors du passage du gaz dans la couche de tamis moléculaire. Puis le gaz est dirigé vers un filtre à poussière.

I.4.2.2.1.c Démercurisation

Le gaz après séchage passe dans un démercuriseur utilisant du charbon actif imprégné de soufre afin d'éliminer le mercure jusqu'à une teneur de 10 ng/Nm³.

I.4.2.2.2 Section séparation

Le gaz naturel GN arrivant à une température de 19 °C et une pression de 41.6 bars est refroidi par l'intermédiaire du propane dans les refroidisseurs jusqu'à -26°C. Le GN est envoyé vers la tour de lavage au niveau du 9^{ème} plateau.

La phase gazeuse s'élève à travers les 8 plateaux supérieurs de la colonne tandis que les composants lourds restant sont absorbés par le liquide de reflux vers le fond de la tour de lavage.

I.4.2.2.3 Section fractionnement

Elle est constituée essentiellement de quatre colonnes de distillation, chaque colonne à un rebouilleur, un condenseur et un ballon de reflux :

- Colonne de déméthanisation
- Colonne de dé-éthanisation
- Colonne de dépropanisation
- Colonne de débutanisation

Le résidu de la tour de lavage passe par quatre colonnes pour produire du méthane, éthane, propane et butane, qui sont pompés vers le ballon collecteur pour assurer l'appoint de la boucle du multi composant réfrigérant MCR et le propane.

Le liquide du fond du débutaniseur est envoyé vers le ballon de stockage de la gazoline.

I.4.2.2.3.a Section Déméthanisation

Le courant d'hydrocarbures lourds du fond de la colonne Tour de Lavage est envoyé dans le déméthaniseur qui fonctionne à 30 barg, au niveau du 9^{ème} plateau de la colonne (constituée de 17 plateaux à clapets). Les composants légers (essentiellement du méthane) sont séparés des hydrocarbures lourds et montent vers le haut de la colonne à contre courant du liquide de reflux qui descend des plateaux.

Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans le condenseur E-722, par le MCR à -100°C avant d'être envoyé dans le ballon de reflux G-724 où les vapeurs sont envoyées dans le ballon d'aspiration MCR1 G-788 et les vapeurs excédentaires sont renvoyées dans le vaporisateur mélangeur du gaz combustible G-304. Les liquides sont renvoyés à la colonne F-721 sous forme de reflux

Une partie du liquide recueilli au fond de la colonne subit un rebouillage à travers le E-723 par de la vapeur d'eau (3.45 Barg), le liquide restant est alors renvoyé dans le dééthaniseur en passant à travers le refroidisseur E-730 où il est refroidi par l'eau de mer.

I.4.2.2.3.b Section Dééthanisation

Le liquide provenant de la colonne F-721 à 20 Barg est alors alimenté entre le 9^{ème} et le 10^{ème} plateau du dééthaniseur F-731 qui est constituée de 26 plateaux à clapets, où l'éthane est séparé des hydrocarbures lourds et montent vers le haut de la colonne à contre courant du liquide de reflux.

La plus grande partie des gaz de tête est condensée à environ 9°C dans le condenseur E-732, par du propane MP, puis recueillie dans le ballon de reflux G-734 est divisé en deux courants où, un est envoyé à la colonne F-731 et l'autre est sous refroidi dans le sousrefroidisseur de retour d'éthane E 739 à -33°C par du propane MP, avant d'être envoyé à la colonne F-711, à l'échangeur E-520 et à la zone de stockage d'éthane.

Une partie du liquide du fond de la colonne F-731 est rebouillie dans l'échangeur E-733 par de la vapeur BP, le reste du liquide est envoyé au dépropaniseur.

I.4.2.2.3.c Section Dépropanisation

Le liquide provenant de la colonne F-731 à une pression d'environ 16.5 Barg est alors alimenté entre le 17^{ème} et le 18^{ème} plateau du dépropaniseur F-741 qui est constitué de 31 plateaux à clapets, où le propane est séparé des hydrocarbures lourds et montent vers le haut de la colonne à contre courant du liquide de reflux. Le gaz de tête est condensé dans le condenseur E-724, par l'eau de mer, puis recueillie dans le ballon de reflux G-744. Une partie du propane condensé est renvoyée à la colonne F-741 sous forme de reflux et le reste est envoyé dans la zone de stockage du propane, dans le système de réfrigération au propane et (en passant par le sous refroidisseur de retour GNL) dans la colonne F-711 et l'échangeur E-520.

Une partie du liquide du fond de la colonne F-741 est rebouillie dans l'échangeur E-743 par de la vapeur BP, le reste du liquide est envoyé au débutaniseur.

I.4.2.2.3.d Section Débutanisation

Le liquide provenant de la colonne F-741 à une pression d'environ 4.5Barg est alors alimenté entre le 15^{ème} et le 16^{ème} plateau du débutaniseur F-751 qui est constituée de 26 plateaux à clapets, où le butane est séparé des hydrocarbures lourds et montent vers le haut de la colonne à contre courant du liquide de reflux.

Le gaz de tête est condensé dans le condenseur E-752, par l'eau de mer, puis recueilli dans le ballon de reflux G-754, le butane condensé est divisé en deux courants, un est envoyé à la colonne F-751 sous forme de reflux et l'autre courant est envoyé à la colonne F-711 et l'échangeur E-520 en passant par le sous refroidisseur de retour GNL. Un petit courant secondaire de gaz de tête extrait au dessus du 9^{ème} plateau est envoyé dans le ballon G-304.

Une partie (riche du pentane et hydrocarbures lourds) du liquide du fond de la colonne F-751 est rebouillie dans l'échangeur E-753 par de la vapeur BP, le reste du liquide est refroidi dans le refroidisseur d'essence E-758 par l'eau de mer, puis envoyé au stockage de la gazoline.

I.4.2.2.4 Section liquéfaction

L'échangeur principal liquéfie le GNT en utilisant le MCR comme réfrigérant. Le GNT pénètre en bas de l'échangeur principal et progresse vers le haut où il traverse les douche de MCR, et quitte l'échangeur sous forme liquide à une température de -148 °C et une pression de 28.3 bars. Ensuite il subit une détente isentropique dans une vanne jusqu'à 0,5 bars et sa température est abaissée à -158°C puis subit une deuxième détente jusqu'à 0,3 bar dans le ballon déazoteur où la phase liquide est destinée au stockage.

❖ Cycle de réfrigération

Boucle propane

La boucle propane comprend trois étages de compression. Le propane est refoulé par le troisième étage du compresseur K-110, refroidi dans un échangeur à eau de mer jusqu'à 43°C, et condensé dans un échangeur à 37°C.

Il est enfin accumulé dans un ballon qui alimente le ballon séparateur HP-791 et l'échangeur de propane E-521. Le propane liquide subit des détentes successives dans trois ballons de séparation G-791, G-790 et G-785 respectivement à haut, moyenne et à basse pression. Les vapeurs obtenues après chaque flash sont aspirées par le corps du compresseur, à la pression correspondante. Le propane moyenne pression alimente le condenseur de tête de la tour de lavage E-523, le premier échangeur E-522 et le E-525 A et B.

Boucle MCR

La boucle MCR comprend deux étages de compression, un refroidissement à l'eau de mer après chaque refoulement et une séparation avant chaque aspiration. Les vapeurs MCR sont aspirées par un compresseur basse pression et refroidies jusqu'à 38°C dans l'échangeur à eau de mer pour être ensuite séparées dans le ballon séparateur basse pression. Le compresseur haute pression aspire les vapeurs du ballon haute pression et les refoule vers un échangeur à eau de mer où sa température de sortie est de 32°C. Après ce refroidissement, le MCR est amené à sa température de rosée -37°C à la sortie de deux batteries d'échangeurs propane. Le MCR partiellement liquéfié, est séparé dans un ballon haute pression pour alimenter les condenseurs de tête du déméthaniseur et de la tour de lavage, et l'échangeur principal.

➤ Le MCR

Multi composants réfrigérants est un mélange de plusieurs constituants, avec une masse molaire moyenne de 25,20 Kg/Kmole.

On trouve la composition du MCR dans le Tableau I.2 :

TABLEAU I.2 : La composition chimique du MCR

Composants	%Molaire
N ₂	3
CH ₄	40
C ₂ H ₆	54
C ₃ H ₈	3

I.4.3 Zone de stockage et chargement

Le GNL produit est stocké dans trois bacs (I-901, I-902 et I-903), chacun de capacité de 100 000 m³, à pression de 1,034 Bars et de température de -161°C, pour un temps assez considérable. Chaque bac de stockage est de type métallique à fond plat (avec une fondation en béton repose sur 880 piliers de 1.5 m de hauteur), à doubles parois (intérieure et extérieure) séparées l'une de l'autre par des empilements de perlite en vrac, d'une épaisseur entre les deux parois de 1.8m, d'un dôme en acier au carbone de 10,99 m de hauteur (avec une hauteur maximale de remplissage de 29.52 m).

Après la rénovation, un système informatique est installé, contrôlé par le DCS pour le contrôle du niveau dans le bac, la température et la densité du GNL ; une sonde est immergée superficiellement indiquant le niveau dans le bac, HHL=29,52 m,HL=28,52 m, LL=1m. 100 thermocouples sont fixés dans le bac

du bas en haut, en spirale pour détecter la possibilité de stratification du GNL et la pression est contrôlée par un PIC.

Chaque bac de stockage est protégé par trois PSV(dont deux tarées à 1,062Barg et une à 1,069Barg), cinq soupapes casse vide tarées à 1,009 Barg et un évent de sécurité sur le toit taré à 1,077Barg. En cas de surpression, il y a des précautions, le compresseur FUEL GAZ aspire le surplus de vapeur pour diminuer la pression dans les bacs où la vapeur GNL est acheminée vers le boil off, en cas de chute de pression, il y a un appoint de GN secours ou une ligne inter train (GL2/Z) est réalisée récemment, les compresseurs FUEL GAZ recyclent pour empêcher l'éclatement des casses [2].

TABLEAU I.3 : La composition chimique du GNL

Composants		% Molaire
N2	Azote	0.60
C1	Méthane	84.00
C2	Ethane	6.00
C3	Propane	2.20
iC4	Isobutane	0.30
nC4	n-Butane	0.30
C5(+)	pentane(+)	0.00

TABLEAU I.4 : Conditions de stockage du GNL

Masse moléculaire	18.2 g/mole
pression	1.03 bars absolue
temperature	-162°C

Stockage de la gazoline

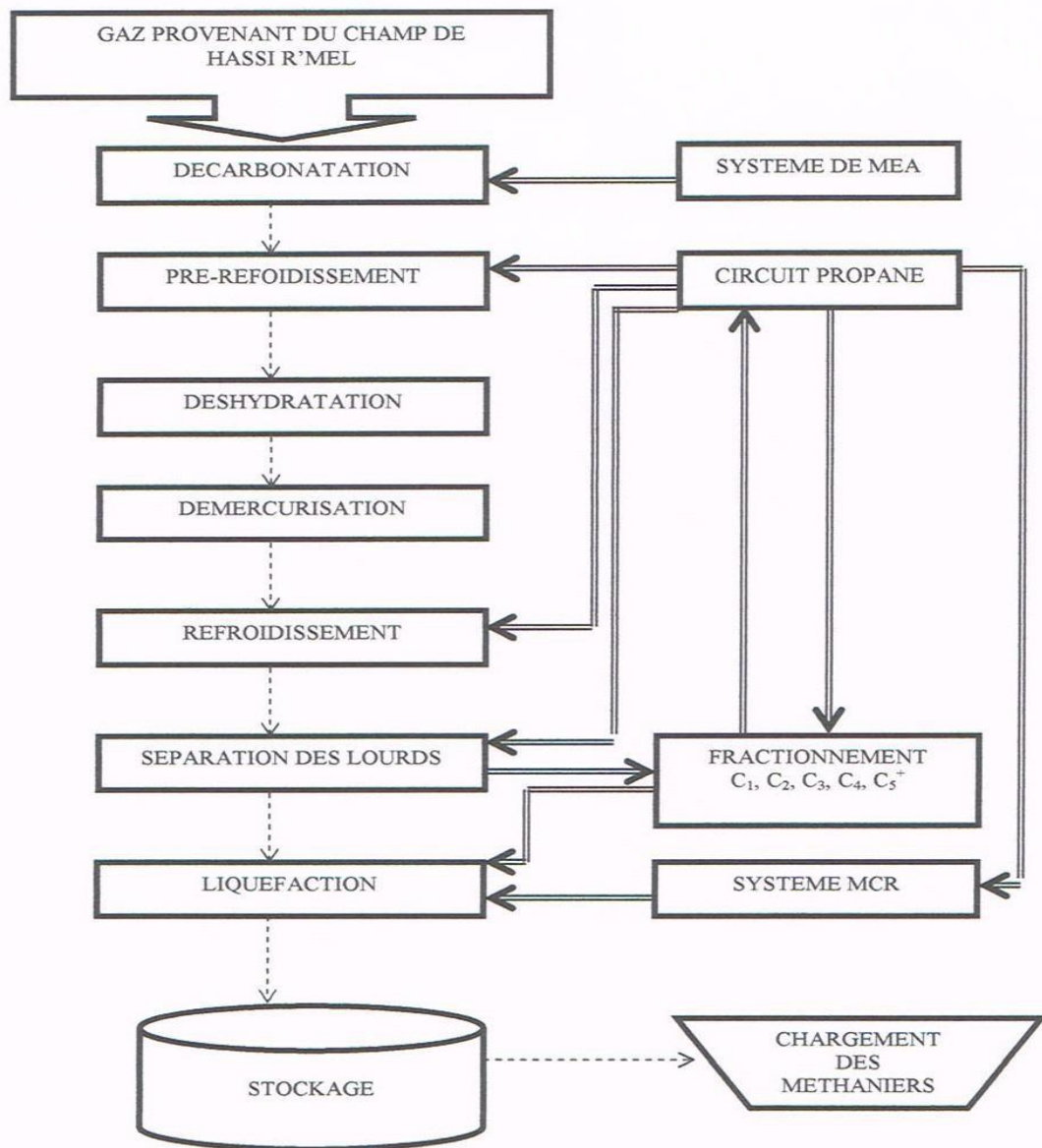
A partir du collecteur du débutaniseur, la gazoline est stockée à 0,3 Bars dans une sphère de 3281m³ où elle est transférée vers le stockage du complexe GL2/Z pour être commercialisée.

Chargement

Les installations de chargement composées essentiellement de cinq bras de chargement/quai, permettent le transfert du GNL contenu dans les bacs de stockage vers les cuves des méthaniers des deux quais par cinq pompes de chargement, avec un débit de chargement de 10 000m³/h. A noter que pendant les périodes sans chargement, le maintien en température des conduites est assuré par une circulation de GNL au moyen de l'une des pompes [2].

I.5 Principe de process

La figure ci-apres illustre clairement le principe du procédé ;



SCHEMA 1.2: PRINCIPE DE PROCESS

CHAPITRE II

Procédé de séchage

II.1 Introduction

Le séchage s'agit tout simplement de retirer l'eau, ou parfois un solvant, d'un liquide organique, d'un solide ou d'un gaz. L'élimination de l'eau contenue dans le courant du gaz d'alimentation est réalisée dans un sécheur.

II.2 Procédé de séchage

Il existe plusieurs méthodes de séchage à l'industrie chimique, sont classés comme suit :

- Séchage par absorption

Un absorbant liquide convenant au séchage des gaz naturels doit remplir de nombreuses conditions qui sont :

- Grande affinité pour l'eau.
- Faible coût.
- Absence de caractère corrosif.
- Stabilité pendant la régénération.
- Facilité de régénération.
- Faible viscosité.
- Faible tension de vapeur à la température de contact.
- Faible solubilité pour les gaz naturels et les hydrocarbures liquides.
- Faible tendance au moussage ou à l'émulsification.

Les glycols (di-éthylène glycol, tri-éthylène glycol), sont souvent utilisés dans le séchage de gazoduc mais pas dans les unités cryogéniques.

D'une manière générale, les glycols sont limités aux applications où les points de rosées du gaz de sortie sont de -20 à 50 °C (1000 à 40 ppm).

II.2.1.1 Inhibition par injection d'inhibiteurs d'hydrates

II.2.1.1.a injection de glycol

La formation d'hydrates pendant le refroidissement peut être inhibé par injection de glycol liquide. Le plus répandu est l'éthylène glycol à cause de son faible coût, de sa faible solubilité dans les hydrocarbures liquides [3].

II.2.1.1.b injection de méthanol

Le méthanol est souvent injecté dans le gaz pour empêcher la formation d'hydrates.

II.2. Adsorption sur desséchants solides activés

Les unités de séchage à desséchant solide présentent certaines propriétés qui sont :

TABLEAU II.1 : Les avantages et les inconvénients [4]

Avantages	Inconvénients
Possibilité d'obtenir des points de rosée inférieur à -60°C.	Coût initial élevé.
Insensibilité aux changements modérés de températures du gaz, du débit, de pression...	Perte de charge généralement importante.
Simplicité de fonctionnement et de conception des unités.	Susceptibilité à la contamination et à la dégradation mécanique.
Relative immunité aux problèmes de corrosion, moussage...ect	Besoins calorifiques relativement élevés.

Il existe quatre desséchants principaux utilisés à l'échelle industrielle, il s'agit du gel de silice, d'alumine activée, de gel d'alumine et de tamis moléculaires.

Ils ont des propriétés différentes et le choix de ces desséchants dépend de la charge d'entrée et des impératifs de sortie.

II.2.2.a Gel de silice

Le gel de silice est disponible dans le commerce sous forme de poudre ou de grains de différentes granulométries. Les particules industrielles ont un aspect dur et brillant semblable à celui du quartz brisé.

Il peut être présenté par la formule $\text{SiO}_2 \cdot n\text{H}_2\text{O}$, il est amorphe et hautement poreux, avec des pores d'un diamètre estimé à 40Å. Le gel de silice a la plus grande capacité de tous les adsorbants (40 Kg H₂O/ Kg de gel de silice).

Il est utilisé dans les cas de haute concentration en eau à l'entrée dans le gaz et lorsque le séchage à la sortie ne doit pas être inférieur à - 60°C de point de rosée équivalent à 10ppm V.

- Alumine activée

L'alumine activée est une forme poreuse amorphe et partiellement hydratée d'oxyde d'aluminium (Al₂O₃) contenant de petites quantités d'autres matériaux. Elle a une capacité d'adsorption plus faible que le gel de silice mais elle peut

sécher le gaz à un point de rosée jusqu'à -75°C équivalent de 1ppmV de H_2O .

Les particules d'alumine activées ont une densité d'environ 52 lb/Cf (833 Kg/m³) alors que la densité réelle des matériaux solides dans les particules d'alumine activées est d'environ 3.3, ce qui veut dire que les pores doivent occupés environ 50% du volume de chaque particule [4].

II.2.2.b Gel d'alumine

Ce matériau a été mis au point pour assurer une capacité d'adsorption d'eau accrue et des performances améliorées avec un desséchant à base d'alumine.

La société ALCOA le présente sous forme d'alumine activée H151. on peut voir que la capacité d'équilibre du gel d'alumine est intermédiaire entre celle de l'alumine activée conventionnelle et celle du gel de silice.

Ce matériau est capable d'abaisser la teneur en eau d'un gaz naturel à environ 10ppmV (point de rosée -60°C) [3].

II.2.2.c Tamis moléculaires

Tandis que les adsorbants décrits précédemment tels que le gel de silice ou d'alumine, sont amorphes, les tamis moléculaires sont cristallins.

Ce sont essentiellement des zéolithes déshydratées silico-aluminates alcalins ou alcalino- terreux à structure microporeuse uniforme. Du fait de cette uniformité, le phénomène d'adsorption intervient que si les molécules sont suffisamment petites et de forme convenable pour pouvoir pénétrer dans les pores de la zéolithe, d'où le nom de tamis moléculaires pour désigner ce type d'adsorbants qui, à l'image d'un tamis, sépare les petites molécules des plus grosses, les première étant seuls adsorbées.

Ce n'est qu'à la mise au point de la fabrication de zéolithes synthétique que les tamis moléculaires son entrés dans la pratique industrielle.

Les tamis moléculaires synthétique sont préparés par cristallisation, en phase aqueuse et sous l'action de la chaleur, de gels de silico- aluminates. Ils sont le plus souvent conditionnés en bâtonnets filés de 3 ou 1,5 mm de diamètre et quelque fois sous forme de billes.

Bien qu'il existe plusieurs types de tamis moléculaires synthétique, ceux qui sont utilisés le plus couramment, au particulier pour la dessiccation des gaz, ont, soit un diamètre effectif des pores de 4\AA (silico-aluminate de sodium), soit un diamètre de 5\AA (silico- aluminate de calcium).

II.2.3 Agencement en lits composés

Etant donné que les tamis moléculaires sont plus chers que les autres adsorbants, certaines installations font appel à des lits composés.

Dans ces unités, la portion supérieure du lit est remplie avec un desséchant bon marché tel que le gel de silice ou d'alumine et la section inférieure est constituée de tamis moléculaire.

La conception en lits composés peut souvent être utilisée pour réduire le coût du desséchant, augmenter sa capacité et réduire la perte de charge dans les sécheurs.

Le principal inconvénient d'un lit composé contenant de la silice amorphe ou de l'alumine est la rétention d'hydrocarbures Co- adsorbés. Contrairement aux tamis moléculaires qui ont une structure cristalline qui adsorbe de manière sélective l'eau et laisse passer les molécules d'hydrocarbures plus grosses.

II.3 Le choix du GL1/Z

Le système de séchage de GL1/Z à été conçu pour abaisser la teneur en eau du gaz de charge dans des conditions de saturation à 41.67 bars et 25 C° à moins de 1 ppm V. Etant donnée les caractéristiques des tamis moléculaires déjà décrits, il est évident que cette application convient parfaitement à un tamis moléculaire à 4 A°. Bien que l'alumine activée produise des points de rosée proches -100°C équivalent de 0.01 ppmV. En tant que desséchant

amorphe, l'alumine Co-adsorbera une importante quantité d'hydrocarbures lourds qui seront combustibles.

On utilise une conception en lits combinés lorsque les 40% supérieur du volume du lit sont remplis de granules de 1/8 » (3,175mm) et que la section inférieure de granules est de 1/6 » (1.588mm).

Cette configuration permet des longueurs de lit plus courtes pour un cycle d'adsorption donné en contrepartie d'une perte de charge plus importante.

II.4 Contamination du desséchant

Il existe trois types de contaminants de desséchant : vapeurs, liquides et solides. Les impuretés les plus courantes sont : les huiles de compresseurs, les inhibiteurs de corrosion, l'eau libre, l'eau salée, les hydrocarbures lourds, l'amine, le sulfure de fer, l'oxyde de fer et le soufre.

Ces contaminants doivent être éliminés efficacement le gaz en amont des sécheurs.

Il existe deux catégories de contaminants, régénérables et non régénérables.

1. Les contaminants régénérables telle que l'eau liquides, sont partiellement éliminer pendant une régénération efficace. Ce type de contaminants diminue lentement la capacité d'adsorption. Toutefois, l'entraînement de l'eau liquide provoque l'effritement et le colmatage des tamis moléculaires causant une augmentation de la pression différentielle à travers le lit.
2. Les contaminants non- régénérables tell que la MEA, restent effectivement sur le lit après la régénération. La MEA attaque la structure physique des particules. Ce type de contaminant provoque une perte rapide de la capacité d'adsorption.

II.4.1 Amines

Lorsqu'elles sont adsorbées par les tamis les amines se décomposent pendant la régénération et mettent à contribution certains hydrocarbures pour produire du coke. De plus, l'ammoniac formé attaque chimiquement la silice comme liant dans les tamis moléculaires et affaiblit la structure physique des particules.

Le tamis moléculaire doit être régénéré à température plus faible (moins de 232°C), afin d'éviter un cokage de l'alumine. Cette température de régénération augmente de manière importante le temps requis pour désorber l'eau.

II.4.2 Composés sulfurés et oxygénés

Les mercaptans lourds et autres composés de soufre à haut point d'ébullition ne sont pas éliminés de manière efficace pendant les cycles de régénération de routine des tamis moléculaires.

Ils tendent alors à se concentrer en fonction du vieillissement du tamis et à entraîner une réduction de capacité.

En cas de présence d'oxygène dans le système, ou dans le gaz de régénération, l'oxygène réagira avec H₂S et certains autres composés du soufre à la surface des tamis moléculaires.

Dans les cas extrêmes, l'oxygène bloquera non seulement les pores macroscopiques et microscopiques mais bouchera également l'espace entre les particules du tamis, ce qui se traduira par la formation d'un gros morceau de matériau solide comme du roc. L'oxygène réagit également avec les hydrocarbures pendant la phase de réchauffage du cycle de régénération. Il entraîne la formation d'eau et de dépôt de coke lourds qui encrasse les tamis.

II.4.3 Roll-Up du CO₂ (pic de CO₂)

Des traces de CO₂ dans le gaz d'alimentation allant vers les sécheurs sont adsorbées par les tamis moléculaires. Pendant la régénération, le CO₂ adsorbé pendant le cycle d'adsorption est désorbé du lit pendant une courte période qui dépend des conditions de régénérations. La rapide désorption du CO₂ entraîne une augmentation de la teneur en CO₂ du gaz de régénération. Dans le cycle de la régénération en boucle fermée, le gaz de régénération doit être envoyé à l'unité de décarbonatation pendant la période de Roll Up de CO₂ pour enlever le CO₂ du système. Si on n'effectue pas cette opération le CO₂ continuera de s'accumuler jusqu'à ce qu'une certaine quantité commence à passer à travers les sécheurs. Ceci peut causer des phénomènes de congélation dans la partie froide des installations [3].

CHAPITRE III

PROCEDE D'ADSORPTION

III Procédé d'adsorption

III.1 Introduction

L'adsorption fait partie des opérations physico-chimiques de séparation des mélanges. C'est un phénomène dans lequel les atomes ou les molécules d'un corps se fixent à la surface d'une autre substance, ce revient à dire qu'ils se concentrent à l'interface. L'adsorption, phénomène de surface, est donc à distinguer de l'absorption qui est un phénomène de profondeur. Suivant la nature des phases contigue, on peut distinguer 5 types d'interfaces : gaz- solide, liquide-solide, gaz-liquide, liquide-liquide et solide-solide.

III.2 Définition

L'adsorption définit les propriétés de certains matériaux de fixer à leur surface des molécules extraites de la phase liquide ou gazeuse dans laquelle ils sont immergés. Il s'agit donc d'un transfert de masse de la phase liquide ou gazeuse vers la surface solide à laquelle le composé a tendance à se lier avec une énergie de liaison. Comme dans tous les autres problèmes de transfert de masse, la capacité d'adsorption d'un adsorbant vis-à-vis d'un corps déterminé dépend de :

- ❖ La surface développée du matériau : des adsorbants naturels argiles zéolithes... ont de faible surface : 50 à 200 m²/g ; leurs capacités est donc faibles. Toute fois, ils jouent un rôle important dans le milieu industriel. Les adsorbants industriels ont une surface d'au moins de 300 m²/g et les bons charbons actifs atteignent 1000 à 1500 m²/g.
- ❖ La concentration de la substance en solution : à la limite, il s'établit un équilibre entre la concentration de la solution et la masse adsorbée par unité de surface ou de masse de l'adsorbant.
- ❖ La vitesse relative des deux phases et particulièrement du temps de contact des phases solide et liquide.
- ❖ L'énergie de liaison : c'est-à-dire l'affinité de la surface pour la substance en question, donc de la nature des produits à adsorber, cette affinité est souvent elle-même en fonction de pH dans la plus part des cas.

L'adsorption est un processus spontané toujours exothermique. On utilise les adsorbants de deux manières différentes : en statique ou dynamique, et cela selon la façon dont on conduit l'adsorption du gaz ou de la vapeur.

L'adsorption statique est effectuée dans un espace clos dans lequel est introduit l'adsorbant. Dans l'adsorption dynamique, on force le gaz ou de la vapeur à traverser le lit d'adsorbant ou l'équilibre est rarement atteint et l'on doit considérer non seulement la quantité d'adsorbant fixé par l'adsorbant, mais aussi l'efficacité d'adsorption.

III.3 Utilisations industrielles de l'adsorption

III.3.1 Séparations gazeuses

La principale opération de ce type est la déshumidification de l'air ou d'autres gaz. On peut également citer l'élimination d'odeurs ou d'impuretés sur des gaz, la récupération des solvants et le fractionnement des hydrocarbures.

III.3.2 Séparations liquide

Dans ce type d'opération entrent l'élimination d'odeurs et des goûts, l'élimination des traces d'humidités dans les essences, la décoloration des produits pétroliers et des solutions aqueuses de sucre, le fractionnement des mélanges d'hydrocarbures. Toutes les techniques de mise en contact d'un fluide et d'un solide divisé peuvent être utilisées en adsorption [5].

III.4 Principaux Adsorbants Industriels

Les adsorbants industriels doivent avoir les qualités suivantes :

- une haute capacité d'adsorption
- une grande efficacité pour adsorber des substances de faibles concentrations
- une sélectivité élevée
- une aptitude à être facilement régénérés et utilisés de nouveau
- une grande inertie chimique
- un prix peu élevé

Les adsorbants les plus utilisés sont :

- les charbons actifs, à base de carbone, préparés à haute température sont utilisés pour la régénération des solvants, la purification de CO₂ et des gaz industriels et le fractionnement des hydrocarbures.
- les oxydes d'aluminium (Al₂O₃ - n H₂O), fabriqués à partir de bauxite par traitement thermique, sont des corps extrêmement poreux, amorphes et partiellement hydratés. Ils sont couramment employés pour le séchage des gaz et l'élimination de l'eau dans les liquides.
- les silices (silica gel : SiO₂, n H₂O) fabriqués à partir de solutions colloïdales d'acide silicique et employés pour le séchage des gaz et la séparation des hydrocarbures.

- les tamis moléculaires, ce sont des alumino-silicates de sodium ou de calcium qui ont subi un traitement thermique pour éliminer l'eau d'hydratation. Ils diffèrent des autres par leur structure cristalline et par l'ouverture fixe et uniforme de leurs pores. Ils sont utilisés pour le traitement des gaz ou la déshumidification des liquides organiques.

Tous ces adsorbants sont caractérisés par un certain nombre de propriétés physiques :

- porosité interne ϵ
- fraction de vide externe e correspondant à un garnissage en vrac
- masse volumique apparente de la couche en vrac (ρ_b)
- masse volumique de la particule
- masse volumique vraie
- surface spécifique du pore s
- rayon moyen des pores r

Une loi empirique qui permet de relier approximativement le rayon moyen des pores et la surface spécifique.

- capacité théorique d'adsorption correspondant à la quantité maximale de soluté qui peut être adsorbée dans les conditions opératoires par unité de masse d'adsorbant frais.

Quelques propriétés physiques de certains adsorbants sont regroupées dans le tableau ci- dessous [5].

TABLAUX III.1 : Propriétés physique des adsorbants

Nature	porosité interne (%)	degré de vide externe (%)	masse volumique ρ_b (g/cm ³)	surface spécifique (m ² /g)
alumine activée	30-40	40-50	0.72-0.88	200-300
Tamis moléculaire	45-55	35	0.65-0.70	60-700
charbon actif	55-75	35-40	0.16-0.48	600-1400
magnésie	75	45	0.4	200
silica gel	70	40	0.4	320

III.5 Equilibre d'adsorption

L'adsorption d'un fluide par un solide se manifeste par l'existence d'une couche dont la répartition des molécules est différente de celle régnant au sein du fluide. L'existence de cette couche est due au fait que les molécules qui sont à la surface du solide ont des liaisons incomplètes avec le reste du solide, donc lorsque celui ci est mis en présence d'un fluide, les liaisons non composées tendent à se saturés à l'aide des molécules du fluide en les absorbants. Cette adsorption se produit spontanément et s'accompagne d'une diminution de l'énergie libre du système : c'est un phénomène exothermique suivant la nature des forces mises en jeu, l'adsorption est dite physique ou chimique [5].

III.5.1 Adsorption physique

Lorsque la variation d'énergie est faibles, on a une adsorption physique ou adsorption de Van Der Waals, les forces de liaisons entre l'adsorbant et l'adsorbat ne sont pas sélectives et s'exercent sur n'importe quelle substance, la chaleur développée est du même ordre que celle qu'on observe dans la liquéfaction des gaz.

L'adsorption physique se caractérise par une réversibilité rapide, non seulement le gaz est adsorbé vivement par le solide, mais il est désorbé aisément si l'on réduit brusquement la pression régnant sur l'adsorbat.

III.5.2 Adsorption chimique

L'adsorption chimique est en générale plus lente et très sensible à la température, elle nécessite pour la désorption des gaz une température plus élevée que l'adsorption physique. Le terme adsorption activée est parfois utilisé pour désigner se type plus lent d'adsorption, car la vitesse d'adsorption s'accroît fréquemment avec l'augmentation de la température jusqu'à une valeur correspondante à une énergie d'activation considérable. Dans se cas la variation d'énergie est très grande et la chaleur d'adsorption de l'ordre de grandeur de celle des réactions chimiques (10 000 à 100 000 cal et plus, par moles de gaz).

III.5.3 Adsorption en lit fixe

La façon la plus courante d'effectuer une opération d'adsorption consiste à faire pousser le mélange de fluides sur un lit fixe d'adsorption. Elle se déroule de manière semi continue et cyclique.

Chaque cycle comprend essentiellement :

- Une adsorption au cours de laquelle la charge est envoyée sur une surface libre.
- Une désorption au cours de laquelle l'adsorbant est débarrasser de l'adsorbat ; au terme de cette désorption, l'adsorbant est prêt pour une nouvelle adsorption.

III.6 La zone de transfert de masse

La couche d'adsorption de hauteur h dans laquelle s'effectue le transfert du fluide vecteur à l'absorbant, des molécules à adsorber est appelée zone de transfert de masse ou front d'adsorption. La concentration de l'adsorbat de l'entrée à la sortie de la zone de transfert, varie de la valeur initiale C_0 du fluide vecteur à la concentration C_s désirée après le traitement.

En amant de la zone de transfert, l'adsorbant est saturé, en équilibre d'adsorption avec C_0 . En aval, l'adsorbant vierge ou régénéré, est prêt à travailler.

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

- La cinétique d'adsorption de l'adsorbat.
- Des caractéristiques thermodynamiques du fluide vecteur.
- La vitesse linéaire superficielle.
- Type de la forme et de la granulométrie du tamis moléculaire.
- Des concentrations C_0 et C_s

Le front d'adsorption se déplace régulièrement dans la couche d'adsorbant, de l'entrée à la sortie durant une période d'adsorption au terme de laquelle l'épuration recherchée n'est plus assurée. Il faut alors procéder à la régénération de l'absorbant par désorption de l'adsorbat. La vitesse de déplacement du front d'adsorption est fonction du taux de chargement en adsorbat de l'adsorbant et du débit d'adsorbat.

La durée de contact réelle est de 0.5 à 2 secondes.

En conséquence, la durée réelle d'adsorption est très rapide bien que le temps de résidence dans le lit soit beaucoup plus long.

La longueur de la zone de transfert de masse est très importante pour une conception efficace d'un système d'adsorption. Cette zone doit être aussi courte que possible car la charge d'eau dans cette zone est faible par comparaison à la zone saturation. Donc, la zone de transfert de masse est égale à 1/3 de la zone de saturation.

Il est également courant d'ajouter 0.3 à 0.6 m de desséchant au font du lit qui agissent comme sécurité pour éviter toute rupture du lit [5].

CHAPITRE IV

**PROCÉDÉ DE
DÉSHYDRATATION
DU GAZ
NATUREL**

IV Procédé de déshydratation

Après avoir éliminé le CO₂ dans l'étape de décarbonatation, le gaz passe à la déshydratation dans le but de retirer toute trace d'eau susceptible de se solidifier dans les équipements cryogéniques.

Deux sécheurs sont installés dans chaque train de liquéfaction, l'un est en séchage, pendant que l'autre est en régénération pour une utilisation subséquente.

Le gaz en service à un débit nominal de 264 100Nm³/h.

Les desséchants utilisés pour éliminer l'eau par le principe d'adsorption sont des tamis moléculaires de types 4A° DG-TRISIV.

IV.1 Equipements utilisés dans la déshydratation

IV.1.1 Refroidisseur à propane : X04-E0521

Le refroidisseur à propane est un échangeur de chaleur qui fait circuler le propane liquide à haute pression coté calandre, et le gaz d'alimentation coté tube avant son admission dans les sécheurs.

Le gaz est refroidi à 21°C à sa sortie de refroidisseur, à ce stade les 70% d'eau contenue dans le gaz sont condensés [6].

IV.1.2 Séparateur des sécheurs X02-G0787

Le gaz sortant se dirige en suite vers le ballon séparateur des sécheurs X02-G0787 (ballon flash) où les hydrocarbures lourds et l'eau libre condensée sont séparés et envoyés vers le décanteur des hydrocarbures.

Le gaz sortant du ballon séparateur est envoyé vers le sécheur en service X02-R310, R311 où la vapeur d'eau contenue dans le gaz est adsorbée par la couche de tamis moléculaire [6].

IV.1.3 Sécheur du gaz d'alimentation X02-R310 et X02-R311

Les sécheurs X02-R310 et X02-R311 ont pour fonction de retirer toute l'eau restante dans l'alimentation après absorption de son CO₂ par le système Monoéthanolamine le gaz (MEA) et son refroidissement dans le refroidisseur X04-E0521.

Les sècheurs X02-R310 et X02-R311 sont des sècheurs à lit fixe dans les quels son disposé des tamis moléculaires 4A° DG-TRISIV destinés à adsorbé les molécules d'eau contenu dans le courant du gaz.

En fonctionnement, pendant que l'un des sècheurs est en cycle d'adsorption, l'autre est en régénération.

Le gaz d'alimentation à la sortie du tamis, il contient une teneur inférieur à 1ppm en volume d'eau [2].

IV.1.4 Filtre à poussière X02-P-0312 A/B

Les solides en aval des sècheurs peuvent gêner une exploitation efficace de l'unité cryogénique. Les poussières de desséchant preuves être éliminées de manière efficace au moyen de filtre en aval des sècheurs. Les filtre utilisés son des filtres à cartouche.

L'élément filtrant doit pouvoir enlever les particules solides plus grandes que 5 microns [4].

IV.1.5 Echangeur et soufflante de réactivation des sècheurs X02-E-0317 et X02-K0301

Après la phase de séchage, le sécheur entre en phase de régénération durant laquelle il est réchauffé à une température de 280°C avec du gaz sec.

Le gaz de régénération est pris en amant du démercuriseur en suite il est véhiculeur par la soufflante X02-K03.01 vert le réchauffeur de réactivation X02-E-0317.

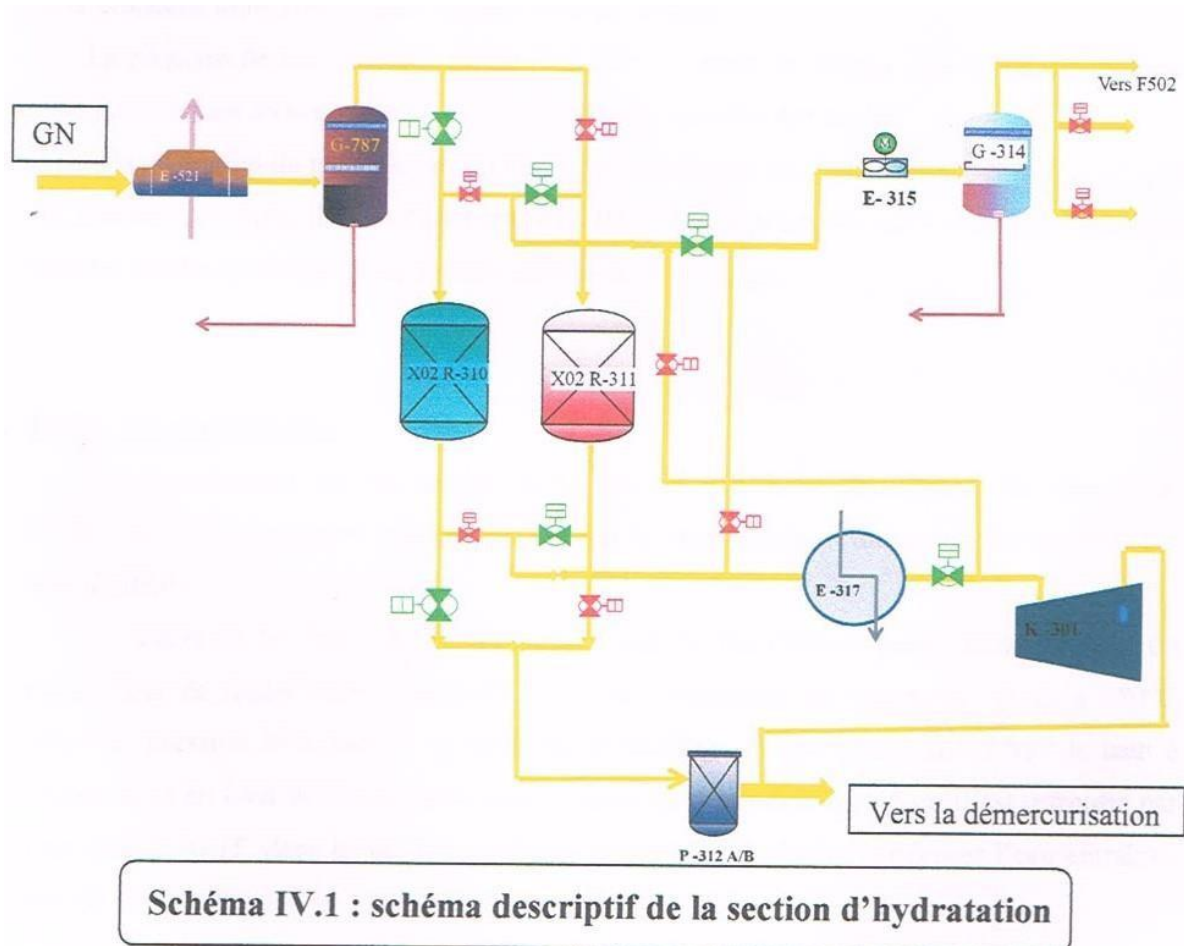
Le gaz réchauffé passe vers le bas du sécheur en régénération pour réchauffer les tamis moléculaires est évaporé l'eau adsorbé par les desséchants.

IV.1.6 Refroidisseur et séparateur du gaz de régénération X02-E-03.15 et X02-G-03.14

Des aéro-réfrigérants sont généralement utilisé pour refroidir le gaz de régénération. Ce type d'échangeur peut être utilisé pour conserver l'énergie. Le refroidisseur est nécessaire pour condensé l'eau, les hydrocarbures lourd et d'autre contaminant afin qu'ils puissent être éliminés dans le séparateur du gaz de régénération. Le séparateur X02- G-03.14 doit être inspecté, nettoyer et maintenu en bonne état de marche. Le ballon doit être dimensionné pour le cas où le gaz de régénération à une teneur maximal d'eau [3].

IV.2 Description du procédé de déshydratation

La figure suivante donne une description schématique de la section de déshydratation.



IV.2.1 La séparation

Après la décarbonatation du gaz naturel, afin de réduire sa teneur en CO_2 à un niveau inférieur à 90ppm en volume, il passe à la déshydratation qui consiste à éliminer l'eau.

Au niveau du refroidisseur **E 521**, le gaz d'alimentation passe dans le faisceau de l'échangeur, et le propane dont la coté calendre, il est refroidi à 21°C . Après son passage dans le réfrigérant, le gaz naturel entre dans le séparateur **G787**, il contient de l'eau liquide qui a été condensé dans le circuit précédant (environ 70%). La séparation de l'eau du gaz s'effectue par différence de densité, sachant que la densité de l'eau est égale à 1 alors que celle du gaz est de 0.6 avec une pression de 41.6 bars.

IV.2.2 Adsorption

A la sortie du séparateur, les 30% de vapeur d'eau contenus dans le gaz passent à travers les sécheurs à tamis moléculaire fourni par UOP **X02-R-03.10** et **X02-R-03.11** (le sécheur qui est en service), jusqu'à ce que le gaz ne contienne qu'une teneur en eau inférieure à 1ppm pour empêcher toute congélation du côté froid du process.

La pression de sortie du gaz est de 41.2 bars. La perte de charge, à la sortie, ne doit pas dépasser 0.6 bars au maximum 1 bars en fonction le nombre des cycles. Après la saturation du tamis, le sécheur doit passer au cycle de régénération. En aval des sécheurs, il est installé un filtre P312 A/B à poussière qui a pour but d'éliminer tous les solides ayons pu être entraînés dans le courant du gaz.

IV.2.3 La régénération

La régénération des lits se fait en boucle ouverte. Le réchauffement est assuré par prélèvement d'une certaine quantité de gaz sur la conduite de refoulement du compresseur **X02-K-03.01** (figure IV.2).

Au cours de la phase de réchauffage, le gaz de réactivation passe dans les tubes du réchauffeur de régénération **X02-E-03.17** où sa température est augmentée jusqu'à 280°C sous une pression 44.4 bars. A sa sortie du réchauffage, le gaz passe du bas vers le haut à travers le lit en cour de réactivation, puis il passe dans le refroidisseur où il est refroidie par l'air **X02-E-03.15**, dans lequel il est refroidi jusqu'à 55°C afin de condenser l'eau entraînée lors du dessiccateur.

Le condensât est séparé du gaz dans le séparateur de réactivation **X02- G-03.14** et envoyé vers le collecteur des hydrocarbures, à une pression de 43.2 bars. Il est ensuite renvoyé généralement vers la colonne d'absorption de l'étape de décarbonatation.

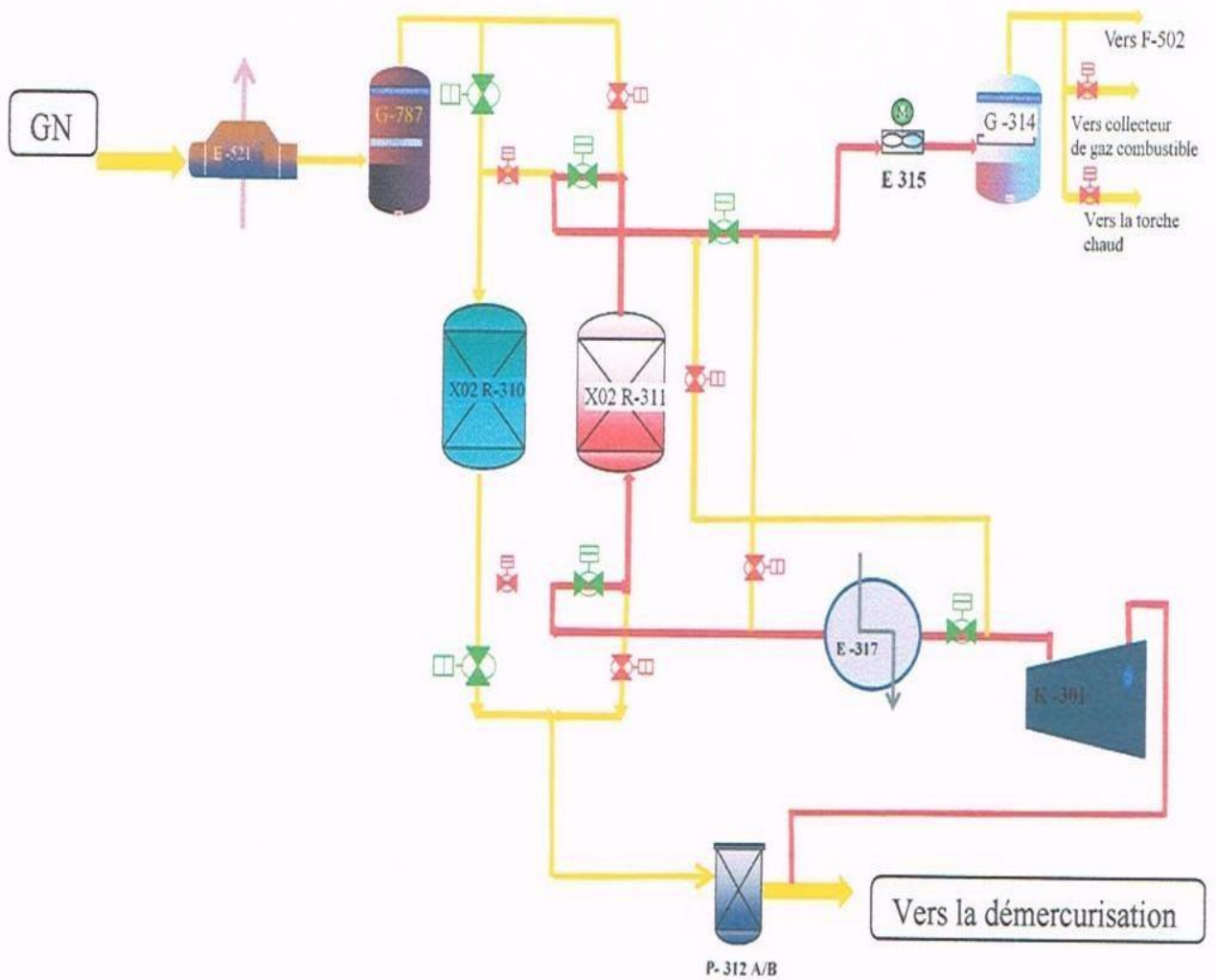


Figure IV.2 : la phase réchauffage de la régénération

Après la fin de la phase de réchauffage de 06 heures, une phase de refroidissement commence (figure IV.3).

Le gaz en provenance du refoulement de la soufflante à une pression de 44.4 bars pénètre dans les sécheurs par le haut. Ensuite, il descend à travers la couche filtrante avant d'entrer dans le refroidisseur de régénération des sécheurs, puis dans le séparateur de régénération. Il retourne par la suite vers l'absorbeur de l'étape de décarbonatation.

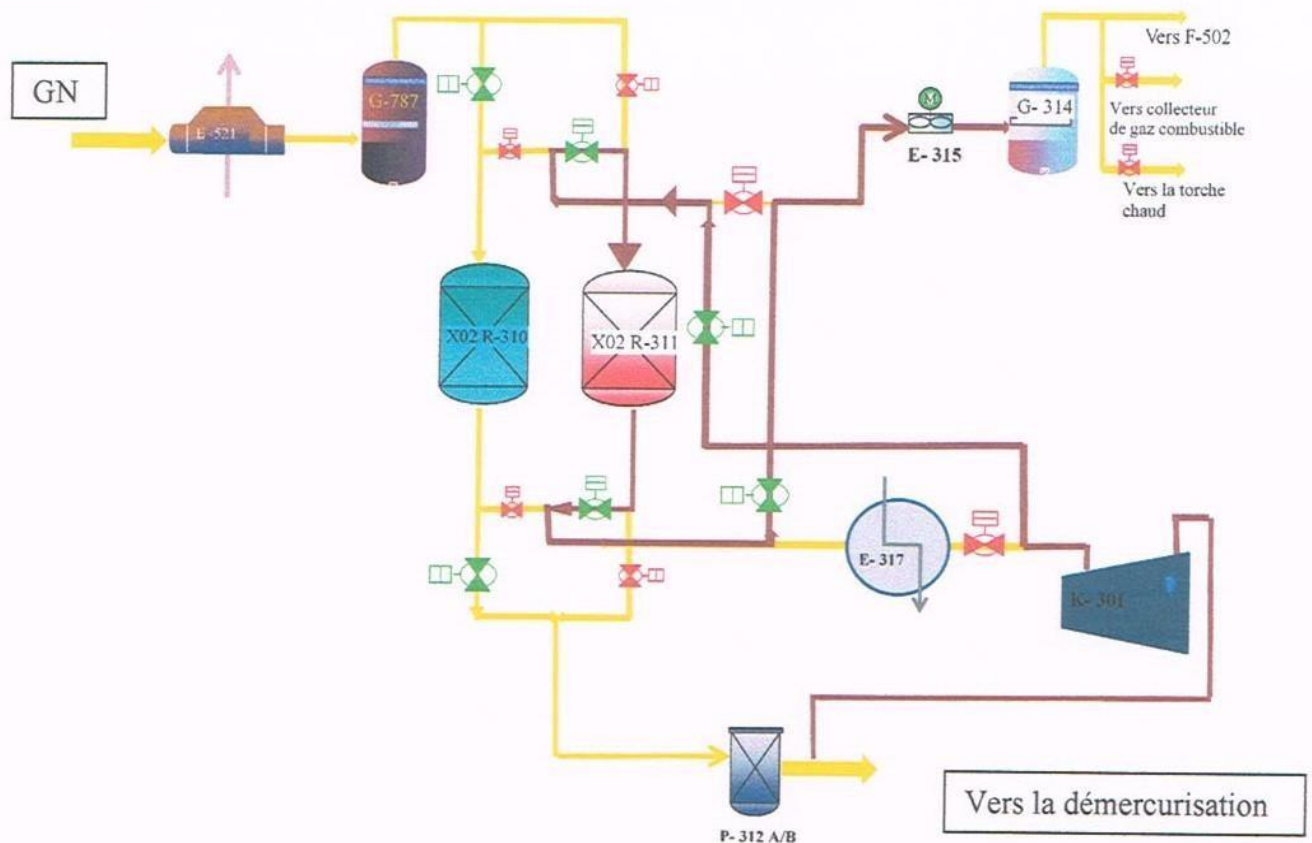


Figure IV.3 : la phase refroidissement de la régénération

La durée de la phase de réchauffage est de 06 heures tandis que celle de phase de refroidissement est de 3 heures.

Les pressions différentiels (ΔP) à travers les lits de tamis moléculaires de sécheur de GN **X02-R310** et **X02-R311** sont mesurées respectivement par les transmetteurs **PDIT-X0204** et **PDIT-X0204B** (figure IV.4).

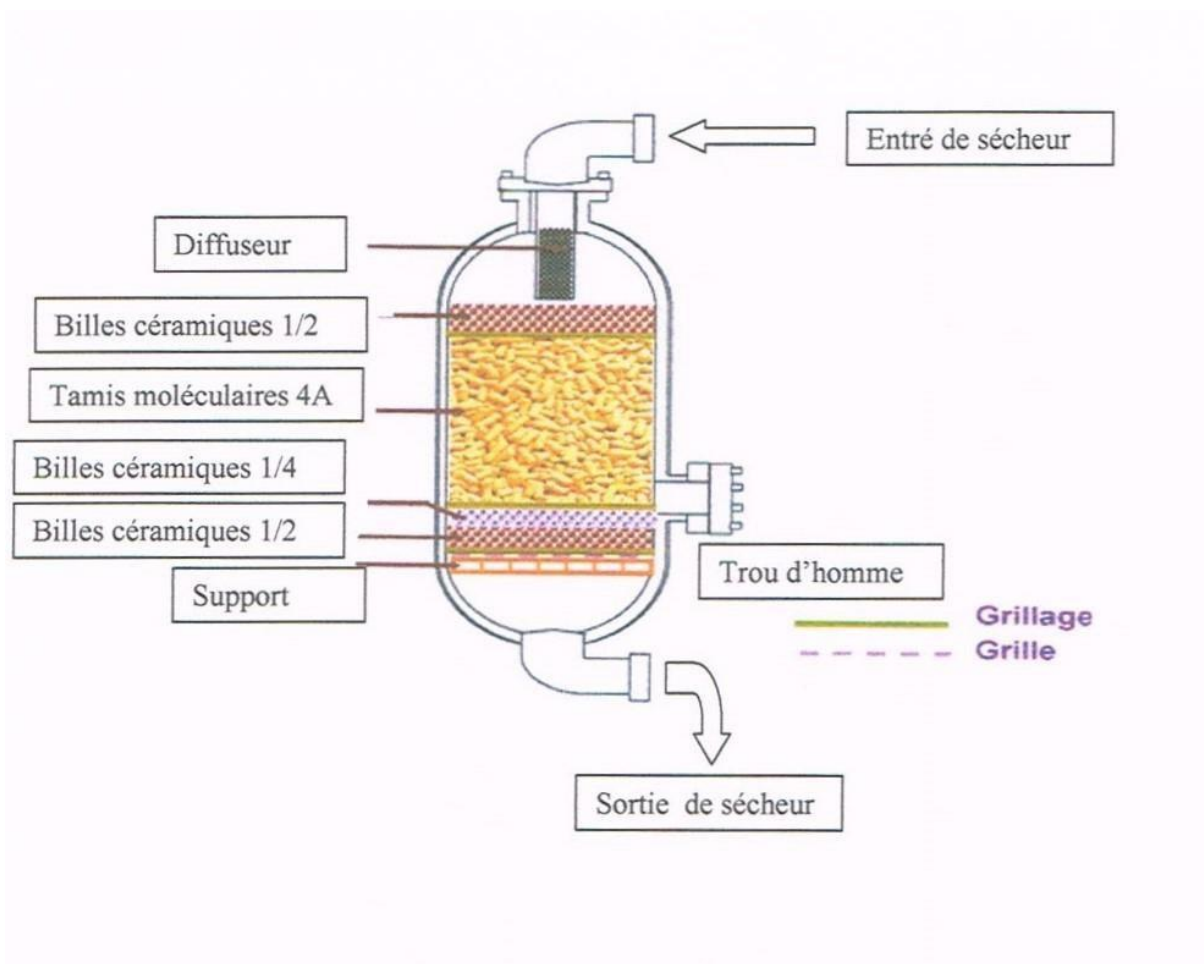


Figure IV.4 : sécheur a lit fixe

IV .3 Tamis moléculaire

IV.3.1 Définition des tamis moléculaire

Les tamis moléculaires sont des alumino-silicates composés d'alumine, de silice, d'oxygène et de sodium. Ces éléments sont combinés pour former des mélanges céramiques stables. La cellule de base est un type de tamis moléculaire cristallin.

C'est une structure poreuse. Un fluide comme l'eau par exemple, peut être adsorbée, à travers une de l'ouverture, ou des pores.

Les molécules du fluide plus grand que les pores des tamis moléculaires ne peuvent pas entrer dans les pores. Plusieurs types de tamis moléculaires cristallins peuvent être manufacturés avec différentes tailles des pores [7].

IV.3.2 Historique

Le tamis moléculaire a été découvert en 1756, il est alors appelé zéolithe.

J.W. McBain est le premier à définir le tamis moléculaire comme étant une matière solide et poreuse dont l'eau qu'il contient peut être éliminée en le chauffant.

J.W. McBain explique que le zeolite fonctionne comme un tamis moléculaire en bloquant certaines molécules lorsqu'un liquide ou un gaz le traverse.

Le zéolithe fonctionne alors comme un tamis au niveau moléculaire d'où le nom désormais courant de tamis moléculaire.

Différents types de tamis moléculaires existent permettant de retenir certaines molécules à l'intérieur des pores plus ou moins gros du tamis.

Du fait du grand nombre de pores très petits distribués de manière homogène, la surface absorbantes s'en retrouve très importante, c'est un absorbant très efficace et très réactif.

Le tamis moléculaire absorbe les composés très rapidement et s'en retrouve chargé en très peu de temps.

Les zéolithes sont des tamis moléculaires naturels mais pour pouvoir capter d'autres molécules et composés, il existe plusieurs zéolithes synthétiques permettant d'absorber différentes tailles de molécules.

Les tamis moléculaires sont utilisés pour filtrer les gaz tout comme les liquides.

Quelques exemples d'utilisation :

- élimination de l'eau contenue dans un gaz
- élimination de l'eau contenue dans un solvant
- élimination de molécules de carbone dans un gaz pour le purifier.

Les tamis moléculaires et zéolithes absorbent également les molécules en fonction de la différence de polarité due à l'attraction électrostatique. Le pouvoir très filtrant des zéolithes permet de quasiment éliminer les molécules dans le gaz ou le liquide qui les traverse. Les zéolithes sont un exemple de tamis moléculaire d'origine naturelle ; mais il existe également de nombreuses zéolithes synthétiques pouvant s'appliquer à diverses tailles de molécules.

Quelques exemples typiques de tamis moléculaires :

* aluminosilicates

*charbon microporeux

* verres poreux

*zéolithes [8]

IV.3.3 Le rôle des tamis moléculaires

Les tamis moléculaires sont utilisés pour sécher, purifier et séparer une large gamme de gaz et de liquides. Ils peuvent faire ces opérations à cause de certaines propriétés :

1. comme attraction : le tamis moléculaire attire fortement certains types des molécules.
2. comme tamis : les tamis criblent les molécules plus grandes que leurs pores.
Les molécules comme l'eau et le méthanol ont des pôles électriques positifs et négatifs (dipolaires). Ces molécules dipolaires sont attirées fortement par les tamis moléculaires. Contrairement, les molécules non polarisées, comme le méthane ou l'éthane sont beaucoup plus faiblement attirées.

Le tamis moléculaire enlève les molécules comme celle de l'eau, du circuit gaz, le séchage est alors réalisé. Dans plusieurs systèmes, la température du courant du circuit augmente seulement de quelques degrés. Cependant, à une grande concentration (plus grande que 0.5 %) la molécule est adsorbée par une forte attraction, la température peut alors remonter à 38 °C. A une température ambiante (inférieur à 66 °C) les tamis moléculaires ont une capacité relativement élevée pour des fluides comme l'eau. A une température entre 150 et 345 °C, la capacité est plus inférieure. Pour cette raison, quand les tamis moléculaires sont saturés, les molécules adsorbants peuvent être sorties par le chauffage du tamis moléculaire avec un courant de gaz de 150 à 345 °C. Cette opération est appelée régénération.

Après la phase de réchauffage, les tamis moléculaires sont refroidis avec des aéro réfrigérants pour atteindre une température ambiante avant d'être remis en service. L'opération continue est maintenue par l'utilisation des deux sécheurs. Un en service et l'autre en régénération.

Grâce à sa forme particulière, l'adsorbant 4A° DG-TRISIV à une capacité d'adsorption supérieure à celle des particules de forme conventionnelles. Le trajet à parcourir par une molécule d'eau depuis la phase gazeuse jusqu'à l'intérieur de l'adsorbant est réduit. De ce fait il faudra une quantité moindre d'adsorbant pour réduire la teneur en eau du gaz jusqu'aux spécifications désirées [7].

Les adsorbants utilisés industriellement sont des solides microporeux, généralement de synthèse charbon actifs, alumine activée, gel de silice, terres décolorante, tamis moléculaires. Ils sont le plus souvent agglomérés souvent sous forme de billes, extrudés, pastilles, de taille appropriée à l'application envisagée.

Les caractéristiques physiques les plus importantes des adsorbants sont regroupés dans le (Tableau n° IV.1).

- ✓ **Le volume poreux.**
- ✓ **La distribution poreuse.**
- ✓ **La surface spécifique.**

Tableau IV.1 : Caractéristiques des tamis moléculaires

Adsorbant	Surface BET (m ² /g)	Volume des micropores (cm ³ /100g)	Diamètre des micropores (Å)	Principales applications
Charbon actif	300-500	50-60	10-30	Organiques/air, organiques/eau, CH ₄ , CO/H ₂
Tamis carboné	1200-2000	15-25	3,5- 6,5	O ₂ /N ₂
Alumine activée	250-350	20-35	10-80	H ₂ O/gaz et liquides
Silicagel	700-850	40-50	22-26	H ₂ O/gaz
Zéolithes 3A (K)	500-600	28	3	H ₂ O/oléfines, alcool
Zéolithes 4A (Na)	500-600	28	4	H ₂ O, CO ₂ , H ₂ S/gaz naturel, air, solvant
zéolithes 5A (Ca/Na)	500-600	28	5	H ₂ O, CO ₂ , H ₂ S/gaz Naturel, N ₂ /O ₂ , CH ₄ , CO/H ₂ , n/isoparaffines
Zéolithes 13X(Na)	500-600	30	10	H ₂ O, H ₂ S, RSH/gaz naturel, LPG, H ₂ O, CO ₂ /air
Zéolithes X ou Y (5Ba)	500-600	30	10	Praxylène/C ₈ aromatiques

IV.3.4 Différents types de tamis moléculaires [9]

Deux structures de cristal distincts, désignées sous le nom de type **A** et type **X** :

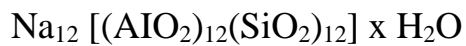
A) Type A

Type des tamis moléculaires ayant une structure cristalline cubique avec des pores de diamètre qui varie suivant les cations de compensation entre **3 à 5 Å**.

B) Type X

Type des tamis moléculaires ayant une structure cristalline de diamant avec des pores de diamètre qui varie de **9 à 13 Å**.

1- Le tamis moléculaires **4A°** : est celui de base, obtenu dans la synthèse de zéolites de type 4A° de la forme générale :



2- Le tamis moléculaire **3A°** : est celui obtenu par remplacement partiel des cations sodium du tamis 4A° par des cations de potassium.

3- Le tamis moléculaires **5A°** : est obtenu par remplacement partiel des sodiums du tamis 4A° par des cations de calcium.

4- Le tamis moléculaires **10A°** : est celui obtenu dans la synthèse de zéolites de type X.

5- Le tamis moléculaires **13A°** : peut être représenté par la formule suivante :

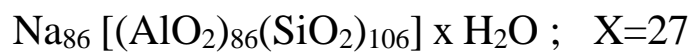


Tableau IV.2 : formule chimique des différentes structures

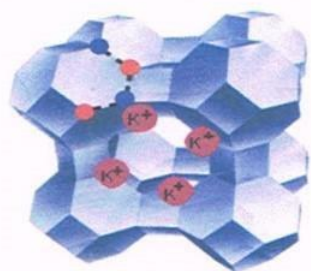
	STRUCTURE CRISTALLINE	FORMULE CHIMIQUE
3 A°	A	Silico Aluminate Na-K
4 A°	A	Silico Aluminate Na
5 A°	A	Silico Aluminates Na-Ca
10 A°	X	Silico Aluminate Na

Tableau IV.3 : ordres des grandeurs des caractéristiques des tamis moléculaires

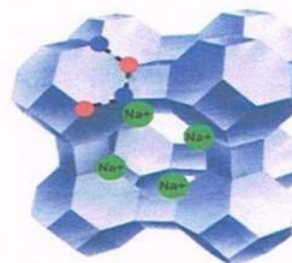
//	3 A° Potassium	4 A° Sodium	5 A° Calcium	10 A° Calcium	13 A° Sodium
Densité	00.75	00.70	00.70	00.80	00.80
Chaleur spécifique j/g °c	00.80	00.80	00.80	00.80	00.80
Volume poreux cm³/g	00.28	00.28	00.28	00.35	00.39
Diamètre effectif des pores (10⁻⁴ mm)	03.10	04.20	05.00	08.00	10.00



Différent type des tamis moléculaires



Tamis moléculaire 3A



Tamis moléculaire 4A

IV.3.5 Le rôle de chaque type de tamis moléculaire

- 3A (taille des pores : 3 Å) : adsorbe NH_3 , H_2O , (pas C_2H_6), bon pour sécher les liquides polaires.
- 4A (taille des pores : 4 Å) : adsorbe H_2O , CO_2 , SO_2 , H_2S , C_2H_4 , C_2H_6 , C_3H_8 , Et OH. N'adsorbe pas C_3H_8 et les chaînes carbonées plus longues. Bon pour sécher les liquides apolaires et les gaz.
- 5A (taille des pores : 5 Å) : adsorbe les chaînes carbonées normales (linéaires) de type $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$, alcools de type $\text{C}_4\text{H}_9\text{OH}$ et thiols de type $\text{C}_4\text{H}_9\text{SH}$. N'adsorbe pas les isomères ou les composés cycliques plus grands que C_4 .
- 10X (taille des pores : 8 Å) : adsorbe les chaînes carbonées ramifiées et les cycles aromatiques. Utile pour sécher les gaz.
- 13X (taille des pores : 10 Å) : adsorbe le di-n-butylamine (pas le tri-n-butylamine). Utile pour sécher le HMPA.

IV.3.6 Tamis moléculaire 4A° DG-TRISIV (GL1/Z)

Les tamis moléculaire sont utilisés dans une large gamme industrielle pour le séchage. Ils servent aussi à la purification et la séparation de large variété de gaz et de liquides. Ils retiennent et attirent certaines substances à leurs surfaces comme l'eau par exemple.

Par ce procédé nous réalisons le séchage. Il est appelé adsorption. En additionnant plusieurs poussières fines aux poussières du tamis moléculaire, pour capter les contaminants qui peuvent détruites la structure du tamis moléculaire.

Dans notre processus, le tamis moléculaire est dans une colonne cylindrique.

Caractéristiques du tamis moléculaire :

- diamètre nominal des pores : 4 Å°
- diamètre des particules : 3,2 mm
- densité du tamis moléculaire : 641 Kg/m³
- diamètre du tamis moléculaire : 3,2 m
- chaleur d'adsorption de l'eau : 4 186 KJ/Kg d'eau
- humidité à l'emballage : 1.5%
- humidité à l'équilibre : 22%

Mesuré à 17.5 mm Hg et 25 °C

- formule chimique : $M_x [(AlO_2)_x (SiO_2)_y]. z H_2O$ [M = Na]

IV.3.7 Capacité d'adsorption des tamis moléculaires

La durée de vie des tamis moléculaires TRISIV 4A-DG, garantie par le fournisseur UOP est de 1500 cycles, équivalente à environs quatre (04) années de service pour des cycles de séchage de douze (12) heures.

La perte normale de la capacité d'adsorption des tamis moléculaires est rapide pendant les premiers cycles de séchage d'une nouvelle charge, puis devient progressive après la maturité des adsorbants.

La dégradation normale des tamis moléculaire est due aux régénérations répétées. Elle diminue lentement et graduellement la capacité d'adsorption du lit des tamis moléculaires, en fonction de nombre de cycle.

IV.3.8 Performance de l'adsorbant 4A° DG-TRISIV

Les tests de performance sur les sécheurs d'un train ont montrés un temps d'adsorption initial de 33 heures sur les deux lits de séchage de l'installation soit un accroissement de 10 heures de la capacité de réserve par rapport à un tamis conventionnel.

Des tests ultérieurs, effectués après 375 cycles d'adsorption sur chaque lit ont montrés une capacité rémanente de plus de 27 heures. L'évolution de la courbe de vie de se tamis est donc excellente et devrait permettre à terme, un gain de 500 cycles d'adsorption- régénération par rapport à un tamis conventionnel. Un autre avantage négligeable de l'accroissement de la capacité de réserve consiste en une sécurité accrue en cas de contamination accidentelle des sécheurs, permettant d'éviter des arrêts imprévus de l'installation. L'utilisation du 4A° DG- TRISIV n'a requis aucune modification des conditions de régénération des sécheurs.

- L'utilisation de l'adsorbant 4A° DG-TRISIV dans l'industrie du gaz naturel est une manière simple d'améliorer la fiabilité et de réduire la maintenance des installations de séchage. GNL1/Z à augmenter l'espérance de vie des sécheurs de près de 50 % grâce à l'utilisation du tamis moléculaire 4A° DG-TRISIV.
- Les économies peuvent variés d'une installation de séchage à l'autre en fonction de leur taille et de leurs conditions opératoires.

CHAPITRE V

PARTIE CALCULS

V.1 Méthodologie de calcul et résultats

La connaissance des lois qui régissent l'écoulement des fluides dans les milieux poreux ou granulaires est d'une importance considérable. Les expériences de la perte de pression sont en effet nécessaires pour la conception et le dimensionnement de nombreux appareils industriels comme les colonnes de séchage du gaz naturel, les réacteurs catalytique en lit fixes. La relation d'Ergun pour le calcul de la chute de pression dans les lits d'adsorbant est en bon accord avec de nombreuses mesures de chute de pression dans l'union laboratoires Carbide et sur les unités d'adsorption commerciales en phase gazeuse à la fois et l'exploitation en phase liquide.

Utilisez le formulaire ci-dessous modifiée de l'équation pour calculer la chute de pression à travers des lits de tamis moléculaires:

$$\Delta P/L = \frac{F_t C_t G^2}{\rho D_p} \quad (V.1)$$

$$\Delta P = \frac{F_t C_t G^2}{\rho D_p} L \quad (V.2)$$

Où :

C_t = coefficient de chute de pression (ft) (h²) / (in²)

D_p = Diamètre effective de particule (ft)

F_t = coefficient de frottement

G = vitesse de masse superficielle, lb / (h) (ft²) L =
distance de l'entrée de lit, pieds

ΔP = chute de pression, psi

ρ = densité du fluide, lb/ft³

$\Delta P / L$ est la chute de pression par unité de longueur du lit en psi /ft. Le coefficient de frottement, f_t

est déterminé à partir du graphe connexe (Annexe 4) qui présente f_t tracé en fonction du nombre de Reynolds modifié. [10]

Mise à jour :

$$Re = \frac{D_p G}{\mu} \quad (V.3)$$

μ = viscosité du fluide, lb/ (h) (ft)

[Multiplier la centpoises par 2,42 pour obtenir lb/(h) (ft)]

Le coefficient de perte de charge, C_t , est déterminée à partir du graphe (Annexe 4) qui présente C_t tracée en fonction du taux de vide extérieure, ou la porosité de lit. Les valeurs suggérées pour ε et D_p pour différentes tailles de tamis moléculaire sont regroupés dans le tableau suivant :

TABLEAU V.1: diamètre de pore des différents tamis moléculaire [10]

	ε	D_p
1/8-inch pellets	0.37	0.0122 ft
1/16-inch pellets	0.37	0.0061 ft
14x30 mesh granules	0.37	0.0033 ft

V.2 Détermination des propriétés du gaz naturel

➤ Condition de travail : (Gaz Design Data):

Le débit massique du gaz naturel : $Q_m = 224554 \text{ Kg/h} = 495051,748 \text{ Lb/hr}$

Le débit volumique du gaz naturel : $Q_v = 273700 \text{ Nm}^3/\text{h} = 9665715,5 \text{ ft}^3/\text{hr}$ La

pression du gaz naturel : $P = 41,67 \text{ bars} = 604,215 \text{ Psia} = 41,1 \text{ atm}$

La température d'entrée : $T = 21,1 \text{ }^\circ\text{C} = 69,98 \text{ }^\circ\text{F} = 294,1 \text{ }^\circ\text{K}$ Le débit

volumique calculé dans les conditions actuelles (P et T du service):

$$Q_v = 248506 \text{ Nm}^3/\text{hr} = 5721 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$P = 41,50 \text{ Bar}$$

$$T = 21,2 \text{ }^\circ\text{C}$$

➤ Caractéristiques du tamis moléculaire Molecular Sieve 4A° DG
Trisiv 1/8" pellets (bâtonnets):

- Diamètre nominal des pores : 4 Å
- Diamètre des particules: 3,2 mm
- Densité du tamis moléculaire : 641 Kg/m³
- Diamètre du tamis moléculaire : 3,2 m
- Chaleur d'adsorption de l'eau : 4 186 Kj/Kg d'eau
- Humidité à l'emballage: 1,5%
- Humidité à l'équilibre: 22%

Mesuré à 17.5 mm Hg et 25 °C

- formule chimique: $M_x [(AlO_2)_x (SiO_2)_y] \cdot zH_2O [M = Na]$

V.2.1 Calcul de la masse molaire du GN

$$M_{\text{m gaz}} = \sum Y_i \cdot M_{\text{mi}}$$

$M_{\text{m gaz}}$: la masse moléculaire moyenne du gaz (Kg/Kmol)

Tableau V.2 : Caractéristiques physico-chimiques des constituants du GN

Constituants	M _{mi} (Kg/Kmol)	Y _i %	T _{ci} °K)	T _{ci} . Y _i	P _{ci} (atm)	P _{ci} . Y _i
C ₁	16,04	0,83651	190,5778	159,420235	45,44109	38,0119262
C ₂	30,07	0,07677	305,4222	23,4472623	48,16293	3,69746814
C ₃	44,097	0,01937	369,8222	7,16345601	41,93673	0,81231446
IC ₄	58,123	0,00282	408,1389	1,1509517	36,00312	0,1015288
nC ₄	58,123	0,00395	425,1778	1,67945231	37,47291	0,14801799
iC ₅	72,15	0,00086	460,4278	0,39596791	33,36974	0,02869798
nC ₅	72,15	0,00088	469,65	0,413292	33,24726	0,02925759
C ₆	86,177	0,00	507,4278	0	29,72928	0
He	4,002	0,00180	10,19	0,018342	2,26	0,004068
N ₂	28,3013	0,05446	126,2611	6,87617951	33,54666	1,8269511
H ₂ O	18,015	0,0006	647,3	0,38838	218,3074	0,13098444
TOTAL	-	1	-	200,953519	-	44,7912147

La masse molaire moyenne est :

$$M_{\text{m gaz}} = 18.65 \text{ g/mol}$$

V.2.2 Calcul de la densité relative du GN

$$d = \frac{M_{\text{m gaz}}}{M_{\text{m air}}} \quad (\text{V.3})$$

d: la densité du gaz naturel

Mm air: la masse
molaire de l'air
(Kg/Kmol)

$$d = \frac{18.65}{28.966}$$

Mm air: 28.966
g/mol

$d = 0.643$

Pour un gaz de densité ayant de **0.600** la température de formation d'hydrate est 12°C et pour une densité de **0.700** est **14°C**

Donc pour notre gaz la température de formation d'hydrate est environ de **13°C**.

Pour on n'a pas de formation de hydrate en opérant a des températures entre **18°C** et **21°C** à la sortie de refroidisseur de séparateur de sécheur.

V.2.3 Calcul de la masse volumique du gaz

La masse volumique du gaz naturel est calculée en utilisant la loi des gaz réels :

$$P V = Z n R T$$

Avec :

$$n = \frac{m}{Mm} \quad \text{Et} \quad V = \frac{m}{\rho_{GN}}$$

$$\text{donc :} \quad \rho_{GN} = \frac{Mm \cdot P}{Z \cdot R \cdot T} \quad (\text{V.4})$$

P: la pression dans le séparateur (bar)

T: la température du gaz (°K)

R: la constante des gaz (1 atm /mol. °K)

Z: coefficient de compressibilité du gaz naturel déterminé à partir de l'annexe n°2.

Pour pouvoir utiliser le diagramme (annexe n°2), il faut déterminer au préalable la pression et la température pseudo réduite.

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{cm}} \quad (\text{V.5})$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{cm}} \quad (\text{V.6})$$

Avec :

T_{cm} : la température critique du mélange en (°K).

P_{cm} : la pression critique du mélange est calculée à partir de l'équation suivante :

$$P_{cm} = \sum Y_i P_{ci} \quad (V.7)$$

$$\text{Et} \quad T_{cm} = \sum Y_i T_{ci} \quad (V.8)$$

T_{ci} : la température critique de chaque constituant en (K).

P_{ci} : la pression critique de chaque constituant en (atm).

$$M_m = 18,658 \text{ Kg/Kmole}$$

$$T_{cm} = 200,953519 \text{ °K}$$

$$P_{cm} = 44,7912147 \text{ atm}$$

En remplaçant dans les équations (V.5) et (V.6) et on obtient:

$$P_{pr} = \frac{P}{P_{cm}} = \frac{40,95732}{44,7912147} = 0.92$$

$$T_{pr} = \frac{T}{T_{cm}} = \frac{294,2}{200,953519} = 1.45$$

On indique sur le diagramme de l'Annexe 2 : **Z= 0,91**

En remplaçant dans l'équation (V.4) :

On obtient

$$\rho_{GN} = 34,8 \text{ Kg/m}^3 \quad (2.17 \text{ lb/ft}^3)$$

V.3 la vitesse de la masse superficielle

$$G = U_0 \rho \quad (\text{V.9})$$

G : la vitesse de masse superficielle

U_0 : la vitesse d'écoulement (ft/h)

P : la masse volumique du gaz naturel (lb/ft³)

V.3.1 Calcul de la vitesse d'écoulement

La vitesse d'écoulement à travers le lit s'exprime par :

$$U_0 = \frac{Q_v}{A_0} \quad (\text{v.10})$$

Avec :

A_0 : la section du lit. [$A_0 = (\pi \cdot D^2)/4$].

D: le diamètre du tamis moléculaire.

Q_v : le débit volumique du gaz naturel calculé dans les conditions actuelles de pression et température.

D'où :

$$U_0 = 11,75 \text{ m / min} \quad (38,55 \text{ ft / min}) \quad (2313 \text{ ft / h})$$

En remplaçant U_0 et p dans l'équation (V.9) on obtient:

$$G = 5019,21 \text{ [lb / (h) (ft}^2 \text{)]}$$

V.4 Calcul du coefficient de frottement

$$Re = \frac{Dp G}{\mu} \quad (V.11)$$

Re: nombre de Reynolds.

$$Re = 1659,24$$

A partir de l'annexe 6 on obtient :

$$ft=1$$

V.4.1 Calcul de la viscosité du gaz naturel

La viscosité du gaz naturel est relevée à partir du diagramme (Annexe 3). La gravité spécifique du gaz naturel est le rapport de la masse molaire du gaz naturel à la masse molaire de l'air :

$$S_p \cdot G_R = \frac{M_{mGN}}{M_{mair}}$$

D'où : $S_p G_R = 0,63$

Et $P = 41,50$ bars

Et $T=21,2$ °C

Donc : $\mu = 0.013$ cp soit (0,03146 lb/hr. ft)

V.5 Détermination du coefficient de la chute de pression

On a la valeur du taux de vide extérieure, ε égal à 0,37 à partir de l'annexe n°4 on obtient :

$$C_t = 3,6 \cdot 10^{-10} \quad [(ft) (h^2)/(in^2)]$$

V.6 Calcul de la perte de pression

Après avoir fait les calculs nécessaires; on peut maintenant estimer la perte de pression qui est calculé à partir de l'équation (2). La hauteur du lit de sécheur est un grandeur donnée

- $L = 3600 \text{ mm}$ **(11.81 ft)**

D'où :

$$\Delta P = 0.35 \text{ bar}$$

TABLEAU V.3: Résultats obtenus

grandeurs	valeurs
La densité	0,643
La masse volumique (lb/ft³)	2.17
Le facteur de compressibilité	0,91
La vitesse d'écoulement (ft/min)	38,55
La vitesse de masse superficielle [lb/(h) (ft³)]	5019,21
La viscosité (cp)	0,013
Le coefficient de frottement	1
Le coefficient de chute de pression [(ft) (h²)/(in²)]	$3,6 \cdot 10^{-10}$
Hauteur minimale (ft)	11,81
La perte de charge (bar)	0,35

V.7 Interprétation des résultats

En considérant les conditions de fonctionnement et les calculs effectués ci-dessus, on constate que la perte de pression ΔP que subit le gaz naturel en traversant le sécheur ne doit pas dépasser **0,35** bar (à travers nos calculs) pendant **900** cycles de fonctionnement seulement.

Et d'après le fournisseur, la perte de pression ne doit pas dépasser 1 bar pendant 1500 cycles

Au complexe GNL1/Z la perte de pression atteint 1, 35 bar au bout de 900 cycles de fonctionnement.

Cette élévation de la perte de charge à travers les sécheurs du gaz naturel provoque sur l'exploitation du gaz naturel les effets suivants :

- ❖ Réduction de la pression de service des sections se trouvant en aval des sécheurs, entraînant ainsi la diminution du rendement de la production.
- ❖ Diminution de la pression de refoulement de la soufflante X02- K-03.01, dans la régénération à haute pression, ce qui freine la circulation du gaz de régénération vers les sécheurs.

V.8 Les causes de l'augmentation de la perte de charge

Les causes possibles de la perte de la capacité d'adsorption du sécheur sont :

- ❖ D'une part à une forte teneur en eau du gaz naturel à la sortie du séparateur (entrée du sécheur).
- ❖ D'autre part à une diminution beaucoup plus importante de la capacité d'adsorption du tamis moléculaire due à l'effritement de celui-ci lors des cycles successifs d'adsorption -régénération (durée de vie).
- ❖ Contamination des tamis moléculaires par l'entraînement de la solution MEA vers les sécheurs lors du problème de moussage.

Il existe deux catégories de contaminants, régénérables et non régénérables.

1. Les contaminants régénérables telle que l'eau liquides, sont partiellement éliminés pendant une régénération efficace.

Ce type de contaminants diminue lentement la capacité d'adsorption. Toutefois, l'entraînement de l'eau liquide provoque l'effritement et le colmatage des tamis moléculaires, causant une augmentation de la pression différentielle à travers le lit.

2. Les contaminants non- régénérables tel que la MEA, restent effectivement sur le lit après la régénération. La MEA attaque la structure physique des particules. Ce type de contaminant provoque une perte rapide de la capacité d'adsorption.
- ❖ Le non-respect du gradient de température lors du cycle de réchauffage ($21^{\circ}\text{C} \rightarrow 300^{\circ}\text{C}$).

- ❖ Fluidisation due à un problème mécanique sur le distributeur du gaz d'entrée.
- ❖ Vitesse excessive à travers le séparateur causant un entraînement en continu de l'eau vers les sécheurs et le colmatage de ces derniers.
- ❖ Fuite vapeur au niveau du réchauffeur de réactivation E-317.
- ❖ Qualité des tamis moléculaires.

CHAPITRE VI

DIMENSIONNEMENT

VI.1 Introduction

Le séparateur des sécheurs est installé pour séparer l'eau condensée dans le refroidisseur et éliminer les entraînements de liquide par le gaz naturel envoyé vers les sécheurs. L'entraînement de l'eau à l'état liquide a un effet négatif sur la structure du tamis. L'effet direct de la présence de l'eau dans le gaz d'alimentation des sécheurs est le colmatage du tamis moléculaire.

La dégradation du tamis moléculaire engendre une augmentation de la pression différentielle à travers les sécheurs et limite le taux de production du train. Depuis l'introduction du système de régénération à haute pression dans les sécheurs, le phénomène de colmatage du tamis moléculaire persiste et constitue une préoccupation forte, il est donc essentiel de vérifier l'aptitude de fonctionnement du séparateur par le calcul du diamètre et la hauteur de dégagement des vapeurs.

Les ballons de séparation vapeur-liquide ont une dimension en fonction de la vitesse des vapeurs permettant aux gouttelettes de liquide de tomber librement, en général, les ballons lourdement chargés de liquide sont horizontaux et les ballons légèrement chargés de liquide sont verticaux.

Suite au passage du mélange gazeux (gaz acide) du gaz carbonique dans l'échangeur la température passe de (125.06 à 86) F, cette abaissement de température favorise la condensation de l'eau d'où la nécessité de la séparer du flux gazeux, d'ou le choix d'un ballon de séparation.

VI.2_Calcul du diamètre D du ballon séparateur des sécheurs X02-G07.87

L'efficacité d'un séparateur dépend directement de la vitesse à laquelle le gaz traverse le tamis débrieur, cette vitesse est directement proportionnelle au diamètre inférieur du séparateur.

La vitesse verticale des vapeurs est donnée par l'équation suivante :

$$U_v = \frac{4.Q_v}{\pi.D^2}$$

La section du ballon est obtenue par le rapport :

$$\mathbf{Q} = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = \frac{Q_v}{U_v}$$

Avec :

U_v : vitesse verticale des vapeurs en (m/s).

Q_v : débit volumique des vapeurs ascendantes en (m³/s).

D : diamètre du ballon séparateur en (m).

Ou :

$$\mathbf{D} = \sqrt{\frac{Q_v}{0.785 \cdot U_v}}$$

La vitesse des vapeurs verticales est estimée par la corrélation suivante [11] :

$$\mathbf{U}_v = \Theta \cdot U_a$$

Avec :

Θ : Facteur correctif de la vitesse admissible ($0,15 < \Theta \leq 2$).

U_a : la vitesse admissible.

Pour les ballons séparateurs verticaux à tamis anti-bouillard, on prend $\Theta = 1$.

Par ailleurs, la vitesse admissible est donnée par la relation de Brown [11] :

$$\mathbf{U}_a = k \cdot \sqrt{\frac{\rho L - \rho g}{\rho g}}$$

Avec :

ρ_L : la masse volumique du liquide (Kg/m³).

ρ_g : la masse volumique du gaz naturel (Kg/m³).

K : est une constante qui dépend de nombreux facteurs tels que le degré de séparation désiré, la longueur de la séparation et le rapport gaz/liquide.

Les coefficients K publiés dans la littérature varient entre 0.18 et 0.35 ft/s, pour un ballon vertical, et entre 0.40 et 0.50 ft/s pour un ballon horizontal. Pour calculer la valeur de la vitesse des vapeurs admissibles, nous utiliserons une valeur de

K=0.35 ft/s [15].

Un espace de dégagement suffit est nécessaire pour accorder à la séparation de la plus grosse partie des phases liquides et vapeurs. En général, il est égal à un pourcentage du taux de vapeur qui augmente en fonction de la pression du ballon à vapeur. On se sert de l'équation suivante pour calculer l'espace de dégagement [9].

$$V_d = \frac{0.0906 \cdot P + 1140 \cdot Q_v}{10^6}$$

Où :

Q_v : le débit volumique de la vapeur (m³/s)

P : pression correspondante (Kpa)

VI.3 Application numérique

$$U_v = k \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}}$$

Sachant que : K = 0.35 ft/s

Et $\rho_L = 1016 \text{Kg/m}^3$

Pour calculer la masse volumique du gaz naturel on applique la loi des gaz réels :

$$P.V=Z.n.R.T$$

Avec :

$$n = \frac{m}{M_m}$$

D'où :

$$\rho_{GN} = \frac{m}{v} = \frac{M \cdot P}{Z \cdot R \cdot T}$$

P: la pression dans le séparateur (bar) T: la température du gaz (°K)

M_m: la masse moléculaire du gaz (Kg/Kmol) M: la masse du gaz (Kg)

V: le volume du gaz (m³)

R: la constante des gaz (bar .m³/Kmol. °K)

Z: coefficient de compressibilité du gaz naturel (relevé du diagramme), annexe 4.

Pour pouvoir utiliser le diagramme (annexe N°4), il faut déterminer au préalable la pression et la température pseudo réduite de même que le chapitre précédent :

Tableau VI.1: Caractéristiques physico-chimiques des constituants du GN

Constituants	Masse molaire M_{mi} (Kg/Kmol)	$Y_i\%$ (fraction molaire)	T_{ci} (°K)	$T_{ci} \cdot Y_i$	P_{ci} (atm)	$P_{ci} \cdot Y_i$
C ₁	16,04	0,83651	190,5778	159,420235	45,44109	38,0119262
C ₂	30,07	0,07677	305,4222	23,4472623	48,16293	3,69746814
C ₃	44,097	0,01937	369,8222	7,16345601	41,93673	0,81231446
iC ₄	58,123	0,00282	408,1389	1,1509517	36,00312	0,1015288
nC ₄	58,123	0,00395	425,1778	1,67945231	37,47291	0,14801799
iC ₅	72,15	0,00086	460,4278	0,39596791	33,36974	0,02869798
nC ₅	72,15	0,00088	469,65	0,413292	33,24726	0,02925759
C ₆	86,177	0,00	507,4278	0	29,72928	0
He	4,002	0,00180	10,19	0,018342	2,26	0,004068
N ₂	28,3013	0,05446	126,2611	6,87617951	33,54666	1,8269511
H ₂ O	18,015	0,0006	647,3	0,38838	218,3074	0,13098444
TOTAL	-	0,99802	-	200,953519	-	44,7912147

On trouve que:

$$Z = 0,91$$

D'où :

$$\rho_{GN} = 34,8 \text{ Kg/m}^3$$

Pour calculer la vitesse admissible U_a , en appliquant l'équation (19):

$$U_a = 1,898 \text{ ft/s} \quad (0,578 \text{ m/s})$$

Donc la vitesse de la vapeur U , est calculée à partir de la relation (21) avec $\Theta = 1$:

$$U_v = 1,898 \text{ ft/s} \quad (0,578 \text{ m/s})$$

D'ou: $D_{vd} = 6,39 \text{ ft} \quad (1,95 \text{ m})$

Ceci étant le diamètre du démister et le diamètre du ballon D doit être légèrement plus large.

$$D = D_{vd} + 6 \text{ in} = 6.39 + 6/12$$

Remarque : s'il n'y a pas de démister: $D = D_{vd}$

$$D = 6.89 \text{ ft}$$

Pour calculer la hauteur de dégagement, il faut d'abord qu'on calcule l'espace de dégagement:

$$P = 41,50 \text{ Bar}$$

$$Q_v = 5761 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$V_d = 98,69 \text{ ft}^3 \quad (2,79 \text{ m}^3)$$

Sachant que la hauteur de dégagement est $H =$

D'ou: $H = 2,40 \text{ ft} \quad (0,73 \text{ m})$

Tableau VI.2: Résultats du calcul de dimensionnement du ballon séparateur G-787

Les grandeurs		Les valeurs
Coefficient de compressibilité	Z	0.91
Masse volumique du gaz naturel	ρ_{GN} (lb/ft³)	2.17
Vitesse admissible	U_a (ft /sec)	1.898
Vitesse verticale des vapeurs	U_v (ft /sec)	1.898
Diamètre du ballon séparateur	D (ft)	6,89
Espace de dégagement	V_d (ft³)	98,69
Hauteur de dégagement	H (ft)	2,40

Tableau VI.3: Dimensions des ballons séparateurs

Les grandeurs	Ballon séparateur dimensionné	Ancien ballon séparateur	Nouveau ballon séparateur
Diamètre D(ft)	6,89	7.49	7.49
Hauteur totale H_T(ft)	20.82	13.05	21.16

VI.4 Interprétation

On trouve que la hauteur de dégagement des vapeurs est de **0.73 m** correspondante à un débit de **273900 Nm³/h**. cependant la hauteur de dégagement des vapeurs du l'ancien ballon séparateur existant au GNL1/Z est de **0.305 m**. Donc la hauteur existante à l'unité n'est pas suffisante pour assurer le passage du gaz avec une vitesse adéquate.

VI.5 Recommandations

Pour résoudre ce problème, un nouveau ballon séparateur a été installé, il fonctionne comme suit:

- La première étape est une séparation primaire, qui utilise un déflecteur de sorte que la quantité de mouvement du liquide entraîné par la vapeur entraîne le plaquage des larges gouttelettes sur le déflecteur qui tombent ensuite par gravité.
- La deuxième étape est la séparation secondaire où les petites gouttelettes descendent par gravité lors du passage de la vapeur dans l'aire de désengagement.
- La troisième et la dernière étape est l'élimination des plus petites gouttelettes par coalescence et formation de grosses gouttelettes sur le demister qui tombent par gravité.

CONCLUSION

Pour calculer la perte de charge dans le sécheur, nous avons fait appel à des notions d'écoulement à travers les milieux poreux (l'équation d'ERGUN).

Le premier point important que l'on retire de ce travail est que, la perte de charge AP à travers le sécheur ne dépasse pas 1 bar pour les 1500 cycles (design).

Le deuxième point est que la perte de pression dans la pratique dépasse largement la valeur de 1 bar pour une durée inférieure au nombre de cycle indiqué.

Si on développe l'étude du tamis moléculaire on peut facilement se rendre compte que sous l'effet de la vitesse du gaz, les grains de tamis moléculaire subissent un effritement.

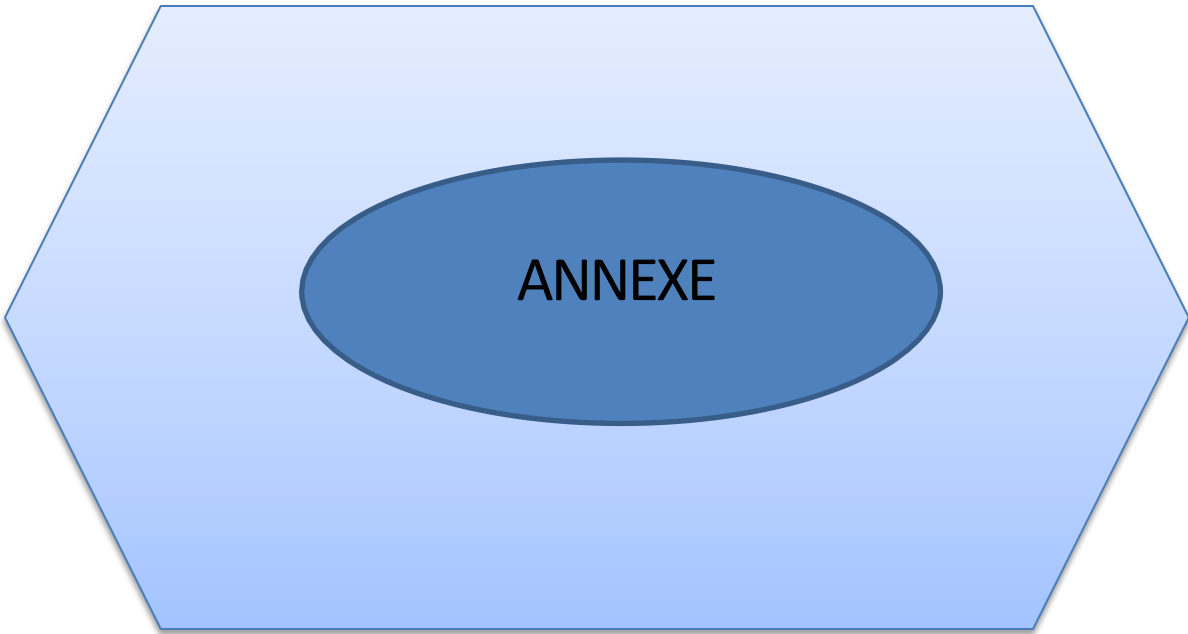
La conséquence de cet effritement est double. D'une part, les fines particules qui se détachent des grains sont entraînées par le gaz et vont colmater ce circuit, et donc réduire le volume de l'espace libre offert au passage du gaz (ceci se traduit par une diminution de la porosité du lit). D'autre part, cet effritement conduit inévitablement à une diminution plus importante, que ce qu'on prévoit théoriquement, de la capacité d'adsorption au fil des cycles.

L'augmentation rapide de la perte de charge nous a laissé penser que le séparateur du sécheur n'est pas aussi efficace, et c'est ce qu'on a démontré par calcul, que ce dernier est sous dimensionner.

RECOMMANDATIONS

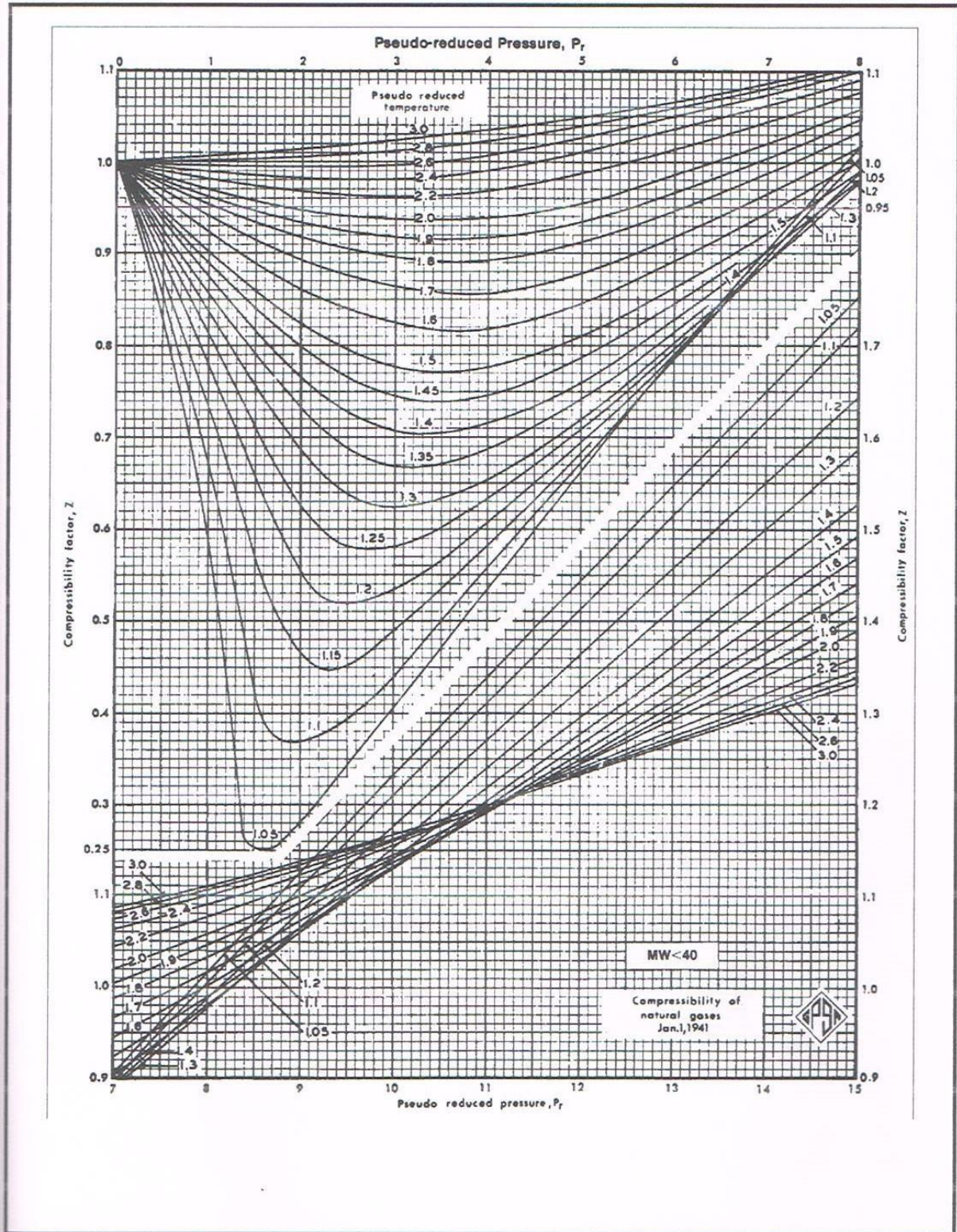
En plus des résultats obtenus concernant la teneur en eau du gaz à l'entrée du tamis moléculaire et le dimensionnement du ballon séparateur des sécheurs, et dans le but de prolonger la durée de vis du tamis moléculaire au complexe GNL1/Z et de réduire le coût de production, je recommande de :

- Réduire la charge d'alimentation du sécheur pour éviter l'effritement du tamis moléculaire.
- Changer le ballon séparateur sous dimensionnée par un autre ballon de dimensionnement proposé par notre étude, dans le but de réaliser une séparation efficace de la phase liquide du gaz traité.
- Respecter les cycles d'adsorption-régénération (respecter le gradient de température).
- Contrôler le cycle d'exploitation du tamis moléculaire par des prises et des analyses fréquentes d'échantillons pour déterminer l'humidité du gaz naturel dans le circuit du procédé.
- Prendre des mesures nécessaires avec RTO pour recevoir le gaz d'entrée à la température ambiante selon le contrat, pour minimiser le moussage dans la section décarbonatation causé par la haute température d'entrée (supérieur à 50 °C).
- Remettre en service le système de lavage du MEA au niveau de la section de décarbonatation afin de minimiser les entraînements de MEA.

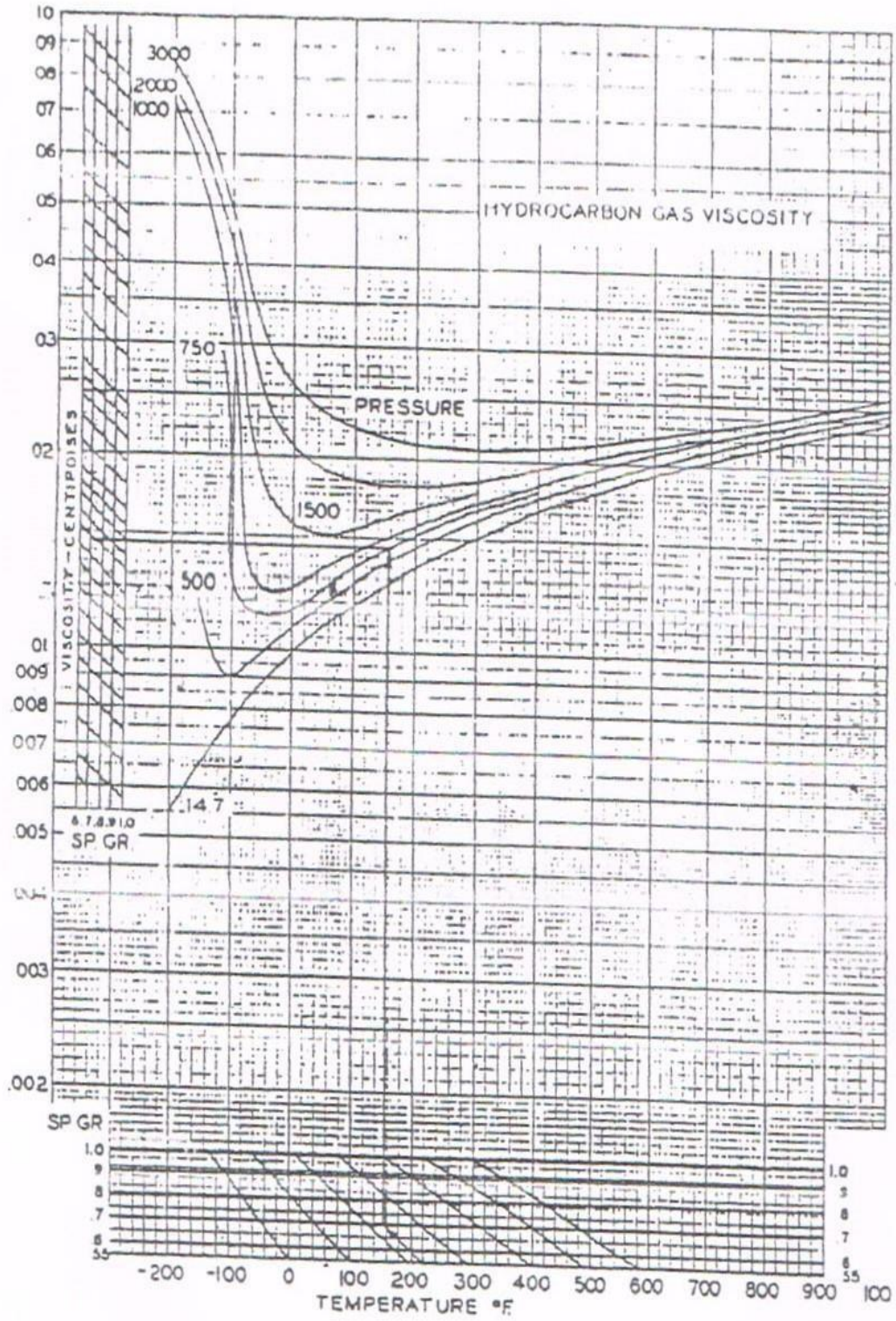


No	Compound	Formula	M _w Molecular weight	Boiling point, °F 14.696 bar	Vapor pressure 100°F, psia	Freezing point, °F, 14.696 bar	Critical constants		
							Pressure, psia P _c	Temperature, °F T _c	Volume, cu ft/lb V _c
1	Methane	CH ₄	16.043	-258.69	5000	-296.46 ^d	667.8	-116.63	0.0991
2	Ethane	C ₂ H ₆	30.070	-127.48	800	-297.89 ^d	707.8	90.09	0.0788
3	Propane	C ₃ H ₈	44.097	-42.67	190	-305.84 ^d	616.3	206.01	0.0737
4	n-Butane	C ₄ H ₁₀	58.124	31.10	51.8	-217.05	550.7	305.65	0.0702
5	Isobutane	C ₄ H ₁₀	58.124	10.90	72.2	-253.29	529.1	274.98	0.0724
6	n-Pentane	C ₅ H ₁₂	72.151	96.91	15.570	-201.51	488.0	345.7	0.0675
7	Isopentane	C ₅ H ₁₂	72.151	82.12	20.44	-255.83	490.4	369.10	0.0679
8	Neopentane	C ₅ H ₁₂	72.151	49.10	35.9	2.17	464.0	321.13	0.0674
9	n-Hexane	C ₆ H ₁₄	86.178	155.73	4.956	-139.58	436.9	453.7	0.0688
10	2-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.178	140.47	6.767	-244.63	436.0	435.83	0.0681
11	3-Methylpentane	C ₆ H ₁₄	86.178	145.89	6.098	-	453.1	448.3	0.0681
12	Neohexane	C ₆ H ₁₄	86.178	121.52	9.856	-147.72	446.8	420.13	0.0667
13	2,2-Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	86.178	136.36	7.404	-199.38	453.5	440.29	0.0665
14	n-Heptane	C ₇ H ₁₆	100.205	209.17	1.420	-131.05	396.8	512.8	0.0691
15	2-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.205	194.09	2.271	-180.89	396.5	495.00	0.0673
16	3-Methylhexane	C ₇ H ₁₆	100.205	197.32	2.130	-	408.1	503.78	0.0646
17	1-Ethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.205	200.25	2.212	-181.48	419.3	513.48	0.0665
18	2,2-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.205	174.54	3.492	-190.86	402.2	477.23	0.0665
19	2,4-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.205	176.89	3.292	-182.63	396.6	475.95	0.0668
20	3,3-Dimethylpentane	C ₇ H ₁₆	100.205	186.91	2.773	-210.01	427.2	505.85	0.0662
21	Triptane	C ₇ H ₁₆	100.205	177.58	3.374	-12.82	428.4	496.44	0.0636
22	n-Octane	C ₈ H ₁₈	114.232	258.22	1.537	-70.18	360.6	564.22	0.0690
23	Dioctyl	C ₈ H ₁₈	114.232	228.39	1.101	-132.07	360.6	530.44	0.0676
24	Isooctane	C ₈ H ₁₈	114.232	210.63	1.708	-147.27	372.4	519.46	0.0656
25	n-Nonane	C ₉ H ₂₀	128.259	302.47	0.719	-64.28	332	610.68	0.0684
26	n-Decane	C ₁₀ H ₂₂	142.286	345.48	0.599 ^a	-21.36	304	652.1	0.0679
27	Cyclodecane	C ₁₀ H ₂₀	70.135	170.65	9.014	-136.91	653.8	461.5	0.059
28	Methylcyclopentane	C ₆ H ₁₂	84.162	161.25	4.503	-224.44	548.9	499.35	0.0607
29	Cyclohexane	C ₆ H ₁₂	84.162	177.29	3.264	43.77	591	536.7	0.0586
30	Methylcyclohexane	C ₇ H ₁₄	98.189	213.68	1.629	-195.87	503.5	570.27	0.0600
31	Enthalene	C ₁₀ H ₈	28.054	-154.62	—	—	—	—	—
32	Propene	C ₃ H ₆	42.081	-53.90	226.4	-212.45 ^e	729.8	48.58	0.0737
33	1-Butene	C ₄ H ₈	56.108	20.75	63.25	-301.45 ^e	669	196.9	0.0689
34	cis-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	38.69	45.54	-318.06	583	295.6	0.0685
35	trans-2-Butene	C ₄ H ₈	56.108	33.58	49.80	-318.06	610	324.37	0.0668
36	isobutene	C ₄ H ₈	56.108	19.59	49.80	-157.96	595	311.86	0.0680
37	1-Pentene	C ₅ H ₁₀	70.135	85.93	63.40	-220.61	380	292.55	0.0682
38	1,2-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	51.53	70.	-212.16	763	374.93	0.0697
39	1,3-Butadiene	C ₄ H ₆	54.092	24.06	60	-164.22	628	306	0.0649
40	isoprene	C ₅ H ₈	68.119	93.20	16.672	-230.74	558.4	412.1	0.0650
41	Acetylene	C ₂ H ₂	26.038	-119 ^a	—	-114 ^d	890.4	95.31	0.0695
42	Benzene	C ₆ H ₆	78.114	176.17	3.224	41.96	710.4	552.22	0.0531
43	Toluene	C ₇ H ₈	92.141	231.13	1.032	-138.94	595.9	605.55	0.0549
44	Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	106.168	277.16	0.371	-138.91	523.5	651.24	0.0564
45	o-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.168	291.07	0.264	-13.30	541.4	675.0	0.0557
46	m-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.168	282.41	0.326	-54.12	513.6	651.02	0.0567
47	p-Xylene	C ₈ H ₁₀	106.168	281.05	0.340	55.86	509.2	649.6	0.0572
48	Styrene	C ₈ H ₈	104.152	293.29	0.24	-73.10	580	706.0	0.0541
49	isopropylbenzene	C ₉ H ₁₂	120.195	306.34	0.188	-140.82	465.4	676.4	0.0570
50	Methyl Alcohol	CH ₃ O	32.042	148.112	4.63122	-143.82.22	1174.2(21)	462.97(21)	0.0589(21)
51	Ethyl Alcohol	C ₂ H ₅ O	46.069	172.92.22	2.317	-173.4(22)	925.3(21)	469.58(21)	0.0580(21)
52	Carbon Monoxide	CO	28.010	-313.6.2	—	—	507.1(17)	-220.1(17)	0.0532(17)
53	Carbon Dioxide	CO ₂	44.010	-109.3(2)	—	—	1071.1(17)	87.9(23)	0.0342(23)
54	Hydrogen Sulfide	H ₂ S	34.076	-76.6(24)	394.0(6)	-117.2(7)	1306.1(7)	212.7(17)	0.0459(24)
55	Sulfur Dioxide	SO ₂	64.059	14.0(7)	88.1(7)	-103.9(7)	1145.1(24)	315.5(17)	0.0306(24)
56	Ammonia	NH ₃	17.031	-28.2(24)	212.1(7)	-107.9(2)	1636.1(7)	270.3(24)	0.0661(17)
57	Air	N ₂ O ₂	28.964	-317.6(7)	—	—	547.2(1)	-221.3(2)	0.0517(3)
58	Hydrogen	H ₂	2.016	-423.0(24)	—	—	188.1(17)	-399.8(17)	0.0567(24)
59	Oxygen	O ₂	31.999	-297.4(2)	—	—	736.0(24)	-181.3(17)	0.0382(24)
60	Nitrogen	N ₂	28.013	-320.4(7)	—	—	493.0(24)	-232.4(24)	0.0514(17)
61	Chlorine	Cl ₂	70.906	-29.3(24)	158.7(1)	-149.8(24)	1118.4(24)	291.1(17)	0.0281(17)
62	Water	H ₂ O	18.015	212.0	0.9492(12)	37.0	3208.1(7)	705.6(17)	0.0500(17)
63	Helium	He	4.003	—	—	—	—	—	—
64	Hydrogen Chloride	HCl	36.461	-121.16	925.7(1)	-173.6(16)	1196.1(7)	124.5(17)	0.0208(17)

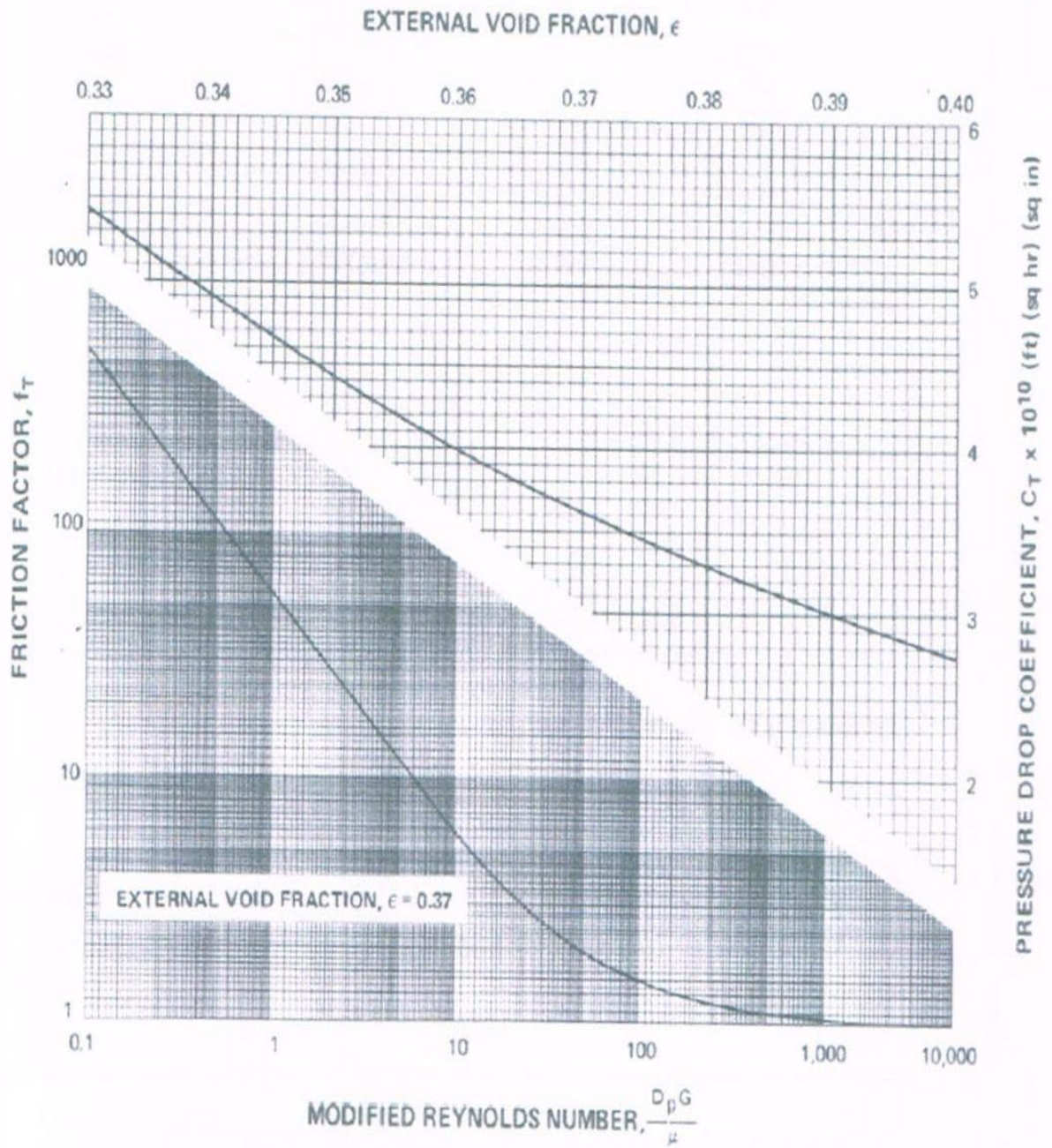
Annexe 2



Annexe 3



Annexe 4



Annexe 5

Dimension	Unités anglo-saxonnes	Système international
Longueur	1 ft	0,3048 m
Surface	1 ft ²	0,0929 m ²
Volume	1 ft ³	0,0283 m ³
Masse	1 lb	0,4536 Kg
Masse volumique	1 lb/ft ³	16,02 Kg/m ³
Viscosité	1 cp=2.4216 lb/ft.hr	3,6 Kg/m.h

Tableau 1: les facteurs de conversion des dimensions

Tableau 2: les facteurs de conversion des températures

Températures	°C	°F	°K
°C	1	1,8(°C) +32	°C + 273
°F	(°F-32)/1,8	1	(°F + 459,7)/1,8
°K	°K - 273	1,8(°K) - 459,1	1

Tableau 3: les facteurs de conversions des pressions

Pression	bar	atm	Psi	Pa
bar	1	0,987	14,5	10 ⁵
atm	1,01325	1	14,7	101325
Psi	0,06896	0,06804	1	6713,67

Références Bibliographiques

- [1] MOKHTARI.M 2016. « Liquéfaction du gaz naturel ». Projet de fin d'études. Université. D'Oran.
- [2] Manuel opératoire. << La section de déshydratation >>.
- [2] Formation d'ingénieurs, (NOV 1984). « Module de déshydratation ». Volume 27. p[8.12], [13.16], [17.27], [44.46], [33.41].
- [3] Formation d'ingénieurs, (1993). « Module purge/ Séchage/ Mise en froid ». Volume21. Leçon 2. p27.
- [4] ADAMSON (A.W), (1960). «Physical Chemistry of surfaces Interscience Publishers». New York, London.
- [5] Formation d'ingénieurs, (1993). << Main vessels/ separator >>. Volume 04, p04.
- [6] Formation d'ingénieurs, (1993). « Dessicants ». Volume 04, p16.
- [8] Fieser and Fieser, Reagents for Organic Synthesis, Vol. 1, Wiley, New York, 1967, p. 70
- [9] CHAOUCH. A, (2004). « L'augmentation de la perte de charge >>. Projet de fin d'études. Université. D'Oran.
- [10] UOP adsorbant << Fixed-Bed Pressure, Drop Calculations >>
- [11] BROWN, KATZ, OBERFELL and ALDN, (1941). « Naturel gasoline and the volatile hydrocarbons>>>