

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE
UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES



Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Mémoire de Master

Présentée par

YOUCEFI MARWA

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Technologie de la pétrochimie

Optimisation des paramètres opératoires de l'unité de déshydratation -Zotti GCR- et le changement de la philosophie "Timer" par un système hygromètre

Devant le jury :

Mr	KADDOUR Omar	Prof/MCA	President
Mr	SAOUD Abdesselam	Prof/MCA	Examineur
Mme	HARKAT Yamina	Prof/MCA	Promotrice

Année Universitaire : 2024/2025

Dédicace

(وَأَخِرُ دَعْوَاهُمْ أَنْ الْحَمْدُ لِلَّهِ رَبِّ الْعَالَمِينَ)

À Allah en premier lieu

Louange à Dieu dès le commencement jusqu'à la fin, car le chemin ne connaît pas de terme, l'effort ne se dissipe jamais, et la quête ne trouve son accomplissement que par Sa grâce.

Le chemin n'était pas court, le rêve n'était pas proche, et n'était pas pavé de facilités, mais je l'ai fait avec détermination et persévérance

Je dédie, avec tout l'amour, ce mémoire de fin d'études

À moi-même, la forte, qui a enduré toutes les difficultés et a continué malgré les obstacles.

À celui qui a enduré l'effort sur son front et m'a enseigné que le succès ne vient qu'avec la patience et la persévérance, à la lumière qui a éclairé mon chemin et dont la flamme ne s'éteindra jamais dans mon cœur, à celui qui a remplacé le précieux et le précieux, dont j'ai puisé ma force et ma fierté

À mon chère père Brahim

À celui sous les pieds duquel Dieu a fait le paradis, à celui qui a été la source de mes efforts, la flamme de mon cœur, ma vie et mon bonheur. Tes prières ont été pour moi un grand soutien tout au long de mes études. Puisse Dieu tout-puissant te protéger du mal, te procurer une longue vie, santé et bonheur. Je dédie ce mémoire de fin d'études avec une profonde gratitude et un amour éternel

À mon chère mère Latifa

À ceux que Dieu a dit (قَالَ سَتَشُدُّ عَضُدَكَ بِأَخِيكَ)

À ceux qui ont été mes piliers dans les moments de doute, mes compagnons dans les rires et les larmes, mes guides dans les tempêtes de la vie Leur présence a illuminé mon chemin et leur soutien indéfectible a été le moteur de ma réussite.

À mes chères frère Islam Jawed Soufiane Abd el Nour

À celle qui m'a récompensé la bonté de la sœur, à celle qui m'a accompagné dans ma joie et ma tristesse, à la personne que je n'ai pas pu choisir moi-même, reconnaissante que la vie t'ait choisi pour en faire partie

À ma confidente Bouchra

À mes grands-parents Ahmed et Abd el Karim

À mes oncles et tantes

À toute la famille Youcefi et Ben Tayeb

Et spécialement aux enfants de la famille

À tous ceux qui ont été une aide et un soutien sur ce chemin, aux amis et compagnons fidèles au fil des années, à ceux qui traversent l'adversité et les crises, à ceux qui m'ont généreusement exprimé leurs sentiments et leurs conseils sincères, je dédie ce mémoire de fin d'études avec une profonde gratitude et reconnaissance pour votre précieuse présence dans ma vie

Louange à Dieu avec amour, remerciement et gratitude au début et à la fin

Remerciement

Je tiens tout d'abord à exprimer ma gratitude envers l'ingénieur BOUCHETA Mustapha pour sa patience inlassable, sa maîtrise exceptionnelle dans le domaine scientifique, et ses qualités humaines remarquables. Sa modestie sincère est une leçon de vie qui guide mes pas, et son approche collaborative et empathique inspire chacun d'entre nous à donner le meilleur de nous-mêmes.

Je tiens à exprimer ma sincère reconnaissance envers toutes les personnes qui ont contribué au succès de mon stage, en particulier Monsieur JOUDI Abd El Halim et LABED Aziz. Leur soutien et leur aide ont grandement facilité les choses pour moi, et je leur en suis profondément reconnaissant.

Je tiens à exprimer mes vifs remerciements à tout le personnel d'EL GASSI, en particulier à l'équipe de ZOTTI et GSA. Vos efforts, conseils et orientations ont été d'une valeur inestimable pour moi.

Je tiens à exprimer toute ma gratitude à ma promotrice de mémoire, Madame HARKAT Yamina.

Je la remercie chaleureusement pour son encadrement précieux, ses orientations éclairées, son soutien constant et ses conseils avisés tout au long de ce travail.

Je tiens à exprimer ma sincère gratitude au Dr. Tahraoui Abd Al-Malik pour ses précieux conseils, son investissement personnel et le temps qu'il m'a accordé. Sa guidance éclairée a été d'une aide inestimable tout au long de ce parcours. Je suis profondément reconnaissant pour sa patience et son soutien constant, qui ont contribué de manière significative à mon développement académique.

Je tiens à exprimer mes plus sincères remerciements à tous les enseignants de la Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie de Boumerdès pour leurs efforts exceptionnels au cours des cinq dernières années. Leur dévouement, leur expertise et leur soutien ont été des piliers essentiels de mon parcours académique. Leur passion pour l'enseignement et leur engagement envers nos succès ont été une source constante d'inspiration. Je suis profondément reconnaissant pour leur dévouement et leur impact positif sur ma formation.

Résumé

Ce mémoire présente une étude sur l'optimisation des paramètres opératoires de l'unité de déshydratation Zotti du complexe de traitement d'huile El-Gassi, en mettant l'accent sur la recherche de la température optimale de fonctionnement des sècheurs pendant les périodes estivales. Des améliorations techniques telles que l'introduction d'un échangeur de chaleur et l'implémentation d'un nouveau système de gestion de l'humidité ont été proposées. Les résultats montrent des avantages significatifs, notamment une meilleure efficacité du processus de séchage, une prolongation de la durée de vie des équipements, des économies financières et une réduction des émissions de CO₂.

Les mots-clés :

Optimisation, Déshydratation, Température optimale, Sécheur, Amélioration technique, Durabilité des équipements, Gestion de l'humidité, Réduction des émissions, Rentabilité, Efficacité énergétique

Abstract

This thesis presents a study on optimizing the operating parameters of the Zotti dehydration unit at the El-Gassi oil treatment complex, focusing on finding the optimal operating temperature of the dryers, especially during summer periods. Technical improvements such as introducing a heat exchanger and implementing a new humidity management system have been proposed. The results show significant benefits, including improved drying process efficiency, prolonged equipment lifespan, financial savings, and reduced CO₂ emissions.

Keywords:

Optimization, Dehydration, Optimal temperature, Dryer, Technical improvement, Equipment durability, Moisture management, Emission reduction, Cost-effectiveness, Energy efficiency.

المخلص

تقدم هذه الرسالة دراسة حول تحسين المعايير التشغيلية لوحدة التجفيف Zotti GCR بمجمع معالجة النفط El-Gassi، مع التركيز على العثور على درجة الحرارة التشغيلية المثلى للمجففات، خاصة خلال فترات الصيف. تم اقتراح تحسينات تقنية مثل إدخال مبادل حراري وتنفيذ نظام جديد لإدارة الرطوبة. تظهر النتائج فوائد هامة، بما في ذلك تحسين كفاءة عملية التجفيف، وزيادة عمر خدمة المعدات، وتوفير مالي، وتقليل انبعاثات ثاني أكسيد الكربون.

الكلمات المفتاحية

تحسين تجفيف، درجة الحرارة المثلى، مجفف، تحسين تقني، متانة المعدات، إدارة الرطوبة، تقليل الانبعاثات، التكلفة، الكفاءة الطاقية.

Sommaire

Remerciement	IV
Résumé	V
Liste de figure	XIII
Liste de tableau	XV
I. Introduction générale.....	1
II. Problématique	1
III. Volet théorique.....	1
CHAPITRE 1 : Présentation de la direction d'El-Gassi Ex SONAHES.....	2
1.1 Introduction.....	3
1.2 Emplacement géographique	3
1.3 Développement du champ de la direction d'El Gassi.....	4
1.3.1 Les installations de traitement d'huile du gisement d'El-Gassi " GS1 "	5
1.3.2 Les installations de traitement d'huile du gisement d'El-Agreb	5
1.3.3 Les installations de compression et la réinjection centre Zotti	6
1.3.4 Unité de compression et de réinjection de gaz	7
1.3.5 Unité de stabilisation du condensat (U51)	9
1.3.6 Système dilution water (U45).....	10
1.3.7 Système de torches (U30/31)	11
1.3.8 Unité production d'azote (U38).....	11
1.3.9 Gaz d'étanchéité cas ZOTTI	12
1.3.10 Système de lubrification des paliers compresseurs et moteur électrique	12
1.3.11 Injection chimique (U55)	12
1.3.12 Système anti- incendie (U50)	12
1.3.13 Unité gaz combustible (fuel gas)	13
1.3.14 Centrale électrique (PGP)	13
1.3.15 Système de contrôle	13
1.3.16 Unité de déshydratation(U25).....	13
2.1 Introduction.....	16
2.2 Les catégories du gaz naturel	16
2.2.1 Les gaz conventionnels	16
2.2.2 Les gaz non conventionnels :	17
2.3 Constituants du gaz naturel	18
2.3.1 Méthane (CH ₄)	18
Le méthane est le principal constituant du gaz naturel,	18
2.3.2 Éthane (C ₂ H ₆).....	18
L'éthane est un hydrocarbure présent en quantités.....	18
2.3.3 Propane (C ₃ H ₈) et butane (C ₄ H ₁₀).....	18

Le propane et le butane sont	18
2.3.4 Dioxyde de carbone (CO ₂).....	18
Le CO ₂ est souvent présent dans le gaz	18
2.3.5 Azote (N ₂).....	18
L'azote est un composant inerte présent dans le gaz naturel.....	18
2.3.6 Sulfure d'hydrogène (H ₂ S).....	18
Le H ₂ S est un composé soufré toxique	19
2.3.7 Eau (H ₂ O)	19
L'eau est présente dans le gaz naturel sous forme de vapeur.....	19
2.4 Les différents types de gaz naturel.....	19
2.4.1 Gaz associé	19
Ce type de gaz naturel est extrait des gisements de pétrole.	19
2.4.2 Gaz non associé	19
Contrairement au gaz associé, le gaz non associé est.....	20
2.4.3 Gaz de schiste	20
Le gaz de schiste est extrait des formations de schiste en.....	20
2.4.4 Gaz biogène	20
Ce type de gaz naturel est produit par des processus	20
2.4.5 Gaz synthétique.....	20
2.5 Technique du traitement du gaz naturel (associé).....	20
2.5.1 Séparation des hydrocarbures liquides (Liquids Recovery).....	20
Cette	20
2.5.2 Élimination des particules solides (Solids Removal).....	20
Les particules	20
2.5.3 Déshydratation (Dehydration).....	21
La déshydratation vise à éliminer.....	21
2.5.4 Élimination du dioxyde de carbone (CO ₂ Removal).....	21
Le dioxyde de.....	21
2.5.5 Élimination du sulfure d'hydrogène (H ₂ S Removal).....	21
Le sulfure	21
2.5.6 Réduction de la teneur en mercaptans (Mercaptan Removal)	21
Les.....	21
2.5.7 Réfrigération et liquéfaction (Réfrigération and Liquéfaction)	21
Dans	21
2.6 Propriétés physique et thermodynamique du gaz naturel	21
2.6.1 Composition chimique.....	21
2.6.2 Densité.....	21
2.6.3 masse volumique.....	22
2.6.4 Le pouvoir calorifique	22

2.6.5 Chaleur spécifique	22
2.6.6 Viscosité.....	23
2.6.7 Pression et températures critiques	23
2.6.8 Point de rosée d'hydrocarbure (HDP)	23
2.6.9 Point de rosée d'eau (WDP)	23
2.6.10 Humidité relative d'un gaz.....	24
2.7 Le gaz lift	24
2.7.1 La compression et la réinjection de gaz	24
2.7.2 le problème de givrage des puits	24
2.8 Conclusion	26
3.1 Introduction.....	27
3.2 Les hydrates de gaz.....	27
3.3 Structure des hydrates	28
3.3.1 Liaisons hydrogène	28
3.3.2 Cages d'hydratation.....	28
3.3.3 Nombre d'hydratation	29
3.3.4 Stœchiométrie	29
3.3.5 Coordination ionique.....	29
Les ions du composé hôte peuvent être entourés.....	29
3.4 Conditions de formation des hydrates	29
3.4.1 Facteurs primaires	30
3.4.2 Facteurs secondaires	30
3.5 Types des hydrates	31
3.5.1 Hydrates impliquant des molécules de gaz de petite taille.....	31
3.5.2 Hydrates impliquant des molécules de gaz de grande taille	31
3.6 Prévention contre la formation d'hydrates	32
3.6.1 Réduction de la pression de service	32
3.6.2 Augmentation de la température.....	32
3.6.3 Injection d'inhibiteurs de formation d'hydrates.....	32
3.6.4 Déshydratation du gaz.....	32
3.7 la déshydratation.....	32
3.7.1 Le but de la déshydratation du gaz	33
3.8 Procédés de déshydratation utilisés dans l'industrie gazière	33
3.8.1 Déshydratation par compression ou refroidissement.....	33
3.8.2 Procédé de détente - réfrigération.....	33
3.8.3 Déshydratation par absorption	33
3.8.4 Inhibition par injection d'inhibiteurs de formation d'hydrates.....	33
3.8.5 Procédés d'adsorption.....	34
3.9 L'adsorption :	34

3.9.1 Généralités : [36]	34
3.9.2 Principaux dessiccants :	35
3.10 Tamis moléculaires	37
3.10.1 les types des tamis moléculaires	38
3.10.2 La composition des tamis moléculaires	39
3.10.3 les caractéristiques des tamis moléculaires	39
3.10.4 Aperçu général sur mode d'adsorption avec tamis moléculaires	41
3.10.5 Régénération des tamis moléculaires	42
3.10.6 Les problèmes d'endommagement des tamis moléculaires	43
3.10.7 Détection et évaluation des dommages sur les tamis moléculaires	44
3.10.8 la condensation rétrograder	45
3.11 le problème de la condensation rétrograder dans le sécheur de gaz	45
3.12 Conclusion	46
4.1 Introduction	47
4.2 Mode de transfert de chaleur et les échangeurs de chaleurs	47
4.2.1 Définition du Transfert de chaleur	47
4.2.2 Différents Mode de transfert de chaleur	48
4.3 Les échangeurs de chaleur	50
4.3.1 Définition	50
4.3.3 Classification des échangeurs	51
4.3.4 Différents types d'échangeurs	53
4.4 Les aéroréfrigérant	56
4.4.1 Définition	56
4.4.2 Différents types des aéroréfrigérants	57
4.5 Vannes régulatrices	61
4.5.1 Définition	61
.IV Les types des vannes	62
4.5.4 coefficients de débit d'une vanne C_v	64
4.6 Les hygromètres	65
4.6.1 Définition	65
4.6.2 Le principe de fonctionnement	65
4.7 Simulateur ASPEN HYSYS	65
4.7.1 Aperçu général sur le simulateur HYSYS	65
4.7.3 Méthode de travail avec le simulateur ASPEN HYSYS	66
4.7.4 Les équations d'Etat dans le simulateur HYSYS	67
4.8 Conclusion	67
IV. Volet expérimentale	69
1.1 Introduction	68
1.2 Système de déshydratation de Zotti (U25)	69

1.3 Les paramètres de design :	70
1.4 Présentation des problèmes :	70
1.4.1 Problème de l'augmentation de la température :	70
1.4.2 Problème de système minuteur (timer) :	71
1.5 Les conséquences de ces problèmes :	72
1.6 Suggestions et recommandations pour la résolution de ces problèmes	72
1.6.1 Les propositions le problème de la température élevée :	72
Avantages	72
Inconvénients :	72
1.6.2 Les propositions Pour le problème de système minuteur (timer)	73
Avantages :	73
Inconvénients	73
Solutions pour l'inconvénients de cette proposition	74
1.7 Conclusion	74
2.1 Introduction :	75
2.2 Revoir le Dimensionnement du sécheur	75
2.2.1 Calcul de la vitesse admissible du gaz dans le lit G	75
2.2.2 Calcul du facteur de compressibilité Z	75
2.2.3 Calcul de la densité du gaz ρ_g	78
2.2.4 Calcul de la vitesse superficielle du gaz V_{gmax}	79
2.2.5 calcul du diamètre intérieur minimum de la colonne D_{min}	79
2.2.6 Calcul de la concentration d'eau dans le gaz Y_w	80
2.2.7 calcul de la quantité d'eau adsorbée par unité de temps	81
2.2.8 calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse H_z	82
2.2.11 Calcul de la longueur d'équilibre du lit à saturation	82
2.2.12 Calcul de la hauteur totale H_t	83
2.2.9 Calcul de la capacité d'adsorption utile X	83
2.2.10 calcul de la quantité d'eau adsorbée par cycle W :	85
2.3 Calcul des pertes de charge	85
2.3.1 Calcul de la chute de pression à travers le lit	85
2.3.2 Calcul de la perte de charge dans le lit du tamis	86
Calcul de La viscosité dynamique	86
Calcul le nombre de Reynold	87
Calcul de la fraction du vide externe ϵ	87
2.3.3 Calcul de la perte de charge dans les billes en céramiques 1/2"	88
Calcul du nombre de Reynold	88
2.3.4 Calcul de la perte de charge dans les billes en céramiques 1/4"	89
Calcul du nombre de Reynold	89
2.3.5 calcul de la perte de charge due à l'expansion du lit	90

2.3.6 calcul de la perte de charge due à la contraction du lit	91
2.3.7 La chute de pression totale	91
2.3.8 Interprétation et conclusion.....	93
2.4 Calcul du débit de régénération	91
2.4.1 Calcul de la quantité de chaleur nécessaire pour la régénération	92
2.4.2calcul de la chaleur nécessaire pour chauffer le tamis moléculaire du lit	93
2.4.3 Calcul de la chaleur nécessaire au chauffage du récipient adsorbant	93
2.4.4 Calcul de la chaleur nécessaire au chauffage des billes inertes :	93
2.4.5 Calcul de la chaleur nécessaire pour chauffer la quantité d'eau.....	94
2.4.6 Calcul de la chaleur nécessaire au chauffage de l'hydrocarbure adsorbé	94
2.4.7 Calcul de la chaleur nécessaire à la vaporisation des hydrocarbures	95
2.4.8 La pertes de chaleur	95
2.4.9 Calcul du débit de gaz nécessaire à la régénération	97
a. Débit pour l'étape de chauffage (A, B etC) :.....	97
b. La chaleur spécifique la période i :	91
2.5 Revoir les calculs de design avec les données actuelles.....	99
Interprétation des Résultats de l'Étude de Vérification de Design	99
Conclusion	101
2.6 L'optimisation des paramètres opératoires de la section de déshydratation	102
2.6.1 L'étude de l'influence de la variation de la température sur le temps de saturation.....	102
2.6.2 Résultat obtenu :	102
2.6.3 Interprétation	104
2.6.4 Recherche les points Optimum d'exploitation.....	105
2.7 Conclusion	105
3.1 Introduction.....	105
3.2 Modélisation de l'unité de déshydratation par ASPEN HYSYS V10	106
3.2.1 avec un seul échangeur	108
3.2.2Avec deux échangeurs en série :	108
3.3Optimisation des paramètres des échangeurs (T° Débit de la source froide)	106
3.3.1Les raisons de choix :	106
a. Le choix de gaz miscible :.....	106
b. Le choix de la pression de 43 bar :.....	106
c. Le choix de débit :	106
3.3.2Calcule du débit de gaz recyclé vers l'échangeur a état Normal.....	106
3.4 La simulation de la vanne Joule Thomson.....	109
3.5 Dimensionnement de la vanne Joule Thomson par Aspen HYSYS V10 :	110
3.6Dimensionnement des échangeurs de chaleurs :	110
3.6.1Echangeur 25-HE-100 :	112
3.6.2Echangeur 25-HE-100A:.....	115

3.6.3Echangeur 25-HE-100B :	118
3.7 Choix de la modélisation optimal	120
3.8 Description de l'implémentation de système de contrôle de l'unité de déshydrations avec hygromètre	121
3.8.1 Introduction	121
3.8.2 La proposition de système hygromètre	121
3.8.3 Description du séchage avec le nouveau système	122
3.8.3 Cycle de fonctionnement automatique	122
Régénération :	122
Chauffage	123
Refroidissement	123
Les solutions :	124
3.9 Conclusion	124
4.1 Introduction	126
4.2 Modélisation du four de régénération par Aspen HYSYS V10	126
4.2.1 Quantités de CO2 émises dans l'atmosphère	127
Interprétation	131
4.3La dégradation des tamis moléculaire :	131
4.3.1le gain de cycle de régénération	131
4.3.5 Les dépense de changements des tamis moléculaire :	132
4.3.6 Le manque à produire dans la période de changement des tamis moléculaires	133
4.4 Le manque à produire due au problème de givrage des puis :	133
4.5 Conclusion	134
V. Conclusion générale	135
Références	137

Liste de figure

Figure 1.1: localisation du complexe GEA [1]	4
Figure 1.2: aperçu de l'installation centre Zotti [2]	7
Figure 1.3 : aperçu de l'installation de compression [2]	7
Figure 1.4 : aperçu de l'installation de compression gas-lift [2]	9
Figure 1.5: aperçu de l'installation de compression gaz miscible [2]	9
Figure 1.6: l'installation de stabilisation du condensat [2]	10
Figure 1.7: réservoir d'eau de dilution [2]	10
Figure 1.8: pompes d'eau de dilution [2]	11
Figure1.9: l'installation de l'unité de déshydratation [2]	14
Figure 1.10: l'installation de la régénération de gaz de déshydratation [2]	XV
Figure1.11: l'installation de refroidissement la du gaz de régénération [2]	15
Figure 2.1 : Constitution d'un gaz naturel brut [6]	19
Figure2.2 : Diagramme pression - température [17]	23
Figure 2.3: Localisation de la déshydratation dans le process [17]	25
Figure 3.2 : Structure cristalline de la cavité unitaire d'hydrates [18]	28
Figure 3.1: Structure cristalline de la glace [17]	28
Figure 3.3: structure des hydrates [24]	29
Figure 3.4: Domaine de formation des hydrates [17]	31
Figure 3.6: Déshydratation par adsorption [17]	35
Figure3.7: Différences entre les différents dessiccants	37
Figure 3.8 : Structure des tamis moléculaires [41]	38
Figure 3.9: Schéma d'un adsorbeur à tamis moléculaires	41
figure 3.10 :adsorption des molécules d'eau dans le gaz naturel par les tamis moléculaire [43]	42
Figure 3.11 : tamis moléculaires endommagé	43
figure 4.1 : transfert de chaleur par Conduction [49]	48
Figure 4.2 : transfert de chaleur par Convection [50]	49
Figure 4.3transfert de chaleur par rayonnement [51]	49
Figure 4.4 : Circulation des fluides dans un échangeur de chaleur. [53]	50
Figure 4.5: Répartition en pourcentage des recettes par type d'échangeur sur le marché total de l'échangeur [55]	51
Figure 4.6: Echangeurs Co/Contre-courant [57]	52
Figure 4.8 : un échangeur à faisceau tubulaire et calandre [60]	54
Figure 4.7: Exemple d'un échangeur de chaleur à plaques [59]	55
Figure 4.9 : un échangeur à ailettes [61]	55
Figure 4.10: Un échangeur de chaleur à double tube [62]	56
Figure 4.11: Principe de fonctionnement d'un aéroréfrigérant [63]	57
Figure 4.12 : Aéroréfrigérants à air induit [66]	58
Figure 4.13 : Aéroréfrigérants à air forcé. [66]	60
Figure 4.14: Vanne à passage direct [68]	61
Figure 4.15 : Vanne manuelle [70]	62
Figure 4.16 : Vanne pneumatique [71]	62
Figure 4.17: Vanne de régulation Joule-Thomson. [74]	63
Figure1. 1 la perte de charge avant et après le changement des tamis moléculaires [58]	68
Figure 1.2 : la perte de charge et le débit de régénération avant et après le changement des tamis moléculaires [58]	69
Figure 1.3 : la composition interne d'un sécheur centre Zotti	69
Figure 1.4: la variation de température d'air ambiant et de la charge du gaz dans la période estivale [58]	70
Figure 1.5: vue de dessus du aéroréfrigérant	71
Figure 1.6: vue de dessous du aéroréfrigérant	71

Figure 2.1: Isostères d'adsorption d'eau pour tamis moléculaire de type 4A [32].....	84
Figure 2.2: Le graphe des périodes de régénération.....	92
Figure 2.3 : module de saturation par ASPEN HYSYS V10.....	102
Figure 2.4: courbe de la variation de la température sur le temps de saturation	103
Figure 2.5 : Enveloppe de comportement thermodynamique.....	105
Figure 3.1 : la simulation de l'unité de déshydratation par ASPEN HYSYS V10 avec un sel échangeur.....	108
Figure 3.2: la simulation de l'unité de déshydratation par ASPEN HYSYS V10 avec deux échangeurs.....	109
Figure 3.3 : la simulation de la vanne par ASPEN HYSYS V10 dans Le fonctionnement état normal	109
Figure 3.4: la simulation de la vanne par ASPEN HYSYS V10 dans Le fonctionnement état maxi	110
Figure 3.5 : la fiche technique de Dimensionnement de la vanne Joule Thomson par Aspen HYSYS V10..	110
Figure 3.6: la fiche technique de Dimensionnement de Echangeur 25-HE-100 par Aspen HYSYS V10.....	112
Figure 3.7: le coût de Echangeur 25-HE-100 par Aspen HYSYS V10	113
Figure 3.8: la disposition des plaques tubulaire de l'échangeur 25-HE-100 par Aspen HYSYS V10	113
Figure 3.9 : schéma de l'échangeur 25-HE-100 par Aspen HYSYS V10	114
Figure 3.10 : La variation de la température par rapport aux distances	114
Figure 3.11 : la fiche technique de Dimensionnement de Echangeur 25-HE-100-A par Aspen HYSYS V10	115
Figure 3.12 : le coût de Echangeur 25-HE-100-A par Aspen HYSYS V10.....	116
Figure 3.13: la disposition des plaques tubulaire de Echangeur 25-HE-100-A par Aspen HYSYS V10	116
Figure 3.14 : schéma de l'échangeur 25-HE-100-A par Aspen HYSYS V10.....	117
Figure 3.15: La variation de la température par rapport aux distances	117
Figure 3.16: la fiche technique de Dimensionnement de Echangeur 25-HE-100B par Aspen HYSYS V1	118
Figure 3.17 : le coût de Echangeur 25-HE-100B par Aspen HYSYS V10	119
Figure 3.18: la disposition des plaques tubulaire de echangeur 25-HE-100B par Aspen	119
Figure 3.19: schéma de l'échangeur 25-HE-100B par Aspen HYSYS V10.....	119
Figure 3.20: La variation de la température par rapport aux distances	120
Figure 3.21: schéma le nouveau système déshydratation par hygromètre	123
Figure 4.1: la simulation du four par Aspen HYSYS V10	126
Figure 4.2 : les heurs de La marche du four par le design actuel	128
Figure 4.3: les heurs de La marche du four par le nouveau design	128

Liste de tableau

Tableau 3.1: Diamètres critiques de certaines molécules	35
Tableau 3.2: Caractéristiques générales du Charbon actif [38, 39]	36
Tableau 3.3: Caractéristiques générales de l'alumine activée [38, 39]	36
Tableau 3.4: Caractéristiques générales du Gel de silice [38, 39]	36
Tableau 3.5 : Caractéristiques générales des tamis moléculaires [38, 39]	36
Tableau 3.6 : Composition chimique du tamis UOP UI 94 [39]	39
Tableau 3.7 : Caractéristiques générales des tamis moléculaires [33]	40
tableau 1.9 Les paramètres de design centre Zotti	70
Tableau 2.1: la composition de la charge, les pressions et le températures critiques	77
Tableau 2.2 : Les donnees de calculs	95
Tableau 2.3 : Résultat des calculs de chauffage	96
Tableau 2.4 : Résultat des calculs de refroidissement	97
Tableau 2.5	98
Tableau 2.6 : Résultat des calculs et les paramètres de design	99
Tableau 2.7: Résultat de la variation de la température sur le temps de saturation	103
Tableau 3.1: Résultat des calculs du débit de gaz recyclé vers l'échangeur	107
Tableau 3.2 : les paramètres dimensionnement des échangeurs	111
Tableau 4.1: La compositions de l'échappement du four [60]	126

Liste abréviation :

GCR : Gas Compression and Réinjection

GEA : Gassi El Agreb

ARH : Autorité de régulation des hydrocarbures

ρ_g : masse volumique du gaz

ρ_b : masse volumique des particules du lit

Dpm : diamètre moyen des particules

Pr : est la pression réduite

Ps : est la pression du système

Pc : est la pression critique

Tr : est la température réduite,

Ts : est la température du système,

Tc : est la température critique.

ρ : est la masse volumique du gaz

P : est la pression

M : est la masse molaire du gaz

Z : est le facteur de compressibilité

R : est la constante des gaz parfaits

T : est la température

Vgmax : est la vitesse superficielle du gaz

G : est le débit massique du gaz

ρ : est la masse volumique du gaz

Yw : de la concentration d'eau dans le gaz

CT : facteur de correction

q : est la quantité d'eau adsorbée par unité de temps

Rs : saturation relative au maximum 100%

Ht : est la hauteur totale

Hs : est la longueur d'équilibre du lit à saturation

H_z : est la hauteur de la zone de transition

ρ_b : est la densité de la phase solide

Qv : Débit de gaz

Φ_r : temps de passage de l'adsorption

ϵ : fraction de vide externe

μ : est la viscosité dynamique du gaz

Gc' : facteur de conversion

Gc' : facteur de conversion

C_{ve} : Coefficient de dimensionnement de la vanne

N8 : coefficient de conversion des unités

P1 : la pression d'entrée

FP : Facteur de géométrie du conduit,

Y : Facteur d'expansion, sans dimension

X : Taux de baisse de pression à travers la vanne en fonction de la pression statique absolue en amont ($\Delta P/P1$), sans dimension

MW : poids moléculaire

T1 : la température à l'entrée de la vanne

CVe : Coefficient de dimensionnement de la vanne estimer

CVc : Coefficient de dimensionnement de la vanne calculer

I. Introduction générale

Dans l'industrie pétrolière et gazière, le traitement adéquat du gaz naturel est une étape essentielle pour garantir la sécurité, l'efficacité et la rentabilité des opérations. En particulier, la déshydratation du gaz est cruciale pour prévenir la formation d'hydrates, la corrosion, et les blocages des conduites, problèmes qui peuvent entraîner des arrêts de production et des coûts de maintenance élevés.

Le gaz associé acheminé des différents centres (GEA) vers le centre ZOTTI GCR nécessite un traitement supplémentaire pour répondre aux exigences techniques spécifiques des applications comme le gas-lift, la réinjection de gaz, l'étanchéité des compresseurs, et le gaz combustible. La déshydratation de ce gaz, qui vise à réduire la teneur en vapeur d'eau à 55 PPM(V), est réalisée à l'aide d'un tamis moléculaire de type 4A MOLSIV UI 94 1/8".

Cette étude se concentre sur l'optimisation des paramètres opératoires de la section de déshydratation du gaz au centre ZOTTI GCR. En période estivale, lorsque la température ambiante dépasse les 40°C, les équipements de refroidissement actuels, notamment les aéroréfrigérants, montrent des lacunes. Le choix initial de ces aéroréfrigérants à tirage forcé, au lieu de tirage induit, n'est pas optimal pour les conditions désertiques et pose des défis particuliers en termes de gestion des températures et de la variabilité saisonnière de la quantité d'eau associée au gaz.

Le choix de ce sujet est motivé par l'importance de garantir une déshydratation efficace du gaz pour maintenir la continuité des opérations et minimiser les coûts. L'optimisation des paramètres opératoires et la reconsidération de la conception des équipements de refroidissement peuvent significativement améliorer la performance et la durabilité des installations, en particulier dans les conditions climatiques extrêmes.

L'objectif de cette étude est d'optimiser les paramètres opératoires de la section de déshydratation du gaz pour améliorer l'efficacité et prolonger la durée de vie des tamis moléculaires, tout en minimisant les arrêts de production et en répondant aux exigences réglementaires et techniques.

Cette étude est cruciale pour l'industrie gazière car elle propose des solutions pour améliorer la performance et la durabilité des installations de déshydratation. En réduisant les coûts opérationnels et en augmentant l'efficacité, elle contribue à une gestion plus durable et rentable des ressources gazières.

Les recherches antérieures ont mis en lumière l'importance des paramètres opératoires et des équipements de refroidissement dans la déshydratation du gaz. Cependant, peu d'études ont examiné l'impact des conditions climatiques extrêmes et des variations saisonnières sur ces processus.

II. Problématique

L'unité de déshydratation du centre ZOTTI GCR, en service depuis 2008, rencontre des difficultés dues à des défauts de conception et des paramètres opératoires inadaptés, surtout en période estivale.

- Comment optimiser les paramètres opératoires et les équipements de refroidissement pour assurer une déshydratation efficace tout en gérant la variabilité saisonnière de la quantité d'eau dans le gaz ?
- Quelles sont les lacunes spécifiques dans la conception des aéroréfrigérants actuels ?
- Comment les variations saisonnières de température affectent-elles l'efficacité de la déshydratation ?
- Quelles méthodologies alternatives pourraient être mises en place pour gérer la déshydratation sans recourir à un système de minuterie ?

- Comment revaloriser le surplus de gaz pour minimiser le torchage tout en maximisant les revenus ?

Hypothèses

- L'optimisation des paramètres opératoires et l'amélioration des aéroréfrigérants peuvent prolonger la durée de vie des tamis moléculaires.
- Une meilleure gestion des températures d'entrée des sécheurs peut stabiliser le processus de déshydratation.
- Une nouvelle méthodologie de gestion pourrait augmenter l'efficacité opérationnelle.
- La revalorisation du surplus de gaz est possible et bénéfique économiquement.

Méthodologie et Outils de l'Étude

La méthodologie de cette étude repose sur une combinaison d'analyses théoriques et pratiques. Les formules de calcul basées sur les standards GPSA (Gas Processors Suppliers Association) seront utilisées pour vérifier et optimiser les paramètres opératoires. Les outils comprennent des logiciels de simulation tels qu'ASPEN HYSYS pour modéliser les processus, ainsi que des capteurs et instruments de mesure pour collecter des données précises sur la température et la teneur en eau du gaz.

Structure de l'Étude

L'étude est organisée en deux volets :

Volet théorique

Chapitre 01 : Présentation de la direction d'El-Gassi Ex SONAHES

Chapitre 02 : Génialité sur le gaz naturel

Chapitre 03 : séchage du gaz

Chapitre 04 : Notions de base sur les équipements cible de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS

Volet expérimental

Chapitre 01 : système de déshydratation de zotti

Chapitre 02 : Objectif de l'étude

Chapitre 03 : Dimensionnement des équipements cibles du projet

Chapitre 04 : Étude environnemental et économique

III. Volet théorique

CHAPITRE 1 : Présentation de la direction d'El-Gassi Ex SONAHES

1.1 Introduction

En mars 1958, deux ans après la découverte du gisement de Hassi Messaoud, la société nationale du pétrole d'Aquitaine (SNPA) a obtenu un permis d'exploitation et de développement de 2000 km².

Après la mise en évidence par la sismique, d'un important anticlinal dans le précambrien dans le bassin de l'Oued Mya, le premier puits GS1 a été foré au flanc sudest de cet anticlinal et rencontre en janvier 1959 par le sondage AR2 et en janvier 1960 par le sondage AR1, le champ de la direction d'El Gassi est composé de 5 centres (Zotti, GS1, West Agreb, AR2, AR6).

Les gisements GEA s'étendent sur une superficie d'environ 1000 km² au nord du désert du Sahara. C'est une société française, la Société Nationale du Pétrole d'Aquitaine (SNPA), qui est entrée ultérieurement dans le groupe Elf, qui a débuté l'exploration dans cette région en forant le premier puits GS-1 en 1959. On y recense aujourd'hui plus de 50 puits de production.

Le 16 avril 2000, les Sociétés SONATRACH et AMERADA HESS ont signé un Accord de Partage de la Production (APP) pour les gisements d'El Gassi, Zotti et El Agreb (communément appelé complexe GEA), d'où la création de la société SONAHCESS, qui assure la continuité de l'exploitation et du développement du complexe GEA.

SONATRACH exerce ses activités dans le secteur pétrolier par l'exploration, le développement et l'exploitation du complexe GEA (GASSI EL AGREB) et dans le cadre de ses activités, SONATRACH est soucieuse du respect de la Santé, de la Sécurité et de l'Environnement (HSE) [1]

1.2 Emplacement géographique

Le complexe GEA est situé à l'ouest du Grand Erg Oriental dans le nord du Sahara algérien approximativement à 31° de latitude nord et 5°30' de longitude est, au nord du Sahara algérien, à environ 700 km au sud d'Alger, 180 km au sud de Ouargla et environ 100 km au sud de Hassi - Messaoud dans le secteur administratif de la Wilaya de Ouargla. Le complexe GEA s'étend le long d'un axe nord-est/sud-ouest de 40 km environ, avec les trois gisements d'El-Gassi, de Zotti et d'El Agreb, chacun couvrant environ 30 km², centré sur les installations de traitement [1]



Figure 1.1: localisation du complexe GEA [1]

1.3 Développement du champ de la direction d'El Gassi

Quelques années auparavant le gaz associé sortant des gisements de pétrole des trois champs d'El-Agreb/ELGASSI et ZOTTI était brûlé au niveau des torches de la section de séparation, sachant que les infrastructures nécessaires permettant sa récupération et son recyclage n'étaient pas rentables du point de vue économique.

En 1994, un projet a été réalisé pour la récupération de 1.200.000 Sm³/j des gaz bruts torchés au niveau des séparateurs AR06 et ZOTTI. Ce gaz a été comprimé de 12 bars à 150 bars dans des compresseurs alternatifs pour être utilisé comme gas-lift afin d'assister la production des puits de pétrole à faible indice de productivité (IP).

Le progrès technologique, et l'engagement de la SONATRACH pour préserver l'environnement et le souci de valoriser ce gaz ont permis à la société d'investir dans ce domaine afin de récupérer ce gaz et de le traiter pour l'utiliser comme Gas- lift, gaz miscible ou encore source d'énergie à savoir gaz combustible, production d'électricité (PGP) etc.....

Dans ce domaine l'entreprise nationale SONATRACH avec le partenaire HESS ont contribué à la réalisation d'une nouvelle usine de compression et de réinjection de gaz au centre de production de NEW ZOTTI (GCR) pour la récupération et le traitement des gaz des trois principaux champs de cette région [1].

La direction d'EL-GASSI comprend trois (03) champs pétrolifères qui sont :

- a. **EL-GASSI** : contient le centre de GS1
- b. **ZOTTI** : contient deux centres OLD ZOTTI et NEW ZOTTI
- c. **EL-AGREB** : contient trois centres AR6, AR2, west agreb

1.3.1 Les installations de traitement d'huile du gisement d'El-Gassi " GS1 "

C'est un centre de séparation stockage et expédition du pétrole brut, il contient les installations suivantes :

La Séparation 1er étage, 2eme étage, 3eme étage (atmosphérique)

Après la séparation, l'huile est d'abord stockée dans des bacs à toit fixe puis expédiée vers HEH (HAOUD ELHAMRA), le gaz vers le centre ZOTTI et l'eau vers un puits injecteur GS15. [1]

- Zone de stockage d'huile
- Unité de récupération des gaz atmosphérique (VRU).
- Unité d'expédition d'huile vers Haoud el hamra.
- Une unité de traitement des eaux produites.
- Compresseurs booster et MF envoient du gaz vers zotti.
- Unité d'injection d'eau

1.3.2 Les installations de traitement d'huile du gisement d'El-Agreb

a. Centre AR2

C'est un centre d'injection d'eau, ou l'eau est injectée à haute pression dans le gisement afin de maintenir sa pression et par conséquent maintenir la production du pétrole au plus haut niveau possible.

b. Centre AR06

C'est un centre de production et de séparation triphasique ou l'huile est envoyée au centre GS1, le gaz vers ZOTTI (GCR) et l'eau est expédiée vers l'unité de production d'eau douce située à west Agreb.

c. Centre West-AGREB

C'est un centre de production d'huile similaire à celui d'AR06 plus une unité de traitement d'eau [1].

1.3.3 Les installations de compression et la réinjection centre Zotti

d. Centre (Old Zotti)

Actuellement, Il contient uniquement l'activité de séparation 1er étage ou l'huile et l'eau des séparateurs existants sont acheminées aux oléoducs 10" existants vers les séparateurs de GS1. Il n'y a aucun équipement de traitement d'eau à Zotti et tout le flux d'eau est séparé, traité à GS1. Le gaz est transféré dans un gazoduc vers le 1er étage des booster compresseurs de new Zotti. [1]

Ces installations comprennent :

- Deux séparateurs (10-V-100/110) en production.
- Un séparateur de test pour jaugeage des puits.
- Une torche.

e. Centre (New Zotti GCR)

Station de compression et de réinjection du gaz appelée G.C.R.

Avant que le gaz soit injecté comme gaz lift ou directement dans le gisement comme gaz miscible, il traverse plusieurs étapes de traitement et subit des compressions.

Les gaz provenant des champs d'EL-Agreb (AR06 et west Agreb) et centre old Zotti à environ 5 bars eff entrent dans le 1er étage de compression et sort avec une pression avoisine 15 bars eff puis s'additionne au gaz en provenance du centre de GS1, le tout est compressé dans le 2ème étage du booster pour atteindre une pression d'environ 41 bar eff.

Ce gaz sera acheminé vers l'unité de déshydratation pour séchage, à la sortie il entrera dans les compresseurs gaz lift ou il sera comprimé de 41 bars eff à 150 bars eff. Une partie de ce gaz est envoyé vers les puits producteurs d'huile (El Gassi, zotti, Agreb), l'autre partie entrera dans un compresseur miscible ou elle sera comprimée jusqu'à 330 bars eff et sera injectée dans le gisement d'El Gassi . [1]

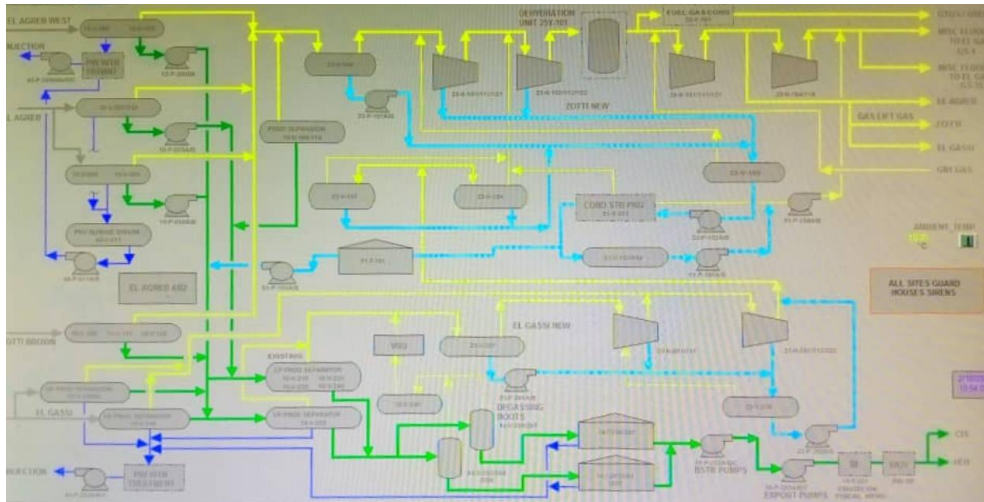


Figure 1.2: aperçu de l'installation centre Zotti [2]

1.3.4 Unité de compression et de réinjection de gaz

Tous les compresseurs centrifuges du GEA sont entraînés par des moteurs à vitesse variable. Ce système nous a permis de contrôler la pression et le débit de gaz de refoulement en ajustant sur la vitesse du compresseur. Cette technique a été choisie pour optimiser la consommation d'énergie. Ils sont aussi équipés avec des ballons d'aspiration afin de les protéger contre éventuel entrainement de gouttelettes de liquide, de poussières ou brouillards dus aux détentes ou modification d'état. [1]

Chaque compresseur est protégé par une vanne anti pompage qui permet de compenser le manque de débit de gaz à l'aspiration du compresseur et cela pour assurer un débit minimum à l'aspiration de celui-ci. [1]

Les compresseurs en marche parallèles tel que booster ou gas-lift peuvent être opérés avec un système de répartition de charge (loadsharing) [1].

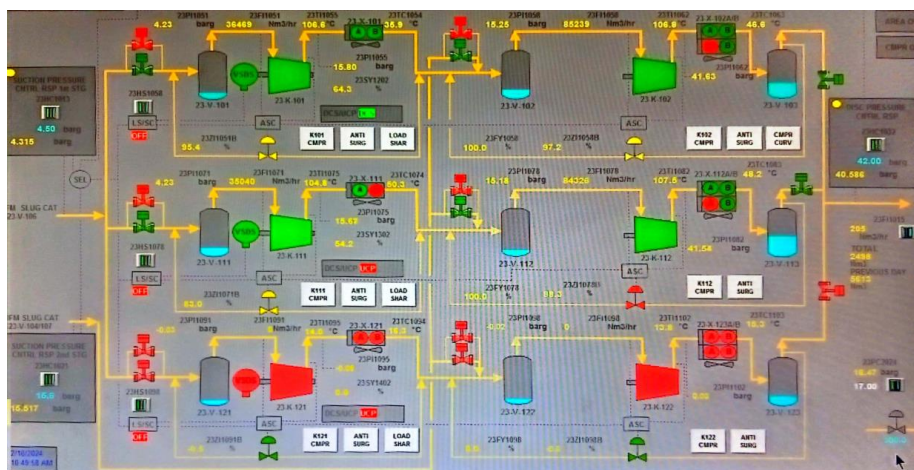


Figure 1.3 : aperçu de l'installation de compression [2]

a. Compresseurs gaz Booster (U23)

Les compresseurs booster sont des compresseurs centrifuge de type RB7-6B à deux étages. En marche normal deux seront en service parallèle et un en standby.

Les gaz venants des centres AR06/West Agreb et old Zotti seront épurés en particules liquides, hydrocarbures/eau, dans un ballon (slug catcher) 23-V-106.

Le gaz à la sortie du slug catcher 23-V-106 sera comprimé de 5 bars à 15 bars dans le 1er étage. Le gaz en provenance du centre GS1 sera aussi débarrassé des liquides dans le ballon 23-V-104/107 la sortie, il s'ajoute au gaz du 1er étage, le tous seront comprimé dans le 2ème étage de 15 bars à 41 bars, puis sera refroidi dans des aéroréfrigérants à une température d'environ 55°C pour permettre son admission dans l'unité de séchage.

Les Condensât générés par le refroidissement du gaz sont récupérés dans les ballons d'aspiration ou d'inter-étage des compresseurs.

Les liquide des ballons d'aspiration 1er étage sont envoyés vers ballon de torche chaude 31-V-102 puis expédiés vers GS1 via 31-P-102A/B.

Les liquides des ballons d'inter-étage sont envoyés vers ballon triphasique 23-V-105.

La totalité du gaz à la sortie des compresseurs booster sera acheminé vers l'unité de déshydratation [1].

b. Compresseurs gas-lift (U26)

En marche normal deux seront en service et un en standby.

Le gaz après séchage, en provenance de l'unité de déshydratation, est comprimé dans les compresseurs gas-lift à 150 bars. Le collecteur d'aspiration des compresseur gas-lift est doté d'un piquage à partir de la ligne du GR1/2 en cas d'insuffisance de débit ou d'anomalie au niveau des compresseurs booster un appoint sera assuré par cette ligne.

À la sortie, le gaz chaud passe à travers des aéroréfrigérants á tirage forcé pour le refroidir. Le liquide piégé dans les ballons de refoulement sera recyclé vers le ballon d'aspiration pour le dégazé en maximum après il sera envoyé vers collecteur d'inter-étage des booster.

Le gaz épuré des liquides sera dispatché entre manifolds du gaz lift et la ligne d'aspiration des compresseurs de gaz miscible selon la nécessité. [1]

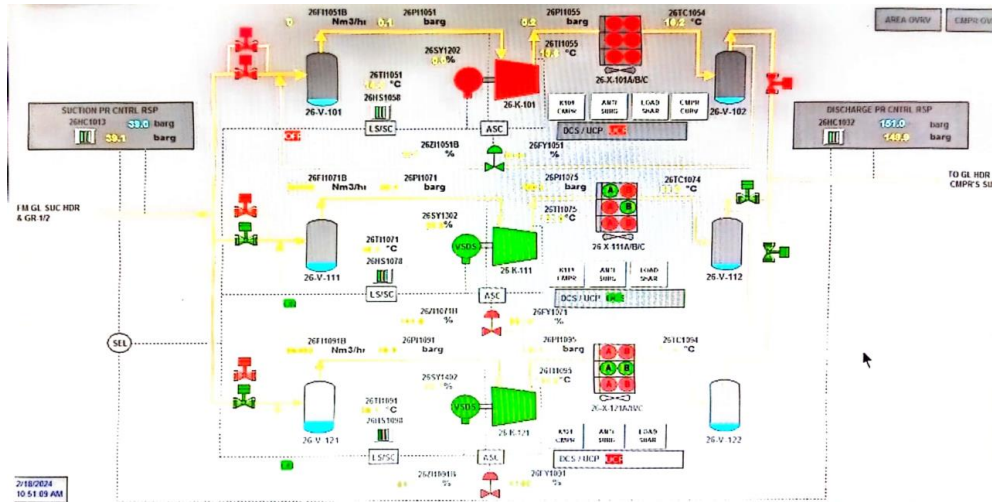


Figure 1.4 : aperçu de l'installation de compression gas-lift [2]

c. Compresseurs gaz miscible (U23)

L'unité de compression gaz miscible comprime le gaz provenant de l'unité de compression de gaz lift de 150 bars jusqu'à 330 bars à travers un compresseur centrifuge. Avant d'envoyer le gaz vers les manifolds du gaz miscible, il sera refroidi à une température inférieure à 80 °C celle-ci est imposée par le matériau de revêtement du pipe de collecte [1]

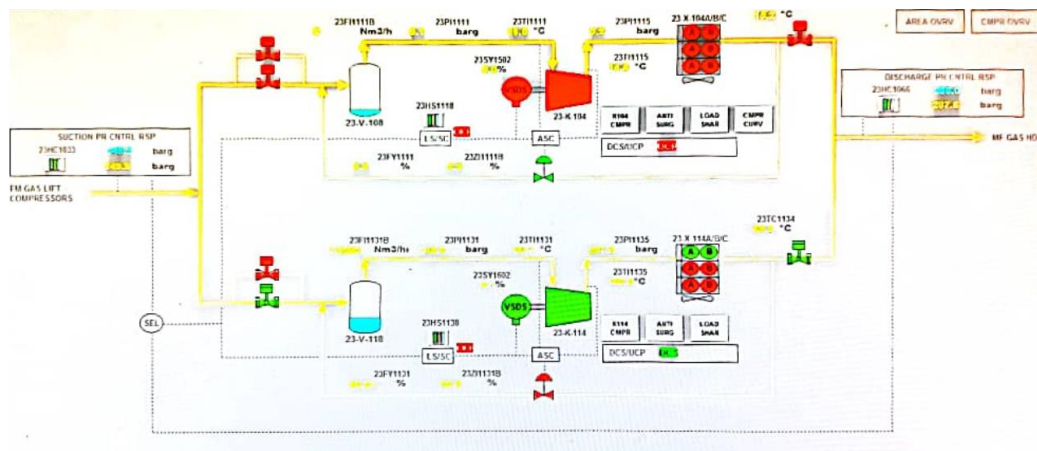


Figure 1.5: aperçu de l'installation de compression gaz miscible [2]

1.3.5 Unité de stabilisation du condensat (U51)

A pour but de stabiliser le condensat non spécifié récupéré dans les ballons, via une colonne de stabilisation pour atteindre une valeur de TVR (tension de vapeur de REID) conforme à la spécification c'est à dire inférieur de 0.75 bar [1]



C'est une unité qui contient une section de traitement physique et chimique d'eau pour le rendre conforme aux spécifications (oxygène scavenger, inhibiteur de corrosion) afin de l'utiliser pour dissoudre les sels présents dans le brut en évitant le bouchage des tubings et la corrosion des conduites. Une section des pompes pour injecter l'eau douce directement vers séparateur à 17 bars et vers puits 150 bars. [1]



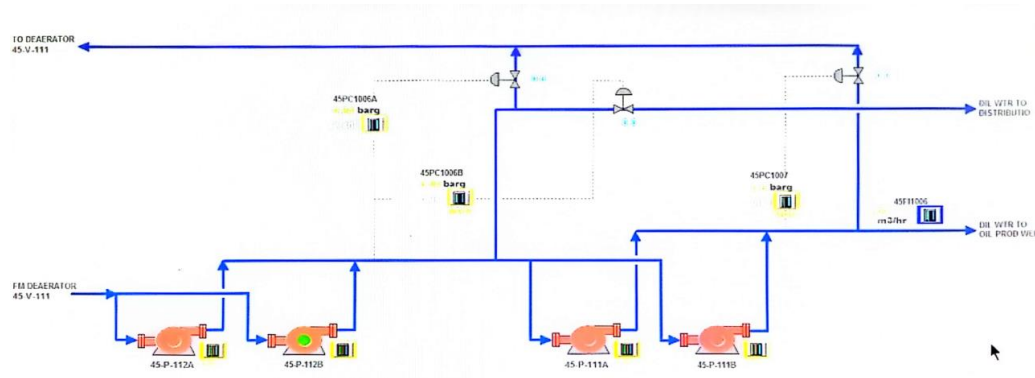


Figure 1.8: pompes d'eau de dilution [2]

1.3.7 Système de torches (U30/31)

Les deux lignes de torches qui sont installés devront pouvoir accepter les débits de gaz torchés suivant les différents cas de fonctionnement des installations, ils sont conçus pour des cas extrêmes.

On distingue deux types de torche :

- Une torche "chaude" pour gaz humide.
- Une torche "froide" pour gaz sec [1].
- Unité compresseur d'air (U37) : L'unité comprend trois compresseurs à vis de la marque atlas copco.

Un ballon de stockage d'air service, un ballon de stockage de l'air instrument, sécheur d'air (deux skid).

L'air comprimé produit par les compresseurs d'air est envoyé vers un réservoir d'air service utilisé comme volume de stockage ou comme tampon pour les pointes de consommation. L'air service est utilisé pour nettoyage et entretien des équipements en cas de besoin. Une autre partie d'air service passe à travers des sécheurs d'air à tamis moléculaire de type sans chaleur (heatless dryers) pour la production de l'air instrument. L'air instrument est utilisé pour le fonctionnement des instruments tel que vannes de régulation, purges moteur et production du nitrogène (azote). [1]

1.3.8 Unité production d'azote (U38)

C'est une unité avec membrane qui produit N₂ à partir de l'air instrument avec un taux de tolérance de 4% d'oxygène, utilisé pour l'étanchéité tertiaire et secondaire des compresseurs,

l'inertage des installations en cas de besoin, et dans le bac de condensat onspec (gas blanketing) [1]

1.3.9 Gaz d'étanchéité cas ZOTTI

C'est un gaz conditionné à des spécifications très strictes pour être utilisé comme gaz d'étanchéité au niveau de la garniture des compresseurs. Sa fonction consiste à interposer un fluide de barrage à une pression supérieure à la pression de gaz étanché [1]

1.3.10 Système de lubrification des paliers compresseurs et moteur électrique

Le système d'huile est destiné à alimenter en huile, Le circuit de lubrification à basse pression des paliers du compresseur, du Multiplicateur de vitesse et du moteur électrique.

Le circuit d'huile en suivant le sens de circulation se compose de :

- Un réservoir d'huile (caisse d'huile) : c'est un réservoir de stockage sans pression dans lequel les pompes aspirent l'huile et la distribuent au moto-compresseur.
- Un réchauffeur d'huile : assure une température conforme aux conditions de marche de l'équipement.
- Deux pompes à huile volumétrique.
- Trois Aéroréfrigérant d'huile : ils maintiennent la température de graissage.
- Une vanne de contrôle thermostatique à trois voies.
- Deux filtres à huile.
- Une vanne de régulation de pression d'huile de lubrification.
- Ballon tampon (Run down tank) : il se trouve en hauteur est assure la lubrification par gravité en cas de coupure de courant.

Remarque : le système de lubrification est pareil pour les compresseurs [1] .

1.3.11 Injection chimique (U55)

Fournie la quantité nécessaire de produit chimique à l'unité 45

1.3.12 Système anti- incendie (U50)

Il est composé d'un bac de stockage d'eau, de deux pompes de circulation d'eau à 9 bars et deux pompes grand débit, une électrique et l'autres diesel, qui se mettent en service en cas d'incendie plus des bouteilles de CO2 dans certaines installations tel que les sous stations électrique. [1]

1.3.13 Unité gaz combustible (fuel gas)

Un réseau d'alimentation en gaz combustible est prévu pour assurer l'alimentation en fuel gaz des turbines, four de régénération de gaz 25-HF-102, rebouilleur 51-H-102, ballons de condensat off spec 51-V-103/104, gaz de balayage de torche et Deaerator. [1]

1.3.14 Centrale électrique (PGP)

Une centrale électrique contient quatre turbogénératrices totalisant environ 80 MW. Elle Fournie l'énergie nécessaire au fonctionnement de tout le champ GEA. [1]

1.3.15 Système de contrôle

d. Système numérique de commandes centralisées (DCS)

Les installations sont pilotées par un système de contrôle centralisé DCS (Distributed control système) de marque Emerson DELTA V [1]

e. Système d'Arrêt d'Urgence (ESD)

Le Système d'Arrêt d'Urgence couvre l'ensemble des installations de production. Il prévient et minimise les risques de sécurité survenant en raison d'excès ou d'anomalies dans le processus ou en raison des conditions d'exploitation anormale. [1]

f. Système F&G

L'objectif premier du système F&G est l'alerte précoce du personnel sur des situations potentiellement dangereuses en termes d'atmosphère inflammable ou toxique ou d'incendie. [1]

1.3.16 Unité de déshydratation(U25)

Le séchage du gaz est nécessaire pour éviter la formation d'hydrates en aval et protéger les équipements d'éventuels endommagements. La technologie d'adsorption d'eau par tamis moléculaire est le procédé le plus performant qui permet l'obtention de points de rosée extrêmes.

Le gaz humide saturé à 41 bars eff et environ 55°C, destiné à être utilisé comme gas-lift dans les différents centres, est séché dans l'unité de séchage qui est constituée de trois adsorbants verticaux 25-V-101A/B/C, à tamis moléculaire de type 4 Å UOP MOLSIV UI-94 1/8". Le système de séchage consiste à éliminer l'humidité du gaz à un seuil inférieur à 55 ppm (v) sous 1 bars. Un hygromètre 25-AI-1101 à la sortie de l'unité de déshydratation nous informe de la teneur du gaz en eau.

Le dimensionnement des sécheurs est prévu pour assurer le séchage d'un débit de 200 MMSCFD.

En mode normal deux sècheurs seront en service et le troisième sera en régénération.

Le gaz à la sortie des des filtres coalesceur (wet filter) 25-F-103A/B traverse les tamis moléculaires du haut au bas une fois séché passe à travers un filtre à poussière 25-F- 104A/B pour éliminer les impuretés fines susceptibles de créer des problèmes de bouchage des équipements en aval. [1]

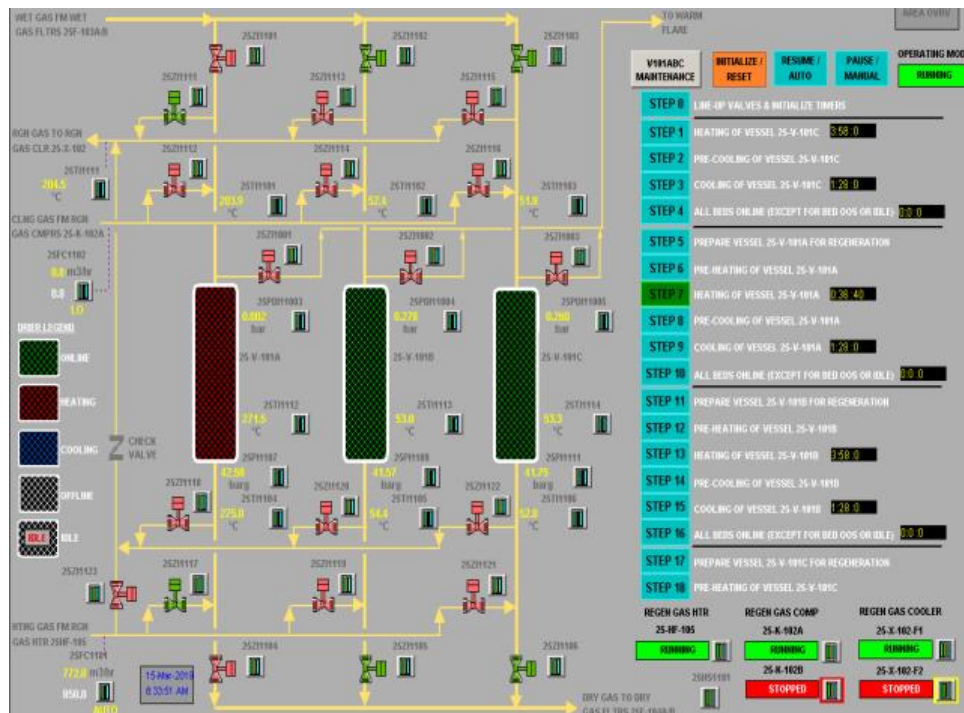
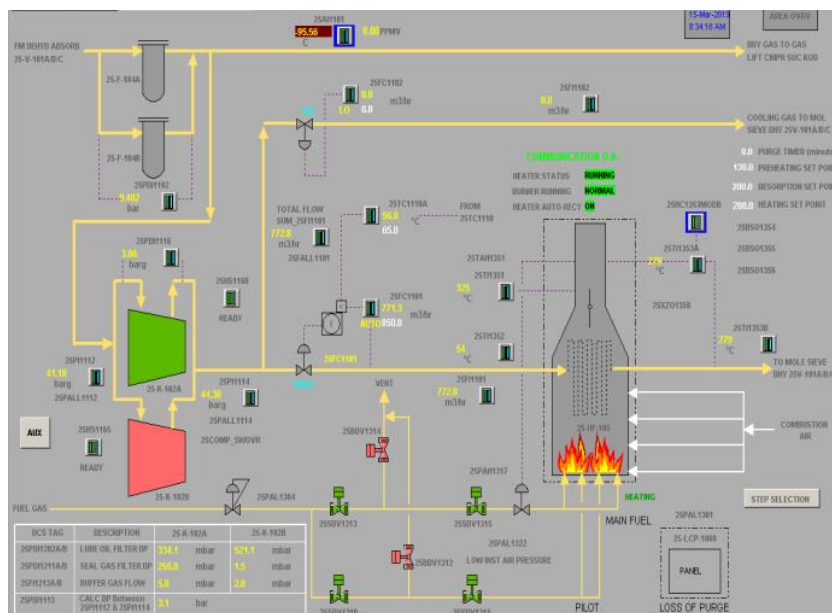


Figure1.9: L'installation de l'unité de déshydratation [2]



Après la saturation des tamis moléculaires, le sècheur doit être régénérer. Cette étape dure environ 4h. Le gaz de régénération des tamis moléculaire est un gaz sec d'environ 30

MMSCFD, prélevé en sortie des dry filter 25-F-104A/B et comprimé par des compresseurs 25-K-101A/B à une AP ≥ 2.5 bars afin de faciliter sa circulation à travers les tamis saturés. Il est porté à une température de 280°C dans le réchauffeur de gaz 25HF-102 afin de faire la désorption des tamis moléculaire. [1]

L'étape de désorption des lits des tamis se fait du bas en haut, le gaz chaud à la sortie sera refroidi par l'aéroréfrigérant 25-X-102 puis envoyé vers ballon 25-V-103 ou on sépare la phase liquide de la phase gazeuse. Le gaz débarrassé des liquides sera recyclé en amont du wet filter 25-F-103A/B.

Lorsque la température à la sortie du sécheur atteint 230°C, l'étape de régénération du sécheur est considérée comme accompli et l'étape de refroidissement prend relai.

Cette étape dure environ 1.5 h pour ramener la température du lit de tamis à une température inférieure à 75°C . [1]

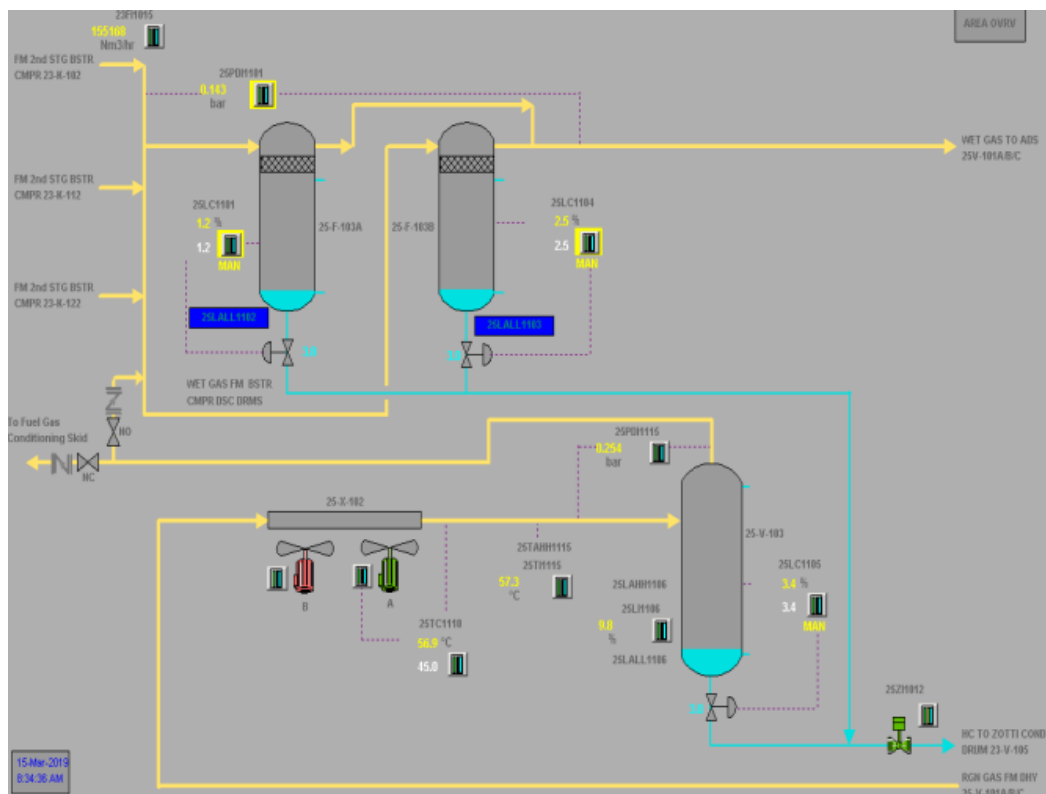


Figure1.11: l'installation de refroidissement la du gaz de régénération [2]

CHAPITRE 2 : Généralités sur le gaz nature

2.1 Introduction

Le gaz naturel s'est affirmé comme une ressource essentielle dans le paysage énergétique mondial, grâce à sa disponibilité abondante, sa polyvalence et son empreinte carbone relativement réduite. Utilisé dans divers secteurs tels que la production d'électricité, les applications industrielles, le chauffage des bâtiments et les transports, le gaz naturel offre une alternative plus propre à d'autres combustibles fossiles.

Historiquement extrait des gisements conventionnels, le gaz naturel est désormais largement produit à partir de procédés non conventionnels, avec une prédominance notable en Amérique du Nord. Cette évolution dans les méthodes d'extraction a transformé le paysage énergétique mondial et a conduit à une augmentation significative des échanges internationaux de gaz, accompagnée d'investissements massifs dans les infrastructures et les technologies de transport.

La demande croissante de gaz naturel à l'échelle mondiale est alimentée par plusieurs facteurs, notamment la transition énergétique vers des sources moins émettrices de carbone. Dans le secteur de la production d'électricité, par exemple, le gaz naturel est souvent utilisé comme substitut plus propre au charbon, tout en facilitant l'intégration des énergies renouvelables intermittentes comme l'éolien et le solaire.

Dans ce contexte, le rôle du gaz naturel dans le mix énergétique mondial devrait continuer à croître, offrant des possibilités de développement économique tout en contribuant à la réduction des émissions de gaz à effet de serre. Cependant, cela soulève également des défis en matière de sécurité énergétique, d'infrastructures et de réglementations environnementales à l'échelle mondiale. En somme, le gaz naturel occupe une place centrale dans la transition énergétique mondiale, avec des implications majeures pour l'avenir de la production d'énergie et de la lutte contre le changement climatique.

2.2 Les catégories du gaz naturel

2.2.1 Les gaz conventionnels

Les gaz conventionnels se réfèrent au gaz naturel extrait des gisements traditionnels qui sont souvent facilement accessibles et bien définis géologiquement. Voici quelques caractéristiques importantes des gaz conventionnels :

a. Gisements bien définis :

Les gisements conventionnels sont généralement situés dans des formations géologiques relativement simples et bien définies, ce qui facilite leur exploration et leur exploitation.

b. Composition chimique :

Ces gaz sont principalement constitués de méthane, avec des quantités plus faibles d'autres hydrocarbures légers tels que l'éthane, le propane et le butane.

c. Méthodes d'extraction :

L'extraction des gaz conventionnels implique généralement des méthodes conventionnelles telles que le forage vertical. Les techniques de production peuvent varier en fonction de la pression des réservoirs, mais elles sont généralement moins complexes que celles utilisées pour les gaz non conventionnels.

d. Moins de traitement nécessaire : En raison de leur composition relativement simple, les gaz conventionnels nécessitent souvent moins de traitement avant d'être distribués et utilisés.

2.2.2 Les gaz non conventionnels :

Les gaz non conventionnels proviennent de sources plus complexes et souvent moins accessibles, nécessitant des méthodes d'extraction plus avancées. Voici quelques caractéristiques des gaz non conventionnels :

a. Sources variées :

Les gaz non conventionnels peuvent provenir de différentes sources, notamment les schistes gazifères, les sables bitumineux, les formations de charbon et les hydrates de méthane.

b. Composition chimique variable :

La composition des gaz non conventionnels peut varier considérablement en fonction de leur source. Certains peuvent être riches en liquides hydrocarbures, tandis que d'autres peuvent être principalement composés de méthane.

c. Méthodes d'extraction avancées :

L'extraction des gaz non conventionnels nécessite souvent des techniques avancées telles que la fracturation hydraulique et le forage horizontal pour libérer le gaz des formations rocheuses.

d. Traitement supplémentaire :

En raison de leur composition plus complexe et de la présence éventuelle d'impuretés telles que les liquides hydrocarbures, les gaz non conventionnels nécessitent souvent un traitement plus intensif avant d'être commercialisés. [1]
[2] [3] [4] [5]

2.3 Constituants du gaz naturel

Les constituants du gaz naturel varient en fonction de la source et des conditions géologiques de son gisement. Cependant, le gaz naturel typique est principalement composé de méthane (CH_4), avec des quantités variables d'autres hydrocarbures légers, ainsi que des impuretés telles que le dioxyde de carbone (CO_2), l'azote (N_2), le sulfure d'hydrogène (H_2S) et l'eau (H_2O). Voici une explication détaillée de ces constituants :

2.3.1 Méthane (CH_4)

Le méthane est le principal constituant du gaz naturel, représentant généralement plus de 70 à 90% de sa composition. C'est un hydrocarbure léger et inflammable, largement utilisé comme combustible dans diverses applications, notamment la production d'électricité, le chauffage résidentiel et industriel, et les véhicules fonctionnant au gaz naturel comprimé (GNC).

2.3.2 Éthane (C_2H_6)

L'éthane est un hydrocarbure présent en quantités variables dans le gaz naturel. Il est souvent extrait et commercialisé séparément du gaz naturel en raison de ses utilisations spécifiques dans l'industrie pétrochimique, notamment comme matière première pour la production de plastiques et d'autres produits chimiques.

2.3.3 Propane (C_3H_8) et butane (C_4H_{10})

Le propane et le butane sont également des hydrocarbures présents en petites quantités dans le gaz naturel. Ils sont utilisés comme combustibles dans diverses applications, y compris le chauffage résidentiel et industriel, ainsi que dans les équipements de cuisson et les véhicules utilisant des réservoirs de gaz liquéfié (GPL).

2.3.4 Dioxyde de carbone (CO_2)

Le CO_2 est souvent présent dans le gaz naturel en quantités variables. Sa présence peut affecter la qualité du gaz et nécessiter un traitement pour le retirer, car une concentration élevée de CO_2 peut réduire la valeur calorifique du gaz.

2.3.5 Azote (N_2)

L'azote est un composant inerte présent dans le gaz naturel en quantités variables. Sa présence peut également affecter la qualité du gaz et nécessiter un traitement pour le retirer.

2.3.6 Sulfure d'hydrogène (H_2S)

Le H₂S est un composé soufré toxique présent dans le gaz naturel en quantités variables. Sa présence peut nécessiter un traitement pour réduire sa concentration à des niveaux sûrs pour les opérations de traitement et d'utilisation du gaz.

2.3.7 Eau (H₂O)

L'eau est présente dans le gaz naturel sous forme de vapeur d'eau. Sa présence peut être problématique car elle peut entraîner la formation d'hydrates et de corrosion dans les installations de production et de transport de gaz. Par conséquent, le gaz naturel est souvent déshydraté pour éliminer l'eau avant son utilisation commerciale. [2]

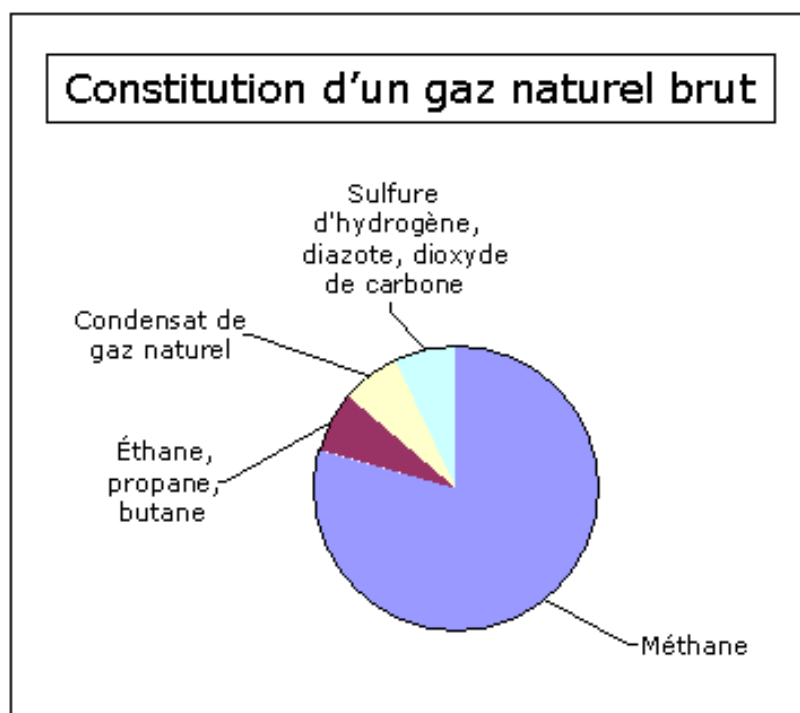


Figure 2.1 : Constitution d'un gaz naturel brut [6]

2.4 Les différents types de gaz naturel

Les différents types de gaz naturel sont souvent déterminés par leur composition chimique, leur origine géologique et les processus de production associés :

2.4.1 Gaz associé

Ce type de gaz naturel est extrait des gisements de pétrole. Il est dissous dans le pétrole brut et est libéré lorsque le pétrole est extrait et traité. Le gaz associé est souvent riche en hydrocarbures plus lourds comme le propane et le butane.

2.4.2 Gaz non associé

Contrairement au gaz associé, le gaz non associé est trouvé dans des gisements de gaz purs, sans pétrole associé. Il est généralement plus riche en méthane et plus facile à extraire et à traiter.

2.4.3 Gaz de schiste

Le gaz de schiste est extrait des formations de schiste en fracturant la roche à l'aide de la fracturation hydraulique. Il contient principalement du méthane mais peut également contenir d'autres hydrocarbures. L'extraction de gaz de schiste est controversée en raison de ses impacts environnementaux potentiels.

2.4.4 Gaz biogène

Ce type de gaz naturel est produit par des processus biologiques dans des environnements tels que les décharges, les marais et les lacs. Il est principalement composé de méthane et de dioxyde de carbone, provenant de la décomposition de matière organique.

2.4.5 Gaz synthétique

Ce gaz est produit par des processus de synthèse chimique, souvent à partir de matières premières telles que le charbon, la biomasse ou même le plastique. Le gaz synthétique peut être utilisé comme alternative au gaz naturel traditionnel. [7]

2.5 Technique du traitement du gaz naturel (associé)

Le traitement du gaz naturel est une étape cruciale dans le processus de production et de distribution du gaz naturel. Il vise à retirer les impuretés et les composants indésirables du gaz naturel brut pour le rendre conforme aux normes de qualité et sécuritaire pour une utilisation domestique, commerciale ou industrielle. Voici quelques techniques couramment utilisées dans le traitement du gaz naturel associé :

2.5.1 Séparation des hydrocarbures liquides (Liquids Recovery)

Cette étape vise à séparer les hydrocarbures liquides tels que le condensat et les hydrocarbures liquides plus lourds du gaz naturel. Les techniques courantes incluent la condensation, la séparation gravimétrique et l'utilisation de tours de distillation. [8]

2.5.2 Élimination des particules solides (Solids Removal)

Les particules solides comme le sable, la boue et les impuretés solides doivent être éliminées du gaz naturel pour éviter d'endommager les équipements et les conduites.

Des techniques de filtration mécanique ou de cyclonage sont souvent utilisées pour cette fin. [9]

2.5.3 Déshydratation (Dehydration)

La déshydratation vise à éliminer l'eau du gaz naturel pour prévenir la corrosion des équipements et des conduites. Les techniques courantes comprennent l'adsorption à l'aide de déshydratants chimiques tels que le glycol ou l'utilisation de membranes perméables à l'eau. [10]

2.5.4 Élimination du dioxyde de carbone (CO₂ Removal)

Le dioxyde de carbone peut être présent dans le gaz naturel à des concentrations indésirables. Des techniques telles que l'absorption chimique, l'adsorption sélective ou la cryogénie sont utilisées pour éliminer le CO₂ du gaz naturel. [11]

2.5.5 Élimination du sulfure d'hydrogène (H₂S Removal)

Le sulfure d'hydrogène est un composé toxique et corrosif présent dans certains gisements de gaz naturel. Des méthodes telles que l'adsorption sur des agents chimiques ou l'oxydation catalytique sont utilisées pour éliminer le H₂S du gaz naturel. [12]

2.5.6 Réduction de la teneur en mercaptans (Mercaptan Removal)

Les mercaptans sont des composés soufrés qui donnent au gaz naturel une odeur désagréable. Des procédés chimiques ou d'oxydation sont utilisés pour réduire la teneur en mercaptans et améliorer la qualité olfactive du gaz naturel. [12]

2.5.7 Réfrigération et liquéfaction (Réfrigération and Liquéfaction)

Dans certains cas, le gaz naturel peut être refroidi et liquéfié pour faciliter son transport sur de longues distances ou pour le stockage. Des cycles de réfrigération à basse température ou des procédés de liquéfaction par compression sont utilisés à cette fin. [13]

2.6 Propriétés physique et thermodynamique du gaz naturel

2.6.1 Composition chimique

Le gaz naturel est principalement composé de méthane (CH₄), avec des quantités variables de gaz associés tels que l'éthane, le propane, le butane, ainsi que des traces d'autres hydrocarbures et de composés non hydrocarbonés. [11]

2.6.2 Densité

La densité relative D d'un gaz est le rapport de sa densité à la densité de l'air dans des conditions standards. [14]

$$D = \frac{\rho_{gaz}}{\rho_{air}}$$

où :

ρ_{gaz} : est la densité du gaz,

ρ_{air} : est la densité de l'air.

2.6.3 masse volumique

La masse volumique est une mesure de la masse d'une substance par unité de volume. Elle est généralement notée par ρ et s'exprime en (kg/m³) ou (g/L). La formule pour calculer la masse volumique est :

$$\rho = \frac{m}{V}$$

Où :

ρ : est la masse volumique,

m : est la masse de la substance,

V : est le volume occupé par la substance.

. [9]

2.6.4 Le pouvoir calorifique

Le pouvoir calorifique est une mesure de la quantité d'énergie libérée sous forme de chaleur lorsqu'une substance est complètement brûlée dans l'oxygène. Il est généralement exprimé en (J/kg) ou en (kcal/kg).

Il existe deux types de pouvoir calorifique :

- **Pouvoir calorifique supérieur (PCS)** : C'est la quantité totale de chaleur dégagée par la combustion complète d'une unité de masse de combustible, en tenant compte de la condensation de l'eau produite pendant la combustion. Il inclut donc la chaleur de vaporisation de l'eau.

Pouvoir calorifique inférieur (PCI) : C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète d'une unité de masse de combustible, sans tenir compte de la condensation de l'eau produite pendant la combustion. Il est toujours inférieur au PCS.

[10]

2.6.5 Chaleur spécifique

La chaleur spécifique du gaz naturel est la quantité de chaleur nécessaire pour élever la température d'une unité de masse du gaz d'une unité de température, généralement exprimée en joules par kilogramme-kelvin (J/kg-K). [15]

2.6.6 Viscosité

La viscosité du gaz naturel dépend de sa composition et de la température, mais elle est généralement très faible, en particulier par rapport aux liquides. [16]

2.6.7 Pression et températures critiques

La pression critique (P_c) et la température critique (T_c) sont des paramètres importants pour les gaz. La pression critique est la pression maximale à laquelle un gaz peut être liquéfié, tandis que la température critique est la température correspondante à cette pression critique. Au-delà de la température critique, le gaz ne peut pas être liquéfié, peu importe la pression appliquée. Ces paramètres sont cruciaux dans la conception des installations de traitement du gaz et dans la modélisation des flux de gaz dans les pipelines. [15]

2.6.8 Point de rosée d'hydrocarbure (HDP)

Le point de rosée d'hydrocarbure (HDP) est la température à laquelle les hydrocarbures contenus dans le gaz commencent à se condenser en liquide lorsqu'ils sont refroidis à la pression de fonctionnement. Connaître le HDP est crucial dans le traitement du gaz pour éviter la condensation d'hydrocarbures dans les équipements et les pipelines, ce qui peut entraîner des obstructions et des dommages. [11]

2.6.9 Point de rosée d'eau (WDP)

Le point de rosée d'eau (WDP) est la température à laquelle la vapeur d'eau contenue dans le gaz commence à se condenser en liquide lorsque le gaz est refroidi à la pression de fonctionnement. Surveiller et contrôler le WDP est crucial dans les installations de traitement du gaz pour éviter la formation de liquide d'eau, qui peut causer des problèmes de corrosion et de gel dans les équipements et les pipelines. [10]

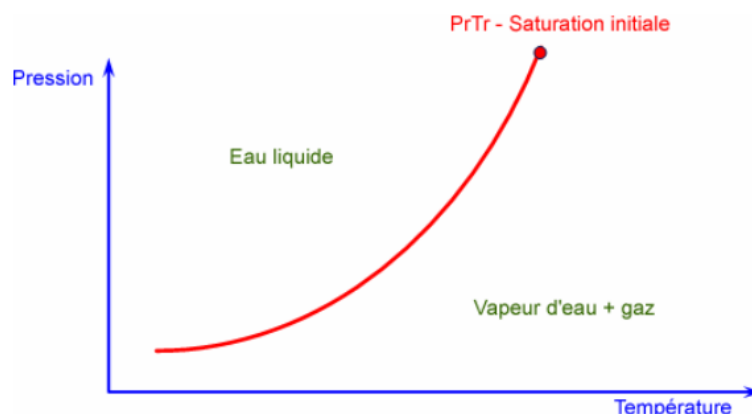


Figure2.2 : Diagramme pression - température [17]

2.6.10 Humidité relative d'un gaz

L'humidité relative d'un gaz est la mesure de la quantité de vapeur d'eau présente dans le gaz par rapport à la quantité maximale qu'il pourrait contenir à la même température et pression. Contrôler l'humidité relative est important dans les systèmes de gaz pour éviter la corrosion, le gel et d'autres problèmes associés à la présence d'eau. Des techniques de déshydratation sont utilisées pour réduire l'humidité relative du gaz à des niveaux acceptables. [16]

2.7 Le gaz lift

Le gaz lift est un moyen de récupération artificiel efficace pour augmenter la production des puits de faible débit dans des champs déplétés. Il est l'un des procédés les plus utilisés dans le monde à environ 20%.

2.7.1 La compression et la réinjection de gaz

La compression et la réinjection de gaz est une technologie d'activation, permettant la mise en production d'un puits non ou insuffisamment éruptif par diminution de la contre pression hydrostatique entre le fond et la surface pour améliorer la récupération du pétrole et du condensat. [18]

Le procédé consiste à injecter le gaz dans le tubing. Le mélange ainsi formé aura une densité inférieure à celle de l'huile, ce qui lui permet de se déplacer du fond du puits jusqu'à la surface. Ce gaz peut être injecté d'une manière continue ou discontinue. [18]

2.7.2 le problème de givrage des puits

Le problème de givrage des puits résultant d'une mauvaise déshydratation du gaz lifté associée à sa détente de pression est une préoccupation importante dans l'industrie pétrolière et gazière. Lorsque le gaz lifté contient une quantité excessive de vapeur d'eau en raison d'une déshydratation insuffisante, et qu'il subit une détente de pression lors de son injection dans le puits, la température peut chuter brusquement, entraînant la formation de glace et obstruant la buse d'injection. Ce phénomène peut compromettre le processus d'injection de gaz lifté et impacter la production des puits associés.[19]

a. Les conséquences de givrage des puits

Les conséquences du problème de givrage des puits résultant d'une mauvaise déshydratation du gaz lifté associée à sa détente de pression peuvent être significatives et inclure :

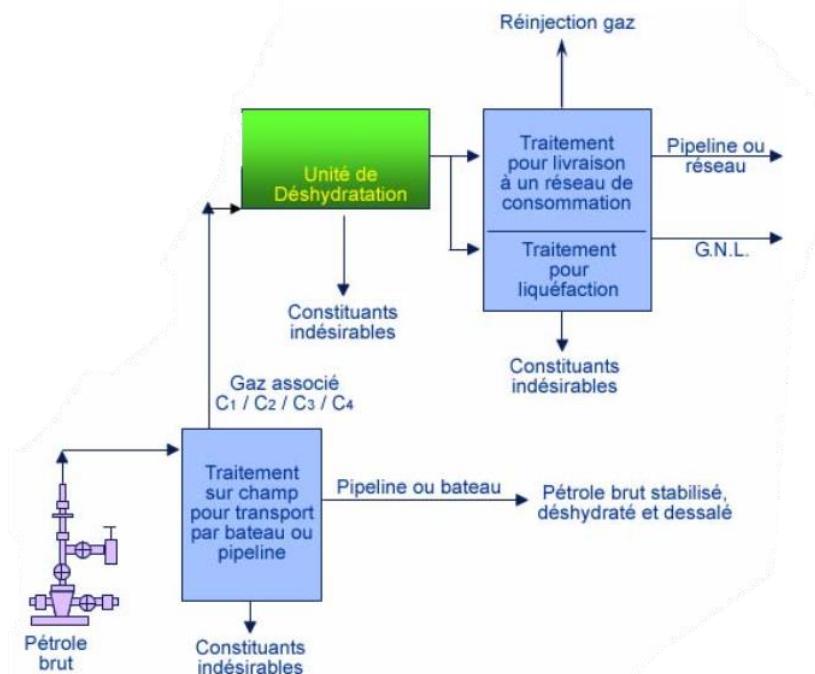


Figure 2.3: Localisation de la déshydratation dans le process [17]

- **Diminution de la production :** L'obstruction de la buse d'injection en raison du givrage peut entraîner une réduction voire un arrêt complet du flux de gaz injecté dans le puits. Cela peut entraîner une baisse de la pression dans le réservoir et, par conséquent, une diminution de la production des puits associés.
- **Perte de revenus :** La réduction de la production de pétrole et de gaz due au problème de givrage peut entraîner une perte de revenus pour l'exploitant du champ pétrolier ou gazier.
- **Coûts de maintenance :** La nécessité d'intervenir pour résoudre le problème de givrage peut entraîner des coûts supplémentaires liés à la maintenance des équipements, au dégivrage de la buse d'injection et à d'autres opérations de réparation.
- **Risques opérationnels :** Le problème de givrage peut également présenter des risques opérationnels, notamment en cas de retard dans la prise de mesures correctives, pouvant affecter la sécurité des installations et du personnel.
- **Impact sur la récupération du pétrole et du gaz :** Si le problème de givrage persiste et n'est pas résolu efficacement, cela peut avoir un impact négatif sur la récupération globale du pétrole et du gaz du champ, réduisant ainsi les bénéfices potentiels à long terme. [19]

2.8 Conclusion

En conclusion, il est crucial de souligner l'importance d'une bonne déshydratation du gaz lifté avant son injection dans les puits. Une déshydratation adéquate permet de réduire le risque de formation de givre dans les installations d'injection, préservant ainsi l'intégrité des équipements et assurant le bon fonctionnement des opérations de production. En évitant le givrage des buses d'injection, on maintient la continuité de l'injection de gaz lifté, ce qui contribue à maintenir la pression du réservoir et à maximiser la récupération des hydrocarbures. De plus, une déshydratation efficace du gaz lifté permet de minimiser les coûts de maintenance associés à la gestion des problèmes de givrage et de garantir la sécurité des opérations. En investissant dans des techniques de déshydratation de pointe et en mettant en œuvre des pratiques de gestion des risques appropriées, les exploitants peuvent optimiser leurs opérations de production et garantir un rendement maximal des champs pétroliers et gaziers. Ainsi, la déshydratation adéquate du gaz lifté revêt une importance stratégique dans les activités pétrolières et gazières, contribuant à assurer la rentabilité, la sécurité et la durabilité à long terme des opérations.

Chapitre 3 : Séchage du gaz

3.1 Introduction

La déshydratation est une étape essentielle dans le traitement du gaz naturel, visant à éliminer l'eau présente dans le flux de gaz pour garantir sa qualité et sa sécurité lors de son transport et de son utilisation. Parmi les différentes méthodes de déshydratation, l'adsorption est largement utilisée pour ses performances efficaces et ses avantages économiques.

L'adsorption est un phénomène où les molécules d'une substance sont retenues à la surface d'un matériau solide, appelé adsorbant. Dans le contexte de la déshydratation du gaz naturel, l'adsorption est utilisée pour capturer sélectivement les molécules d'eau présentes dans le gaz sur la surface d'un adsorbant solide, tandis que les autres composants du gaz passent à travers le lit d'adsorbant.

La théorie d'adsorption repose sur des principes physiques et chimiques qui décrivent les interactions entre les molécules de gaz et la surface de l'adsorbant. Ces interactions peuvent être influencées par des facteurs tels que la température, la pression et la nature des composés présents dans le gaz.

3.2 Les hydrates de gaz

Les hydrates de gaz sont des composés cristallins solides formés par l'association de molécules de gaz avec de l'eau dans des conditions de température et de pression spécifiques. Ces structures cristallines se forment lorsque les molécules de gaz sont piégées dans une matrice de molécules d'eau, créant ainsi des cages ou des cavités dans lesquelles les molécules de gaz sont emprisonnées.

Les hydrates de gaz se forment généralement dans des conditions de basse température et de haute pression, typiquement rencontrées dans les fonds marins ou dans les pipelines de transport de gaz naturel. Les gaz les plus couramment impliqués dans la formation d'hydrates sont le méthane, l'éthane, le propane et le dioxyde de carbone.

La formation d'hydrates de gaz peut poser des problèmes sérieux dans les industries du gaz naturel et du pétrole, car ils peuvent obstruer les pipelines, les vannes et d'autres équipements, entraînant des perturbations dans la production et le transport des hydrocarbures. De plus, les hydrates de gaz peuvent représenter un danger pour la sécurité des installations et du personnel.

Dans les figures suivantes, on présente la structure de la glace et le motif de base de la structure des hydrates :

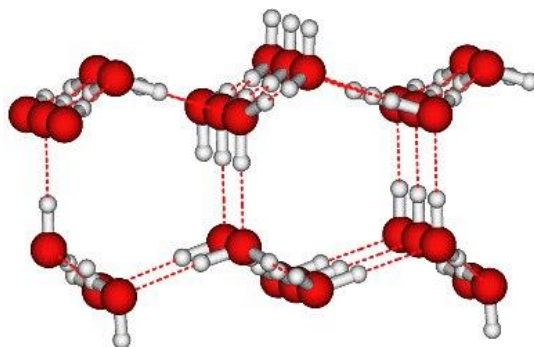


Figure 3.1: Structure cristalline de la glace [17]

3.3 Structure des hydrates

La structure des hydrates est caractérisée par la présence de molécules d'eau intégrées dans la structure cristalline du composé chimique principal. Cette intégration se produit généralement sous forme de liaisons ioniques ou de liaisons hydrogène entre les molécules d'eau et les ions ou les molécules du composé hôte. Voici quelques aspects clés de la structure des hydrates :

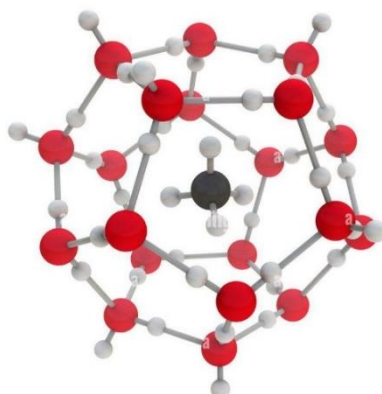


Figure 3.2 : Structure cristalline de la cavité unitaire d'hydrates [18]

3.3.1 Liaisons hydrogène

Les molécules d'eau peuvent former des liaisons hydrogène avec les ions ou les molécules du composé hôte. Ces liaisons sont des interactions intermoléculaires où l'hydrogène partiellement positif d'une molécule d'eau est attiré par un atome fortement électronégatif (comme l'oxygène ou le soufre) dans le composé hôte. [19]

3.3.2 Cages d'hydratation

Dans certains cas, les molécules d'eau peuvent former des cages ou des cavités dans la structure cristalline du composé hôte. Ces cages peuvent encapsuler les ions ou les molécules du composé, les maintenant dans une configuration spécifique. [20]

3.3.3 Nombre d'hydratation

Le nombre d'hydratation d'un composé fait référence au nombre de molécules d'eau associées à chaque ion ou molécule du composé hôte. Par exemple, le sulfate de cuivre (II) pentahydraté a cinq molécules d'eau pour chaque ion de cuivre (II) dans sa structure. [21]

3.3.4 Stœchiométrie

La stœchiométrie des hydrates est déterminée par le rapport entre les ions ou les molécules du composé hôte et les molécules d'eau dans la structure cristalline. Cela est représenté dans la formule chimique de l'hydrate. [22]

3.3.5 Coordination ionique

Les ions du composé hôte peuvent être entourés par des molécules d'eau dans une coordination spécifique. Par exemple, dans un hydrate de chlorure de calcium hexahydraté, chaque ion calcium est entouré par six molécules d'eau. [23]

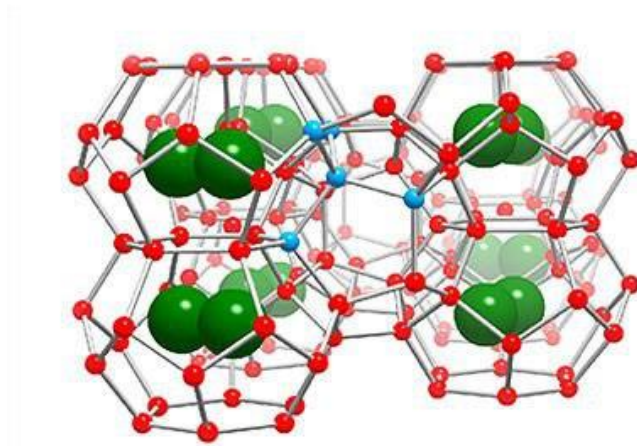


Figure 3.3: structure des hydrates [24]

3.4 Conditions de formation des hydrates

Les facteurs primaires et secondaires que vous avez mentionnés jouent effectivement un rôle crucial dans la formation des hydrates. Voici une explication détaillée de chaque facteur : [25, 26, 27]

3.4.1 Facteurs primaires

a. Basses températures :

Les basses températures réduisent l'agitation moléculaire, ce qui favorise la formation d'hydrates en permettant aux molécules d'eau de s'organiser autour des molécules du composé solide.

b. Hautes pressions :

Les hautes pressions augmentent la solubilité des gaz et favorisent la formation d'hydrates en stabilisant leur structure cristalline.

c. Présence d'eau libre :

L'eau libre fournit les molécules nécessaires pour former des hydrates en se liant aux molécules du composé solide, favorisant ainsi la croissance des cristaux d'hydrates.

3.4.2 Facteurs secondaires

a. Hautes vitesses de circulation et turbulence :

Une forte turbulence peut favoriser la formation d'hydrates en augmentant le contact entre l'eau et les molécules du composé solide, accélérant ainsi le processus de formation.

b. Fluctuations de pression :

Les fluctuations de pression peuvent influencer la stabilité des hydrates en modifiant les conditions thermodynamiques du système.

c. Agitation :

L'agitation favorise la formation d'hydrates en empêchant l'accumulation de gaz autour des molécules d'eau, ce qui facilite leur incorporation dans la structure cristalline.

d. Présence de petits cristaux d'hydrates :

Les petits cristaux d'hydrates peuvent agir comme des catalyseurs de réaction, facilitant la formation d'hydrates en fournissant des sites de nucléation pour la croissance des cristaux.

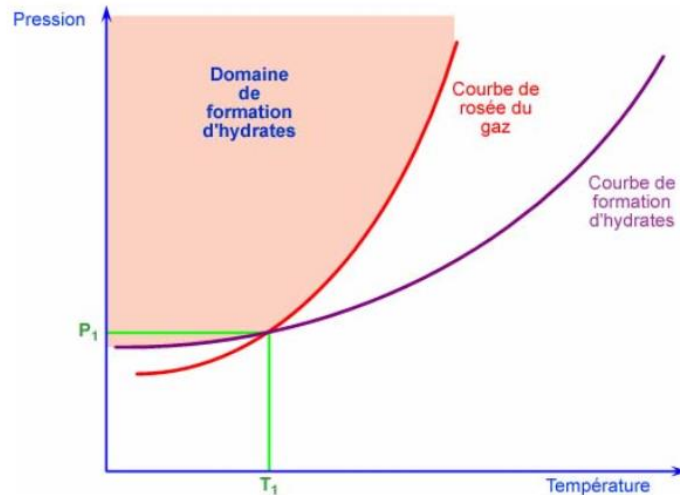


Figure 3.4: Domaine de formation des hydrates [17]

Dans les zones où la température est inférieure à T_1 , c'est la courbe de formation d'hydrate qui prédomine. Cela signifie que les conditions de température et de pression sont telles qu'elles favorisent la formation d'hydrates, qui sont des structures cristallines solides formées par la combinaison de molécules d'eau et de gaz.

En revanche, dans les zones où la température est supérieure à T_1 , c'est la courbe de rosée eau qui est prépondérante. Cela implique que les conditions de température et de pression sont telles qu'elles favorisent la condensation de l'eau présente dans le gaz, la transformant ainsi en liquide. Cette condensation d'eau est nécessaire dans ces conditions pour maintenir l'équilibre du système et éviter la formation d'hydrates indésirables.

3.5 Types des hydrates

3.5.1 Hydrates impliquant des molécules de gaz de petite taille

Dans ces hydrates, les molécules de gaz ont une taille suffisamment petite pour pénétrer dans le réseau cristallin de l'eau et former des liaisons avec les molécules d'eau.

Exemples : méthane (CH_4), éthane (C_2H_6), dioxyde de carbone (CO_2).

Nombre typique de molécules d'eau liées : 6 à 7.

3.5.2 Hydrates impliquant des molécules de gaz de grande taille

Ces hydrates se forment lorsque les molécules de gaz sont de taille plus importante et ne peuvent pas pénétrer dans le réseau cristallin de l'eau aussi facilement que les gaz de petite taille.

Exemples : propane (C_3H_8), butane (C_4H_{10}).

Nombre typique de molécules d'eau liées : 17.

Les molécules de gaz dont la taille dépasse le n-butane (C_4H_{10}) sont généralement trop importantes pour former des hydrates de ce type car elles ne peuvent pas pénétrer efficacement dans le réseau cristallin de l'eau. [21]

3.6 Prévention contre la formation d'hydrates

3.6.1 Réduction de la pression de service

Cette méthode n'est pas recommandée car lors de la détente du gaz, sa température diminue, ce qui favorise la formation d'hydrates. Pour contrer cela, l'injection d'inhibiteurs est nécessaire pour empêcher la formation d'hydrates.

3.6.2 Augmentation de la température

Cette approche est également déconseillée car le procédé de prévention de la formation d'hydrates repose sur le refroidissement du gaz. Augmenter la température pourrait compromettre ce processus.

3.6.3 Injection d'inhibiteurs de formation d'hydrates

Les inhibiteurs, tels que le méthanol et le glycol, sont des produits chimiques qui abaissent le point de formation d'hydrates. Ils sont injectés dans le système pour prévenir la formation d'hydrates.

3.6.4 Déshydratation du gaz

Cette méthode implique de déshydrater le gaz à un point de rosée plus bas en utilisant des adsorbants pour éliminer efficacement l'eau du gaz. Cela aide à prévenir la formation d'hydrates en réduisant la quantité d'eau présente dans le système. [28, 29, 30, 31]

3.7 la déshydratation

La déshydratation est le processus de suppression ou de réduction de la teneur en eau d'une substance ou d'un matériau. Dans le contexte de l'industrie gazière, la déshydratation fait référence spécifiquement à la réduction de la quantité d'eau présente dans le gaz naturel ou d'autres gaz pour diverses raisons, notamment pour éviter la formation d'hydrates, réduire la corrosion des équipements et garantir la qualité du gaz pour son utilisation finale.

Ce processus peut être réalisé en utilisant différentes techniques telles que la compression et le refroidissement, la détente avec réfrigération, l'absorption par des solvants ou des adsorbants, ou encore l'inhibition par injection de produits chimiques. La méthode spécifique choisie dépend des caractéristiques du gaz à traiter, des exigences de qualité du produit final et des contraintes opérationnelles de l'installation. [28, 2]

3.7.1 Le but de la déshydratation du gaz

- Éliminer la vapeur d'eau du gaz afin de prévenir la corrosion des équipements et infrastructure, notamment en présence de CO₂ qui peut former de l'acide carbonique corrosif lorsqu'il réagit avec l'eau.
- Diminuer les pertes de charge dans les pipelines et prévenir l'accumulation d'eau libre dans les points bas du réseau, assurant ainsi un transport efficace et sécurisé du gaz.
- Prévenir les problèmes de formation des hydrates dans les réseaux de gaz lift ou de gaz de réinjection. [17]

3.8 Procédés de déshydratation utilisés dans l'industrie gazière

3.8.1 Déshydratation par compression ou refroidissement

Ce procédé utilise la compression pour augmenter la température du gaz, puis le refroidissement pour condenser l'eau. L'eau liquide est ensuite séparée du gaz. Les installations utilisent souvent des séparateurs pour cette séparation. Ce processus est efficace pour éliminer l'eau présente dans le gaz, mais il peut nécessiter une grande quantité d'énergie pour comprimer et refroidir le gaz. [32, 33]

3.8.2 Procédé de détente - réfrigération

La détente du gaz à travers une vanne de détente provoque une chute de température, ce qui conduit à la condensation de l'eau. Le gaz est ensuite refroidi davantage dans un échangeur de chaleur. Ce processus est particulièrement adapté aux gaz riches en liquides. Il est généralement utilisé dans les installations où la compression est limitée ou inefficace. [32, 34]

3.8.3 Déshydratation par absorption

Ce procédé implique l'utilisation d'un absorbant liquide pour capturer l'eau présente dans le gaz. Le gaz est mis en contact avec l'absorbant, souvent du glycol ou de la triéthanolamine (TEA), dans une colonne d'absorption. L'eau est ensuite retirée de l'absorbant par chauffage dans une colonne de régénération. Ce processus est efficace pour des niveaux élevés d'humidité, mais il nécessite un équipement plus complexe et une consommation d'énergie plus importante pour la régénération de l'absorbant. [32, 35]

3.8.4 Inhibition par injection d'inhibiteurs de formation d'hydrates

Les inhibiteurs chimiques, tels que le méthanol ou les glycols, sont ajoutés au gaz pour empêcher la formation d'hydrates. Ces produits chimiques interfèrent avec la formation des cristaux d'hydrates, empêchant leur agglomération. Cette méthode est souvent utilisée dans les

gazoducs et les installations offshore où la formation d'hydrates peut causer des blocages. [32, 35]

3.8.5 Procédés d'adsorption

Dans ce procédé, le gaz est passé à travers un lit d'adsorbant solide, tel que le charbon actif ou des tamis moléculaires, qui retiennent sélectivement l'eau présente dans le gaz. L'eau est adsorbée à la surface des particules d'adsorbant. La régénération de l'adsorbant est réalisée par chauffage pour libérer l'eau adsorbée. Cette méthode est efficace pour les faibles concentrations d'eau, mais elle nécessite généralement une régénération fréquente de l'adsorbant. [9, 32]

3.9 L'adsorption :

3.9.1 Généralités : [36]

L'adsorption est un processus par lequel les molécules d'une phase gazeuse sont retenues à la surface d'un solide, appelé adsorbant. Cette interaction résulte de forces qui dépendent des propriétés physiques et chimiques à la fois du solide et des molécules gazeuses. Les forces de Van der Waals jouent un rôle prépondérant dans ce phénomène d'adsorption.

Les adsorbants les plus courants sont le carbone activé, l'alumine, la silice et les tamis moléculaires, qui sont des composés d'aluminosilicates de sodium, de calcium ou de potassium. Pour obtenir une capacité d'adsorption élevée, il est nécessaire que l'adsorbant présente une surface de contact importante. La surface d'adsorption est un critère clé pour tout adsorbant commercial, certains pouvant retenir jusqu'à 318 litres d'eau par mètre carré.

Deux autres phénomènes liés à l'adsorption sont la condensation capillaire, qui se manifeste par une concentration des forces d'adsorption au niveau des pores, et la sélectivité des tamis moléculaires dans l'adsorption de composants en fonction de leur taille moléculaire.

La sélectivité des tamis moléculaires est basée sur leur capacité à séparer les matériaux en fonction de leurs tailles moléculaires. Les pores des différents types de tamis moléculaires ne permettent le passage que des molécules dont le diamètre est inférieur ou égal au diamètre spécifié. Les diamètres critiques des molécules de différents constituants sont déterminés afin de savoir si une molécule peut pénétrer dans l'édifice cristallin du tamis moléculaire.

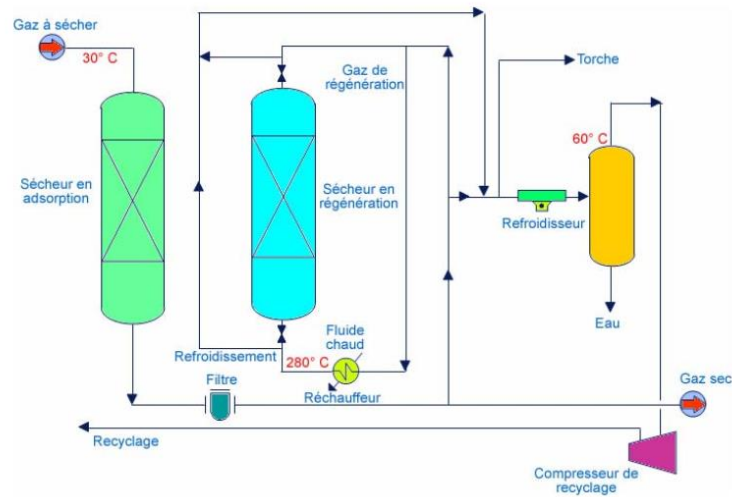


Figure 3.6: Déshydratation par adsorption [17]

Les tailles moléculaires critiques des différents constituants sont répertoriées dans le tableau suivant :

Tableau 3.1: Diamètres critiques de certaines molécules

Composants	Diamètre de la molécule (Å°)
Monoxyde de carbone	2.8
Dioxyde de carbone	2.8
Azote	3.0
Eau	2.8
Sulfure d'hydrogène	3.6
Méthane	4.0
Ethane	4.4
Propane	4.9
Iso-butane	5.6

3.9.2 Principaux dessiccants :

a. Le carbone activé :

Le carbone activé est un matériau poreux constitué de carbone. Il est largement utilisé comme adsorbant en raison de sa grande surface spécifique et de ses propriétés d'adsorption élevées. [36, 37]

Tableau 3.2: Caractéristiques générales du Charbon actif [38, 39]

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

b. L'alumine :

L'alumine, également connue sous le nom d'oxyde d'aluminium, est utilisée comme adsorbant en raison de ses propriétés d'adsorption et de sa capacité à séparer les composants gazeux. [36, 37]

Tableau 3.3: Caractéristiques générales de l'alumine activée [38, 39]

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

c. La silice :

La silice, ou dioxyde de silicium, est un adsorbant largement utilisé pour ses propriétés d'adsorption des gaz et des liquides. Elle est souvent utilisée sous forme de gel de silice. [38]

Tableau 3.4: Caractéristiques générales du Gel de silice [38, 39]

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

d. Les tamis moléculaires :

Les tamis moléculaires sont des matériaux poreux qui peuvent séparer les composants gazeux en fonction de leur taille et de leur polarité. Ils sont largement utilisés dans les applications de séparation et de purification des gaz. [36]

Tableau 3.5 : Caractéristiques générales des tamis moléculaires [38, 39]

Adsorbant	Surface spécifique (m ² /g)	Volume des pores (cm ³ /100g)	Diamètre moyen des pores, (Å°)	Principales applications
Tamis moléculaire	700 – 800	40 – 50	3°A-4°A-5°A-10°A	H ₂ O/gaz

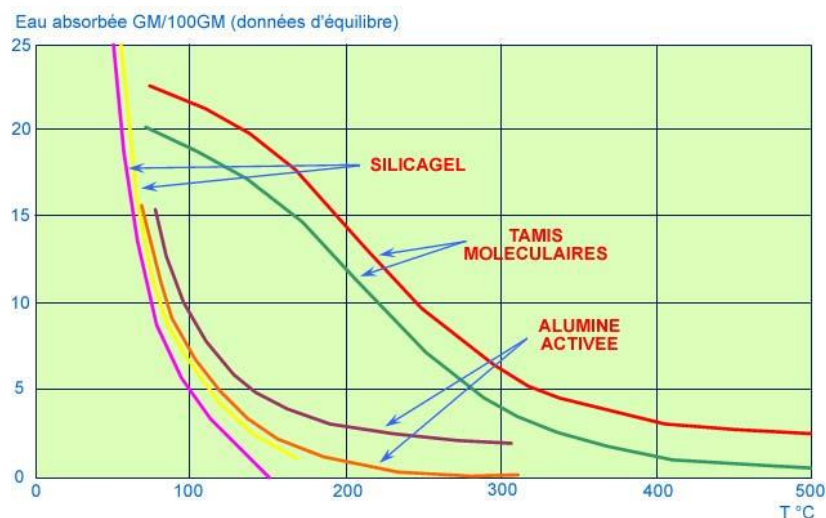


Figure3.7 : Différences entre les différents dessiccants

3.10 Tamis moléculaires

Les tamis moléculaires sont des matériaux très intéressants utilisés dans une variété d'applications, notamment dans le domaine de la purification des gaz et des liquides. Leur structure cristalline et leur capacité d'adsorption sélective en font des outils précieux dans de nombreux processus industriels.

La substitution d'atomes de silice par des atomes d'aluminium dans la structure cristalline des tamis moléculaires crée des sites de charge négative qui doivent être compensés par des cations tels que le sodium, le potassium ou le calcium. Ces cations servent de points d'ancrage pour les molécules polaires, créant ainsi une forte force d'adsorption électrostatique.

Les molécules polaires, caractérisées par la présence d'atomes d'oxygène, de soufre, de chlore ou d'azote, sont fortement attirées par les sites chargés positivement des tamis moléculaires. Plus la molécule est polaire, plus elle est susceptible d'être adsorbée de manière significative. De plus, les molécules moins saturées peuvent développer des dipôles induits sous l'influence des charges positives des cations, renforçant ainsi l'attraction électrostatique et l'adsorption.

La fabrication des cristaux synthétiques de tamis moléculaires est un processus méticuleux qui nécessite un contrôle strict pour garantir la pureté du produit final et assurer des propriétés uniformes. Les brevets détenus par l'Union Carbide Corporation sur la composition des tamis moléculaires illustrent l'importance de ces matériaux dans l'industrie et leur potentiel commercial significatif. [38, 39, 9]

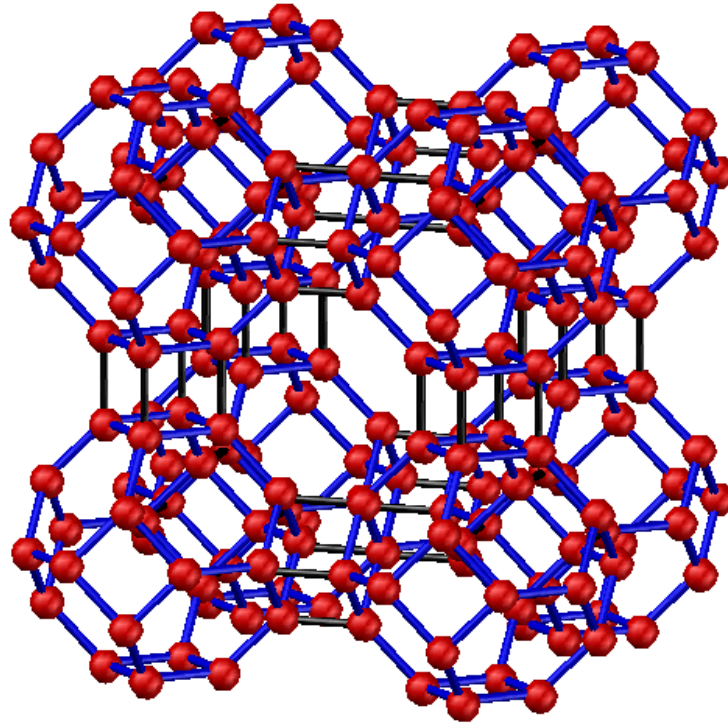


Figure 3.8 : Structure des tamis moléculaires [41]

3.10.1 les types des tamis moléculaires

Les tamis moléculaires sont classés en différents types en fonction de leur structure cristalline et de leurs caractéristiques de pores.

a. Tamis moléculaires de Type A :

- Ces tamis moléculaires ont une structure cristalline cubique.
- Leurs pores ont des diamètres variants entre 3 et 5 Å (angströms).
- Les exemples incluent les tamis moléculaires 3A, 4A, 5A.
- Ils sont principalement utilisés dans des applications telles que la purification des gaz, la déshydratation des liquides et la séparation des molécules polaires.

b. Tamis moléculaires de Type X :

- Ces tamis moléculaires ont une structure cristalline de type diamant.
- Leurs pores ont des diamètres variants entre 9 et 10 Å.
- Un exemple courant est le tamis moléculaire 13X.

- Ils sont utilisés dans des applications telles que la séparation des gaz, la purification des hydrocarbures et la catalyse.

3.10.2 La composition des tamis moléculaires

La composition des tamis moléculaires est un aspect crucial qui influence leurs propriétés d'adsorption et leurs performances dans différentes applications. Ces matériaux sont généralement composés d'aluminosilicates cristallins avec des cations compensateurs tels que le sodium, le potassium ou le calcium intégrés dans leur structure poreuse. La proportion relative d'aluminium et de silicium dans la composition détermine la polarité et la sélectivité des tamis moléculaires, tandis que la présence de cations compensateurs assure l'équilibre de charge nécessaire pour maintenir la structure cristalline. De plus, des traces d'éléments tels que le fer, le titane et le phosphore peuvent également être présentes dans certaines compositions, bien que généralement à des niveaux très faibles. La composition spécifique des tamis moléculaires varie selon le type et la méthode de fabrication, ce qui permet d'ajuster leurs performances pour des applications spécifiques, allant de la purification des gaz et des liquides à la catalyse et aux procédés de séparation. Dans le cas du tamis UOP UI-94, la composition chimique typique comprend des pourcentages massiques d'alumine (Al_2O_3) et de silice (SiO_2) ainsi que des quantités spécifiques de cations tels que le sodium (Na_2O) et le potassium (K_2O), comme illustré dans le tableau

Tableau 3.6 : Composition chimique du tamis UOP UI 94 [39]

Composition (% mass)	UOP UI-94
Al_2O_3	35 – 36
SiO_2	46 – 47
Na_2O	15 – 16
K_2O	<1
CaO	<1
MgO	<0,5
Fe_2O_3	<1
TiO_2	<0,5
P_2O_5	<0,5

3.10.3 les caractéristiques des tamis moléculaires

Le tableau ci-dessous présente les caractéristiques des tamis moléculaires les plus couramment utilisés, classés en fonction de leur type de base, de leur diamètre minimal de

pores, de leur forme commune, de leur capacité d'adsorption pour l'eau et d'autres molécules spécifiques, ainsi que de leurs principales applications :

Tableau 3.7 : Caractéristiques générales des tamis moléculaires [33]

Type de base	Diamètre minimal des pores (Å)	Forme commune	Capacité d'adsorption H ₂ O, % mass	Molécules adsorbées	Applications
3A	3	Poudre 1/16in bâtonné 1/8in bâtonné 8 x 12 granulé 4 x 8 granulé	23 20 20 20 20	Molécules avec un diamètre effectif <3 angströms, y compris H ₂ O et NH ₃	- Séchage des gaz craqués (séchage d'oléfines) - Séchage des liquides organiques
4A	4	Poudre 1/16in bâtonné 1/8in bâtonné 8x12 granulé 4 x 8 granulé 14 x 30 Mesh	28,5 22 22 22 22	Molécules avec un diamètre effectif <4 angströms, y compris éthanol, H ₂ S, C ₂ H ₄ , et C ₃ H ₆	- Séchage de l'hydrogène - Séchage de gaz d'hydrocraquage - Séchage d'air à basse pression - Séchage de gaz naturel - Élimination de H₂S, CO₂ du gaz naturel - Séchage des liquides organiques
5A	5	Poudre 1/16in granulé 1/8in granulé	28 21,5 21,5	Molécules avec un diamètre effectif <5 angströms, y compris nC ₄ H ₁₀ et C ₃ H ₈ à C ₂₂ H ₄₆	Séparation des n-paraffines des iso-paraffines et les hydrocarbures cycliques
10X	8	Poudre 1/16in bâtonné 1/8in bâtonné	36 28 28	Molécules avec un diamètre effectif <8 angströms, y compris les iso-paraffines et les oléfines	Séparation des hydrocarbures aromatiques
13X	10	Poudre 1/16in bâtonné 1/8in bâtonné 8 x 12 granulé 4 x 8 granulé	36 28.5 28.5 28.5 28.5	Molécules avec un diamètre effectif <10 angströms	Séchage et purification de l'air (élimination simultanément de H ₂ O et CO ₂)

3.10.4 Aperçu général sur mode d'adsorption avec tamis moléculaires

L'adsorption avec des tamis moléculaires implique l'interaction sélective entre les molécules d'un flux gazeux ou liquide et la structure poreuse des tamis moléculaires. Ces matériaux cristallins présentent une surface interne avec des pores de taille spécifique, permettant une adsorption sélective en fonction de la taille et de la polarité des molécules.

Le processus d'adsorption commence lorsque les molécules en suspension entrent en contact avec la surface des tamis moléculaires. Les molécules sont capturées et retenues à l'intérieur des pores par des forces intermoléculaires telles que les forces de Van der Waals et les interactions électrostatiques. Ce processus peut être influencé par divers facteurs, notamment la composition chimique des tamis moléculaires, leur structure poreuse, la nature des molécules à adsorber, la température et la pression du système.

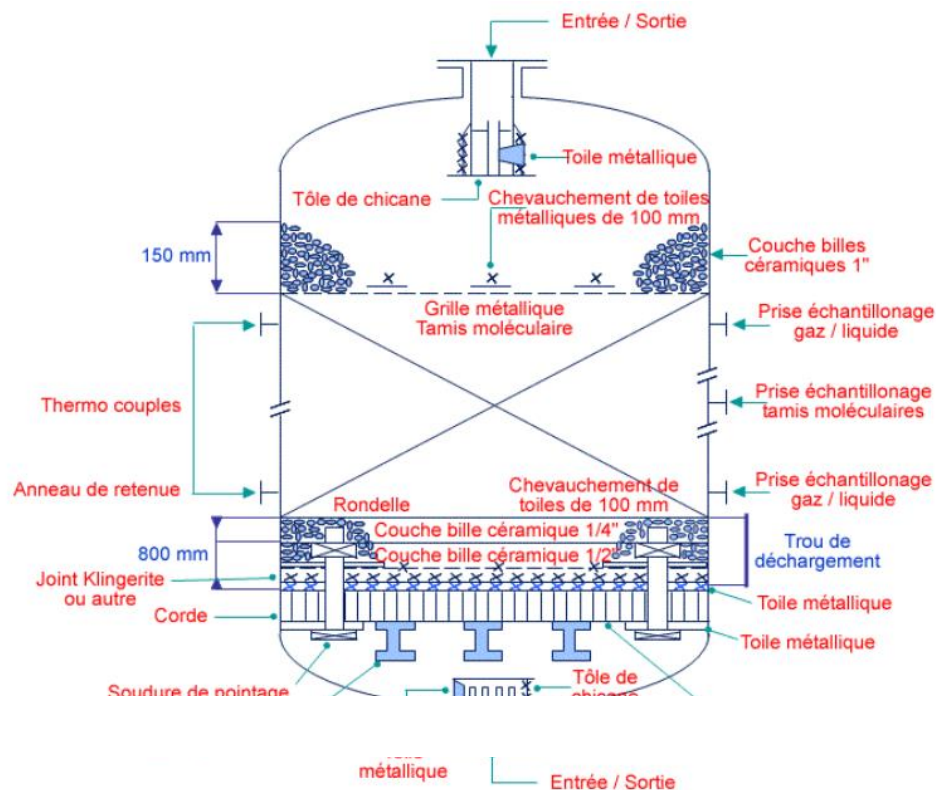


Figure 3.9: Schéma d'un adsorbateur à tamis moléculaires

Les tamis moléculaires sont utilisés dans une gamme étendue d'applications industrielles, notamment le séchage des gaz et des liquides, la purification de l'air et des gaz industriels, ainsi que la séparation moléculaire. Leur capacité à adsorber sélectivement des molécules en fait des outils précieux pour la purification et le traitement de divers flux de gaz et de liquides. [36, 42]

Pour illustrer visuellement le processus d'adsorption décrit précédemment, une figure représentant des molécules gazeuses interagissant avec une surface solide poreuse pourrait être

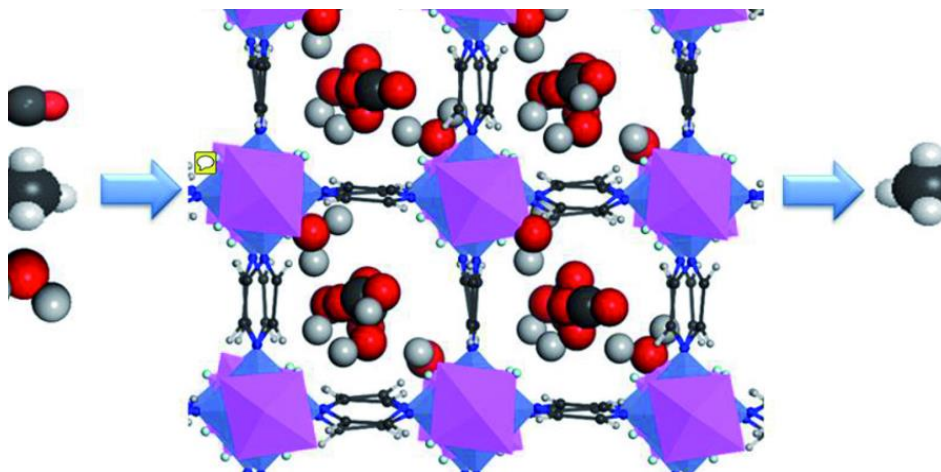


figure 3.10 :adsorption des molécules d'eau dans le gaz naturel par les tamis moléculaire [43]

ajoutée. Cette figure permettrait de mieux comprendre comment les molécules se condensent et adhèrent à la surface du matériau adsorbant, ainsi que le phénomène d'équilibre dynamique

3.10.5 Régénération des tamis moléculaires

La régénération des tamis moléculaires est une étape cruciale dans leur utilisation, permettant de restaurer leur capacité d'adsorption après qu'ils ont été saturés par des molécules. Il existe plusieurs méthodes de régénération, parmi lesquelles :

a. Régénération par chauffage TSA (Thermal Swing Adsorption) :

Dans cette méthode, les tamis moléculaires saturés sont exposés à une élévation de température. Cette chaleur provoque la désorption des molécules adsorbées, les libérant des pores des tamis. Une fois désorbées, ces molécules peuvent être évacuées du système, permettant ainsi aux tamis moléculaires de retrouver leur capacité d'adsorption initiale.

b. Régénération par dépressurisation PSA (Pressure Swing Adsorption)

Dans cette méthode, la pression dans le système est réduite, ce qui entraîne la désorption des molécules adsorbées des tamis moléculaires. Une fois désorbées, ces molécules sont évacuées du système par un gaz porteur ou simplement par la réduction de la pression. Cette méthode est souvent utilisée dans les applications où une désorption à basse température est préférée.

c. Régénération par des méthodes mixtes dépressurisation plus chauffage :

Dans cette approche, une combinaison de chauffage et de dépressurisation est utilisée pour régénérer les tamis moléculaires. Cette méthode peut offrir des avantages en termes d'efficacité de régénération et de consommation d'énergie, en exploitant les avantages des deux méthodes précédentes. [44, 45]

3.10.6 Les problèmes d'endommagement des tamis moléculaires

Les problèmes d'endommagement des tamis moléculaires peuvent avoir plusieurs causes et peuvent entraîner des conséquences néfastes sur les opérations. Voici quelques-uns des problèmes courants rencontrés :



Figure 3.11 : tamis moléculaires endommagés

a. Colmatage :

Les tamis moléculaires peuvent être sujets au colmatage par des particules solides, des contaminants ou des dépôts qui obstruent les pores et réduisent leur efficacité d'adsorption. Cela peut entraîner une diminution du débit et de la capacité d'adsorption, nécessitant un nettoyage ou un remplacement du tamis.

b. Détérioration chimique :

Certains produits chimiques présents dans le flux de gaz ou de liquide peuvent réagir avec les matériaux constitutifs des tamis moléculaires, entraînant une détérioration chimique et une perte de performance. Cela peut nécessiter l'utilisation de matériaux résistants aux produits chimiques ou des revêtements protecteurs pour prolonger la durée de vie du tamis.

c. Effets thermiques :

Les variations de température peuvent affecter les performances des tamis moléculaires, en particulier s'ils sont exposés à des températures extrêmes. Cela peut conduire à une dégradation des matériaux ou à des changements de structure qui compromettent leur efficacité d'adsorption.

d. Stress mécanique :

Les tamis moléculaires peuvent être soumis à des contraintes mécaniques dues à la pression du fluide, aux vibrations ou aux chocs, ce qui peut entraîner des fissures,

des ruptures ou une déformation des structures cristallines. Un mauvais dimensionnement ou une mauvaise installation peuvent également contribuer à des problèmes de stress mécanique.

e. Contamination :

Les contaminants présents dans le flux de gaz ou de liquide, tels que les particules solides, les huiles ou les composés organiques, peuvent s'accumuler sur la surface des tamis moléculaires, réduisant ainsi leur capacité d'adsorption et leur efficacité. Un contrôle rigoureux de la qualité du flux entrant peut aider à minimiser les risques de contamination. [35]

3.10.7 Détection et évaluation des dommages sur les tamis moléculaires

Il existe plusieurs méthodes pour détecter les dommages ou les problèmes potentiels sur les tamis moléculaires. Voici quelques-unes des techniques couramment utilisées :

a. Analyse visuelle :

Une inspection visuelle directe des tamis moléculaires peut révéler des signes évidents de dommages tels que des fissures, des déformations ou des obstructions. Cependant, cette méthode peut être limitée en fonction de l'accès aux tamis et de la complexité de leur structure.

b. Mesures de performance :

Les changements dans les performances d'adsorption des tamis moléculaires peuvent indiquer des dommages ou des obstructions. Cela peut être évalué en mesurant la capacité d'adsorption du tamis pour un gaz spécifique avant et après son utilisation dans un processus de séparation ou de purification.

c. Analyse des contaminants :

L'analyse des contaminants piégés ou adsorbés par les tamis moléculaires peut fournir des indications sur la nature et l'étendue des dommages. Des tests de laboratoire sur les contaminants collectés peuvent aider à identifier les substances qui pourraient causer des obstructions ou des réactions indésirables avec les matériaux des tamis.

d. Surveillance des conditions de fonctionnement :

La surveillance continue des conditions de fonctionnement des équipements, telles que la pression, la température et le débit, peut aider à détecter les anomalies qui pourraient indiquer des problèmes potentiels avec les tamis moléculaires. Les capteurs et les systèmes de surveillance automatique peuvent être utilisés à cette fin.

e. Techniques d'imagerie :

Des techniques d'imagerie avancées telles que la tomographie par rayons X ou la tomographie par résonance magnétique peuvent être utilisées pour inspecter la structure interne des tamis moléculaires et détecter les dommages non visibles à l'œil nu. [37]

3.10.8 la condensation rétrograder

La condensation rétrograde est un phénomène observé dans certains systèmes binaires lorsque la température de bulle du mélange est inférieure à la température de rosée. Cela signifie que, à une pression donnée, la phase vapeur du mélange commence à se condenser avant que la phase liquide n'atteigne sa température de rosée

3.11 le problème de la condensation rétrograder dans le sécheur de gaz

Dans le contexte d'un sécheur de gaz, la condensation rétrograde peut poser plusieurs problèmes. Les sécheurs de gaz sont utilisés pour éliminer l'humidité présente dans le gaz, ce qui est crucial pour de nombreuses applications industrielles où la présence d'eau peut causer des dommages aux équipements ou altérer la qualité du produit final.

Lorsque la condensation rétrograde se produit dans un sécheur de gaz, cela signifie que la température de bulle du mélange gaz-eau est inférieure à la température de rosée. En d'autres termes, l'humidité dans le gaz commence à se condenser avant que la température du gaz ne soit suffisamment basse pour atteindre son point de saturation en eau.

Cela peut entraîner plusieurs problèmes :

- **Réduction de l'efficacité de séchage :** Si la condensation rétrograde se produit, une partie de l'eau peut se condenser prématurément dans le sécheur, réduisant ainsi son efficacité de séchage. Cela signifie que le gaz sortant du sécheur peut contenir plus d'humidité que prévu, ce qui peut compromettre les processus ou les équipements en aval.
- **Corrosion et endommagement des équipements :** La présence d'eau condensée dans le sécheur de gaz peut entraîner la corrosion des équipements et des conduites, surtout si le gaz contient des composés corrosifs. Cela peut réduire la durée de vie des équipements et nécessiter des coûts de maintenance supplémentaires.
- **Formation d'embouteillages et de blocages :** La condensation rétrograde peut également entraîner la formation de givre ou de glace dans le sécheur de gaz, ce qui peut obstruer les conduites ou les échangeurs de chaleur, réduisant ainsi le débit de gaz et augmentant la pression de fonctionnement. [49]

3.12 Conclusion

En conclusion, la déshydratation efficace du gaz lifté n'est pas seulement une étape technique, mais elle est fondamentale pour assurer la durabilité, la rentabilité et la sécurité des opérations gazières, tout en préservant l'intégrité des infrastructures et en répondant aux exigences réglementaires.

La déshydratation efficace du gaz lifté revêt une importance capitale pour maintenir la fiabilité, la sécurité et l'efficacité des installations gazières. En éliminant l'eau présente dans le flux de gaz, cette étape garantit la qualité du gaz et réduit les risques associés à la corrosion, au blocage des conduites et à d'autres dommages potentiels.

Plus spécifiquement, la prévention du givrage des puits constitue l'un des principaux bénéfices d'une bonne déshydratation. L'eau présente dans le gaz peut se condenser à des températures plus froides et geler, ce qui obstrue les équipements et les conduites, perturbe les opérations et peut entraîner des interruptions coûteuses.

En investissant dans des méthodes de déshydratation efficaces, les entreprises gazières peuvent éviter ces problèmes, assurant ainsi un fonctionnement continu et fiable des installations. Cela se traduit par des économies financières à long terme, en réduisant les coûts de maintenance et de réparation, ainsi que par une meilleure sécurité opérationnelle.

CHAPITRE 4 :

Notions de base sur les équipements cible de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

4.1 Introduction

Dans le domaine du traitement du gaz naturel, la déshydratation efficace du gaz lifté joue un rôle crucial pour assurer la stabilité et la performance des opérations gazières. ASPEN HYSYS se présente comme un outil de simulation de procédés puissant, fournissant une plateforme robuste pour modéliser et analyser les processus de déshydratation. Grâce à cette technologie avancée, les ingénieurs et les chercheurs sont en mesure d'explorer une multitude de scénarios, évaluer les performances des équipements et optimiser les paramètres de fonctionnement afin de garantir une déshydratation efficace du gaz lifté.

Dans le cadre de cette étude, nous entreprenons une analyse approfondie des principes fondamentaux de la déshydratation du gaz naturel et de son impact sur les activités gazières. Nous examinons également les défis associés à la présence d'eau dans le gaz, en mettant particulièrement en lumière le risque de givrage des puits, un problème préoccupant pour les opérations gazières.

En exploitant les capacités d'ASPEN HYSYS, nous sommes en mesure de simuler divers scénarios de déshydratation, ce qui nous permet d'identifier les stratégies les plus efficaces pour prévenir les problèmes de givrage et optimiser les performances des équipements. Cette approche intégrée nous offre l'opportunité d'approfondir notre compréhension des mécanismes de déshydratation du gaz lifté et de formuler des recommandations pratiques pour améliorer les processus de traitement du gaz naturel dans les installations gazières. En fin de compte, cette étude contribuera à renforcer la durabilité, la rentabilité et la sécurité des opérations gazières, tout en garantissant la conformité aux exigences réglementaires.

4.2 Mode de transfert de chaleur et les échangeurs de chaleurs

4.2.1 Définition du Transfert de chaleur

Le transfert de chaleur est le processus physique par lequel l'énergie thermique est déplacée d'une région à une autre, résultant en un équilibrage des températures entre les deux régions. Ce processus peut se produire selon trois modes principaux : la conduction, la convection et le rayonnement.

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

4.2.2 Différents Mode de transfert de chaleur

a. Conduction :

La conduction implique le transfert de chaleur à travers un matériau solide ou entre des particules adjacentes dans un matériau. Ce mode de transfert se produit lorsque les particules plus chaudes transfèrent leur énergie cinétique aux particules plus froides par des collisions. Plus précisément, les électrons dans le matériau se déplacent en réponse à un gradient de température, transférant ainsi l'énergie thermique. Les matériaux ayant une conductivité thermique plus élevée transmettent la chaleur plus efficacement. Par exemple, lorsque vous tenez une extrémité d'une barre de métal chauffée, la chaleur se propage à travers la barre jusqu'à l'autre extrémité

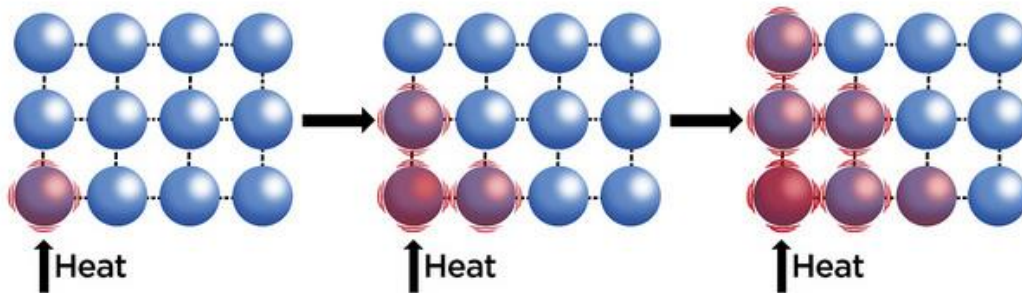


figure 4.1 : transfert de chaleur par Conduction [49]

b. Convection :

La convection se produit dans les fluides (liquides ou gaz) et implique le déplacement de la chaleur par le mouvement des particules du fluide. Ce mode de transfert de chaleur peut être naturel ou forcé. Dans la convection naturelle, le mouvement du fluide résulte des différences de densité causées par des variations de température, créant des courants de convection. Par exemple, lorsque vous chauffez de l'eau dans une casserole, les parties les plus chaudes de l'eau montent vers le haut tandis que les parties plus froides descendent, créant un mouvement de convection. En revanche, dans la convection forcée, un ventilateur, une pompe ou un autre dispositif mécanique est utilisé pour déplacer activement le fluide, accélérant ainsi le transfert de chaleur. Par exemple, les radiateurs dans les systèmes de chauffage central utilisent des ventilateurs pour forcer l'air chaud à circuler dans une pièce.

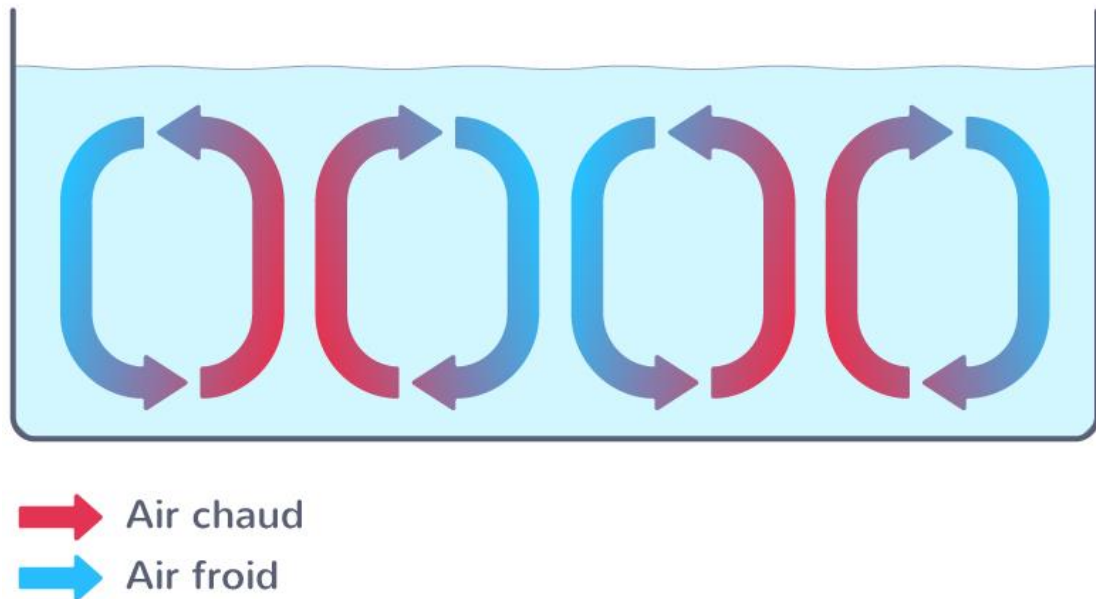


Figure 4.2 : transfert de chaleur par Convection [50]

c. Rayonnement :

Le rayonnement est le transfert de chaleur sous forme d'ondes électromagnétiques à travers un vide ou un milieu transparent. Contrairement à la conduction et à la convection, le rayonnement ne nécessite pas de milieu matériel pour se propager. Toute substance à une température supérieure à zéro absolu (0 K) émet du rayonnement thermique. Ce mode de transfert de chaleur est souvent utilisé pour décrire le transfert de chaleur depuis des objets à haute température, tels que le Soleil ou un radiateur, vers des objets à plus basse température, comme la Terre ou une pièce.

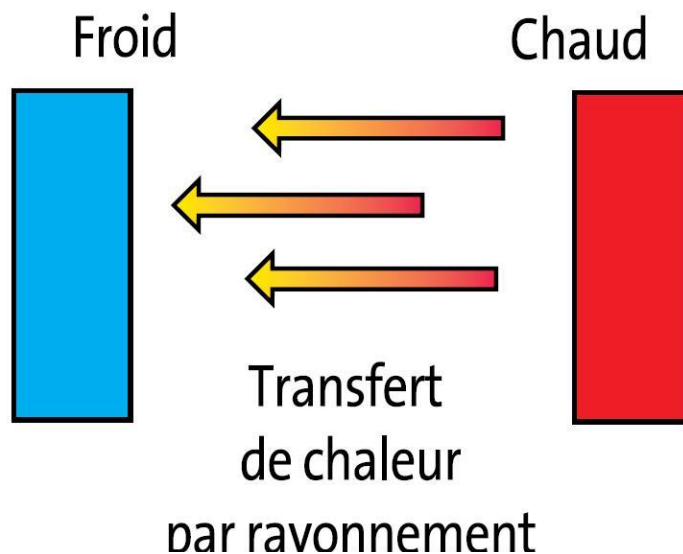


Figure 4.3transfert de chaleur par rayonnement [51]

4.3 Les échangeurs de chaleur

4.3.1 Définition

Un échangeur de chaleur est un dispositif conçu pour transférer de l'énergie thermique d'un fluide à un autre sans les mélanger. Ce transfert de chaleur s'effectue à travers une surface d'échange qui sépare les deux fluides. Ce processus est souvent utilisé pour refroidir ou réchauffer un liquide ou un gaz.

Les échangeurs thermiques sont composés de réseaux parallèles à travers lesquels circulent les fluides à des températures différentes. Ces fluides sont séparés par une paroi ayant des propriétés conductrices optimales. L'écart de température entre les deux fluides permet le transfert de chaleur, avec la chaleur se déplaçant toujours du fluide le plus chaud vers le fluide le plus froid.

Il est important de noter que les deux fluides ne se mélangent pas dans un échangeur thermique ; ils échangent simplement de la chaleur à travers la paroi conductrice. Ainsi, le fluide entrant dans l'échangeur en tant que fluide chaud en ressort refroidi, tandis que le fluide entrant en tant que fluide froid en ressort plus chaud après le transfert de chaleur. [52]

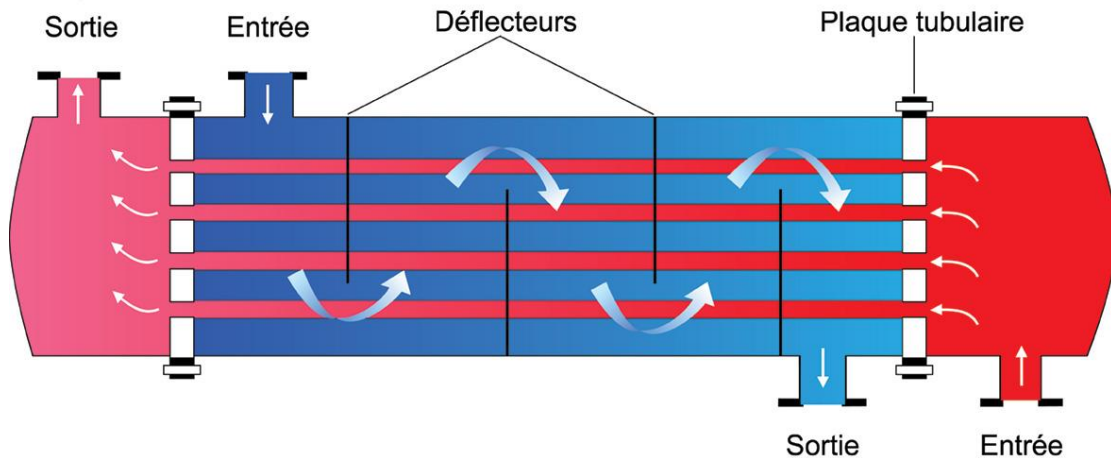


Figure 4.4 : Circulation des fluides dans un échangeur de chaleur. [53]

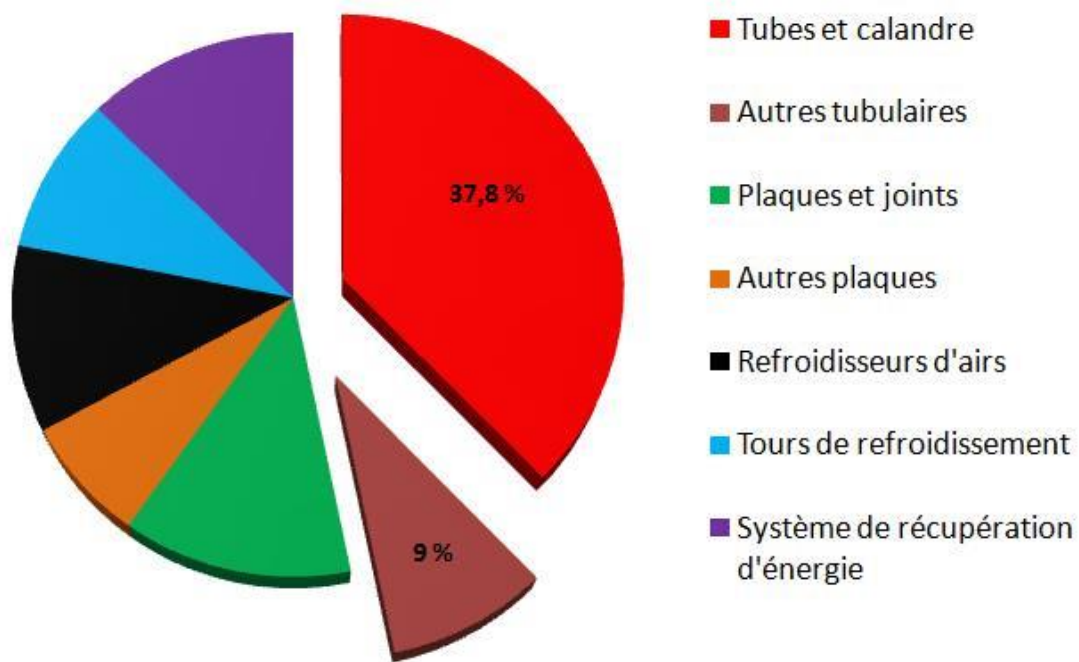


Figure 4.5: Répartition en pourcentage des recettes par type d'échangeur sur le marché total de l'échangeur [55]

4.3.3 Classification des échangeurs

a. Classement suivant le type de contact

Les échangeurs de chaleur peuvent être classés en fonction du type de contact établi entre les fluides ou les pièces. Cette classification distingue les échangeurs de chaleur à contact direct et à contact indirect.

Échangeurs à contact direct : Ces échangeurs sont les plus simples. Ils consistent en un récipient ou une canalisation où les deux fluides sont mélangés directement, permettant ainsi d'atteindre la même température finale.

Échangeurs à contact indirect : Dans ce type d'échangeur, les deux fluides circulent dans des espaces séparés, généralement délimités par une paroi, évitant ainsi tout mélange direct entre eux. [56]

b. Classement suivant les types d'échange

Les échangeurs de chaleur peuvent être classés en fonction des types d'échanges thermiques qu'ils permettent :

Échangeur sans changement de phase : Ce type d'échangeur implique que l'un des fluides se refroidit pour réchauffer le deuxième fluide, sans qu'il y ait de changement de phase dans les

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

fluides. C'est le cas typique des échangeurs où l'un des fluides transfère de la chaleur à l'autre sans que celui-ci ne subisse de transition entre l'état liquide et l'état gazeux.

Échangeur avec changement de phase : Dans ce type d'échangeur, l'un des fluides peut subir un changement de phase à l'intérieur de l'appareil. Par exemple, les évaporateurs peuvent faire passer un fluide froid de l'état liquide à l'état gazeux, tandis que les condenseurs peuvent permettre à un fluide chaud de se condenser de l'état de vapeur à l'état liquide. [52]

c. Classement suivant la disposition des écoulements

Les échangeurs de chaleur peuvent être classés selon la disposition des écoulements des fluides. Dans les échangeurs à fluide séparés, les modes de circulation des fluides peuvent être regroupés en deux catégories principales :

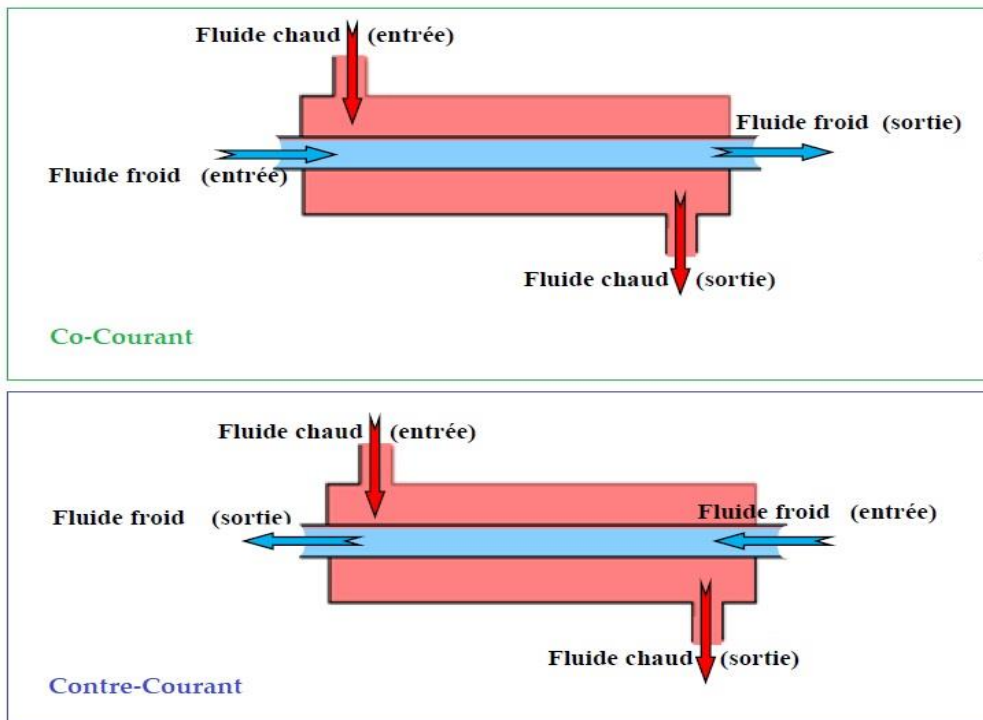


Figure 4.6: Echangeurs Co/Contre-courant [57]

Co-courants (ou « en parallèle ») : Les fluides circulent dans le même sens à travers l'échangeur. Cela favorise un échange thermique efficace sur toute la longueur de l'échangeur. [52]

Contre-courant : Les fluides circulent dans des directions opposées à travers l'échangeur. Cette disposition maximise l'efficacité de l'échange thermique en permettant une différence de température plus importante entre les deux fluides. [52]

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

- Il existe également une troisième disposition, appelée courants croisés, dans laquelle les vecteurs de vitesse des fluides sont perpendiculaires l'un à l'autre. Cette disposition est moins courante mais peut être utilisée dans certaines applications spécifiques. [52]

4.3.4 Différents types d'échangeurs

a. Echangeur à faisceau tubulaire et calandre

Un échangeur de chaleur à faisceau tubulaire et calandre est une configuration spécifique d'échangeur de chaleur utilisée dans de nombreuses applications industrielles. Cette conception combine les caractéristiques des échangeurs à faisceau tubulaire et des échangeurs à calandre pour offrir des performances optimales dans le transfert de chaleur. Ils sont couramment utilisés dans l'industrie pétrolière et gazière suite à leur efficacité et performance

- **Structure :**

Dans un échangeur de chaleur à faisceau tubulaire et calandre, un faisceau tubulaire est inséré dans une calandre. Le faisceau tubulaire est composé de nombreux tubes parallèles où circule le fluide chaud, tandis que la calandre est une structure externe qui contient les tubes du faisceau et guide le fluide froid à travers l'ensemble de l'échangeur

- **Fonctionnement :**

Le fonctionnement de cet échangeur de chaleur repose sur le principe du transfert de chaleur entre les fluides chaud et froid à travers les parois des tubes du faisceau tubulaire. Le fluide chaud circule à l'intérieur des tubes tandis que le fluide froid circule à l'extérieur des tubes, le long de la calandre. Le contact entre les deux fluides à travers les parois des tubes permet le transfert de chaleur.

- **Applications :**

Les échangeurs de chaleur à faisceau tubulaire et calandre sont utilisés dans une variété d'applications industrielles où un transfert de chaleur efficace est nécessaire. Ils sont couramment utilisés dans l'industrie pétrolière et gazière, les centrales électriques, les installations chimiques, les usines de traitement des aliments et dans d'autres processus industriels nécessitant le refroidissement ou le chauffage de fluides.

- **Avantages :**

- Efficacité thermique élevée : La combinaison des faisceaux tubulaires et de la calandre permet un transfert de chaleur efficace entre les fluides chaud et froid.

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

- Polyvalence : Ils peuvent être utilisés pour une large gamme de débits, de températures et de pressions, les rendant adaptés à diverses applications industrielles.
- Résistance à la pression : La construction robuste de l'échangeur de chaleur lui confère une bonne résistance à la pression, ce qui le rend adapté à des environnements de fonctionnement exigeants.
- **Inconvénients :**
 - Coûts : La conception complexe et les matériaux de construction robustes peuvent rendre les échangeurs de chaleur à faisceau tubulaire et calandre plus coûteux à fabriquer et à entretenir que d'autres types d'échangeurs de chaleur.
 - Entretien : En raison de leur complexité, ces échangeurs peuvent nécessiter un entretien régulier pour assurer leur bon fonctionnement et leur efficacité à long terme. [52, 58]

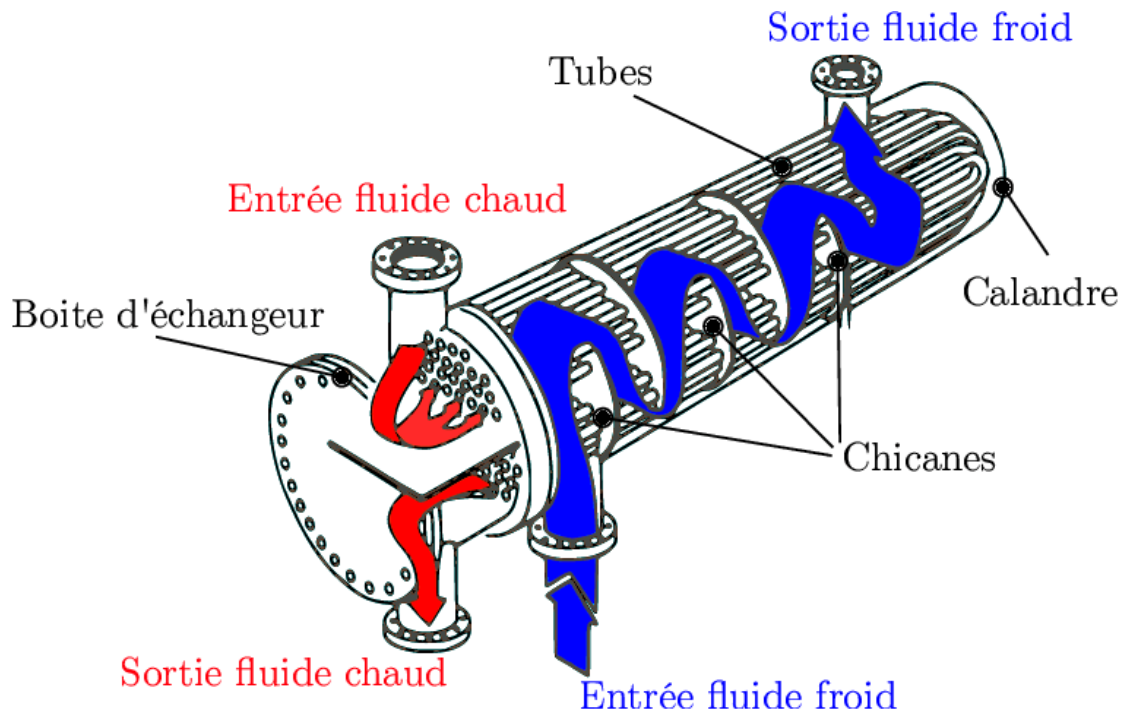


Figure 4.8 : un échangeur à faisceau tubulaire et calandre [60]

b. Echangeur à plaques

Un échangeur de chaleur à plaques est un type courant d'échangeur de chaleur utilisé dans une variété d'applications industrielles et commerciales. Il est conçu pour faciliter le transfert de chaleur entre deux fluides en utilisant des plaques métalliques ondulées disposées de manière à créer des canaux à travers lesquels circulent les fluides chaud et froid, il repose sur le principe du transfert de chaleur par conduction. [58]

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

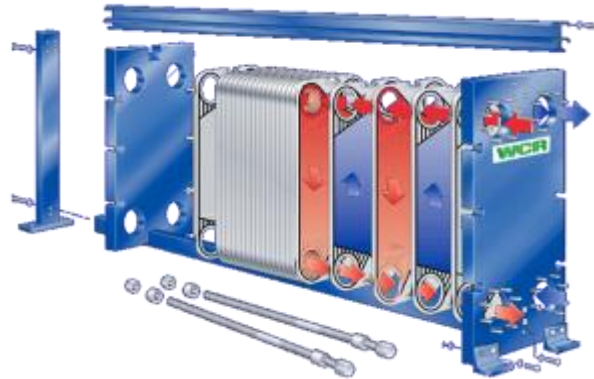


Figure 4.7: Exemple d'un échangeur de chaleur à plaques [59]

c. Echangeur à ailettes

Un échangeur de chaleur à ailettes est un dispositif conçu pour maximiser le transfert de chaleur entre deux fluides en utilisant des ailettes ou des lamelles. Ces ailettes sont des extensions de surface placées sur les tubes ou les plaques de l'échangeur de chaleur, ce qui augmente considérablement la surface d'échange de chaleur disponible, il repose sur la convection forcée.[52, 58]

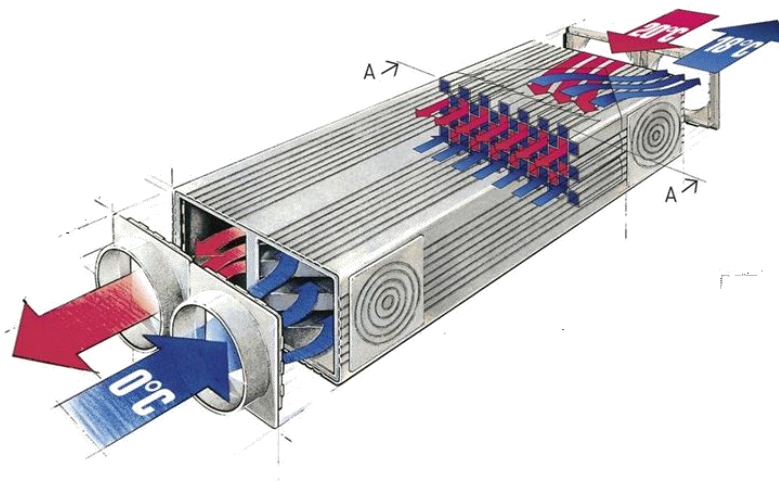


Figure 4.9 : un échangeur à ailettes [61]

d. Echangeur à double tube

Un échangeur de chaleur à double tube est généralement composé de deux tubes concentriques disposés l'un à l'intérieur de l'autre. Le tube intérieur, souvent appelé tube à fluide chaud, est parcouru par le fluide chaud à échanger. Le tube extérieur, appelé tube à fluide froid, contient le fluide froid. Les deux tubes sont scellés à leurs extrémités, formant ainsi un circuit fermé pour chaque fluide. [52, 58]

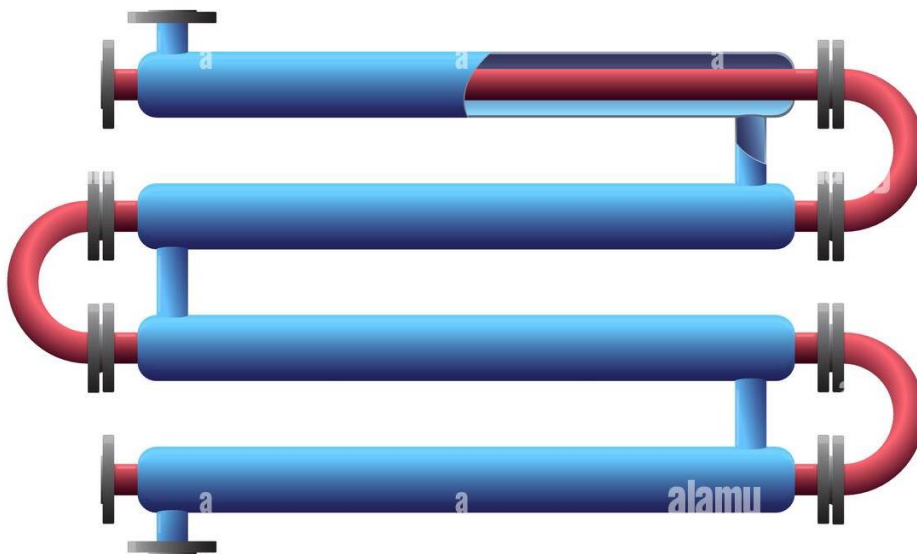


Figure 4.10: Un échangeur de chaleur à double tube [62]

4.4 Les aéroréfrigérant

4.4.1 Définition

Les aéroréfrigérants sont des dispositifs de refroidissement utilisés dans divers domaines, tels que le génie climatique, la production d'électricité et l'industrie. Ils fonctionnent en dissipant la chaleur d'un fluide, généralement de l'eau, en le mettant en contact avec un flux d'air extérieur.

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

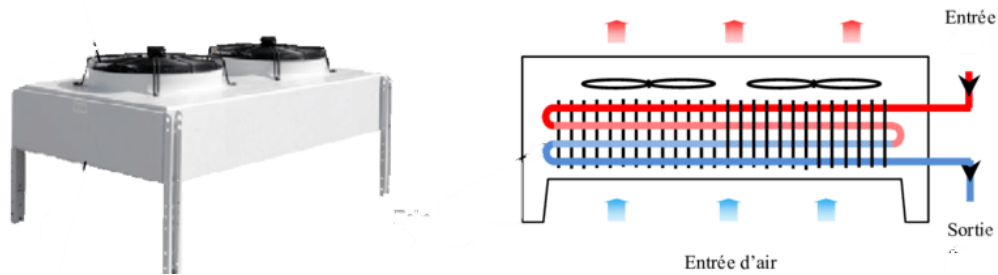


Figure 4.11: Principe de fonctionnement d'un aéroréfrigérant [63]

Leur fonctionnement repose sur le principe de la convection forcée, où l'air extérieur est soufflé à travers un échangeur de chaleur contenant le fluide à refroidir. Ce processus permet à la chaleur du fluide de se transférer à l'air ambiant, refroidissant ainsi le fluide.

Il existe plusieurs types d'aéroréfrigérants, notamment les aéroréfrigérants à circuits ouverts et les aéroréfrigérants à circuits fermés. Les aéroréfrigérants à circuits ouverts exposent directement le fluide à refroidir à l'air extérieur, tandis que les aéroréfrigérants à circuits fermés utilisent un échangeur de chaleur pour isoler le fluide de l'air ambiant.

Les aéroréfrigérants sont largement utilisés dans les systèmes de climatisation industriels et commerciaux, ainsi que dans les centrales électriques pour refroidir l'eau utilisée dans le processus de génération d'électricité. Ils offrent une méthode efficace et économique de dissipation de la chaleur, contribuant ainsi au bon fonctionnement des installations et à la conservation de l'énergie. [63, 64]

4.4.2 Différents types des aéroréfrigérants

a. Les aéroréfrigérants à tirage induit

Un aéroréfrigérant à tirage induit est un type spécifique d'aéroréfrigérant utilisé dans les industries chimiques, pétrochimiques, de raffinage, de production d'électricité et d'autres applications où un refroidissement efficace des fluides est nécessaire.

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

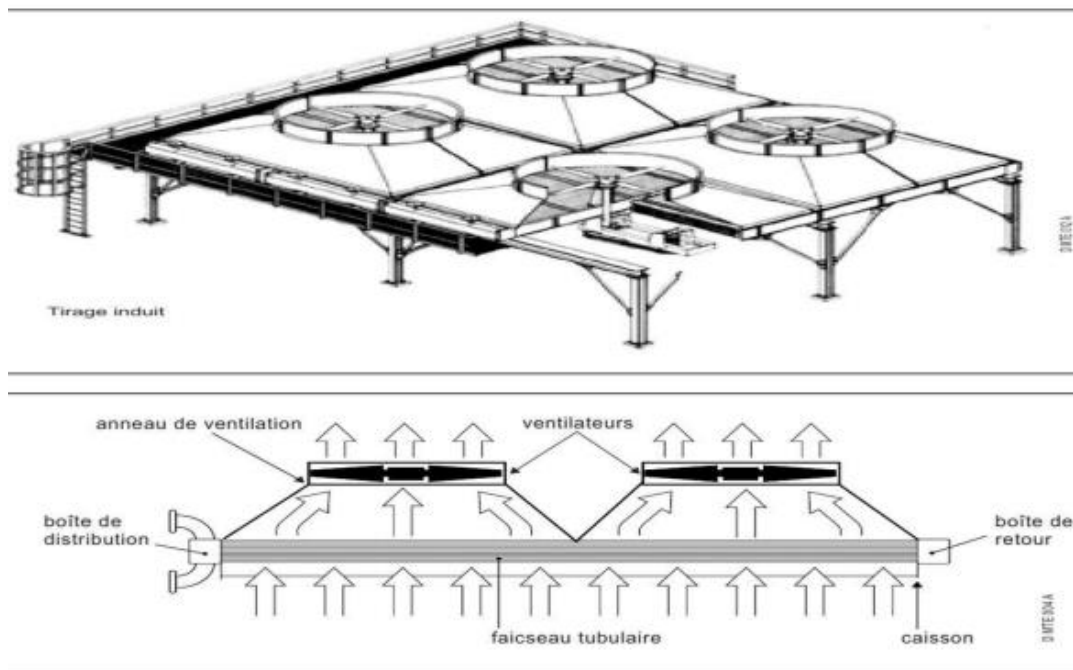


Figure 4.12 : Aéroréfrigérants à air induit [66]

- **Structure :**

Un aéroréfrigérant à tirage induit se compose généralement d'un ensemble de tubes à travers lesquels circule le fluide chaud à refroidir. Au-dessus de ces tubes se trouvent des ventilateurs ou des hélices qui aspirent l'air ambiant à travers les tubes. Contrairement aux aéroréfrigérants à tirage forcé, qui utilisent des ventilateurs pour pousser l'air à travers les tubes, les aéroréfrigérants à tirage induit utilisent la différence de pression pour aspirer l'air à travers les tubes.

- **Fonctionnement :**

Le fonctionnement d'un aéroréfrigérant à tirage induit repose sur le principe de convection forcée. L'air ambiant est aspiré à travers les tubes par les ventilateurs situés au sommet de l'aéroréfrigérant. En passant à travers les tubes, l'air absorbe la chaleur du fluide chaud à l'intérieur des tubes, ce qui refroidit le fluide. L'air chauffé est ensuite rejeté dans l'atmosphère.

- **Applications :**

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

Les aéroréfrigérants à tirage induit sont utilisés dans une variété d'applications industrielles où le refroidissement des fluides est nécessaire. Ils sont couramment utilisés dans les usines de raffinage du pétrole pour refroidir les vapeurs d'hydrocarbures, dans les centrales électriques pour refroidir l'eau de refroidissement des turbines à vapeur, dans les installations chimiques pour refroidir les processus chimiques, et dans de nombreuses autres applications industrielles.

- **Avantages :**

- Efficacité : Les aéroréfrigérants à tirage induit peuvent offrir une efficacité de refroidissement élevée grâce à la grande surface d'échange entre les tubes et l'air ambiant.
- Pas de besoin d'électricité supplémentaire : Comme ils utilisent le tirage induit plutôt que des ventilateurs électriques, ils ne nécessitent pas d'électricité supplémentaire pour fonctionner, ce qui peut réduire les coûts d'exploitation.
- Robustesse : Leur conception simple et robuste les rend relativement résistants aux dommages mécaniques et à l'usure.

- **Inconvénients :**

- Dépendance aux conditions ambiantes : L'efficacité des aéroréfrigérants à tirage induit dépend des conditions ambiantes telles que la température et la vitesse du vent. Dans des conditions ambiantes défavorables, leur efficacité peut être réduite.
- Limitations de taille : En raison de leur dépendance au tirage induit, les aéroréfrigérants à tirage induit peuvent avoir des limitations de taille par rapport aux aéroréfrigérants à tirage forcé, ce qui peut limiter leur utilisation dans certaines applications.

b. Les aéroréfrigérants à tirage forcé

Un aéroréfrigérant à tirage forcé est un équipement utilisé pour le refroidissement des fluides dans les processus industriels. Contrairement aux aéroréfrigérants à tirage induit, qui utilisent la différence de pression pour aspirer l'air à travers les tubes, les aéroréfrigérants à tirage forcé utilisent des ventilateurs ou des hélices pour pousser l'air à travers les tubes de l'aéroréfrigérant.

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

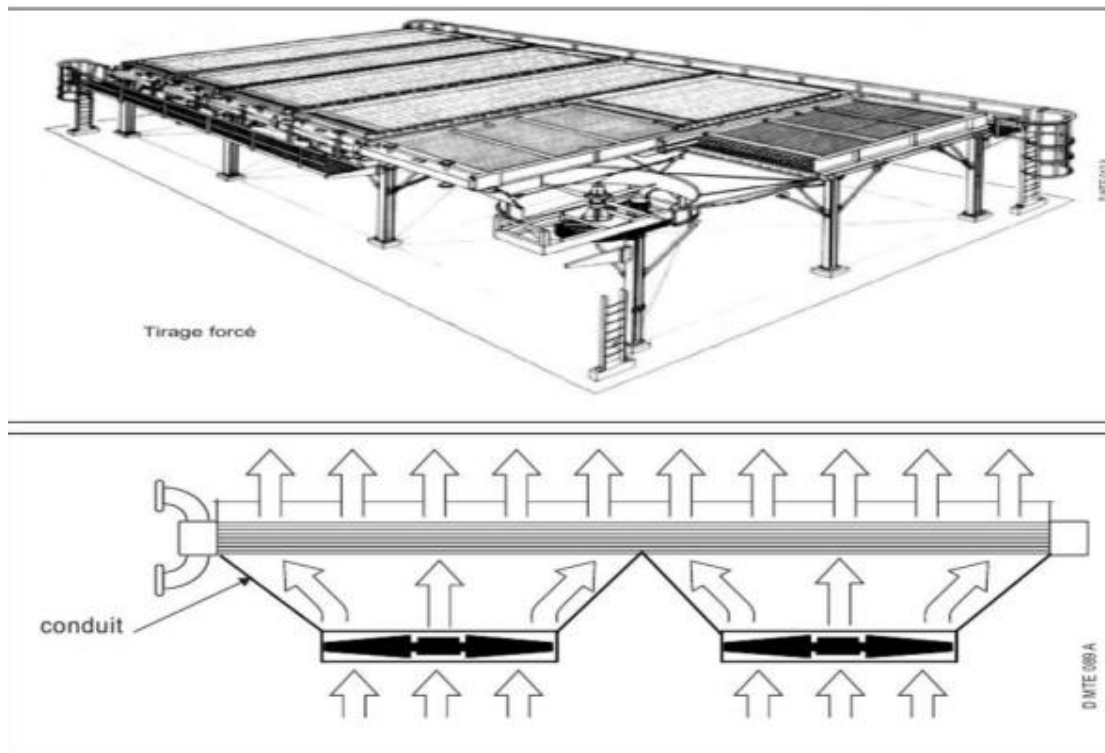


Figure 4.13 : Aéroréfrigérants à air forcé. [66]

- **Structure :**

La structure d'un aéroréfrigérant à tirage forcé est similaire à celle d'un aéroréfrigérant à tirage induit. Il est généralement composé d'un ensemble de tubes à travers lesquels circule le fluide chaud à refroidir. Au-dessus de ces tubes se trouvent des ventilateurs ou des hélices qui soufflent l'air à travers les tubes pour faciliter le transfert de chaleur.

- **Fonctionnement :**

Le fonctionnement d'un aéroréfrigérant à tirage forcé repose également sur le principe de convection forcée. Les ventilateurs ou les hélices situés au sommet de l'aéroréfrigérant créent un flux d'air qui est dirigé à travers les tubes de l'aéroréfrigérant. En passant à travers les tubes, l'air absorbe la chaleur du fluide chaud à l'intérieur des tubes, ce qui refroidit le fluide. L'air chauffé est ensuite rejeté dans l'atmosphère.

- **Applications :**

Les aéroréfrigérants à tirage forcé sont utilisés dans une variété d'applications industrielles où le refroidissement des fluides est nécessaire. Ils sont largement utilisés dans les industries

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

chimiques, pétrochimiques, de raffinage, de production d'électricité et dans d'autres processus industriels nécessitant le refroidissement des fluides.

- **Avantages :**
 - Contrôle précis de la vitesse de l'air : Les aéroréfrigérants à tirage forcé permettent un contrôle précis de la vitesse de l'air qui passe à travers les tubes, ce qui peut être important pour optimiser l'efficacité du refroidissement.
 - Efficacité : En utilisant des ventilateurs ou des hélices pour pousser l'air à travers les tubes, les aéroréfrigérants à tirage forcé peuvent offrir une efficacité de refroidissement élevée.
- **Inconvénients :**
 - Consommation d'énergie : Comme ils utilisent des ventilateurs ou des hélices qui nécessitent de l'électricité pour fonctionner, les aéroréfrigérants à tirage forcé peuvent avoir une consommation d'énergie plus élevée que les aéroréfrigérants à tirage induit.
 - Bruit : En raison de l'utilisation de ventilateurs ou d'hélices, les aéroréfrigérants à tirage forcé peuvent générer du bruit pendant leur fonctionnement.

4.5 Vannes régulatrices

4.5.1 Définition

Les vannes sont des dispositifs mécaniques essentiels utilisés pour contrôler le débit et la pression dans un système ou un processus. Elles jouent un rôle crucial dans l'industrie pétrolière et gazière, où elles peuvent servir à démarrer, arrêter, réguler ou même diriger le flux de fluides. Les vannes peuvent être actionnées manuellement par un opérateur ou automatiquement par des actionneurs électriques, pneumatiques ou hydrauliques. [67]



Figure 4.14: Vanne à passage direct [68]

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

IV. Les types des vannes

a. Vannes manuelles :

- **Définition :**

Les vannes manuelles sont des dispositifs mécaniques actionnées directement par un opérateur, généralement à l'aide d'une roue, d'un levier ou d'une manivelle. Ces vannes permettent un contrôle précis et immédiat du flux, et sont souvent utilisées dans des situations



Figure 4.15 : Vanne manuelle [70]

Vannes automatisées

- **Définition :** Les vannes automatisées sont des dispositifs mécaniques actionnées automatiquement par des actionneurs, qui peuvent être électriques, pneumatiques ou hydrauliques. Les vannes pneumatiques, en particulier, utilisent l'air comprimé pour ouvrir, fermer ou réguler le flux de fluides. Ces vannes sont couramment utilisées dans des systèmes où un contrôle précis et à distance est nécessaire, améliorant ainsi l'efficacité et la sécurité des opérations industrielles.



Figure 4.16 : Vanne pneumatique [71]

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

b. Vannes de régulation Joule-Thomson.

- **Définition**

Les vannes de régulation Joule-Thomson sont des dispositifs utilisés pour réguler la pression et la température des fluides en se basant sur l'effet Joule-Thomson. L'effet Joule-Thomson est un phénomène thermodynamique qui décrit la variation de température d'un fluide lorsqu'il se détend à travers une valve à débit constant, sans transfert de chaleur. Ces vannes sont particulièrement importantes dans les systèmes de gaz naturel et de gaz industriels où le contrôle précis de la pression et de la température est essentiel pour assurer un fonctionnement sûr et efficace.



Figure 4.17: Vanne de régulation Joule-Thomson. [74]

- **Fonctionnement :**

L'effet Joule-Thomson se produit lorsque le gaz passe à travers une vanne de régulation à débit constant. Lorsque le gaz se détend à travers la valve, il subit une diminution de pression, ce qui entraîne également une diminution de température selon la loi de Joule-Thomson. Les vannes de régulation Joule-Thomson sont conçues pour exploiter cet effet afin de maintenir une température et une pression spécifiques du gaz en ajustant le débit à travers la vanne.

- **Applications :**

Les vannes de régulation Joule-Thomson sont largement utilisées dans l'industrie du gaz naturel et des gaz industriels pour contrôler la pression et la température des gaz dans divers processus, tels que la production, le transport et le stockage de gaz. Elles sont également

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

utilisées dans les systèmes de climatisation et de réfrigération pour contrôler la température des fluides réfrigérants.

- **Avantages :**

- Contrôle précis : Les vannes de régulation Joule-Thomson offrent un contrôle précis de la pression et de la température des fluides basé sur l'effet Joule-Thomson.
- Fiabilité : Elles sont conçues pour fonctionner de manière fiable dans des conditions opérationnelles variées.
- Efficacité énergétique : En ajustant le débit de gaz à travers la vanne, elles permettent de maintenir une pression et une température optimales du gaz, ce qui peut contribuer à une utilisation plus efficace de l'énergie.

- **Inconvénients :**

- Coûts : Elles peuvent être plus coûteuses à l'achat et à l'installation que les vannes de régulation conventionnelles en raison de leur conception spécifique basée sur l'effet Joule-Thomson.
- Maintenance : Elles peuvent nécessiter une maintenance régulière pour assurer leur bon fonctionnement et leur longévité dans des conditions opérationnelles variées.

[69]

4.5.4 coefficients de débit d'une vanne C_v

Le coefficient de débit d'une vanne, souvent désigné par le symbole C_v , est une mesure de la capacité d'une vanne à contrôler le débit de fluide qui passe à travers elle. Il est défini comme le débit en gallons US (ou en litres) par minute d'eau à 60°F (15.6°C) qui passe à travers une vanne avec une chute de pression de 1 psi (ou 1 bar). En d'autres termes, le C_v indique la capacité de la vanne à permettre le passage du fluide à une certaine pression différentielle.

Mathématiquement, le coefficient de débit C_v est calculé comme suit :

$$C_v = \frac{Q}{\sqrt{\Delta P}}$$

Où :

Q : est le débit en litres par minute.

ΔP : est la chute de pression en psi à travers la vanne.

Le coefficient de débit C_v est une mesure normalisée utilisée dans l'industrie pour comparer les performances des vannes de différentes tailles et types. Il permet aux ingénieurs

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

de sélectionner une vanne appropriée en fonction des exigences de débit spécifiques d'une application donnée. Un C_v plus élevé indique une capacité de débit plus grande de la vanne à une pression différentielle donnée. [75]

4.6 Les hygromètres

4.6.1 Définition

Un hygromètre est un instrument de mesure utilisé pour déterminer le taux d'humidité relative de l'air ou d'un gaz. Il existe plusieurs types d'hygromètres, chacun ayant ses propres principes de fonctionnement. [79, 80]

4.6.2 Le principe de fonctionnement

Le principe de fonctionnement dépend des étapes suivantes :

- **Capteur** : L'hygromètre comporte un capteur qui réagit à l'humidité de l'air. Ce capteur peut être basé sur différents principes physiques, comme la variation de la résistance électrique, la capacitance, la conductivité, ou l'absorption de certains matériaux.
- **Conversion** : Une fois que le capteur a mesuré l'humidité, cette mesure est convertie en une valeur électrique. Cela peut impliquer l'utilisation de composants électroniques pour amplifier et traiter le signal du capteur.
- **Affichage** : La valeur électrique convertie est ensuite affichée sur l'hygromètre sous une forme lisible par l'utilisateur. Cela peut être un affichage numérique, une aiguille sur une échelle graduée, ou même une représentation graphique dans le cas d'appareils plus avancés.
- **Étalonnage** : Pour assurer la précision de la mesure, de nombreux hygromètres doivent être étalonnés régulièrement. Cela implique généralement de comparer la lecture de l'hygromètre à celle d'une référence de confiance, comme un hygromètre de laboratoire calibré. [80]

4.7 Simulateur ASPEN HYSYS

4.7.1 Aperçu général sur le simulateur HYSYS

HYSYS est un logiciel de simulation de procédés développé par "Aspen Technology », largement utilisé dans l'industrie chimique et pétrolière pour la modélisation et l'optimisation des procédés de production. Il permet aux ingénieurs de concevoir, d'analyser et d'optimiser une grande variété de processus chimiques et pétroliers, y compris les procédés de raffinage, de production de pétrole et de gaz, de production de produits chimiques, et bien d'autres. [76]

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

4.7.3 Méthode de travail avec le simulateur ASPEN HYSYS

Travailler avec un simulateur de processus comme HYSYS nécessite une approche méthodique pour obtenir des résultats précis et fiables. Voici une méthode de travail générale avec HYSYS :

- a. **Définition du problème** : Avant de commencer, comprenez clairement le problème que vous essayez de résoudre ou le processus que vous souhaitez modéliser. Identifiez les objectifs du projet et les données disponibles.
- b. **Collecte des données** : Rassemblez toutes les données nécessaires pour votre modèle, y compris les propriétés des composants, les conditions opératoires, les spécifications de produits, etc. Assurez-vous que les données sont précises et complètes.
- c. **Configuration du modèle** : Lancez HYSYS et créez un nouveau cas. Configurez le système en définissant les unités, les composants, les flux d'alimentation, les conditions initiales, etc.
- d. **Sélection des modèles** : Choisissez les modèles appropriés pour chaque équipement dans votre processus, tels que les colonnes de distillation, les échangeurs de chaleur, les réacteurs, etc. Sélectionnez également les méthodes de calcul appropriées.
- e. **Simulation initiale** : Effectuez une simulation initiale pour vérifier que votre configuration de base fonctionne comme prévu. Vérifiez les bilans de matière et d'énergie pour vous assurer que les flux et les températures sont cohérents.
- f. **Optimisation du modèle** : Affinez votre modèle en ajustant les paramètres, en ajoutant des contrôles, ou en modifiant la configuration pour répondre aux objectifs du projet. Cela peut impliquer des itérations et des ajustements continus.
- g. **Validation** : Validez votre modèle en le comparant à des données réelles ou à des résultats de simulation provenant d'autres sources. Assurez-vous que votre modèle prédit avec précision le comportement du système réel.
- h. **Analyse des résultats** : Analysez les résultats de la simulation pour comprendre le comportement du système, identifier les goulots d'étranglement, évaluer les performances, etc. Utilisez les outils d'analyse de HYSYS pour extraire des données pertinentes.
- i. **Rapports et présentations** : Documentez vos résultats, conclusions et recommandations dans des rapports clairs et concis. Préparez des présentations pour communiquer vos résultats aux parties prenantes.

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

- j. **Maintenance et mise à jour** : Une fois le modèle validé, assurez-vous de le maintenir et de le mettre à jour régulièrement avec de nouvelles données ou des modifications du processus réel. [76]

4.7.4 Les équations d'Etat dans le simulateur HYSYS

Dans le simulateur HYSYS, plusieurs équations d'état sont disponibles pour modéliser le comportement des fluides. Ces équations d'état sont utilisées pour calculer les propriétés thermodynamiques des composants et des mélanges de manière précise, ce qui est essentiel pour simuler avec précision les processus industriels. Voici quelques-unes des équations d'état couramment utilisées dans HYSYS :

- a. **Équation d'état de Peng-Robinson (PR)** : Cette équation d'état est largement utilisée dans HYSYS pour modéliser le comportement des fluides. Elle prend en compte les interactions entre les molécules et est particulièrement adaptée pour les hydrocarbures et les systèmes à pressions modérées à élevées.
- b. **Équation d'état de Soave-Redlich-Kwong (SRK)** : Similaire à l'équation de Peng-Robinson, l'équation de Soave-Redlich-Kwong est également utilisée pour modéliser les mélanges de gaz et de liquides. Elle est souvent utilisée pour les composés légers et pour les systèmes à basses pressions.
- c. **Équation d'état de Lee-Kesler (LK)** : Cette équation d'état est souvent utilisée dans HYSYS pour les hydrocarbures. Elle incorpore des facteurs d'interaction binaire qui peuvent améliorer la précision des calculs pour les mélanges de composants.
- d. **Équation d'état de NRTL (Non-Random Two-Liquid)** : L'équation d'état NRTL est utilisée pour modéliser les équilibres de phase liquide-liquide et liquide-vapeur. Elle est souvent utilisée dans HYSYS pour les systèmes qui présentent des comportements non-idéaux.
- e. **Équation d'état de Henry** : Cette équation est utilisée pour modéliser la solubilité des gaz dans les liquides, en particulier pour les systèmes à basse pression. [77]

4.8 Conclusion

La compréhension approfondie des notions de base sur les équipements ciblés dans notre étude est d'une importance cruciale pour plusieurs raisons. Tout d'abord, elle nous permet de saisir pleinement le fonctionnement des équipements de déshydratation du gaz lifté, y compris leurs principes de fonctionnement, leurs paramètres de conception et leurs performances attendues. Cette connaissance nous aide à identifier les défis potentiels auxquels

CHAPITRE 4 : notions de base sur les équipements ciblés de l'étude avec l'outil ASPEN HYSYS.

ces équipements pourraient être confrontés et à formuler des solutions appropriées pour les surmonter.

En outre, une compréhension approfondie des équipements cibles nous permet d'optimiser les paramètres de fonctionnement lors de la modélisation à l'aide de l'outil ASPEN HYSYS. En ajustant ces paramètres en fonction des caractéristiques spécifiques des équipements, nous pouvons obtenir des résultats de simulation plus précis et plus représentatifs de la réalité.

En ce qui concerne l'outil ASPEN HYSYS, sa maîtrise est indispensable pour mener à bien notre étude. Grâce à ses fonctionnalités avancées de modélisation des procédés, nous pouvons simuler différents scénarios de déshydratation, évaluer les performances des équipements et analyser les résultats de manière approfondie. En utilisant de manière judicieuse les capacités de cet outil, nous pouvons non seulement optimiser les processus de déshydratation, mais également identifier des opportunités d'amélioration et de développement des nouveaux équipements.

IV. Volet expérimentale

CHAPITRE 01 :

Système de déshydratation de Zotti

1.1 Introduction

La capacité d'adsorption du tamis moléculaire diminue lentement avec le temps jusqu'à ce que la teneur en eau dans le gaz sortie adsorbateurs augmente plus que tolérée. Cela se produit lorsque l'encrassement est beaucoup plus important que prévu. Ce qu'il nous mène à le remplacer.

L'expérience montre que la dégradation des tamis moléculaire est principalement due à une combinaison de deux effets due à la condensation rétrograde et l'entraînement des contaminants tels que les produits chimiques et les liquides :

- Agglutination (caking) due à l'instabilité hydrothermique du tamis qui entraîne une perte irréversible de capacité de séchage.
- Formation de coke dans le tamis qui réduit la capacité maximale d'adsorption d'eau

C'est deux problèmes majeurs favorisent :

- L'augmentation de la perte de charge dans le sécheur.
- La réduction du débit de régénération.

Ça qu'il nous indique qu'il y a le phénomène de channeling (couloir de passage) préférentiel dans le sécheur

A partir de la perte de charge dans le sécheur, nous pouvons savoir qu'il y a une dégradation des tamis

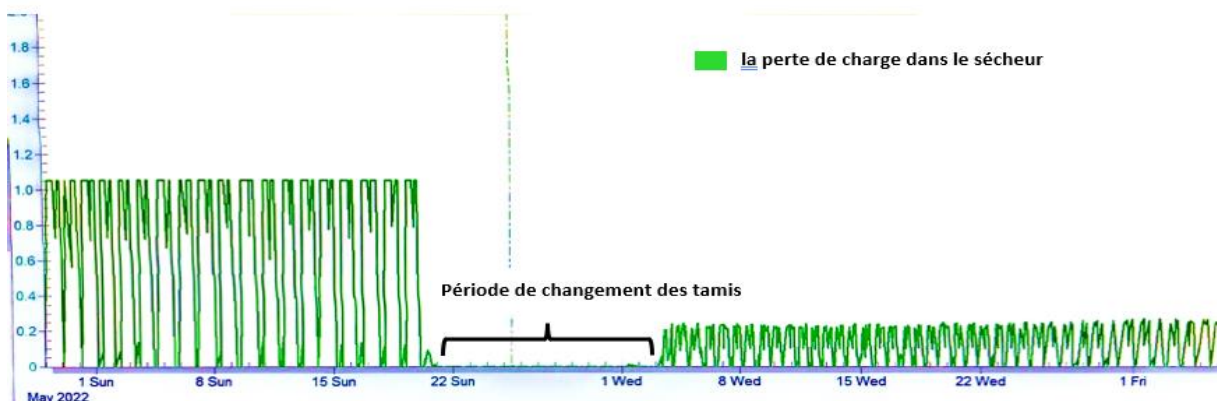


Figure 1. 1 la perte de charge avant et après le changement des tamis moléculaires [58]

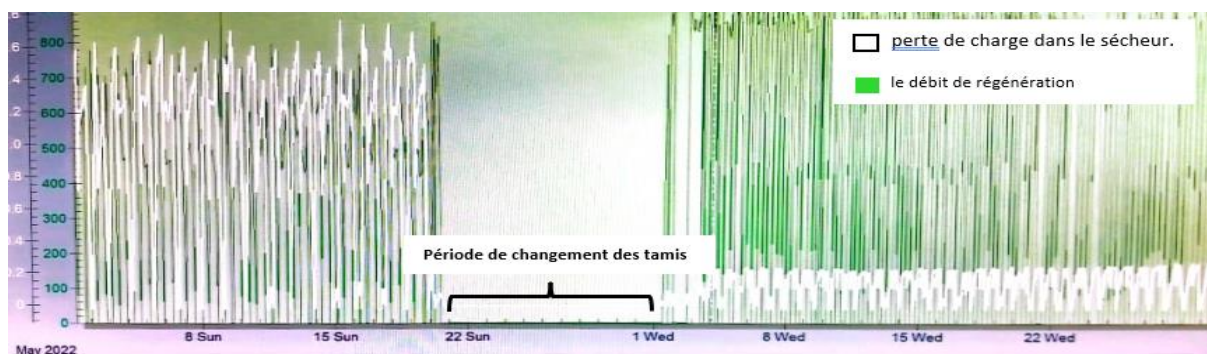


Figure 1.2 : la perte de charge et le débit de régénération avant et après le changement des tamis moléculaires [58]

1.2 Système de déshydratation de Zotti (U25)

Dans un environnement industriel, le tamis moléculaire est soumis à de nombreuses contraintes liées au poids et à la température et à la pression et afin de contrecarrer ces contraintes, des supports en billes céramique et des écrans en inox sont nécessaires dans la cuve en haut et en bas.

Il est composé de :

- Tamis moléculaire de type UOP MOLSIV UI-94 4A.
- Au fond du sécheur bille céramique $\frac{1}{4}$ " avec 3 pouces de hauteur et idem pour $\frac{1}{2}$ ".
- Un support solide en grille de type Johnson screen.
- Au sommet de la cuve, une couche de 6 pouces de billes céramique $\frac{1}{2}$

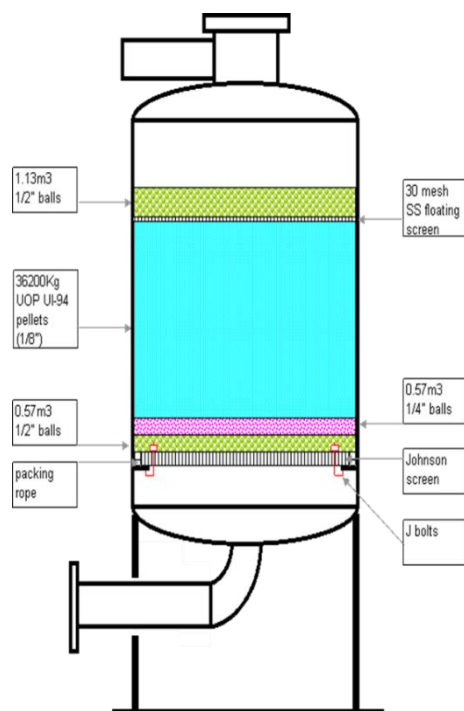


Figure 1.3 : la composition interne d'un sécheur centre Zotti

1.3 Les paramètres de design :

tableau 1.1 Les paramètres de design centre Zotti

Les paramètres	Etape d'adsorption	Etape régénération	
		Chauffage	Refroidissement
La température (°C)	59.90	288	59.9
Le débit (MMSCFD)	115	30	
Le temps (h)	8	2.5	1.5
La pression (bar)	41.3	41.3	
Sens d'écoulement	Vers le bas	Vers le haut	Vers le bas

Source annexe N°04

1.4 Présentation des problèmes :

1.4.1 Problème de l'augmentation de la température :

Augmentation de la température de la charge entrée au sécheur dans la période estivale jusqu'à 70°C

Les causes de ce problème :

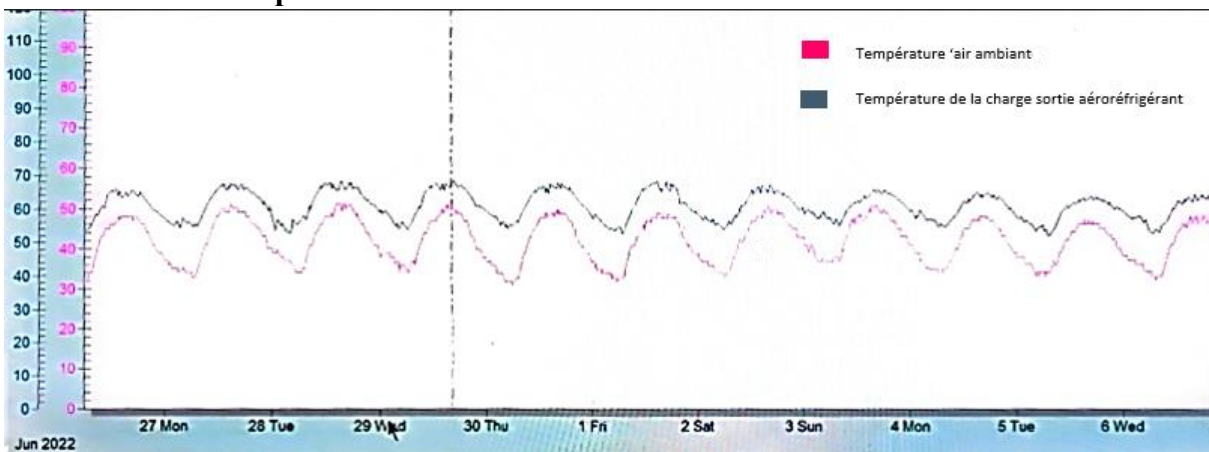


Figure 1.4: la variation de température d'air ambiant et de la charge du gaz dans la période estivale [58]

- Le design des aéroréfrigérant à tirage forcer : C'est une erreur de design parce qu'il y a des contraintes environnement

- Les faisceaux tubulaires sont exposé directement en rayon solaire la durée de cette exposition est de 06 :00 jusqu'à 17 :00 encrassement de sable sur les ailettes des vaisseaux des faisceaux (diminuer l'change thermique)



Figure 1.5: vue de dessus du aéroréfrigérant

- Source pris par moi-même

Source pris par moi-même



Figure 1.6: vue de dessous du aéroréfrigérant

1.4.2 Problème de système minuteur (timer) :

- Avec l'efficacité actuel, on a la possibilité de sécheur entre au régénération même s'il atteindre pas la saturation
- Avec diminution de l'efficacité, on a la possibilité de saturation des tamis moléculaire pour différentes raisons il reste toujours en service

1.5 Les conséquences de ces problèmes :

- Le phénomène de la condensation rétrograde
- La diminution de rendement de sécheur
- Réduction de la durée de vie des équipements.
- L'endommagement des tamis moléculaire avant le temp prévu
- Augmentation des coûts de maintenance et de réparation.
- Problème de givrage au niveau de la buse d'injection de gaz lift, qui va causer en suite une arrêt complète de la production de puit
- Nécessité d'effectuer des réparations d'urgence, ce qui peut entraîner des temps d'arrêt non planifiés et des coûts supplémentaires.
- Perturbation des opérations et de la planification de la production.
- Impact négatif sur la réputation de l'entreprise en raison de problèmes de fiabilité ou de qualité.
- Risque accru d'accidents ou de dommages environnementaux.

1.6 Suggestions et recommandations pour la résolution de ces problèmes

1.6.1 Les propositions le problème de la température élevée :

- Ajouter des batteries des aéroréfrigérants à tirage induit

Avantages :

- Protection contre l'exposition directe aux rayons solaires, ce qui peut réduire les risques de surchauffe des faisceaux tubulaires.
- Maintien d'une température plus stable à l'intérieur du système, ce qui peut améliorer l'efficacité globale des aéroréfrigérants.
- Réduction du risque de dégradation prématurée des composants internes en raison de l'exposition prolongée à la chaleur.

Inconvénients :

- Augmentation de la complexité mécanique de l'équipement en raison de l'ajout de batteries des aéroréfrigérants, ce qui peut entraîner des coûts supplémentaires de maintenance et de réparation.
- Risque accru de dysfonctionnement des composants mécaniques exposés à la chaleur, tels que les roulements et les paliers, ce qui peut entraîner des temps d'arrêt non planifiés.
- Possibilité de diminution de l'efficacité globale du système en raison de la résistance supplémentaire au flux d'air causée par les batteries aéroréfrigérants. Cela peut entraîner une augmentation de la consommation d'énergie pour maintenir les performances requises

- Proposition des nouveaux designs ou il y a un échangeur de chaleur qui va refroidir la charge qui la charge avant d'entrer aux sècheurs

Avantages :

- Réduction de la température de la charge avant son entrée dans les sècheurs, ce qui peut contribuer à améliorer l'efficacité du processus de séchage
- Minimisation du risque de surchauffe des sècheurs, ce qui peut prolonger la durée de vie des équipements et réduire les besoins en maintenance.
- Amélioration de la qualité du produit final en assurant des conditions de séchage plus stables et contrôlées.

Inconvénients :

- Augmentation de la complexité du système et des coûts initiaux d'installation en raison de l'ajout d'un échangeur de chaleur supplémentaire.
- Nécessité d'espace supplémentaire pour intégrer l'échangeur de chaleur dans le processus de séchage, ce qui peut nécessiter des modifications de l'infrastructure existante.

1.6.2 Les propositions Pour le problème de système minuteur (timer)

Changement de la philosophie opératoire : proposition de d'une nouvelle configuration de contrôle d'humidité de gaz sortie adsorbant basée sur l'installation des analyseurs d'humidité pour chaque sècheurs et l'implémentation d'un nouveau programme qui gère les séquences d'absorption et de régénération

Avantages :

- Assure une utilisation des tamis moléculaires avant le passage à la régénération, ce qui peut prolonger leur durée de vie et réduire les coûts de remplacement.
- Garantit que le gaz sec sortant du sècheur vers l'installation aval sera conforme aux spécifications recommandées (55 PPMV), ce qui contribue à maintenir la qualité du produit final et à éviter les problèmes potentiels liés à une humidité excessive.
- Permet un contrôle plus précis de l'humidité du gaz de sortie en installant des analyseurs d'humidité pour chaque sècheur, ce qui peut améliorer la performance globale du système de séchage.

Inconvénients

- Risque de défaillance des instruments de mesure de la teneur en eau, ce qui peut entraîner des erreurs de contrôle et potentiellement des problèmes de qualité du produit final si l'humidité n'est pas correctement surveillée et contrôlée.
- Augmentation de la complexité du système de contrôle et des coûts associés à l'installation et à la maintenance des analyseurs d'humidité pour chaque sècheur.

- Nécessité d'une formation supplémentaire pour le personnel chargé de surveiller et de gérer le nouveau programme de contrôle, afin de garantir une utilisation efficace et appropriée du système.

Solutions pour l'inconvénients de cette proposition

- Rechercher des fournisseurs offrant des analyseurs d'humidité fiables et économiques, ainsi que des contrats de maintenance abordables pour réduire les coûts à long terme.
- Mettre en place un plan de maintenance préventive régulière pour les analyseurs d'humidité, y compris des vérifications périodiques, des calibrations et des remplacements programmés des pièces défectueuses
- Installer des systèmes de redondance ou des doublons pour les analyseurs d'humidité afin d'assurer une surveillance continue et fiable de l'humidité, même en cas de défaillance d'un instrument.
- Développer un programme de formation complet pour le personnel chargé de surveiller et de gérer le nouveau système de contrôle, en mettant l'accent sur l'utilisation des analyseurs d'humidité, la compréhension du nouveau programme de contrôle et la résolution des problèmes potentiels

1.7 Conclusion

La résolution des problèmes liés à l'augmentation de la température de la charge entrant dans le sécheur et au dysfonctionnement du système minuteur (timer) est cruciale pour garantir l'efficacité, la fiabilité et la rentabilité de l'installation de séchage. En adoptant des solutions telles que l'ajout de batteries d'aéroréfrigérants à tirage induit, l'intégration d'échangeurs de chaleur pour pré-refroidir la charge, et le changement de la philosophie opératoire avec l'installation d'analyseurs d'humidité pour chaque sécheur, l'entreprise peut anticiper et résoudre ces problèmes de manière proactive.

Ces mesures offrent des avantages tangibles tels que la réduction des risques de surchauffe, l'amélioration de l'efficacité énergétique, la prolongation de la durée de vie des équipements, et le maintien de la qualité du produit final. Bien qu'elles nécessitent une évaluation minutieuse des coûts et des implications opérationnelles, leur mise en œuvre permet à l'entreprise de renforcer sa réputation en tant que fournisseur fiable et de qualité, tout en minimisant les risques associés à des temps d'arrêt non planifiés, des coûts de maintenance élevés et des problèmes de qualité du produit.

CHAPITRE 02 :

Objectif de l'étude

2.1 Introduction :

Dans l'industrie du séchage du gaz, le dimensionnement précis des sécheurs est crucial pour garantir l'efficacité et la fiabilité du processus de déshydratation. Une conception correcte permet de maintenir la qualité du gaz, de prévenir la corrosion des équipements et de maximiser la rentabilité opérationnelle. Cette étude de vérification vise à évaluer la validité du dimensionnement d'un sécheur initialement conçu par BECHTEL, en utilisant des méthodologies et des formules mathématiques standards de l'industrie. Vérifier ces paramètres est essentiel car des variations dans la composition des gaz au fil du temps peuvent influencer la performance du sécheur, en particulier en ce qui concerne la hauteur et la capacité d'adsorption. Une telle analyse permet non seulement de confirmer la robustesse du design original mais aussi d'identifier les ajustements nécessaires pour maintenir une performance optimale dans des conditions opérationnelles dynamiques.

2.2 Vérification de Dimensionnement du sécheur

2.2.1 Calcul de la vitesse admissible du gaz dans le lit G

Pour calculer la vitesse admissible du gaz dans le lit G (Lbm/Hr. Ft²) en utilisant l'équation que vous avez fournie, nous devons connaître les valeurs des variables suivantes : [32]

$$G = 3600 \sqrt{0.935 \rho_g \times \rho_b \times D_{pm}} \quad (2.1)$$

ρ_g : masse volumique du gaz (Lbm/ft³)

ρ_b : masse volumique des particules du lit (Lbm/ft³)

D_{pm} : diamètre moyen des particules (ft) $D_{pm} = 0.01041 \text{ ft}$

2.2.2 Calcul du facteur de compressibilité Z

Les facteurs de compressibilité du gaz naturel peuvent être calculés à partir des données de pression critique et de température critique, ainsi que des conditions de pression et de température réelles du gaz. Les facteurs de compressibilité permettent de prendre en compte les effets de la pression et de la température sur le comportement du gaz.

Une méthode courante pour calculer les facteurs de compressibilité du gaz naturel est d'utiliser des diagrammes de compressibilité ou des abaques. Ces diagrammes sont généralement construits à partir de données expérimentales ou de modèles thermodynamiques.

Il faut connaître les conditions de pression et de température du gaz (pression et température réduites) :

- La pression réduite (P_r) est souvent utilisée en thermodynamique pour caractériser les conditions d'un gaz par rapport à ses propriétés critiques. Pour calculer la pression réduite, vous avez besoin de deux valeurs : la pression du système (P_s) et la pression critique (P_c). La formule pour la pression réduite est la suivante :

$$P_r = \frac{P_s}{P_c} \quad (2.2)$$

Où :

P_r : est la pression réduite (P_{sia}),

P_s : est la pression du système (P_{sia}),

P_c : est la pression critique (P_{sia}).

Avec la pression critique P_c :

$$P_c = \sum_{i=1}^n Y_i T_{ci} \quad (2.3)$$

Y_i : est la fraction molaire du composant i ,

- La température réduite (T_r) est une autre quantité souvent utilisée en thermodynamique pour caractériser les conditions d'un gaz par rapport à sa température critique. Pour calculer la température réduite, vous avez besoin de deux valeurs : la température du système (T_s) et la température critique (T_c). La formule pour la température réduite est la suivante :

$$T_r = \frac{T_s}{T_c} \quad (2.4)$$

Où :

T_r : est la température réduite,

T_s : est la température du système,

T_c : est la température critique.

Avec la température critique T_c :

$$T_c = \sum_{i=1}^n Y_i T_{ci} \quad (2.5)$$

CHAPITRE 02 : Objectif de l'étude

Y_i est la fraction molaire du composant i ,

Tableau 2.1: la composition de la charge, les pressions et les températures critiques

Constituant	Y_i	P_c (psia)	P_{pc} (psia)	T_c (F°)	T_c (°R)	T_{pc}	MW	MWYI
Nitrogen	0.0521	492.3116	25.64944	232.5208	227.4792	11.85167	28.013	1.459477
H2S	0.0000	1306.469	0	212.81	672.81	0	34.076	0
CO2	0.0306	1068.928	32.70919	87.71001	547.71	16.75993	44.0097	1.346697
Methane	0.4238	673.0736	285.2486	116.4118	343.5882	145.6127	16.0429	6.798981
Ethane	0.2576	708.3424	182.469	90.10042	550.1004	141.7059	30.0699	7.746006
Propane	0.1688	617.3762	104.2131	206.1464	666.1464	112.4455	44.097	7.443574
i-Butane	0.0132	529.0424	6.98336	274.9028	734.9028	9.700717	58.124	0.767237
n-Butane	0.0376	550.653	20.70455	305.6882	765.6882	28.78988	58.124	2.185462
i-Pentane	0.0042	483.4962	2.030684	369.0464	829.0464	3.481995	72.151	0.303034
n-Pentane	0.0059	489.5197	2.888166	385.61	845.61	4.989099	72.151	0.425691
Cyclopentane	0.0004	653.9678	0.261587	461.21	921.21	0.368484	70.135	0.028054
n-Hexane	0.0017	439.6992	0.747489	454.5464	914.5464	1.554729	86.1779	0.146502
Mecyclopentan	0.0002	549.6276	0.109926	499.19	959.19	0.191838	84.1619	0.016832
Benzene	0.0002	714.2222	0.142844	552.1064	1012.106	0.202421	78.11	0.015622
Cyclohexane	0.0002	587.8378	0.117568	536.09	996.09	0.199218	84.16	0.016832
n-Heptane	0.0004	396.9363	0.158775	512.6144	972.6144	0.389046	100.205	0.040082
Mecyclohexane	0.0001	504.0597	0.050406	570.1064	1030.106	0.103011	98.189	0.009819
Toluene	0.0000	594.6604	0	605.5682	1065.568	0	92.1408	0
n-Octane	0.0001	362.104	0.03621	563.8064	1023.806	0.102381	114.232	0.011423
H2O	0.0029	3208.234	9.303878	705.4682	1165.468	3.379858	18.0151	0.052244
Total PPC	673.8248							
Total TPC	481.8283							
Masse moléculaire	28.81357							

Source établie par moi-même

$$P_s = 613.7 \text{ psia} \quad P_r = \frac{613.7}{673.82} = 0.9$$

$$Ts = 599.67 \text{ }^{\circ}R \quad Tr = \frac{559.67}{481.82} = 124$$

D'après les abaques de l'annexe numéro (N° 01) on trouve :

$$Z=0.825$$

- **Remarque :**

$$P(\text{psia}) = P(\text{psi}) + 14.17$$

$$P(\text{bara}) = P(\text{bar}) + 1.013$$

$$T(^{\circ}R) = 9/5 T(^{\circ}C) + 32$$

2.2.3 Calcul de la densité du gaz ρ_g

Pour calculer la densité du gaz ρ_g on utilise l'équation suivante : [32]

$$PV = ZnRT(2.6)$$

$$PV = Z \frac{m}{M} RT(2.7)$$

$$PM = Z \frac{m}{V} RT(2.8)$$

On a :

$$\rho = \frac{m}{V}(2.9)$$

Donc :

$$\rho = \frac{PM}{ZRT}(2.10)$$

ρ : est la masse volumique du gaz (Lbm/ft³),

P : est la pression (psia),

M : est la masse molaire du gaz (Lbm/Lbmol),

Z : est le facteur de compressibilité (sans dimension),

R : est la constante des gaz parfaits

T : est la température (°R).

$$\rho = 3.33 \text{ Lbm/ft}^3$$

$$\rho = 53.6618 \text{ Kg/m}^2$$

Avec : $Z=0.825$

$$\rho = 3.33 \text{ LBM/ft}^3$$

$$R=10.73 \left(\frac{\text{ft}^3 \cdot \text{psi}}{\text{lbmol} \cdot ^\circ\text{R}} \right)$$

$$M = 28.81 \text{ (Lbm/Lbmol)}$$

$$T = 599.67 \text{ } ^\circ\text{R}$$

Donc : $G = 4298.40 \text{ Lbm/Hr. Ft}^2$

2.2.4 Calcul de la vitesse superficielle du gaz $V_{g\max}$

Pour calculer la vitesse superficielle du gaz $V_{g\max}$ on utilise l'équation suivante : [32]

$$V_{g\max} = \frac{G}{\rho g} (2.11)$$

Où :

$V_{g\max}$: est la vitesse superficielle du gaz (Ft/Min),

G : est le débit massique du gaz (Lbm/Hr.Ft²), et

ρ : est la masse volumique du gaz (Lbm/ft³).

Avec : $G = 4298.40 \text{ Lbm/Hr.Ft}^2$

$$\rho = 3.33 \text{ LBM/ft}^3$$

Donc :

$$V_{g\max} = 21.52 \text{ Ft/Min}$$

$$V_{g\max} = 393.55776 \text{ m/h}$$

2.2.5 calcul du diamètre intérieur minimum de la colonne $D_{\min}$

Pour calculer le diamètre intérieur minimum de la colonne $D_{\min}$ on utilise l'équation suivante : [32]

$$D_{\min} = \sqrt{25.05 Q_v Z \left(\frac{T+460}{P V_{g\max}} \right)} (2.12)$$

Où :

D_{min} : est le diamètre intérieur minimum de la colonne (ft),

Q_v : est le débit volumique (Smmcf/S),

Z : facteur de compressibilité,

T : est la température (°R),

P : est la pression (psia),

V_{gmax} : est la vitesse superficielle maximale du gaz (Ft/Min).

Avec $Q_v = 115 \text{ Smmcf/S}$

$$V_{gmax} = 21.52 \text{ Ft/Min}$$

Donc :

$$D_{min} = 10.39 \text{ ft}$$

$$D_{min} = 3.166872 \text{ m}$$

2.2.6 Calcul de la concentration d'eau dans le gaz Y_w

Pour calculer la concentration d'eau dans un gaz (gaz Y_w), on utilise des abaques d'humidité spécifiques au gaz naturel en question. Ces abaques sont généralement basés sur des données expérimentales ou des modèles empiriques qui prennent en compte la température, la pression et la composition chimique du gaz naturel. [32]

D'après les données expérimentales : $T = 140^\circ\text{F}$

$$P = 613.7 \text{ psia}$$

D'après la figure de l'annexe numéro N° 02 on trouve :

Par l'interpolation on a :

$$800 \longrightarrow 200$$

$$613.7 \longrightarrow Y_w$$

$$600 \longrightarrow 257$$

$$800 - 600 \longrightarrow 200 - 250$$

$$613.7 - 600 \longrightarrow Y_w - 250$$

Donc on trouve : $Y_w = 2531$

- Correction par rapport au masse molaire de mélange gazeux (de la même courbe utilisée précédemment) on trouve :

C_{RD} : facteur de correction

Par la même figure on trouve : $C_{RD}=0.97$

$$Y'_w = 0.985Y_w \text{ (2.13)}$$

$$Y'_w = 245.5$$

Correction par rapport au capacité thermique :

C_T : facteur de correction

$$C_T=0.83$$

$$Y''_w = 0.83Y'_w$$

$$Y''_w = 206.92$$

- On peut aussi trouver la valeur de Y_w après le logiciel ASPEN HYSYS :

$$Y_w = 258.6$$

Par la correction par rapport au capacité thermique on trouve :

$$C_T=0.83$$

$$Y_w = 214.6$$

2.2.7 calcul de la quantité d'eau adsorbée par unité de temps

Pour calculer la quantité d'eau adsorbée par unité de temps on utilise l'équation suivante : [32]

$$q = \frac{0.054 Q_v Y_w}{D_r^2} \text{ (2.14)}$$

Où :

q : est la quantité d'eau adsorbée par unité de temps (LbmH₂O/Hr.Ft²)

Q_v : est le débit volumique du gaz (Smmcf/S),

Y_w : est la concentration d'eau dans le gaz (en unité de masse par unité de volume en LbmH₂O/MMSCF),

D_r : est le diamètre du réacteur (ft).

Avec : $D_r = 10$ ft

$Y_w = 206.92$ LbmH₂O/MMSCF

$Q_v = 115$ Smmcf/S

Donc $q = 15.84$ LbmH₂O/Hr. Ft²

2.2.8 calcul de la hauteur de la zone de transfert de masse Hz

Pour calculer la hauteur de la zone de transfert de masse Hz on utilise l'équation suivante : [32]

$$Hz = \frac{255q^{0.7895}}{v_{gmax}^{0.5506} R_s^{0.2646}} (2.)$$

Où :

q : est la quantité d'eau adsorbée par unité de temps (LbmH₂O/Hr.Ft²)

V_{gmax} : est la vitesse superficielle du gaz (Ft/Min),

R_s : saturation relative au maximum 100%

$$Hz = 106.77 \text{ inch}$$

$$Hz = 8.90 \text{ ft}$$

$$Hz = 2.71 \text{ m}$$

2.2.11 Calcul de la longueur d'équilibre du lit à saturation

Pour calculer la longueur d'équilibre du lit à saturation (H_s) est la suivante : [32]

$$H_s = \frac{127.3W}{\rho_b \times D^2} (2.)$$

H_s : est la longueur d'équilibre du lit à saturation.

W : est la quantité d'eau adsorbée par cycle.

ρ_b : est la densité apparente de l'adsorbant.

X : la capacité d'adsorption.

D : est le diamètre du lit.

Avec $W = 9956.50 \text{ lbm}$

$$\rho_b = 44 \text{ Lbm/ft}^3$$

$$X = 12.20 \text{ LbH}_2\text{O}/100\text{Lbdess}$$

Donc

$$\mathbf{H_s = 22.36 \text{ ft}}$$

$$\mathbf{H_s = 6.815328 \text{ m}}$$

2.2.12 Calcul de la hauteur totale H_t

D'après la formule de GPSA pour calculer la hauteur totale (H_t) en utilisant la hauteur d'équilibre du lit à saturation (H_s) et la moitié de la hauteur de la zone de transition ($0.5 \times H_z$) est la suivante : [32]

$$\mathbf{H_t = H_s + 0.5H_z(2.)}$$

Où :

H_t : est la hauteur totale (ft)

H_s : est la longueur d'équilibre du lit à saturation(ft).

H_z : est la hauteur de la zone de transition(ft).

$$\mathbf{H_t = 26.76 \text{ ft}}$$

$$\mathbf{H_t = 8.156448 \text{ m}}$$

2.2.9 Calcul de la capacité d'adsorption utile X

Pour calculer la capacité d'adsorption utile X (X : Lb d'eau adsorbée par 100 Lb de déshydratant), nous devons utiliser la formule fournie : [32]

$$\mathbf{X = X_s \frac{H_t - 0.45H_z}{H_t}(2.)}$$

Où :

X_s : est la capacité d'adsorption a la saturation

H_t : est la hauteur totale de la colonne d'adsorbant,

H_z : est la hauteur de la zone de transfère (ft)

$$\mathbf{X_s = X_{sn} - X_{sr}(2.)}$$

X_{sn} : nouvel adsorbant

X_{sr} : la quantité d'eau résiduelle dans un nouvel adsorbant

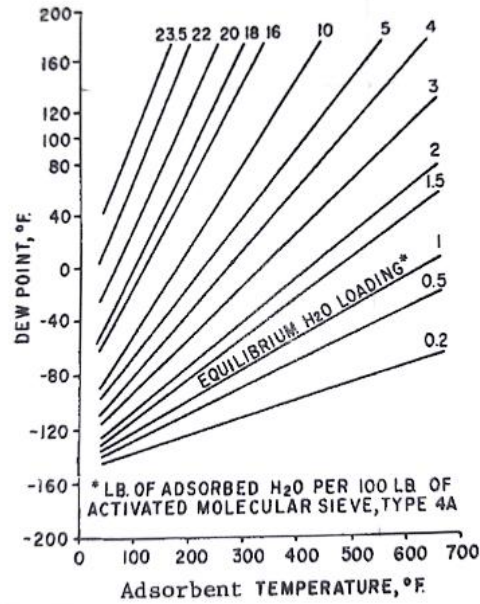


Figure 2.1: Isostères d'adsorption d'eau pour tamis moléculaire de type 4A [32]

$$X_{sn} = 22$$

D'après l'isostères $X_{sr} = 4.5$

$$X_s = 22 - 4.5$$

$$X_s = 17.5$$

Donc

$$X = C_t X' (2.)$$

$$X = 12.22 \text{ LbH}_2\text{O}/100\text{Lbdess}$$

- Calcul du temps de passage de l'adsorption ϕ

Pour calculer le temps de passage de l'adsorption ϕ (Hr), nous utilisons la formule suivante : [32]

$$\phi = 0.1 X H_t \frac{\rho_b}{q} (2.)$$

H_t : est la hauteur totale de la colonne d'adsorbant (ft)

ρ_b : est la densité de la phase solide(Lbm/ft³)

q : est la quantité d'eau adsorbée par unité de temps(LbmH₂O/Hr.Ft²)

Avec : $H_t=25$ ft

$$q = 12.85 \text{ LbmH}_2\text{O/Hr.Ft}^2$$

$$\rho_b = 44 \text{ Lbm/ft}^3$$

Donc : $\phi = 8.67 \text{ hr(2.)}$

2.2.10 calcul de la quantité d'eau adsorbée par cycle W :

$$W = Y_w Q_v \phi_r \text{ (2.) [32]}$$

W : est la quantité d'eau adsorbée par cycle (Lbm)

Y_w : est la concentration d'eau dans le gaz (en unité de masse par unité de volume en LbmH₂O/MMSCF),

Q_v : Débit de gaz (Smmcf/S)

Φ_r : temps de passage de l'adsorption (Hr)

Avec: $Y_w = 206.92$

$$Q_v = 115 \text{ Smmcf/S}$$

$$\Phi_r = 8.67 \text{ hr}$$

Donc $W = 9956.50 \text{ Lbm}$

2.3 Calcul des pertes de charge

Les pertes de charge dans un sécheur de gaz naturel dépendent de plusieurs facteurs, y compris la géométrie du sécheur, le débit de gaz, la viscosité du gaz, la rugosité interne des conduites, etc

2.3.1 Calcul de la chute de pression à travers le lit

Pour calculer la chute de pression par la longueur du lit $\Delta p/dz$ (PsF/ft)²) en utilisant la formule d'ERGUN, nous devons connaître les valeurs des variables suivantes : [32]

$$\frac{\Delta P}{dz} = \frac{(150 \cdot \frac{1-\epsilon}{Re} + 1.75)(1-\epsilon) \cdot G^2}{D_{p0} \cdot \rho_g \cdot G_c \cdot \epsilon^3} \quad (2.)$$

$\Delta P/dz$: perte de charge par de longueur du lit, (PsF/ft).

D_{p0} : diamètre effectif des grains et des billes de céramique, (ft).

ϵ : fraction de vide externe.

ρ_g : densité de la charge gazeuse

G : vitesse massique de gaz.

G_c : facteur de conversion

Re : est le nombre de Reynolds

Avec $G_c = 4,17 \cdot 10^8 \text{ lb.ft/Lbf.h}^2$

La chute de pression a lieu dans les billes en céramique, le lit de tamis et est due au phénomène d'expansion et de contraction

2.3.2 Calcul de la perte de charge dans le lit du tamis

Pour calculer la chute de pression dans le lit du tamis en utilisant l'expression [32]

$$D_{p0} = \frac{D_p}{\frac{2}{3} + \frac{1}{3} \cdot \frac{D_p}{L}} \quad (2.)$$

D_p : diamètre moyenne des grains

L : longueur moyenne du grain

Avec $D_p = 3.175 \text{ mm}$

$L = 4.8 \text{ mm}$

$D_{p0} = 0.01041 \text{ ft}$

Donc $D_{p0} = 0.011782 \text{ ft}$

Calcul de La viscosité dynamique

La corrélation de Carr, Kobayashi et Burrows est une méthode utilisée pour estimer la viscosité des gaz en fonction de la température et de la pression. Elle est largement utilisée dans divers domaines de l'ingénierie et de la science. Cette corrélation prend en compte les variations de la viscosité avec la

température et la pression, offrant ainsi une estimation pratique de la viscosité des gaz dans différentes conditions. [32]

D'après la corrélation de Carr, Kobayashi et Burrows on trouve la viscosité :

$$\mu = 0.0135 \text{ cp}$$

Avec : $1 \text{ cp (centipoise)} = 2.42 \text{ lb/ft.h}$

$$\mu = 0.032 \text{ lb/ft.h}$$

Calcul le nombre de Reynold

Le nombre de Reynolds (Re) est un paramètre sans dimension qui décrit le régime d'écoulement d'un fluide à travers un milieu. Dans votre cas, nous pouvons calculer le nombre de Reynolds à l'aide de la formule suivante : [32]

$$Re = \frac{D_{p0} \cdot G}{\mu} (2.)$$

Re : est le nombre de Reynolds,

D_{p0} : est la chute de pression dans le lit du tamis que vous avez déjà calculée,

G : est le débit massique du gaz (Smmcf/d/S),

μ : est la viscosité dynamique du gaz (Lb/ft.hr).

Avec : $G : 4365.05 \text{ lbm/h.ft}^2$

$\mu : 0.03266 \text{ (Lb/ft.hr)}$

$$Re = 1574.73$$

Calcul de la fraction du vide externe ε

Pour calculer fraction du vide externe ε en utilisant l'expression : [32]

$$\varepsilon = \frac{V_t V_p}{V_t} (2.)$$

$$\varepsilon = 1 - \frac{V_p}{V_t} (2.)$$

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_t}{\rho_p} (2.)$$

V_t : est le volume total de lit,

V_p : est le volume des particules (ou des solides),

ρ_t : est la densité total de lit ,

ρ_p : est la densité des particules (ou des solides).

Avec $\rho_t = 44 \text{ lb/ft}^3$

$\rho_p = 68 \text{ lb/ft}^3$

$$\varepsilon = 0.353$$

$$\Delta_{P1} = 5.2299 \text{ psi}$$

2.3.3 Calcul de la perte de charge dans les billes en céramiques 1/2"

Pour calculer la perte de charge dans les billes en céramiques 1/2 en utilisant l'expression : [32]

$$D_{P0}' = 6 \frac{1-\varepsilon'}{a_p'} (2.)$$

$$a_p' = \frac{6}{D'} (2.)$$

ε' : fraction de vide externe.

a_p' : air spécifique des billes

D' : diamètre des billes céramiques 1/2"

Avec : $\varepsilon' = 0.43$

$a_p' = 143.88 \text{ ft}^{-1}$

$D' = 0.0238 \text{ ft}$

Donc

$$D_{P0}' = 0.02376 \text{ ft}$$

Calcul du nombre de Reynold

Le nombre de Reynolds (Re) est un paramètre sans dimension qui décrit le régime d'écoulement d'un fluide à travers un milieu. Dans votre cas, nous pouvons calculer le nombre de Reynolds à l'aide de la formule suivante : [32]

$$Re' = \frac{D_{P0}' G}{\mu} (2.)$$

Re est le nombre de Reynolds,

D_{P0}' est la chute de pression dans le lit du tamis que vous avez déjà calculée,

G est le débit massique du gaz (Smmcf/S),

μ est la viscosité dynamique du gaz (Lb/ft.hr).

Avec : $G : 4365.05 \text{ lbm/h.ft}^2$

$\mu : 0.03266 \text{ (Lb/ft.hr)}$

$$Re' = 3176.83$$

Donc en trouve :

$$\Delta P_2 = 0.0378 \text{ psi}$$

2.3.4 Calcul de la perte de charge dans les billes en céramiques 1/4"

Pour calculer la perte de charge dans les billes en céramiques 1/4" en utilisant l'expression : [32]

$$D_{p0}'' = 6 \frac{1-\varepsilon''}{a_p''} (2.)$$

$$a_p'' = \frac{6}{D''} (2.)$$

ε : fraction de vide externe.

a_p : air spécifique des billes

D' : diamètre des billes céramiques 1/4"

Avec :

$$\varepsilon'' = 0.42$$

$$D'' = 0.0208 \text{ ft}$$

$$a_p'' = 288.461 \text{ ft}^{-1}$$

Donc

$$D_{p0}'' = 0.012064 \text{ ft}$$

Calcul du nombre de Reynold

$$Re'' = \frac{D_{p0}'' \cdot G}{\mu} (2.)$$

Avec $G : 4365.05 \text{ lbm/h.ft}^2$

$\mu : 0.03266 \text{ (Lb/ft.hr)}$

$$Re'' = 1612.4082$$

Donc on trouve :

$$\Delta p_3 = 0.0012 \text{ psi}$$

2.3.5 calcul de la perte de charge due à l'expansion du lit

Pour calculer la perte de charge due à l'expansion du lit en utilisant la formule suivante : [32]

$$\frac{\Delta p}{\rho_g} = \frac{U^2}{2G_{c'}} \left(\frac{1 - A_1}{A_2} \right)^2$$

$$U = \frac{Q_v}{A_2}$$

$$A_1 = \frac{3.14 D_1^2}{4}$$

$$A_1 = 0.785 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \frac{3.14 D_2^2}{4}$$

$$A_2 = 78.5 \text{ ft}^2$$

$$U = 61040.33 \text{ ft/h}$$

Δp_4 : perte de charge à l'expansion

ρ_g : masse volumique du gaz (Lbm/ft³)

U : la vitesse moyenne du courant gazeux ft/h

Q_v : débit volumique ft³ /h

$G_{c'}$: facteur de conversion

A_1 : surface de la pipe ft²

D_1 : diamètre interne de la pipe ft

A_2 : surface de diamètre D_2 ft²

D_2 : diamètre interne ft

Avec : $A_1 = 0.785 \text{ ft}^2$
 $D_1 = 1 \text{ ft}$
 $A_2 = 78.5 \text{ ft}^2$
 $D_2 = 10 \text{ ft}$
 $Q_v = 115 \text{ Smmcf/S} = 4791666.7 \text{ ft}^3/\text{h}$
 $\rho_g = 3.43 \text{ Lbm/ft}^3$
 $G_c' = 32.2 \text{ (facteur de conversion)}$

Donc $\Delta p_4 = 0.1043 \text{ psi}$

2.3.6 calcul de la perte de charge due à la contraction du lit

$$\Delta p_{\text{contraction}} = 0.45 \Delta p_{\text{expansion}}$$

$$\Delta p_5 = 0.45 \Delta p_4$$

$$\Delta p_5 = 0.0469 \text{ psi}$$

2.3.7 La chute de pression totale

$$\Delta p_T = \Delta p_1 + \Delta p_2 + \Delta p_3 + \Delta p_4 + \Delta p_5$$

$$\Delta p_T = 5.4196 \text{ psi}$$

- Selon les concepteurs des procédés, une perte de charge de 35 kPa (5.0763 psi) à 55 kPa (7.9770 psi) est considérée comme acceptable. Cependant, si la perte de charge atteint 4 à 5 fois la valeur acceptable, cela indique une dégradation, nécessitant ainsi le remplacement du tamis. [32]

2.4 Calcul du débit de régénération

Le calcul du débit de régénération d'un sécheur est essentiel pour garantir son bon fonctionnement et son efficacité dans le processus de séchage. La régénération du sécheur est un processus qui implique le chauffage et le refroidissement périodique du tamis moléculaire, afin de

restaurer sa capacité à adsorber l'humidité. Cette étape est cruciale pour maintenir les performances du sécheur sur le long terme, en éliminant l'humidité accumulée lors du processus de séchage.

Dans cette analyse, nous examinerons les méthodes et les calculs nécessaires pour déterminer le débit de régénération du sécheur, en tenant compte à la fois de l'étape de chauffage et de l'étape de refroidissement.

2.4.1 Calcul de la quantité de chaleur nécessaire pour la régénération

La quantité totale de chaleur requise pour le processus de régénération dans un système donné est le résultat de la somme de plusieurs contributions thermiques distinctes. Ces contributions comprennent d'abord la chaleur nécessaire pour chauffer les dessiccants utilisés, garantissant leur efficacité optimale dans l'absorption de l'humidité. Ensuite, il y a la chaleur nécessaire pour chauffer la colonne vide elle-même, suivie de celle nécessaire pour élever la température des billes céramiques, qui sont souvent employées dans les colonnes de régénération. La quatrième contribution est la chaleur requise pour chauffer l'eau, utilisée éventuellement dans le processus. Enfin, la cinquième et les sixièmes contributions concernent respectivement le chauffage des hydrocarbures et leur évaporation, si cela est applicable dans le système. Ensemble, ces diverses quantités de chaleur représentent un aspect crucial du processus de régénération, assurant le bon fonctionnement et la performance du système dans son ensemble.

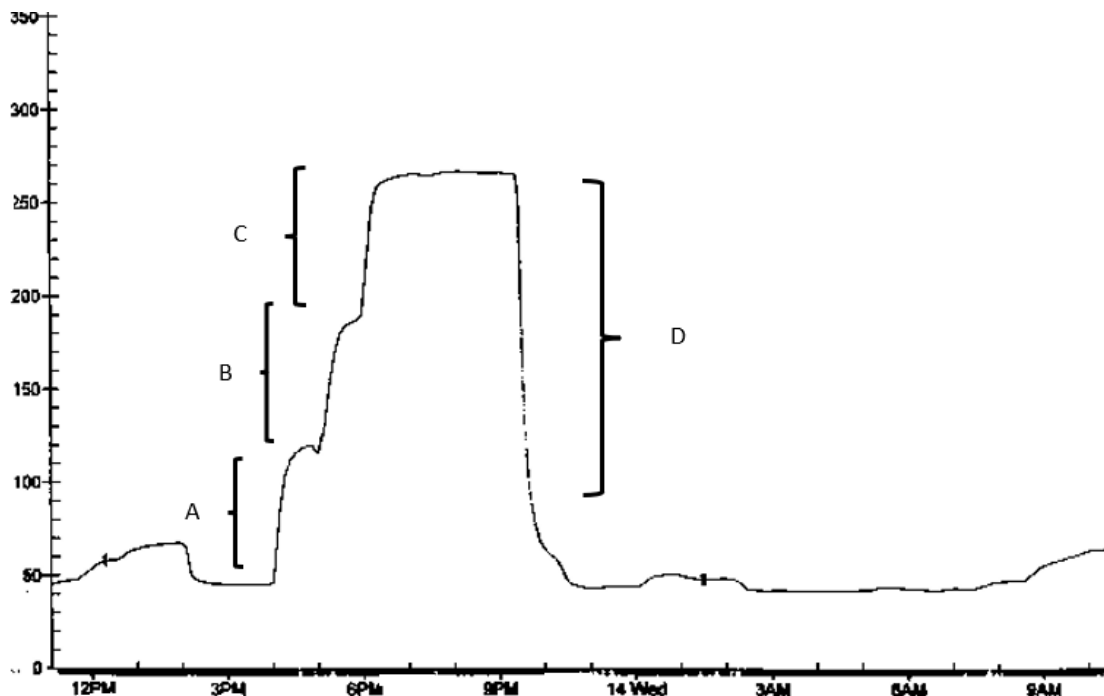


Figure 2.2: Le graphe des périodes de régénération

- La période "A" $T_1 = 60^\circ\text{C} \rightarrow T_2 = 110^\circ\text{C}$
- La période "B" $T_2 = 130^\circ\text{C} \rightarrow T_3 = 200^\circ\text{C}$

- La période "C" $T_3 = 200^\circ\text{C} \rightarrow T_4 = 260^\circ\text{C}$
- La période "D" $T_4 = 260^\circ\text{C} \rightarrow T_0 = 75^\circ\text{C}$

2.4.2 calcul de la chaleur nécessaire pour chauffer le tamis moléculaire du lit

Pour calculer la chaleur nécessaire pour chauffer le tamis moléculaire du lit en utilise la formule suivante : [32]

$$Q_T = W_{\text{des}} C_{\text{pdes}} (T_2 - T_1)$$

Q_T : représente la quantité de chaleur nécessaire pour chauffer le tamis moléculaire du lit.

W_{des} est la masse du tamis moléculaire.

C_{pdes} : est la capacité thermique spécifique du tamis moléculaire.

T_1 est la température initiale du tamis moléculaire.

T_2 est la température finale du tamis moléculaire après chauffage.

2.4.3 Calcul de la chaleur nécessaire au chauffage du récipient adsorbant

Pour calculer la chaleur nécessaire au chauffage du récipient adsorbant en utilise la formule suivante : [32]

$$Q_r = W_{\text{ves}} C_{\text{pvdes}} (T_2 - T_1)$$

Q_r : Quantité de chaleur nécessaire pour chauffer le récipient adsorbant.

W_{ves} : Masse du récipient adsorbant.

C_{pvdes} : Capacité thermique spécifique du récipient adsorbant.

T_1 : Température initiale du récipient adsorbant.

T_2 : Température finale du récipient adsorbant après chauffage.

2.4.4 Calcul de la chaleur nécessaire au chauffage des billes inertes :

Pour calculer la chaleur nécessaire au chauffage des billes inertes en utilise la formule suivante : [32]

$$Q_b = W_{ba} C_{pba} (T_2 - T_1)$$

Q_b : Quantité de chaleur nécessaire pour chauffer les billes inertes.

W_{ba} : Masse des billes inertes.

C_{pba} : Capacité thermique spécifique des billes inertes.

T_1 : Température initiale des billes inertes.

T_2 : Température finale des billes inertes après chauffage.

2.3.8 Interprétation et conclusion

Une perte de charge de 5.41 psis, conforme aux recommandations des concepteurs de procédés, représente un niveau acceptable pour maintenir l'efficacité opérationnelle du système. Cette valeur est en ligne avec les normes établies, garantissant ainsi un fonctionnement optimal du dispositif sans compromettre ses performances. Toutefois, il est crucial de surveiller régulièrement la perte de charge afin de détecter tout signe de dégradation éventuelle. En cas de dépassement des limites acceptables, des mesures correctives, telles que le remplacement du tamis, doivent être prises pour assurer la continuité des opérations et la qualité des produits.

2.4.5 Calcul de la chaleur nécessaire pour chauffer la quantité d'eau

Pour calculer la chaleur nécessaire pour chauffer la quantité d'eau en utilise la formule suivante :
[32]

$$Q_w = W_w C_{pw} (T_2 - T_1)$$

Q_w : Quantité de chaleur nécessaire pour chauffer l'eau.

W_w : Masse de l'eau.

C_{pw} : Capacité thermique spécifique de l'eau.

T_2 : Température finale de l'eau après chauffage.

T_1 : Température initiale de l'eau.

2.4.6 Calcul de la chaleur nécessaire au chauffage de l'hydrocarbure adsorbé

Pour calculer la chaleur nécessaire au chauffage de l'hydrocarbure adsorbé en utilise la formule suivante : [32]

$$Q_{hc} = W_{hc} C_{hc} (T_2 - T_1)$$

Q_{hc} : Quantité de chaleur nécessaire pour chauffer l'hydrocarbure adsorbé.

W_{hc} : Masse des hydrocarbures.

C_{phc} : Capacité thermique spécifique des hydrocarbures.

T_1 : Température initiale de l'hydrocarbure adsorbé.

T_2 : Température finale de l'hydrocarbure adsorbé après chauffage.

2.4.7 Calcul de la chaleur nécessaire à la vaporisation des hydrocarbures

Pour calculer la chaleur nécessaire à la vaporisation des hydrocarbures en utilise la formule suivante : [32]

$$Q_{vap\ Hc} = W_{hc} Q_{vap}$$

$Q_{vap\ hc}$: Quantité de chaleur nécessaire à la vaporisation des hydrocarbures.

W_{hc} : est la masse des hydrocarbures à vaporiser,

Q_{vap} : est la chaleur latente de vaporisation des hydrocarbures.

2.4.8 La pertes de chaleur

Nous supposons que la perte de chaleur dans les murs représente 10 % de la chaleur totale échangée

Dans la période A/B/C : [32]

$$Q_{total} = 1.1 \sum Q_i$$

Dans la période D :

$$Q_{total} = 0.9 \sum Q_i$$

Tableau 2.2 : Les donnes de calcules [57]

Masse totale	36200 Kg	79807 lb
Masse des billes céramiques	2700Kg	5953 lb
Masse d'eau adsorbée	4298.6233Kg	9477 lb

Masse de la colonne vide	76795 Kg	169304 lb
Masse des hydrocarbures	429.86233 kg	948 lb
Cp (des hydrocarbures)	0,49kcal/kg°C	0.007 kcal/lb°F
Cp (du dessicant)	0.22 kcal/kg°C	0.003 kcal/lb°F
Cp (d'eau)	1 kcal/kg°C	0.0134 kcal/lb°F
La chaleur latente de Vaporisation des hydrocarbures	100 kcal/kg	1.340 kcal/lb°F
La chaleur latente de la vaporisation de l'eau	584 kcal/kg	7.883 kcal/lb°F

Tableau 2.3 : Résultat des calculs de chauffage [57]

Q (Kcal)	La période "A"	La période "B"	La période "C"
T _i	60	130	200
T _f	130	200	255
La chaleur nécessaire pour chauffer le tamis moléculaire du lit Q _t	557480	557480	438020
La chaleur nécessaire au chauffage du récipient adsorbant Q _r	642012	642012	504438
Nécessaire au chauffage des billes inertes Q _b	45360	45360	35640
La chaleur nécessaire pour chauffer la quantité d'eau Q _w	132787.4	66393.72	/
La chaleur nécessaire au chauffage de l'hydrocarbure adsorbé Q _{hc}	8631.183		/

La chaleur nécessaire à la vaporisation des hydrocarbures $Q_{vap\ hc}$	398362.3	398362	/
Le total : 1.1Q	1963096	1880569	1075908

Tableau 2.4 : Résultat des calculs de refroidissement [57]

Q (Kcal)	La période "D"
T_i	255
T_f	75
La chaleur nécessaire pour chauffer le tamis moléculaire du lit Q_t	1433520
La chaleur nécessaire au chauffage du récipient adsorbant Qr	1650888
Nécessaire au chauffage des billes inertes Qb	116640
La chaleur nécessaire pour chauffer la quantité d'eau Q_w	/
La chaleur nécessaire au chauffage de l'hydrocarbure adsorbé Qhc	/
La chaleur nécessaire à la vaporisation des hydrocarbures Qvap_{hc}	/
Le total : 0.9Q _D	2880943 Kcal

2.4.9 Calcul du débit de gaz nécessaire à la régénération

a. Débit pour l'étape de chauffage (A, B etC) :

Débit de gaz nécessaire pour fournir la quantité de chaleur Q_i :

Pour calculer le débit de gaz nécessaire pour fournir une certaine quantité de chaleur Q_i selon la formule : [32]

$$Q_i = W_m C_{pi} (T_H - T_i) \theta_i$$

W_m : est le débit massique du gaz (en kg/s)

C_{pi} : Chaleur spécifique durant la période i (en J/kg.K)

T_h : est la température de la sortie forts (en Kelvin)

T_i : température moyenne durant la période i (en Kelvin)

Θ_i : est la durée de la période i (en secondes)

b. La chaleur spécifique la période i :

Chaleur spécifique du gaz pour une température moyenne T [32]

$$C_p = 4.63 \times 0.1 \times 3.88 \times 10^{-4}T + 2.45 \times 10^{-6}T^2 - 3.75 \times 10^{-9}T^3$$

Avec :

$$T_i = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$T = \frac{T_h + T_i}{2}$$

$$T_h = 280^\circ\text{C}$$

Tableau 2.5 les résultats obtenus [57]

La période	T_i °C	T_f °C	$T_{A/B/C/D}$	T	Θ_i (hr)	C_{pi} kcal/kg.°C
A	60	130	95	178.5	2.5	0.597163
B	130	200	165	225.5		0.629313
C	200	255	227.5	253.75		0.657937
D	255	75	165	120	1.5	0.542105

- Débit pour l'étape de chauffage (A, B et C) :

$$W_m = \frac{\sum \frac{Q_i}{C_{pa}(T_h - T_i)}}{\sum \Theta_i}$$

$$W_m = \frac{\frac{Q_A}{C_{pa}(T_h - T_A)} + \frac{Q_B}{C_{pa}(T_h - T_B)} + \frac{Q_C}{C_{pa}(T_h - T_C)}}{\sum \Theta_i}$$

$$W_m = 27.43 \text{ MMSCF}$$

- Débit pour l'étape de refroidissement (D) :

$$W_m' = \frac{\frac{Q_Q}{C_{pa}(T_h - T_D)}}{\Theta_D}$$

$$W_m' = 25.9 \text{ MMSCF}$$

2.5 Comparaison entre Les paramètres calculés et Les paramètres de design

D'après les calculs qu'on a faits précédemment et d'après les fichiers techniques de design (Annex N°03) on a les résultats dans le tableau suivant :

Tableau 2.6 : Résultat des calculs et les paramètres de design [57]

Les paramètre	Les paramètres calculés	Les paramètres de design
Z	0.825	0.8045
ρg (lbm/fts)	3.33	3.41
G lbm/h.ft2	4298.40	4286.18
Q	15.84	15.34
Hz	8.79	5.9
Ht (ft)	26.76	25
W (lbm)	9956.50	10315.08
D (ft)	10.39	10
X (LbH2O/100Lb tamis)	12.15	16.6
φ (heurs)	8.77	8
ΔP (bar)	0.36	0.35
Qr (refroidissement) MMCFD	25.9	30
Qc (chauffage) MMCFD	27.43	30

Interprétation des Résultats de l'Étude de Vérification de Design

Comparaison entre les paramètres calculés et les paramètres de design fournis par BECHTEL, le concepteur original :

1. Facteur de compressibilité (Z) :

- Design : 0.8045

- Calculé : 0.825

- **Interprétation** : Les valeurs de Z sont très proches, indiquant que le modèle de calcul a bien capturé la compressibilité du gaz.

2. La masse volumique du gaz (ρg) (lbm/fts) :

- Design : 3.41

- Calculé : 3.33

- **Interprétation** : La masse volumique calculée est légèrement inférieure, mais reste dans une plage acceptable, suggérant une légère différence dans les conditions de calcul ou les propriétés du gaz.

3. La vitesse admissible du gaz (G) (lbm/h.ft²) :

- Design : 4286.18

- Calculé : 4298.40

- **Interprétation** : Les vitesses admissibles sont quasiment identiques, montrant que les conditions de fonctionnement sont bien représentées dans le modèle de calcul.

4. quantité d'eau adsorbée par unité de temps (Q) :

- Design : 15.34

- Calculé : 15.84

- **Interprétation** : quantité d'eau adsorbée calculé est légèrement supérieur, ce qui peut être dû à des hypothèses de design légèrement différentes.

5. Hauteur de la zone d'adsorption (Hz) :

- Design : 5.9 ft

- Calculé : 8.79 ft

- **Interprétation** : Une différence notable, probablement due à des variations dans les propriétés d'adsorption ou à une estimation différente de la cinétique d'adsorption causée par les changements de la composition du gaz au fil du temps.

6. Hauteur totale (Ht) :

- Design : 25 ft

- Calculé : 26.76 ft

- **Interprétation** : La hauteur totale est légèrement plus grande dans les calculs, ce qui peut être lié aux mêmes facteurs influençant Hz.

7. la quantité d'eau absorbée par un cycle (W) (lbm) :

- Design : 10315.08

- Calculé : 9956.50

- **Interprétation** : la quantité d'eau absorbée par un cycle calculé est légèrement inférieur, ce qui pourrait être lié aux différences dans les matériaux ou dans les estimations de densité des composants.

8. Diamètre intérieur du sécheur (D) (ft) :

- Design : 10 ft

- Calculé : 10.39 ft

- **Interprétation** : Une légère augmentation du diamètre peut indiquer une marge de sécurité supplémentaire dans le dimensionnement calculé.

9. la capacité d'adsorption (X) (LbH₂O/100Lb tamis) :

- Design : 16.6

- Calculé : 12.15

- **Interprétation :** Une différence significative, probablement due aux changements dans la composition du gaz au fil du temps, ce qui affecte l'efficacité de l'adsorption.

10. Temps de passage de l'adsorption (ϕ) (heures) :

- Design : 8 heures

- Calculé : 8.77 heures

- **Interprétation :** Une légère différence, peut-être due à des conditions de fonctionnement ou à une estimation de la cinétique différente.

11. Chute de pression (ΔP) (bar) :

- Design : 0.35

- Calculé : 0.36

- **Interprétation :** Les chutes de pression sont quasiment identiques, ce qui indique une bonne correspondance dans les conditions de flux.

12. débit de refroidissement (Q_r) MMCFD :

- Design : 30

- Calculé : 25.9

- **Interprétation :** La différence dans le besoin de refroidissement peut être due à l'utilisation de chiffres arrondis par les designers des installations pétrolières, ce qui est courant dans les pratiques de conception.

13. débit de chauffage (Q_c) MMCFD :

- Design : 30

- Calculé : 27.43

- **Interprétation :** La différence dans le besoin de chauffage peut également être attribuée à l'utilisation de chiffres arrondis par les designers des installations pétrolières, reflétant une pratique courante pour simplifier la conception.

Conclusion

Il est crucial de considérer les variations dans la composition des gaz pour maintenir l'efficacité du sécheur dans des conditions opérationnelles changeantes. Les résultats de l'étude de vérification de design montrent que même des différences mineures dans les paramètres tels que la hauteur de la zone d'adsorption, la capacité d'adsorption, et les besoins en chauffage et refroidissement peuvent avoir un impact significatif sur la performance globale du sécheur. Ces variations, souvent causées par des changements dans la composition des gaz au fil du temps, doivent être continuellement surveillées et prises en compte pour assurer que le sécheur fonctionne de manière optimale. En ajustant régulièrement les paramètres de fonctionnement en réponse à ces variations, il est possible de maintenir une efficacité élevée, garantir une performance stable, et éviter des inefficacités ou des interruptions coûteuses dans le processus de séchage. Ainsi, une approche proactive et adaptative est essentielle pour gérer efficacement les fluctuations opérationnelles et maximiser la longévité et la fiabilité du sécheur.

2.6 L'optimisation des paramètres opératoires de la section de déshydratation

2.6.1 L'étude de l'influence de la variation de la température sur le temps de saturation

Lorsqu'on varie la température de la charge du sécheur de gaz, cela entraîne des variations dans la concentration d'eau présente dans le gaz, notée Y_w .

Ces changements sont le résultat des propriétés de solubilité d'eau dans le gaz, influencées par la température. Généralement, une augmentation de la température augmente la solubilité tandis qu'une diminution de la température la diminue.

Ainsi, la température de la charge du sécheur de gaz peut altérer la quantité d'eau pouvant être retenue par le gaz.

En parallèle, la concentration d'eau dans le gaz, Y_w , impacte directement le temps de saturation des tamis moléculaires utilisés dans le processus de séchage.

Lorsque la concentration d'eau dans le gaz varie, cela influe sur la vitesse à laquelle les tamis moléculaires atteignent leur capacité maximale d'absorption d'eau.

2.6.2 Résultat obtenu :

Parmi les méthodes de détermination la valeur de Y_w on a utilisé le logiciel Aspen HYSYS V10 : pour déterminer la valeur de la concentration d'eau présente dans le gaz (Y_w) par un module de saturation, on va varier les températures de la charge du sécheur de gaz et on déterminera à chaque fois la valeur de la concentration d'eau à la saturation.

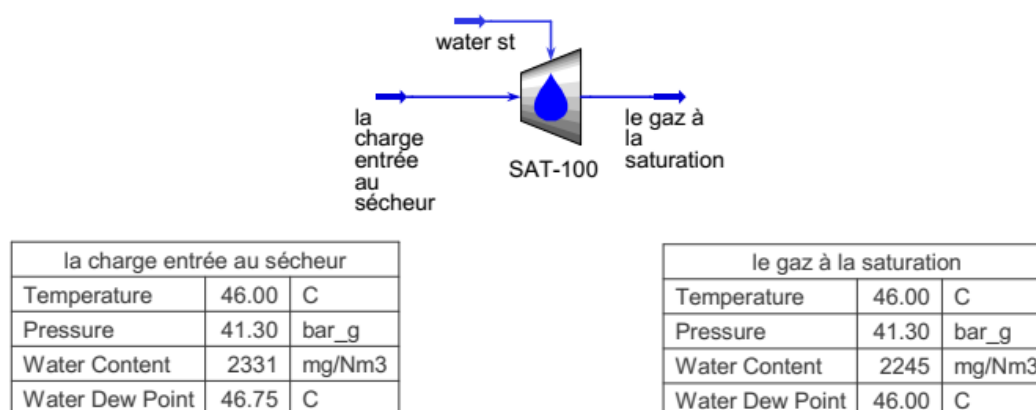


Figure 2.3 : module de saturation par ASPEN HYSYS V10

Tableau 2.7: Résultat de la variation de la température sur le temps de saturation

T °C	60	58	56	54	52	50	48	46
T °F	140	136.4	132.8	129.2	125.6	122	118.4	114.8
YW	258.6	236	215.1	195.8	178	161.6	146.5	132.6
% H2O	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029
%H2O (SAT°)	0.0054	0.005	0.0045	0.0041	0.0037	0.0034	0.0031	0.0029
Rh %	53.70	58.00	64.44	70.73	78.38	85.29	93.55	100.00
CT	0.825	0.835	0.845	0.855	0.865	0.875	0.885	0.895
Yw Cor	213.345	197.06	181.7595	167.409	153.97	141.4	129.6525	118.677
φr	7.97	9.02	10.22	11.56	13.08	14.78	16.70	18.16

Source pris par moi-même

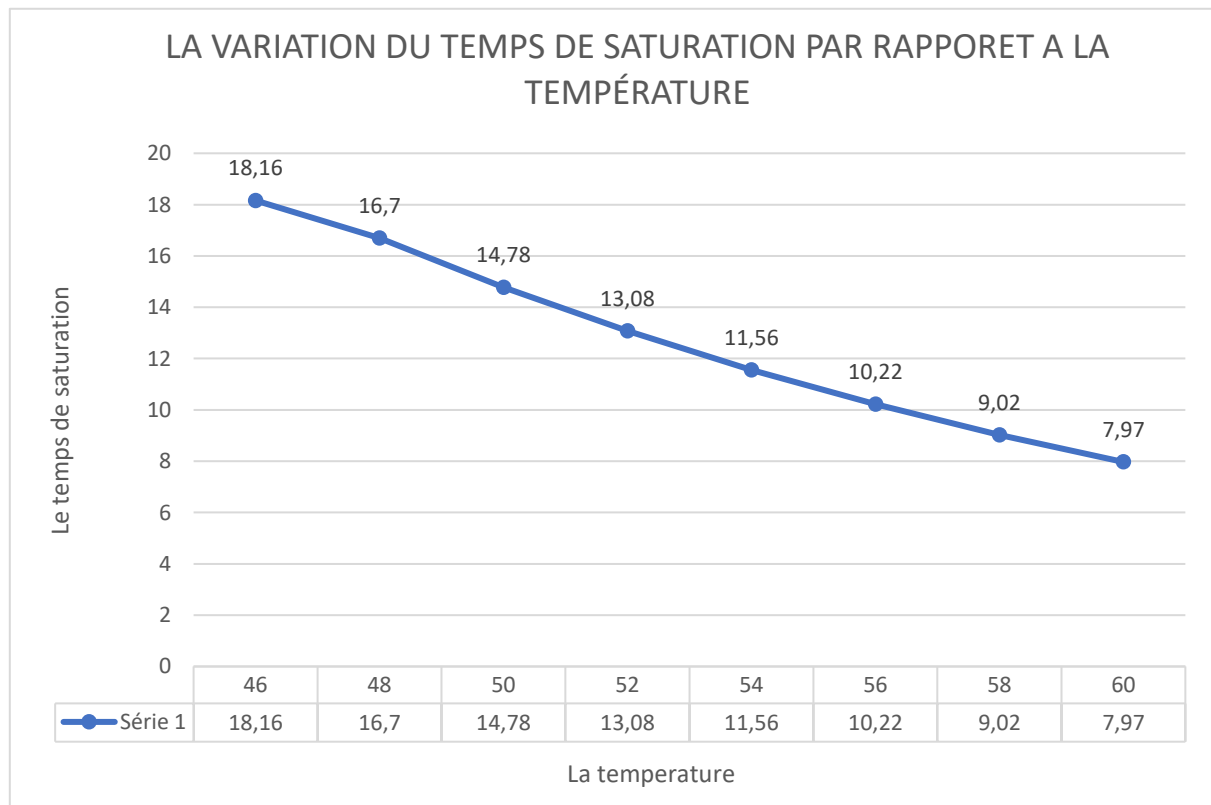


Figure 2.4: courbe de la variation de la température sur le temps de saturation

2.6.3 Interprétation

- La diminution de la température est inversement proportionnelle au temps de saturation on peut aller jusqu'à des températures inférieures au 46°C mais sa pose des contrainte opératoire au niveau de gaz de combustion qui va alimenter les turbines parce qu'il faut avoir des température spécifique $T > 45^{\circ}\text{C}$
- Diminution la température de la charge entrant au sécheur de gaz jusqu'à 45°C peut s'avérer problématique en raison de la formation du liquide.
- Lorsque la température est abaissée à ce niveau, l'eau présente dans le gaz a tendance à se condenser et à se transformer en gouttelettes liquides.
- Cette présence d'eau à l'état libre peut avoir des conséquences néfastes sur les sécheurs de gaz et les tamis moléculaires utilisés dans le processus de séchage. Tout d'abord, l'eau liquide peut endommager les composants internes des sécheurs de gaz, entraînant une diminution de leur efficacité et de leur durabilité. De plus, elle peut causer des problèmes de corrosion et de formation de dépôts dans les conduites et les équipements associés.
- En ce qui concerne les tamis moléculaires, la présence d'eau liquide peut obstruer les pores du matériau absorbant, réduisant ainsi leur capacité à adsorber efficacement l'humidité du gaz. Par conséquent,

- Maintenir une température appropriée dans le sécheur de gaz est crucial pour assurer un fonctionnement sûr et efficace du système de séchage, tout en préservant l'intégrité des équipements et en optimisant les performances des tamis moléculaires.

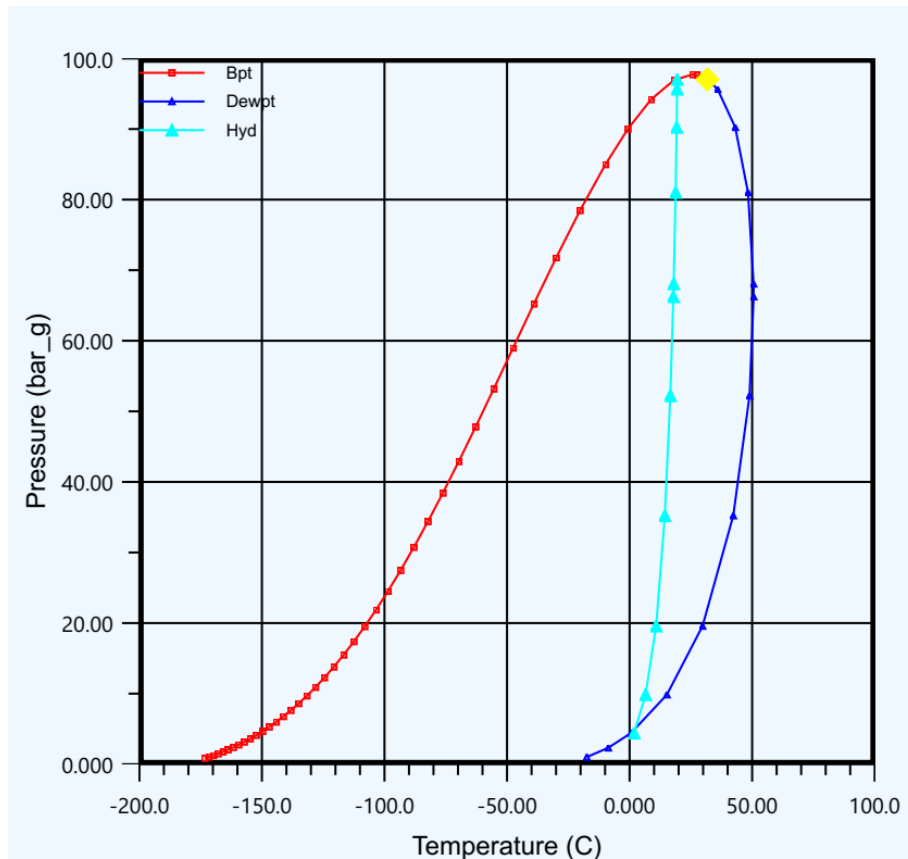


Figure 2.5 : Enveloppe de comportement thermodynamique [97]

2.6.4 Recherche les points Optimum d'exploitation

Les points optimaux d'exploitation de la température de la charge entrant au sécheur de gaz dépendent de plusieurs facteurs, notamment des propriétés spécifiques du gaz à traiter, des exigences de qualité du produit final, des performances des équipements de séchage, et des coûts énergétiques associés. Cependant, généralement, il existe un équilibre à trouver entre la température de la charge et l'efficacité du processus de séchage par les tamis moléculaires.

Une basse température de la charge peut augmenter la capacité de séchage du gaz en favorisant l'évaporation de l'eau présente dans le gaz. Cependant, il est crucial de ne pas dépasser certaines limites pour éviter la condensation de l'eau à l'état liquide, ce qui pourrait entraîner des problèmes d'opération et de corrosion, comme mentionné précédemment.

Les tamis moléculaires sont conçus pour adsorber sélectivement l'humidité du gaz. Une température de charge appropriée peut améliorer l'efficacité de cette adsorption en favorisant la désorption de l'humidité des tamis. Cependant, des températures trop basses peuvent également altérer

la structure des tamis moléculaires et réduire leur efficacité à long terme. Il est donc essentiel de maintenir une température qui maximise l'efficacité de séchage tout en préservant l'intégrité des tamis moléculaires.

3.1 Introduction

Sur la base de nos connaissances sur les détails de l'adsorption et de la régénération, nous pouvons choisir le meilleur système technique de séchage avec un faible coût et une efficacité élevée et ainsi maintenir la durabilité des opérations.

Cela a créé une opportunité de :

- Optimiser le cycle d'adsorption nécessaire pour utiliser pleinement la capacité d'adsorption du tamis moléculaire afin de réduire le nombre de cycles d'adsorption.
- Réduire la fréquence des changements de tamis
- Réduire le nombre de cycles de régénération correspondants.
- Éliminer le nombre de cycles de régénération pour prolonger la durée de vie des sécheurs
- Réduire le débit annuel de gaz de combustion consommé au niveau du four pour la régénération.
- Préserver l'environnement du rejet de gaz à effet de serre.
- Préserver l'état des équipements four, compresseurs de gaz de régénération en diminuant leurs heures de marche.

Remarque :

La durée de vie est inversement proportionnelle au nombre de cycles de régénération.

2.7 Conclusion

Les points optimaux d'exploitation de la température de la charge entrant au sécheur de gaz doivent être déterminés en prenant en compte les compromis entre l'efficacité de séchage, la sécurité opérationnelle, la durabilité des équipements, et les coûts énergétiques. Une analyse approfondie des conditions de fonctionnement spécifiques et des exigences du processus est nécessaire pour déterminer la température optimale qui maximise la performance globale du système de séchage par tamis moléculaires.

CHAPITRE 03 :

Dimensionnement des équipements

cibles du projet

3.3 Optimisation des paramètres des échangeurs (T° Débit de la source froide)

3.3.1 Les raisons de choix :

Pour des raisons purement techniques et économiques et en a opté au choix du source de froid à partir du gaz miscible à une pression de 300 bar et une température de 60°C pour dévers raisons :

a. Le choix de gaz miscible :

- C'est un gaz sec
- Un excès de ce gaz
- Une haute pression que va nous donner un froid optimal par détente

b. Le choix de la pression de 43 bar :

- Pour des contraintes opératoires le gaz sera recyclé directement vers le collecteur d'aspiration des compresseurs de gaz lift sachant que cette option est bénéfique pour ne pas surcharger les sécheurs.

c. Le choix de débit :

- Le choix de débit de 42000 kg/h s'avère suffisant et convenable pour avoir des conditions favorables pour le refroidissement et de consommation des puits injecteurs.

3.3.2 Calcule du débit de gaz recyclé vers l'échangeur a état Normal

$$W = C_{Vc} N_8 P_1 F_P Y \sqrt{\frac{X M_w}{T_1 Z}} \quad [58]$$

C_{Vc} : Coefficient de dimensionnement de la vanne

N_8 : coefficient de conversion des unités

P_1 : la pression d'entrée

F_P : Facteur de géométrie du conduit, sans dimension =1

Y : Facteur d'expansion, sans dimension

X : Taux de baisse de pression à travers la vanne en fonction de la pression statique absolue en amont ($\Delta P/P_1$), sans dimension

M_w : poids moléculaire

T_1 : la température à l'entrée de la vanne (°K)

CHAPITRE 03 : Dimensionnement des équipements cibles du projet

Z : le facteur de compressibilité

$$C_{Vc} = C_{Ve} \times \%$$

C_{Ve} : Coefficient de dimensionnement de la vanne estimer

C_{Vc} : Coefficient de dimensionnement de la vanne calculer

$$X = \frac{\Delta P}{P_1}$$

ΔP : la désirance de pression entre l'entrée et la sortie de la vanne

$$Y = 1 - \frac{X}{3F_K X_t}$$

X_t : coefficient polytropique, sans dimension

F_K : Facteur du taux de baisse de pression à débit obstrué (isotopique), sans dimension

$$F_K = \frac{K}{1.4}$$

K : Coefficient de baisse de tête pour un dispositif, sans dimension (dénnoté par z dans les normes de dimensionnement)

Tableau 3.1: Résultat des calculs du débit de gaz recyclé vers l'échangeur

F _P	1
%	50%
N ₈	94.80
Z	0.82
C _{Ve}	15.15
C _{Vc}	7.58
P ₁ (bar)	300
P ₂ (bar)	43
ΔP (bar)	257
T ₁ (°K)	333.15
K	1.60
X	0.86
X _t	0.7

CHAPITRE 03 : Dimensionnement des équipements cibles du projet

F_K	1.14
Y	0.64
W kg/h	42159.03

3.2 Modélisation de l'unité de déshydratation par ASPEN HYSYS V10

On a deux modélisations pour le but de refroidir la charge entrante au sécher : par un seul échangeur et par deux échangeurs en série

3.2.1 avec un seul échangeur

Nous prélevons un piquage de gaz miscible à la sortie du compresseur de gaz miscible GM, qui sera détendu par une vanne Joule-Thomson 25-PCF-100JT de 300 bar à 43 bar. La chute de pression résultante nous donne une température de 13°C, qui sera transférée du côté calandre de l'échangeur de chaleur 25-HE-100. La charge humide passera à travers les tubes de l'échangeur de chaleur où elle sera refroidie de 60°C jusqu'à 46,26°C. Ensuite, le gaz passera à travers un filtre coalesceur pour éliminer tous les entraînements de liquides. Par la suite, il suivra le même cheminement que le design initial. Le gaz sec de refroidissement sera recyclé vers le collecteur d'aspiration des compresseurs de gaz lift à une pression d'environ 40 bar.

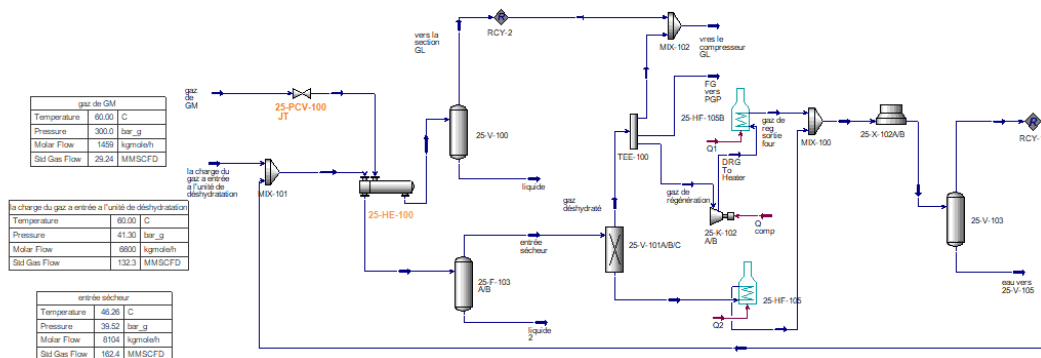


Figure 3.1 : la simulation de l'unité de déshydratation par ASPEN HYSYS V10 avec un sel échangeur

3.2.2 Avec deux échangeurs en série :

La charge suit le même chemin que dans la première modélisation, à l'exception le gaz humide sortant échangeur 25-HE-100A avec une température de °C entre coté tubes de l'échangeur 25-HE-100B avec une température de sortie 46.48°C, idem pour la charge sèche coté calandre.

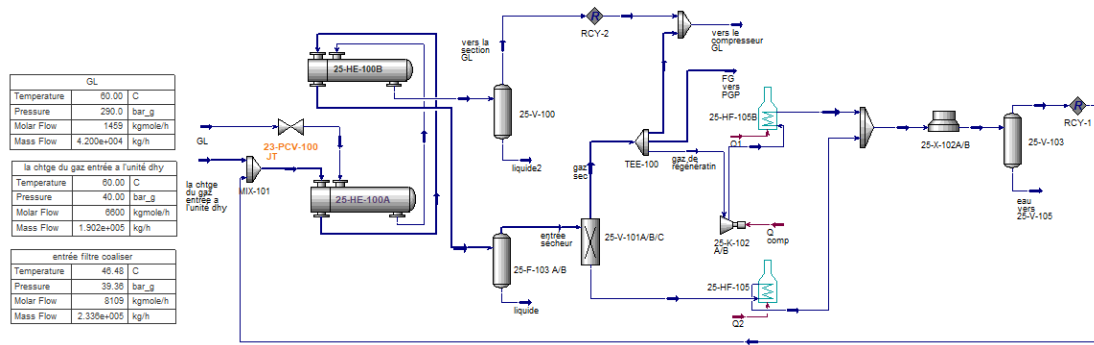


Figure 3.2: la simulation de l'unité de déshydratation par ASPEN HYSYS V10 avec deux échangeurs

3.4 La simulation de la vanne Joule Thomson

Pour faire le dimensionnement prévu il faut déterminer :

- Le coefficient de la vanne (C_v)
- Le pourcentage d'ouverture
- Différence de pression ΔP
- **Le cas de fonctionnement normal (le débit minimal) :**
 - La détente va aller de 300 bar a 43 bar
 - La température de 60°C jusqu'à 13°C
 - Le débit et de 1459 kmol/h

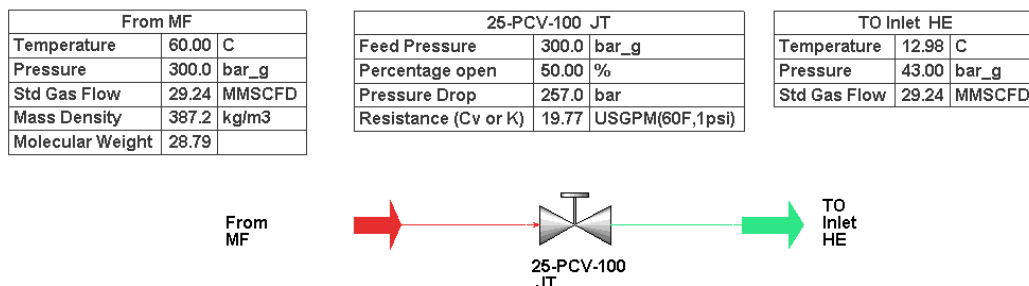


Figure 3.3 : la simulation de la vanne par ASPEN HYSYS V10 dans Le fonctionnement état normal

- **Le fonctionnement dans le cas d'une panne :** (perturbation au déclenchement des compresseurs de gaz miscible) :
 - Le débit totale (débit maxi)
 - La détente va aller de 150 bar a 60 bar pour envoyer vers les gazoduc de vente

CHAPITRE 03 : Dimensionnement des équipements cibles du projet

Pour éviter le torçage et en attendant le rétablissement de la situation opératoire des compresseurs

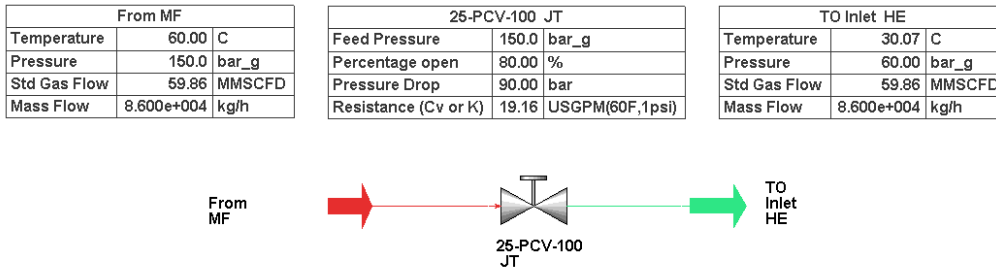


Figure 3.4: la simulation de la vanne par ASPEN HYSYS V10 dans Le fonctionnement état maxi

3.5 Dimensionnement de la vanne Joule Thomson par Aspen HYSYS V10 :

Sizing										
Sizing Conditions										
Inlet Pressure		150.0 bar_g *	Molecular Weight		28.79	Current				
Valve Opening		80.00 % *	Delta P		107.0 bar	Flow Rate	8.500e+004 kg/h *			
Valve Sizing Method and Type										
Sizing Method: ANSI/ISA										
Valve Operating Characteristic and Sizing Information										
Linear			Sized Coefficient: Cv (standard) cal/min.sqrt(psi)							
FI	0.9000	Cv	19.16 USGPM(60F,1psi) *	Cg	641.3	Fp	1.000	Xt	0.7000	Rigorous Cp/Cv Method
Nozzle Parameters										
Base Elevation Relative to Ground Level				0.0000 m *						
			From MF		TO Inlet HE					
Diameter			(m)	5.000e-002		5.000e-002				
Elevation (Base)			(m)	0.0000		0.0000				
Elevation (Ground)			(m)	0.0000		0.0000				
Elevation (% of Height)			(%)							
CONDITIONS										
Name			From MF		TO Inlet HE					
Vapour			1.0000		0.8057					
Temperature			(C)	60.0000 *		20.9440				
Pressure			(bar_g)	150.0000 *		43.0000 *				
Molar Flow			(kgmole/h)	2952.4833		2952.4833				
Mass Flow			(kg/h)	85000.0000 *		85000.0000				
Std Ideal Liq Vol Flow			(barrel/day)	30961.1966		30961.1966				
Molar Enthalpy			(kcal/kgmole)	-2.304e+004		-2.304e+004				
Molar Entropy			(kJ/kgmole-C)	141.1		146.8				
Heat Flow			(kW)	-7.9060e+04		-7.9060e+04				

Figure 3.5 : la fiche technique de Dimensionnement de la vanne Joule Thomson par Aspen HYSYS V10

3.6 Dimensionnement des échangeurs de chaleurs :

En fait le dimensionnement de l'échangeur par les paramètres suivants :

CHAPITRE 03 : Dimensionnement des équipements cibles du projet

Tableau 3.2 : les paramètres dimensionnement des échangeurs

Les paramètres	La charge chaud	La source de froid
La température d'entrée (°C)	60	60
La température de sortie (°C)	46	13
La pression (bar)	40	43
Le débit (kg/h)	190000	42000

CHAPITRE 03 : Dimensionnement des équipements cibles du projet

3.6.1Echangeur 25-HE-100 :

Heat Exchanger Specification Sheet									
1	Company: SONATRACH DR HMD GEA								
2	Location: ZOTTI GCR								
3	Service of Unit: DESHYDRATATION U-25								
4	Item No.: 25-HE-100								
5	Date: 16/02/2024		Rev No.: 1		Job No.: 1				
6	Size: 625 - 15000	mm	Type: BEM	Horizontal	Connected in: 1 parallel		1 series		
7	Surf/unit(eff.)	496.1	m²	Shells/unit	1	Surf/shell(eff.)	496.1	m²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation			Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name			Inlet HE shell->out HE shell			inlet filter->inlet filter 2		
11	Fluid quantity, Total			kg/h 42000			233599		
12	Vapor (In/Out)			kg/h 26816			233599		
13	Liquid			kg/h 15184			109		
14	Noncondensable			kg/h 0			0		
15									
16	Temperature (In/Out)			°C 12.98			60.72		
17	Bubble / Dew point			°C -69.49 / 44.52			-71.98 / 51.1		
18	Density Vapor/Liquid			kg/m³ 61.91 / 459.15			54.47 / 725.38		
19	Viscosity			cp 0.0125 / 0.0838			0.0135 / 0.22		
20	Molecular wt, Vap			25.22			28.81		
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat			kJ/(kg-K) 2.424 / 2.964			2.317 / 3.556		
23	Thermal conductivity			W/(m-K) 0.0305 / 0.0873			0.0332 / 0.3481		
24	Latent heat			kJ/kg 221.8			1403		
25	Pressure (abs)			kPa 4401.325			4053.1		
26	Velocity (Mean/Max)			m/s 1.54 / 2.5			14.28 / 14.57		
27	Pressure drop, allow./calc.			kPa 20			178.225		
28	Fouling resistance (min)			m²-K/W 0.00036			0.00072		
29	Heat exchanged			2041 kW			20.87 °C		
30	Transfer rate, Service			197.1 Dirty			271.8 Clean		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL								
32				Shell Side			Tube Side		
33	Design/Vacuum/test pressure			kPa 4900 / / 4900			4700 / / 4700		
34	Design temperature			°C 90			100		
35	Number passes per shell			1			1		
36	Corrosion allowance			mm 3			3		
37	Connections			In mm 1 202.72 / -			1 438.15 / -		
38	Size/Rating			Out 1 202.72 / -			1 387.35 / -		
39	ID			Intermediate / -			/ -		
40	Tube #: 531 OD: 20 Tks. Average 3 mm Length: 15000 mm Pitch: 25 mm Tube pattern:30								
41	Tube type: Plain Insert:None Fin#: #/m Material:SS 304								
42	Shell SS 304 ID 625 OD 669 mm			Shell cover -					
43	Channel or bonnet SS 304			Channel cover -					
44	Tubesheet-stationary SS 304			Tubesheet-floating -					
45	Floating head cover -			Impingement protection None					
46	Baffle-cross SS 304			Type Single segmental Cut(%d) 39.61			VertiSpacing: c/c 220 mm		
47	Baffle-long -			Seal Type			Inlet 380.47 mm		
48	Supports-tube U-bend 0			Type					
49	Bypass seal Tube-tubesheet joint Expanded only (2 grooves)(App.A 'T')								
50	Expansion joint - Type None								
51	RhoV2-Inlet nozzle 1450			Bundle entrance 496			Bundle exit 2 kg/(m-s²)		
52	Gaskets - Shell side -			Tube side			Flat Metal Jacket Fibe		
53	Floating head -								
54	Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1 TEMA class R - refinery service								
55	Weight/Shell 17841.8			Filled with water 21820.7			Bundle 10651.8 kg		
56	Remarks ECHANGEUR EN ACIER INOXYDABLE POUR EVITE la corrosion								
57	DESIGN BY / YUCEFI MARWA								
58	NH BOUMERDES								

Figure 3.6: la fiche technique de Dimensionnement de Echangeur 25-HE-100 par Aspen HYSYS V10

CHAPITRE 03 : Dimensionnement des équipements cibles du projet

Costs/Weights

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	7600.8	Labor cost	55197
Front head	738.1	Tube material cost	88267
Rear head	688.3	Material cost (except tubes)	77303
Shell cover			
Bundle	14074.8		
Total weight - empty	23102.1	Total cost (1 shell)	220767
Total weight - filled with water	28183.7	Total cost (all shells)	220767

Figure 3.7: le coût de Echangeur 25-HE-100 par Aspen HYSYS V10

Tubesheet Layout

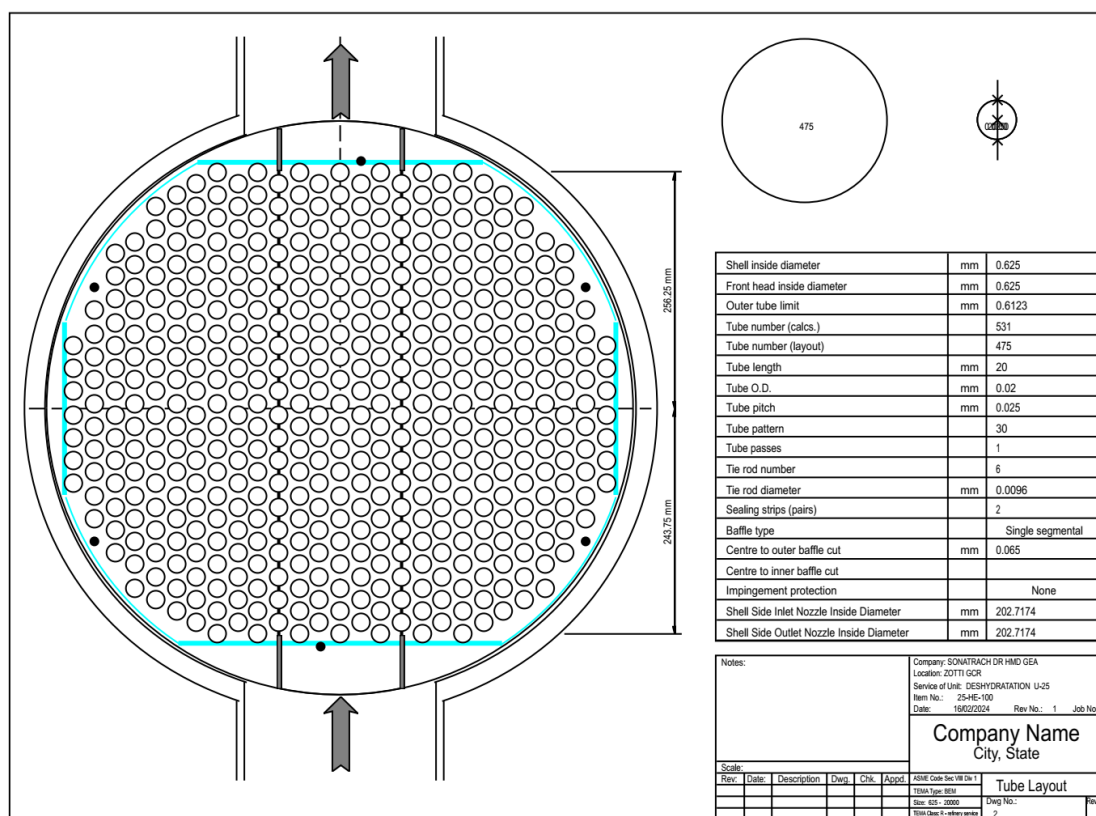


Figure 3.8: la disposition des plaques tubulaire de l'échangeur 25-HE-100 par Aspen HYSYS V10

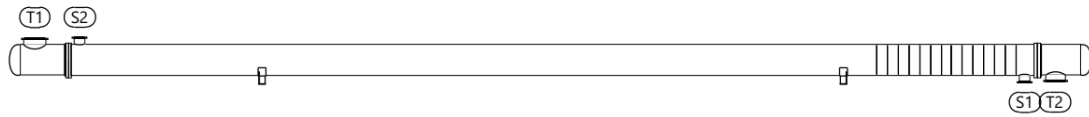


Figure 3.9 : schéma de l'échangeur 25-HE-100 par Aspen HYSYS V10

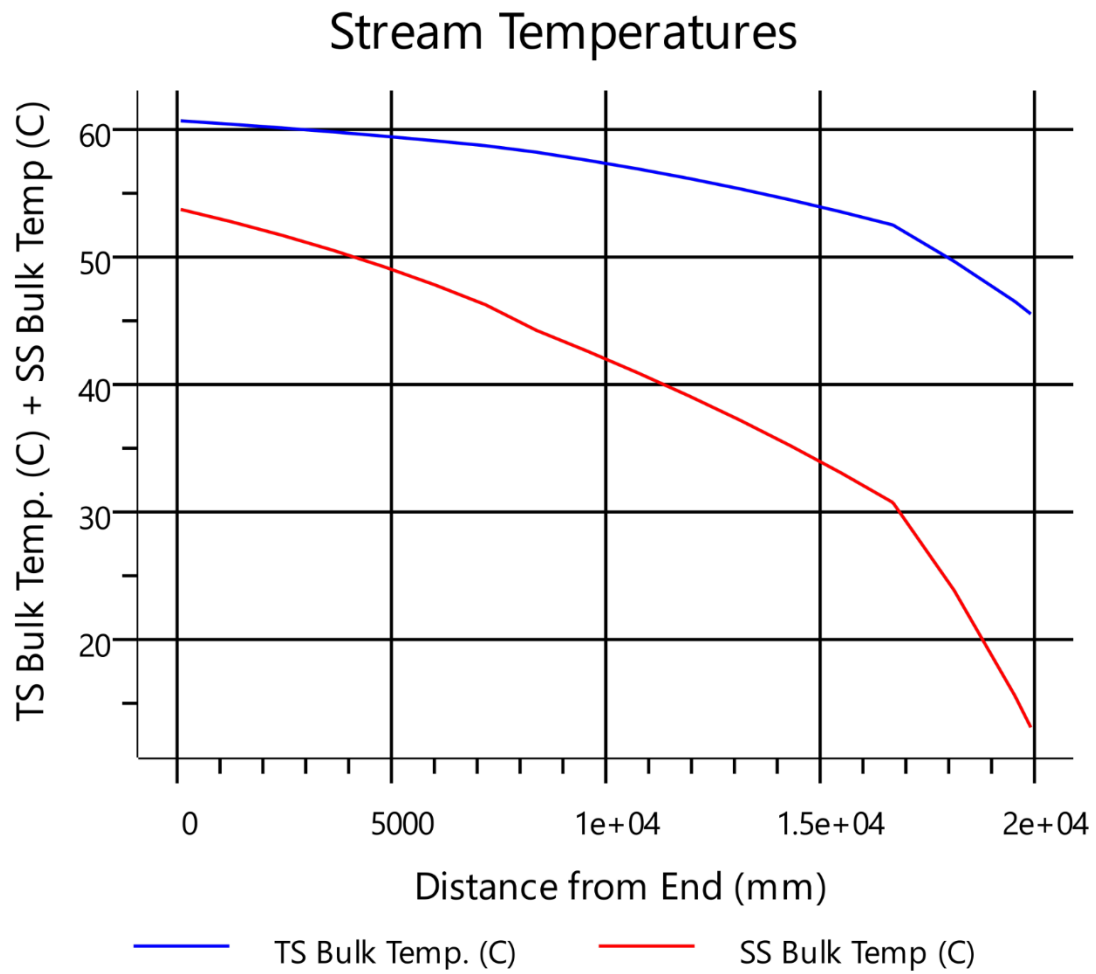


Figure 3.10 : La variation de la température par rapport aux distances

CHAPITRE 03 : Dimensionnement des équipements cibles du projet

3.6.2Echangeur 25-HE-100A:

Heat Exchanger Specification Sheet										
1	Company: SONATRACH									
2	Location: ZOTTI GCR									
3	Service of Unit: U-25									
4	Item No.: 25-HE-100									
5	Date: 26/02/20234		Rev No.: 1		Job No.: 1					
6	Size: 625 - 3750		mm		Type: BEM	Horizontal		Connected in: 1 parallel 1 series		
7	Surf/unit(eff.)		115.1		m²		Shells/unit 1		Surf/shell(eff.) 115.1 m²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT									
9	Fluid allocation				Shell Side			Tube Side		
10	Fluid name				TO IN SCH1->Out SCH 1			to THE1->ToHE2		
11	Fluid quantity, Total				kg/h 55000			233599		
12	Vapor (In/Out)				kg/h 35229			48408 233599 233586		
13	Liquid				kg/h 19771			6592 0 13		
14	Noncondensable				kg/h 0			0 0		
15										
16	Temperature (In/Out)				°C 13.16			32.84 60.56 49.91		
17	Bubble / Dew point				°C -69.49 / 44.52			-69.83 / 44.42 -73.87 / 50.56 -74.3 / 50.43		
18	Density Vapor/Liquid				kg/m³ 61.92 / 459.08			63.15 / 456.79 52.46 / 55.35 / 989.73		
19	Viscosity				cp 0.0125 / 0.0837			0.0129 / 0.0802 0.0134 / 0.0132 / 0.545		
20	Molecular wt, Vap				25.24			27.6 28.81 28.81		
21	Molecular wt, NC									
22	Specific heat				kJ/(kg-K) 2.424 / 2.965			2.429 / 3.013 2.297 / 2.324 / 4.314		
23	Thermal conductivity				W/(m-K) 0.0305 / 0.0872			0.0313 / 0.0796 0.033 / 0.0319 / 0.6431		
24	Latent heat				kJ/kg 221.7			213.5 2345.8 2347		
25	Pressure (abs)				kPa 4401.325			4377.068 4101.325 4071.471		
26	Velocity (Mean/Max)				m/s 2.63 / 3.18			11.64 / 11.96		
27	Pressure drop, allow./calc.				kPa 10			24.257 10 29.855		
28	Fouling resistance (min)				m²-K/W 0.00036			0.00072 0.00087 Ao based		
29	Heat exchanged		1570.1		kW		MTD (corrected) 32		°C	
30	Transfer rate, Service		426.4		Dirty 426.4		Clean 897.5		W/(m²-K)	
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL							Sketch		
32					Shell Side		Tube Side			
33	Design/Vacuum/test pressure		kPa 4900 / / 4900		4600 / / 4700					
34	Design temperature		°C 95		100					
35	Number passes per shell		1		1					
36	Corrosion allowance		mm 3		3					
37	Connections		In mm 1 202.72 / -		1 438.15 / -					
38	Size/Rating		Out 1 202.72 / -		1 387.35 / -					
39	ID		Intermediate / -		/ -					
40	Tube #: 531		OD: 19.05		Tks. Average 1.65		mm		Length: 3750 mm Pitch: 23.81 mm Tube pattern:30	
41	Tube type: Plain		Insert:None		Fin#:		#/m		Material:SS 304	
42	Shell SS 304		ID 625		OD 669		mm		Shell cover -	
43	Channel or bonnet		SS 304						Channel cover -	
44	Tubesheet-stationary		SS 304		-				Tubesheet-floating -	
45	Floating head cover		-						Impingement protection None	
46	Baffle-cross SS 304		Type		Single segmental		Cut(%d) 40.1		VertiSpacing: c/c 220 mm	
47	Baffle-long -		Seal Type						Inlet 380.47 mm	
48	Supports-tube		U-bend		0		Type			
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint		Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')			
50	Expansion joint		-		Type		None			
51	RhoV2-Inlet nozzle		2493		Bundle entrance		1158		Bundle exit 3238 kg/(m-s²)	
52	Gaskets - Shell side		-		Tube side				Flat Metal Jacket Fibe	
53	Floating head		-							
54	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class		R - refinery service			
55	Weight/Shell		4901.1		Filled with water		6530.9		Bundle 1863 kg	
56	Remarks stainless steel heat exchanger to avoid corrosion									
57	design by YOUCEFI MARWA									

Figure 3.11 : la fiche technique de Dimensionnement de Echangeur 25-HE-100-A par Aspen HYSYS V10

CHAPITRE 03 : Dimensionnement des équipements cibles du projet

Costs/Weights

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	1629.7	Labor cost	45092
Front head	728.5	Tube material cost	9322
Rear head	679.8	Material cost (except tubes)	35967
Shell cover			
Bundle	1863		
Total weight - empty	4901.1	Total cost (1 shell)	90382
Total weight - filled with water	6530.9	Total cost (all shells)	90382

Figure 3.12 : le coût de Echangeur 25-HE-100-A par Aspen HYSYS V10

Tubesheet Layout

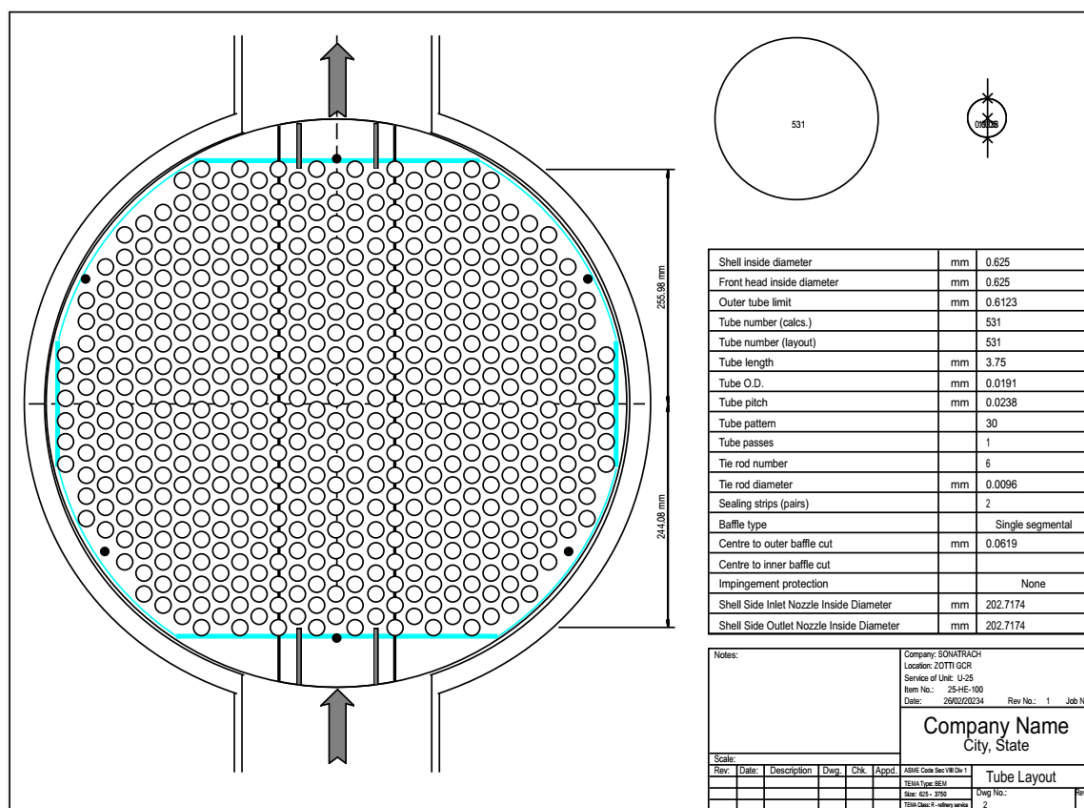


Figure 3.13: la disposition des plaques tubulaire de Echangeur 25-HE-100-A par Aspen HYSYS V10

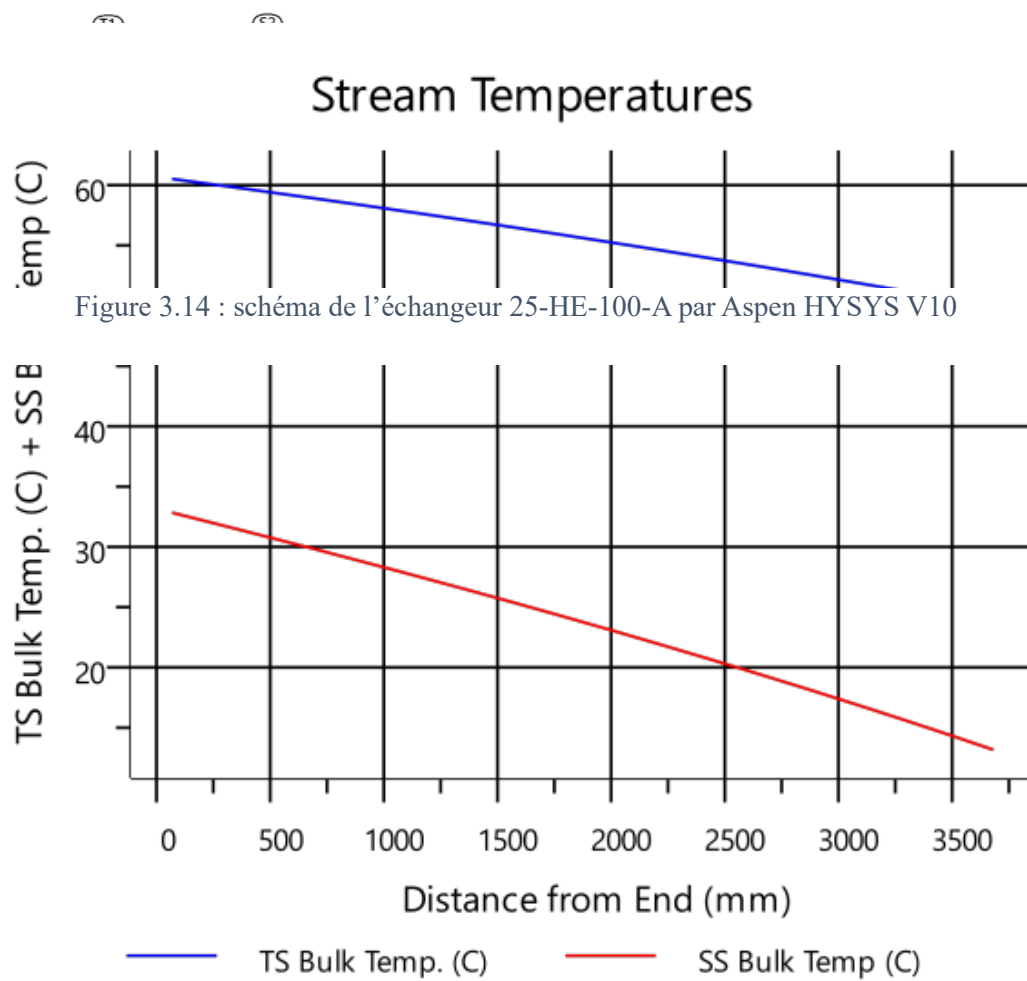


Figure 3.15: La variation de la température par rapport aux distances

CHAPITRE 03 : Dimensionnement des équipements cibles du projet

3.6.3Echangeur 25-HE-100B :

Heat Exchanger Specification Sheet									
1	Company: SONATRACH DR HMD ELGASSI								
2	Location: ZOTTI GCR								
3	Service of Unit: 25				Our Reference:				
4	Item No.: 25-HE-100B				Your Reference:				
5	Date: 26/02/2024		Rev No.: 1		Job No.: 100				
6	Size:	650	- 3750	mm	Type:	BEM	Horizontal	Connected in:	1 parallel 1 series
7	Surf/unit(eff.)	114.9	m ²		Shells/unit	1		Surf/shell(eff.)	114.9 m ²
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation				Shell Side		Tube Side		
10	Fluid name				Out SCH 1->Out sch 2		ToHE2->entrée filtre coaliser		
11	Fluid quantity, Total				55000		233599		
12	Vapor (In/Out)				kg/h		kg/h		
13	Liquid				kg/h		kg/h		
14	Noncondensable				kg/h		kg/h		
15									
16	Temperature (In/Out)				°C		°C		
17	Bubble / Dew point				°C		°C		
18	Density Vapor/Liquid				kg/m ³		kg/m ³		
19	Viscosity				cp		cp		
20	Molecular wt, Vap				27.6		28.37		
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat				kJ/(kg-K)		kJ/(kg-K)		
23	Thermal conductivity				W/(m-K)		W/(m-K)		
24	Latent heat				kJ/kg		kJ/kg		
25	Pressure (abs)				kPa		kPa		
26	Velocity (Mean/Max)				m/s		m/s		
27	Pressure drop, allow./calc.				kPa		kPa		
28	Fouling resistance (min)				m ² -K/W		m ² -K/W		
29	Heat exchanged				kW		kW		
30	Transfer rate, Service				378.7		378.6		
31					Dirty		Clean		
32									
33									
34									
35									
36									
37									
38									
39									
40									
41									
42									
43									
44									
45									
46									
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									
55									
56									
57									
58									

Figure 3.16: la fiche technique de Dimensionnement de Echangeur 25-HE-100B par Aspen HYSYS V1

CHAPITRE 03 : Dimensionnement des équipements cibles du projet

Costs/Weights

Weights	kg	Cost data	Dollar(US)
Shell	1463.4	Labor cost	44595
Front head	674.6	Tube material cost	9322
Rear head	628.5	Material cost (except tubes)	35476
Shell cover			
Bundle	1902.6		
Total weight - empty	4669.1	Total cost (1 shell)	89393
Total weight - filled with water	6441.2	Total cost (all shells)	89393

Figure 3.17 : le coût de Echangeur 25-HE-100B par Aspen HYSYS V10

Tubesheet Layout

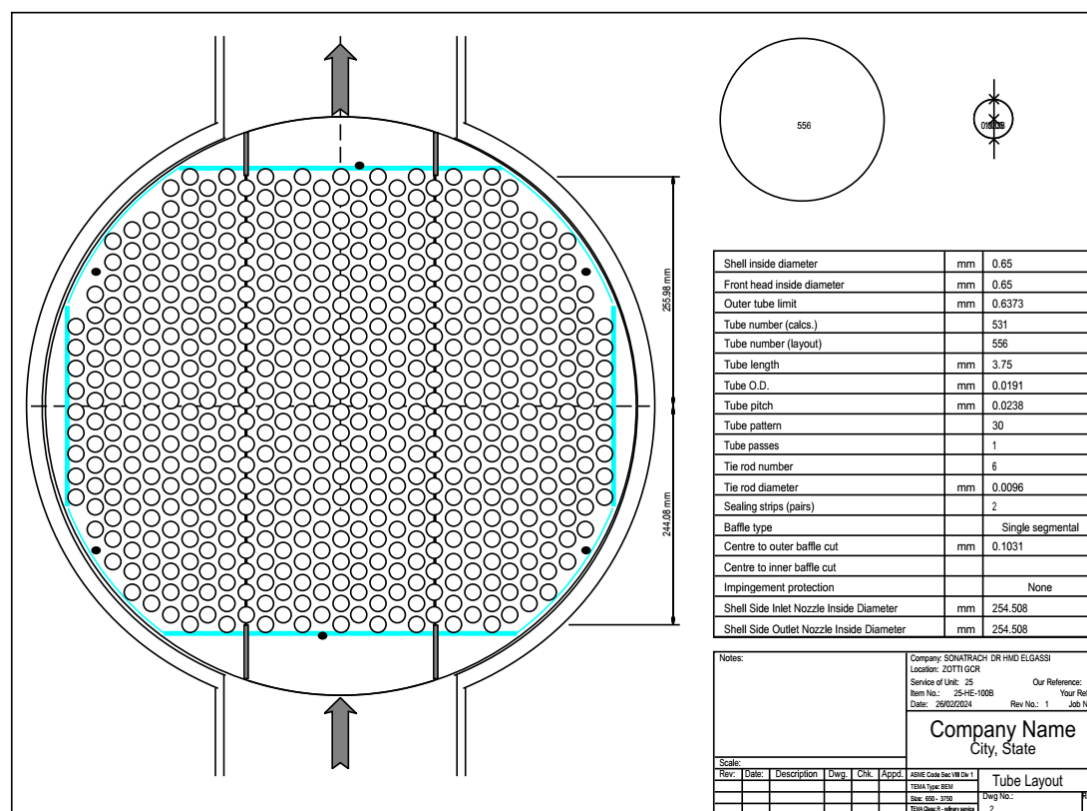


Figure 3.18: la disposition des plaques tubulaire de echangeur 25-HE-100B par Aspen

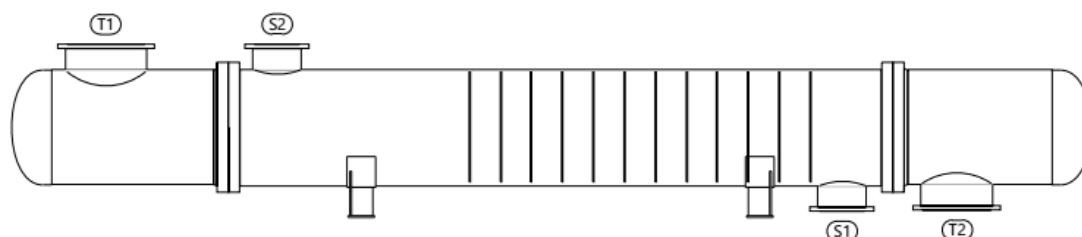


Figure 3.19: schéma de l'échangeur 25-HE-100B par Aspen HYSYS V10

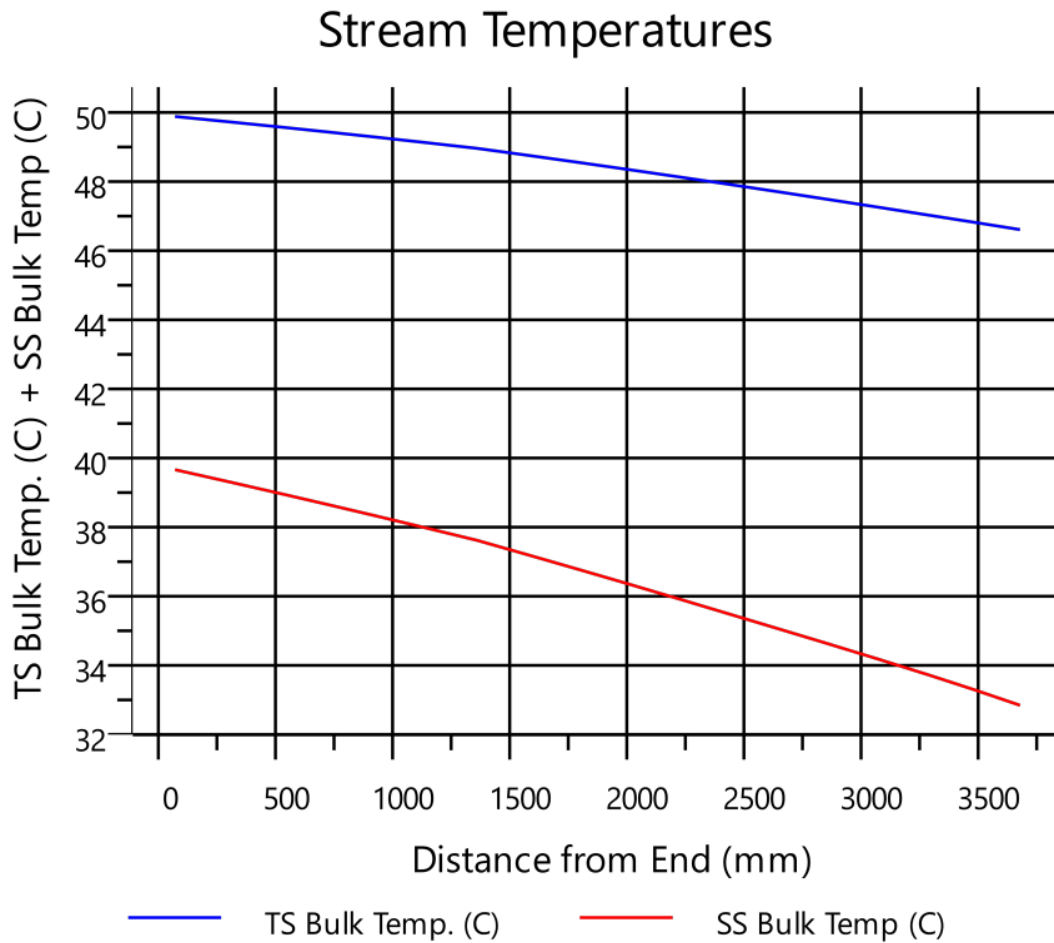


Figure 3.20: La variation de la température par rapport aux distances

3.7 Choix de la modélisation optimal

Après avoir analysé les deux modélisations, il est évident que le choix optimal est le design des deux échangeurs en série pour plusieurs raisons

- Sur le plan technique :
 - Ce design offre un processus de transport, de montage et d'installation plus facile que le premier design
 - Il présente une flexibilité opératoire accrue
 - Une alternative en cas de panne ou de nécessité de maintenance
- Sur le plan économique :
 - Le cout des deux échangeurs de deuxième design est de 40992 dollars moins que celui du premier design
 - Ces échangeurs sont plus disponibles sur le marché par rapport au premier échangeur de 10 mètres de longueur qui est généralement sur commande

Conclusion

Dans cette conclusion, il est important de souligner les principaux points abordés dans l'étude du projet :

- Optimisation des températures d'entrée de la charge : L'analyse détaillée a démontré que la régulation des températures d'entrée de la charge permettrait une meilleure adaptation aux exigences spécifiques du processus de séchage, favorisant ainsi une exploitation optimale des tamis de sécheur.
- Amélioration de l'efficacité opérationnelle : En contrôlant précisément les températures, nous anticipons une réduction des pertes thermiques et une meilleure homogénéité du séchage, ce qui se traduira par une efficacité opérationnelle accrue et des économies potentielles en termes de consommation d'énergie.
- Augmentation des rendements : Une gestion plus fine des températures d'entrée de la charge devrait entraîner une diminution des rejets de produits non conformes, tout en favorisant une augmentation des rendements de production, ce qui est crucial pour maintenir la compétitivité sur le marché.
- Durabilité et fiabilité accrues : En assurant une exploitation maximale des tamis de sécheur, ce projet contribuera à prolonger leur durée de vie utile et à réduire les risques de pannes, ce qui se traduira par une plus grande fiabilité de l'équipement et des coûts de maintenance réduits à long terme.

3.8 Description de l'implémentation de système de contrôle de l'unité de déshydrations avec hygromètre

3.8.1 Introduction

La variation de débit de gaz dépend de plusieurs facteurs : la séparation la période estivale hivernale et l'arrêt des puis, en a fait le design avec un débit maximale, en peut aller jusqu'à 27.47 heures avec un débit habituel de 165 Smmcf/S, donc c'est un point de motivation pour appliquer le système hygromètre.

3.8.2 La proposition de système hygromètre

Proposition d'une nouvelle configuration de contrôle d'humidité pour améliorer la sortie de cession de sécher :

- Installation d'analyseurs d'humidité pour chaque sécheur : En installant des analyseurs d'humidité dédiés à chaque sécheur, nous pourrions surveiller en temps réel les niveaux d'humidité à différents points du processus de séchage. Cela permettra un contrôle précis et un ajustement dynamique des paramètres de séchage.

- Implémentation d'un nouveau programme de gestion : Un nouveau programme sera développé pour gérer les séquences d'absorption et de régénération de manière optimale. Ce programme intégrera les données des analyseurs d'humidité pour ajuster automatiquement les paramètres de séchage en fonction des conditions en temps réel, améliorant ainsi l'efficacité et la qualité du processus de séchage.

3.8.3 Description du séchage avec le nouveau système

- Le gaz comprimé à 41.3 bar eff destiné à être utilisé comme gas-lift, gaz de combustion, gaz miscible, gaz pour garniture mécanique en aval des différents installations est séché dans l'unité de séchage qui est constitué de trois adsorbeurs verticaux 25-V-101A/B/C à tamis moléculaire de type 4 A°.
- La teneur du gaz en eau à la sortie doit être inférieure à 55 ppmv.

Le dimensionnement des sécheurs est prévu pour assurer le séchage de 230 MMSCFD. Leur fonctionnement doit être optimal dans une plage de débits déterminée : débit mini à charge partielle et débit Maxi.

3.8.3 Cycle de fonctionnement automatique

Le cycle est basé sur la transmission avec analyseur de la teneur d'eau

Sur trois (03) sécheurs :

Deux (02) fonctionnent en parallèle, en adsorption 18 h, en décalage de temps de 6h

Un (01) en cours de régénération : chauffage 4h ; refroidissement 1h30 et standby 30 min.

Un programme spécial pour l'unité de séchage doit être implémenté pour gérer les ouvertures et fermetures des vannes automatiques et temps des différentes phases. Les indications de données pour les détecteurs de température et humidité sortie sécheurs sont transmises et exploitées par les contrôleurs au niveau du DCS dotés **du nouveau programme** : qui prend en charge le paramètre de l'analyseur de la teneur en eau (des hygromètre) installé sur la ligne de gaz sortie adsorbeurs.

Régénération :

Cette phase est soumise :

- A l'information de l'hygromètre qui, en sortie des sécheurs doit détecter 55 ppmv d'eau
- A la disponibilité d'un autre sécheur qui doit être en stand-by après sa régénération
- Elle commence par la remise en service du sécheur concerné
- Isolement du sécheur saturé pour être régénérer.

123

- La défiance de l'appareille

Les solutions :

- Des hygromètres de bonne qualité
- Chaque sécheur doit être doté par 3 détecteurs avec un système vote 2/3

3.9 Conclusion

En conclusion, la mise en place d'une nouvelle configuration de contrôle d'humidité, basée sur l'installation d'analyseurs d'humidité pour chaque sécheur et l'implémentation d'un nouveau programme de gestion, représente une avancée significative pour optimiser le processus de séchage.

Cette proposition offre plusieurs avantages :

1. Surveillance en temps réel : Les analyseurs d'humidité permettront une surveillance précise des niveaux d'humidité à différentes étapes du processus de séchage, facilitant ainsi un contrôle dynamique des paramètres.
2. Optimisation des performances : Grâce au nouveau programme de gestion, les séquences d'absorption et de régénération seront ajustées automatiquement en fonction des conditions en temps réel, améliorant ainsi l'efficacité et la qualité du processus de séchage.
3. Cycle de fonctionnement automatique : La mise en place d'un cycle de fonctionnement automatique, basé sur les données des analyseurs d'humidité, permettra une régénération efficace des sécheurs, assurant ainsi un fonctionnement optimal dans une plage de débits déterminée.
4. En exploitant au maximum les tamis moléculaires du sécheur, nous pouvons réduire la fréquence des cycles de régénération nécessaires. Cette réduction des cycles de régénération contribuera à préserver l'intégrité des tamis moléculaires, prolongeant ainsi leur durée de vie opérationnelle. En minimisant les contraintes imposées par les cycles de régénération répétés, nous pouvons optimiser l'efficacité du processus de séchage tout en assurant une utilisation plus durable des équipements.

En intégrant ces éléments, cette nouvelle configuration de contrôle d'humidité garantira une sortie de séchage plus homogène et de meilleure qualité, tout en optimisant les performances des sécheurs et en assurant une gestion efficace et automatisée du processus de séchage.

CHAPITRE 4 : Étude environnemental et économique

4.1 Introduction

Depuis la création de la SONATRACH, la protection de l'environnement a toujours été une préoccupation majeure. Cet engagement envers la durabilité environnementale a été formellement établi dans sa nouvelle politique HSE adoptée en avril 2004. Au centre de cette politique réside un engagement solide envers la réduction des émissions de CO₂, un objectif fondamental pour préserver notre planète.

Dans cette optique, notre projet vise spécifiquement à réduire les émissions résultant des fours de régénération, une initiative qui s'inscrit dans la continuité des efforts soutenus de Sonatrach pour récupérer les gaz torchés et réduire les émissions de CO₂. Depuis 1973, la société a mis en œuvre 32 projets visant à améliorer la récupération des gaz torchés, atteignant ainsi un taux de récupération de 92% par rapport aux quantités précédemment émises. Ces réalisations témoignent de notre engagement constant envers la protection de l'environnement et de notre rôle essentiel en tant que leader dans la promotion de la durabilité environnementale. [59]

4.2 Modélisation du four de régénération par Aspen HYSYS

V10

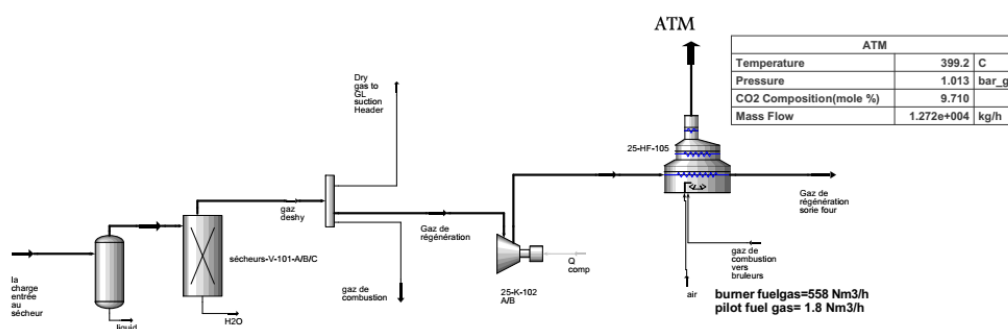


Figure 4.1: la simulation du four par Aspen HYSYS V10

Tableau 4.1: La compositions de l'échappement du four [60]

Nitrogen	0.7316
----------	--------

H2S	0.0000
CO2	0.0971
Methane	0.0000
Ethane	0.0000
Propane	0.0000
i-Butane	0.0000
n-Butane	0.0000
i-Pentane	0.0000
n-Pentane	0.0000
Cyclopentane	0.0000
n-Hexane	0.0000
Mcyclopentan	0.0000
Benzene	0.0000
Cyclohexane	0.0000
n-Heptane	0.0000
Mcyclohexane	0.0000
Toluene	0.0000
n-Octane	0.0000
H2O	0.1461
Oxygen	0.0253
CO	0.0000

4.2.1 Quantités de CO2 émises dans l'atmosphère

Par la marche du four l'émission de de CO₂ et de 9.71%

Le débit total de l'échappement : $Q_{\text{total}} = 12720 \text{ Kg/h}$

Donc : $Q_{\text{co2}} = 0.0971 Q_{\text{total}}$

$$Q_{\text{co2}} = 1235.112 \text{ Kg/h}$$

- **La marche du four par le design actuel**

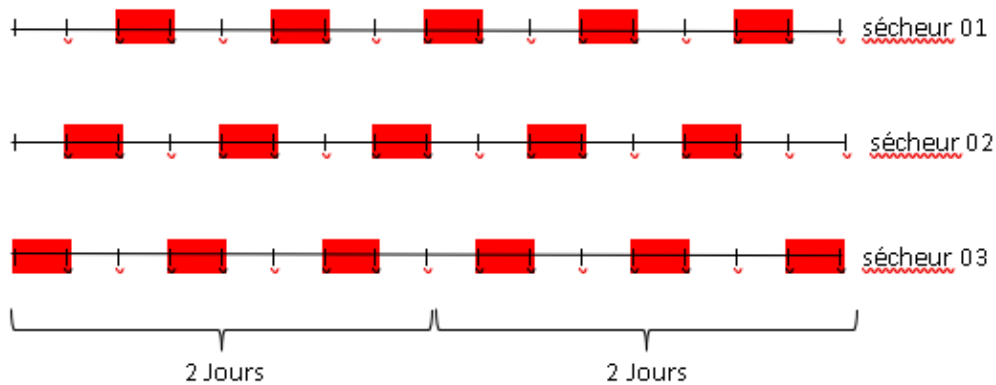


Figure 4.2 : les heures de La marche du four par le design actuel

$$16 \times 4 \text{heurs} / 4 \text{jours}$$

Régénération (chauffage) : 64 heures / 4jours

- Donc la marche de four : 64 heures / 4jours

$$64 \text{ H} \longrightarrow 96 \text{ h (4 jours)}$$

$$X_{\text{marche}} \longrightarrow 720 \text{ h (1 mois)}$$

$$X_{\text{marche}} = 270 \text{ h}$$

$$Q_{\text{co2/mois}} = 480 Q_{\text{co2}}$$

$$Q_{\text{co2/mois}} = 592853.76 \text{ Kg/mois}$$

- **La marche du four par le nouveau design :**

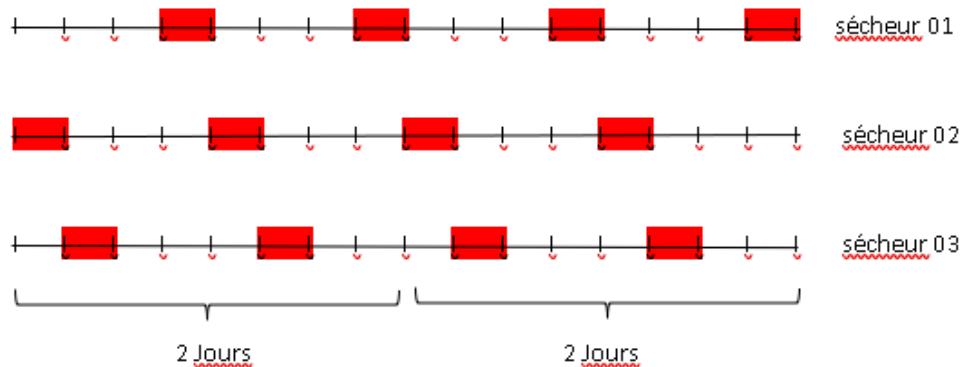


Figure 4.3: les heures de La marche du four par le nouveau design

CHAPITRE 04 : Étude environnemental et économique

$$12 \times 4 \text{heurs} / 4 \text{jours}$$

Régénération (chauffage) : 48 heures / 4 jours

Donc la marche de four : 48 heures / 4 jours

Donc la marche de four : 24h/8J (72/192)

$$48\text{H} \longrightarrow 96 \text{ h}$$

$$X'_{\text{marche}} \longrightarrow 720 \text{ h (1 mois)}$$

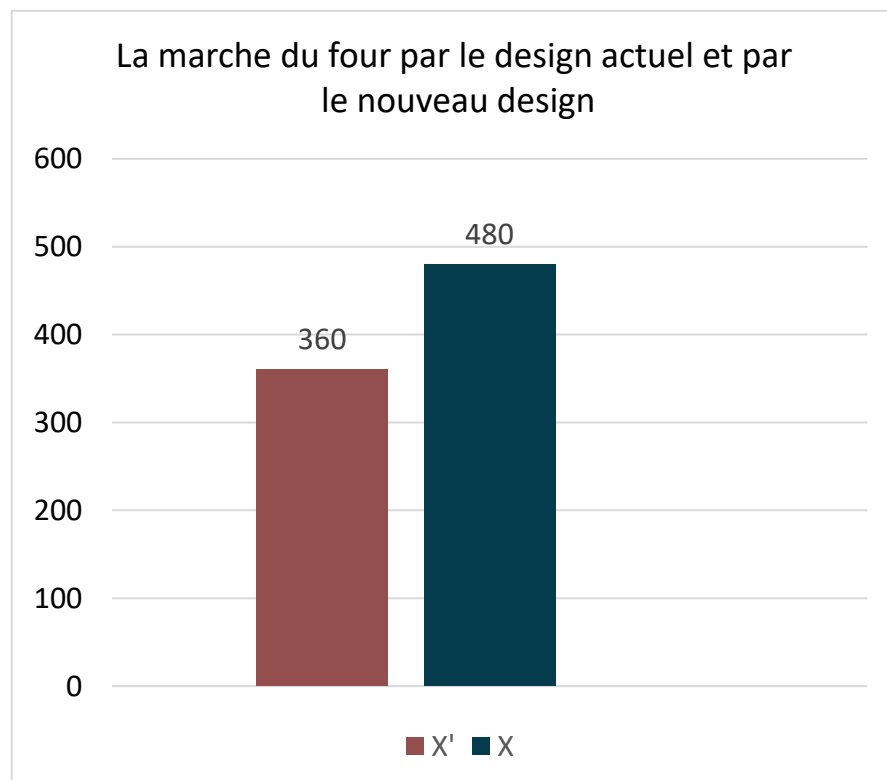
$$X'_{\text{marche}} = 360\text{h}$$

$$Q_{\text{co2/mois}} = 360 Q_{\text{co2}}$$

$$Q_{\text{co2/mois}} = 360. 1235.112$$

$$Q_{\text{co2/mois}} = 444640.32 \text{ kg/mois}$$

$$\Delta Q_{\text{co2/mois}} = 143213.44 \text{ kg/mois}$$



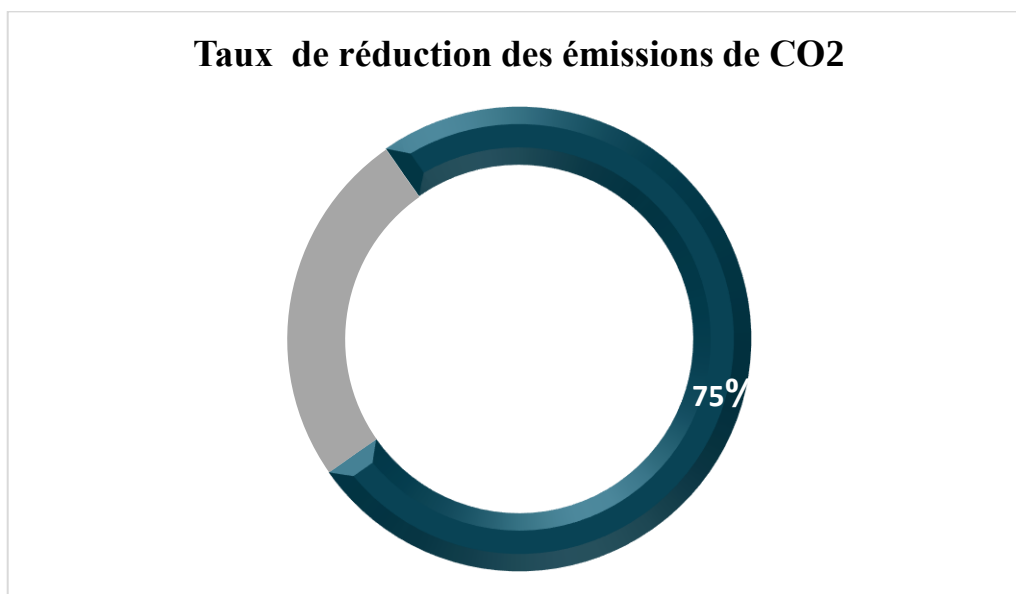
CHAPITRE 04 : Étude environnemental et économique

592853.76 Kg/h $\longrightarrow$ 100 %

143213.44 kg/h $\longrightarrow$ $\alpha\%$

$\alpha = 25\%$

figure 3



Interprétation

L'implémentation du nouveau design a démontré son efficacité en réduisant les émissions de CO2 de 143213.44 kg/h , ce qui représente une réduction significative de 75%. Ces chiffres témoignent de l'impact concret de nos efforts sur l'environnement. En réduisant notre empreinte carbone, nous contribuons à atténuer les effets néfastes du changement climatique, préservons la biodiversité et améliorons la qualité de l'air. De plus, ce projet s'inscrit parfaitement dans les objectifs de Sonatrach, qui s'efforce de réduire les émissions et de préserver l'environnement. Cette réussite renforce notre engagement envers la durabilité environnementale et notre rôle en tant qu'acteur responsable dans la lutte contre le changement climatique.

4.3La dégradation des tamis moléculaire :

4.3.1le gain de cycle de régénération

Le design actuel :

16 cycles —————> 4 jours

Y cycles —————> 365 jours

Y= 1460 cycles/ans

Le nouveau design :

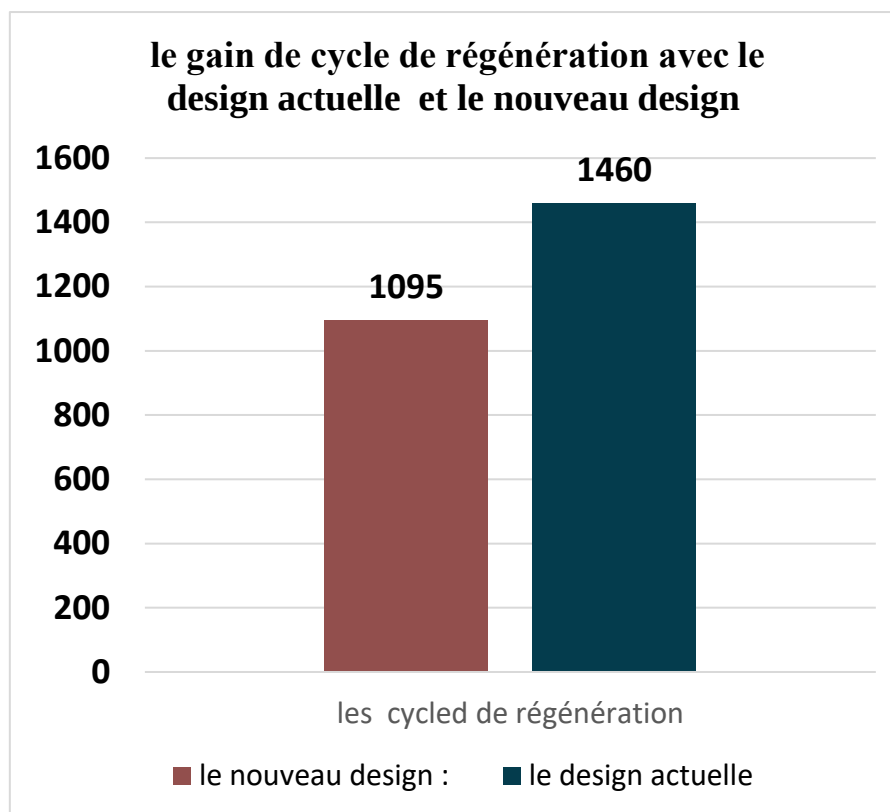
12 cycles —————> 4 jours

CHAPITRE 04 : Étude environnemental et économique

Y' cycles $\longrightarrow$ 365 jours

$Y'=1095$ cycles /ans

Donc en a gainier $\Delta Y=365$ cycle/ans



Selon les informations recueillies sur site les tamis moléculaires avec les données actuelles se dégrade avant les 3 ans de service

D'après ce projet et d'après le nouveau nombre de cycle en va changer le tamis après les 4 ans de service

Donc dans une période de 12 ans en va changer le tamis 3 fois aux lieux de 4 fois

4.3.5 Les dépense de changements des tamis moléculaire :

Le prix des produits pour les 3 sècheurs :

- Prix tamis moléculaire $108600 \text{ kg} = 347520\text{€}$
 $= 378419.74 \$$

CHAPITRE 04 : Étude environnemental et économique

- Prix billes céramique 1/2= 15835 €
= 17242.97 \$

- Prix billes céramique 1/4= 7900€
= 8602.43 \$

➤ Le totale = 404264.96 \$
= 54397893.0176 DA

Le prix des travaux pour les 3 sècheurs :

- Montant de déchargement et chargement =36240€
= 39462.28 \$
= 5310044.3968 DA

Donc dépense de changements des tamis moléculaire = 443727.24 \$
=59707937.4144 DA

4.3.6 Le manque à produire dans la période de changement des tamis moléculaires

L'arrêt pour changement tamis 12 jours et pour le rétablissement de la production environ 15 jours

Manque à produire pour changement tamis :

20000 barrels par jours équivalent 20000×15=300000 barrels

300000 barrels x (Prix –cout de revient) = perte

300000 barrels x (60-18) = 14400000\$

Perte =193766400 .00DA

➤ Donc dans la période de 12 ans en a un gain de 14843727.24 \$(1 997 371 937 .41DA)

4.4 Le manque à produire due au problème de givrage des puis :

Manque à produire due au problème de givrage 1500 barrels par jours équivalent
1500×30=45000 barrels

45000barrels x (Prix –cout de revient) = perte

45000 barrels x (60-18) = 2160000\$

Perte =290649600 .00DA

4.5 Conclusion

En conclusion, l'optimisation des paramètres opératoires de l'unité de déshydratation présente des avantages significatifs tant sur le plan environnemental et économique. En améliorant l'efficacité des processus, nous réduisons les émissions de gaz à effet de serre et diminuons les pertes énergétiques, contribuant ainsi à une gestion plus durable et respectueuse de l'environnement. Par ailleurs, la prolongation de la durée de vie des équipements et la réduction des cycles de régénération permettent des économies substantielles, rendant les opérations plus rentables. Cette approche démontre que des investissements judicieux dans la technologie peuvent concilier performance industrielle et responsabilité écologique.

V. Conclusion générale

Cette mémoire souligne l'importance cruciale de l'optimisation des paramètres opératoires de l'unité de déshydratation, en particulier pendant les périodes estivales. La recherche s'est concentrée sur la détermination de la température optimale de fonctionnement des sècheurs et a proposé des améliorations techniques significatives, telles que l'ajout d'un échangeur de chaleur et la mise en place d'un système de gestion de l'humidité via un hygromètre.

Les principaux bénéfices sont les suivants :

Amélioration de l'efficacité du processus de séchage : La température optimale et les nouvelles technologies permettent un séchage plus efficace.

Prolongation de la durée de vie des équipements et réduction des besoins de maintenance : Les équipements subissent moins d'usure, nécessitant moins de réparations et de remplacements.

Maîtrise et réduction des gaz torchés : La nouvelle configuration permet une meilleure maîtrise et réduction des émissions de gaz torchés, ce qui contribue à une gestion plus écologique et à une réduction des pertes énergétiques.

Amélioration de la quantité de condensat récupéré : Grâce à la réduction de la température, il est possible de récupérer une plus grande quantité de condensat, améliorant ainsi l'efficacité du système et la valorisation des ressources.

Exploitation maximale des tamis moléculaires : La réduction de la fréquence de régénération prolonge la durée de vie des tamis, limitant les interruptions de production et les coûts associés.

Réduction des émissions de CO₂ : Les améliorations apportées permettent de diminuer les émissions de CO₂ de 75 %, contribuant ainsi à la protection de l'environnement.

Économies substantielles : En réduisant le nombre de cycles de régénération (gain de 365 cycles par an) et le nombre de remplacements de tamis (3 remplacements au lieu de 4 sur 12 ans), l'économie totale s'élève à 14843727.24 dollars.

Élimination du problème de givrage : Le système de détection de l'humidité supprime complètement les problèmes de givrage, qui entraînaient une perte de production estimée à 290 649 600 dollars par mois.

En conclusion, cette étude démontre que l'optimisation technologique et une gestion plus précise des paramètres opératoires peuvent conduire à des améliorations substantielles en termes de performance industrielle, de durabilité environnementale et de rentabilité économique. Les résultats obtenus justifient pleinement les investissements réalisés dans ces nouvelles technologies et soulignent leur importance pour l'avenir de l'industrie de la déshydratation.

Les hypothèses formulées au début de l'étude ont été validées par les résultats obtenus. L'introduction d'un système hygromètre a permis une gestion plus précise de l'humidité, confirmant que cette technologie améliore l'efficacité du processus de déshydratation. De plus, l'optimisation des paramètres opératoires a montré qu'elle pouvait prolonger la durée de vie des équipements et réduire les émissions de CO₂.

Recommandations

Sur la base des résultats obtenus, les recommandations suivantes sont proposées :

- Généraliser l'utilisation des hygromètres dans toutes les unités de déshydratation pour améliorer la précision et l'efficacité du séchage.
- Remplacer les aéroréfrigérants actuels par des modèles plus adaptés aux conditions climatiques locales.
- Continuer à affiner les paramètres opératoires en fonction des variations saisonnières pour maintenir une performance optimale.
- Encourager l'investissement dans des technologies qui réduisent les émissions de CO₂, limitent le taux de torchage et améliorent la durabilité des équipements.

Perspectives de l'Étude

Pour l'avenir, plusieurs perspectives se dessinent :

- Appliquer les résultats et les recommandations de cette étude à d'autres centres de déshydratation pour valider leur efficacité à plus grande échelle.
- Explorer de nouvelles technologies de déshydratation et de gestion des gaz pour continuer à améliorer les performances et la durabilité environnementale.
- Mettre en place un suivi à long terme pour évaluer l'impact des améliorations proposées sur la durée de vie des équipements et la réduction des émissions de CO₂.

Références

[1]	«Document de l'entreprise SONATRACH EL-Gassi,» 2010.
[2]	<i>Système DCS centre zotte GCR.</i>
[3]	L. W. Lake, «Petroleum Engineering Handbook».
[4]	A. G. oyun Guo, Natural Gas Engineering Handbook, Gulf Professional Publishing.
[5]	S. Mokhatab, Handbook of Natural Gas Transmission and Processing, Gulf Professional Publishing, 2012.
[6]	« Journal of Natural Gas Science and Engineering».
[7]	«Energy Sources Part A: Recovery, Utilization,».
[8]	B. Tissot, «Origine du pétrole et réduction du risque en exploitation pétrolière (1988) 73.,» chez <i>Comptes Rendus de l'Académie des Sciences, série générale.</i>
[9]	A. Rojey, Le Gas Naturel, Production, Traitement et Transport, Editions Technip, pp. 70-80.
[10]	C.Gabbard, Natural Gas Liquids (NGL) Production and Recovery. In Natural Gas Processing, Gulf Professional Publishing., pp. 129-152.
[11]	J.M.Campbell, Gas Conditioning and Processing, Gulf Professional Publishing., 2013.
[12]	R. & A. L.Kohl, Gas Purification (5th ed.), Gulf Professional Publishing., 1997.
[13]	J. W. & Sons, Handbook of Natural Gas Analysis., 2014.
[14]	S.Hsu, Gas Treating: Absorption Theory and Practice, CRC Press, 2014.
[15]	B.Najafi, Gas Sweetening and Processing Field Manual., Gulf Professional Publishing., 2016.
[16]	G. P. & R. K.Sinnott, Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design. ., Elsevier, 2012.
[17]	S. R. K. et T. G. P, Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, Elsevier., 2012.

[18]	C.U.Ikoku, . (2006). Handbook of Natural Gas Transmission and Processing (3rd ed., CRC Press, 2006.
[19]	totale, «LE PROCESS La Déshydratation du Gaz,» 19/04/2007.
[20]	J.Bourdet, Techniques de forage et de production pétrolière., Editions Technip., 2006.
[21]	G. R.O. et A. J., "Hydrate Formation and Plug Deposition in Gas Lift Operations: A Review of the State of the Art and Future Research Needs, Energy & Fuels,, 2013, pp. 6562-6573.
[22]	«un modèle de chimie du milieu interstellaire Available,» [En ligne]. Available: https://www.researchgate.net/figure/Structure-de-la-glace-P-Pisani-et-al-1996-modele-de-la-glace-hexagonale_fig1_236331968 . [Accès le 13 03 2024].
[23]	M. J. JENSEN, «Science Photo Library / Alamy Banque D'Images,» [En ligne]. [Accès le 12 03 2024].
[24]	R.Rossman, Reviews in Mineralogy and Geochemistry, Mineralogical Society of America., 2006.
[25]	. D. Jean-Pierre et . K. P. Andrew , Structure and Dynamics of Biomolecules, 2015.
[26]	R. Foye, «A systematic approach to understanding the structures and energies of hydrates,» <i>le journal "Physical Chemistry Chemical Physics"</i> , 2019.
[27]	W. M. Haynes, CRC Handbook of Chemistry and Physics, 97th Edition , CRC Press, 2016-2017.
[28]	S.Kenneth, The Structure of Ionic Liquids, Oxford University Press., 1991.
[29]	C. Janda, «Gas Hydrate Structure,» Janda Lab Kenneth, [En ligne]. Available: https://ps.uci.edu/group/kcjanda/research/gas-hydrate-structure .
[30]	E. P., K. N. et . D. P. D, « Hydrate formation in water-in-oil emulsions,» <i>AIChE Journal</i> , 1987.
[31]	C. G. S. et . N. D., The prediction of hydrate formation conditions for oil/gas/water systems. In Proceedings of the SPE Annual Technical Conference and Exhibition, 1984, pp. 195-202.
[32]	C. A. Koh, Clathrate hydrates of natural gases., CRC Press., 2007.
[33]	. K. C. A. et D. S. E., Clathrate hydrates of Natural Gases, Third Edition.
[34]	M. S., . W. R. J. et . L. K. J., A Review Strategies for Solving GasHydrate Problems in Subsea Pipelines, Energy Sources, 2007, pp. 39-45.
[35]	M. H. Yousif, Effect of Under-Inhibition with Methanol and Ethylene Glycol on the Hydrate Control Process, Offshore Tech, 1996, pp. 741-748.

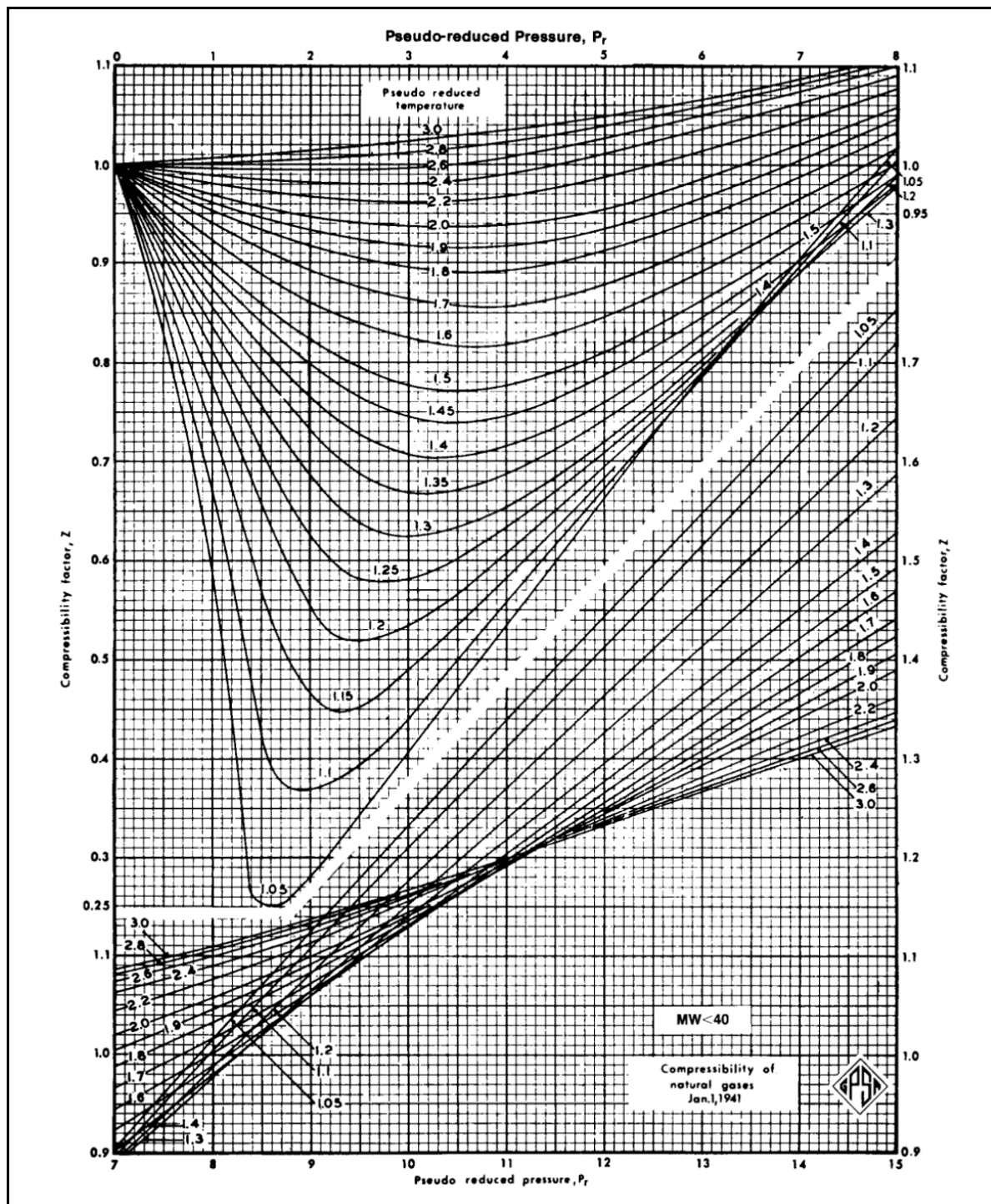
[36]	. A. F. E. et . P. J. M. , Inhibition of Gas Hydrate by Methanol, 1986, pp. 1321-1333.
[37]	GPSA, Engineering Data Book, p. Section 21.
[38]	J. M.Campbell, Gas Conditioning and Processing, The Basic Principles., 2016.
[39]	K. A. J. et P. W. R, Fundamentals of Natural Gas Processing., 2014.
[40]	J. G.Speight, Natural Gas: A Basic Handbook, 2014.
[41]	R. J., R. F. et . L. P., Adsorption by Powders and Porous Solids: Principles, Methodology and Applications., Academic Press., 2013.
[42]	M. H. et . R.-R. F., Activated Carbon., Elsevier., 2006.
[43]	E. Kolle, Aide mémoire génie chimique.2004., 2004, pp. 363-375.
[44]	B. M, les adsorbants dans l'industrie pétrolière et gazière., IAP, 2004, pp. 12-15.
[45]	G. S. J. et . S. K. S. W., Adsorption, Surface Area, and Porosity, Academic Press., 1982.
[46]	« Scientific Figure on ResearchGate. Available from,» Sensitivity Characteristic Analysis of Adsorbent-Mixed Carbon Nanotube Sensors for the Detection of SF6 Decomposition Products under PD Conditions, [En ligne]. Available: https://www.researchgate.net/figure/Structure-model-of-4-A-molecular-sieve_fig1_258429045 . [Accès le 16 03 2024].
[47]	S. R. Q., H. J. T. et . K. M. G., Metal–organic frameworks: design and application. ., Kluwer Academic Publishers, 2003.
[48]	M. Moragues, «Les MOF, tamis moléculaire de pointe,» L'Usine Nouvelle, 01 juin 2017. [En ligne]. Available: https://www.usinenouvelle.com/mediatheque/8/1/5/000552518_896x598_c.png . [Accès le 20 03 2024].
[49]	D. M.Ruthven, Principles of Adsorption and Adsorption Processes., John Wiley & Sons., 1984.
[50]	R. T.Yang, Gas Separation by Adsorption Processes., Imperial College Press., 2003.
[51]	S. J.M., V. N. H.C. et A. M.M. , Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics.
[52]	«word press,» 30 avril 2016. [En ligne].
[53]	«kartable,» [En ligne]. Available: https://media.kartable.fr/uploads/finalImages/final_6141a0aca6c014.25754831.png?1698753565 . [Accès le 28 03 2024].

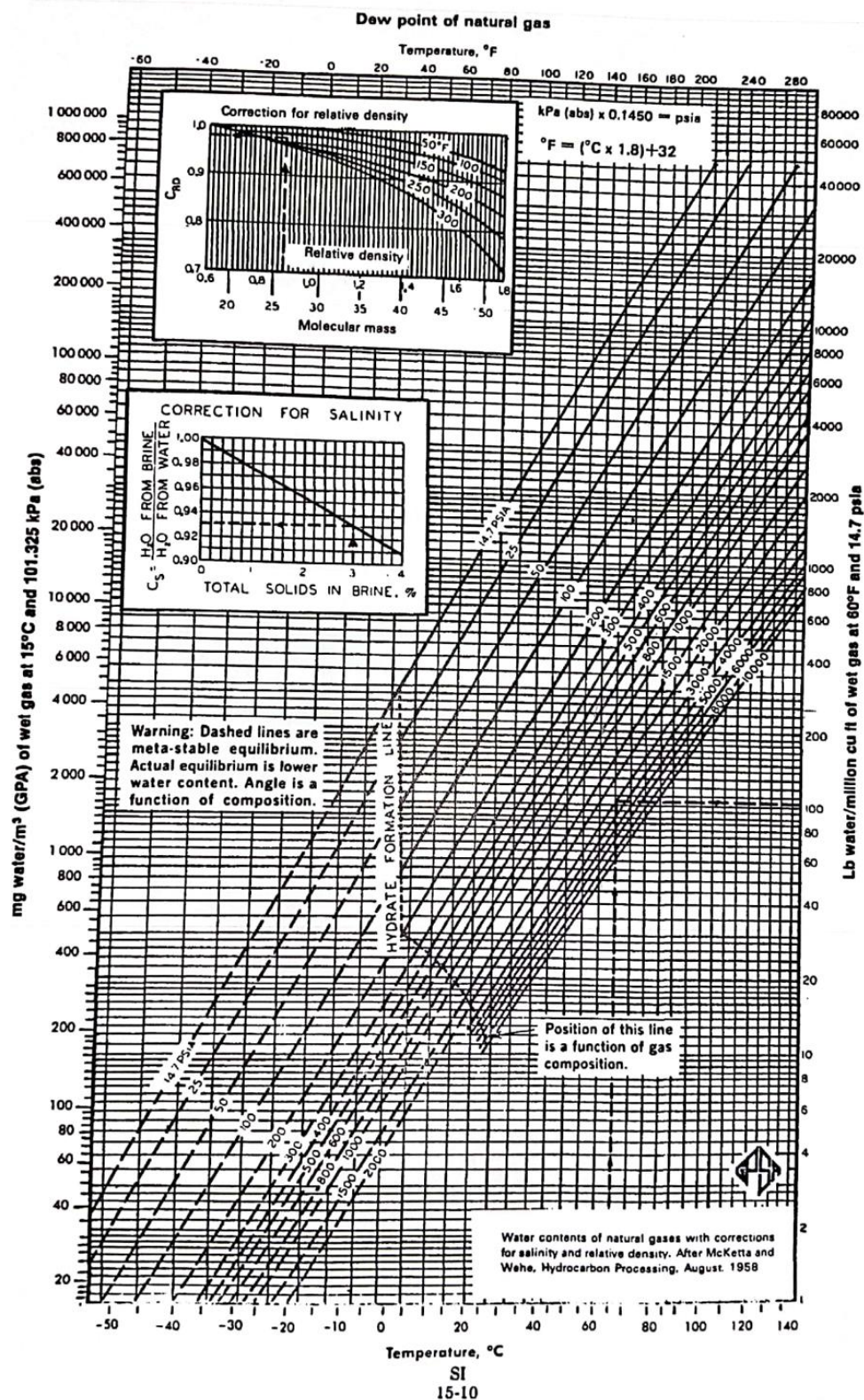
[54]	«GUID ENR haute qualité enviromontal l'information HQE,» [En ligne]. Available: https://www.hqe.guidenr.fr/images/transfert-chaaleur-rayonnement.jpg . [Accès le 28 03 2024].
[55]	K. Thulukkanam, Heat Exchanger Design Handbook, CRC Press, 2013.
[56]	«Total energies,» 28 03 2024. [En ligne]. Available: https://www.totalenergies.fr/fileadmin/Digital/Illustrations/Parlons-Energie/le-principe-de-fonctionnement.jpg .
[57]	«page 4552,» [En ligne]. Available: http://processs.free.fr/Pages/VersionClassique.php .
[58]	C. WEBER et A. MANIFICAT , «Encyclopédie de l'énergie,» 29 Octobre 2015. [En ligne]. Available: https://www.encyclopedie-energie.org/wp-content/uploads/2015/10/art055_figure2_Repartition-recettes-type-echangeur-marche-totale-Europe-1.jpg . [Accès le 02 avril 2024].
[59]	M. H., <i>Mémoire – DEZIRI NADJEM EDDINE-Encadré similation D'une Conception D'un Echangeur De Chaleur A Faisceau Et Calandre-</i> , Université Badji Mokhtar Annaba- Département Génie Mécanique- Filière Energétique et Environnement, 2017.
[60]	«SCHOOLLOU Étude comparative d'échangeurs co/contre-courant,» 06 juin 2020. [En ligne]. Available: https://schooloucom.files.wordpress.com/2020/06/echangeurcontrecocourant_02.jpg . [Accès le 06 avril 2024].
[61]	S. Kakac, "Shell-and-Tube Heat Exchangers: Design, Analysis, and Performance Optimization", CRC Press , 2015.
[62]	«FactoryFuture,» [En ligne]. Available: https://www.factoryfuture.fr/wp-content/uploads/2016/01/sch%C3%A9ma-de-fonctionnement-dun-%C3%A9changeur-%C3%A0-plaques-300x197.png . [Accès le 03 avril 2024].
[63]	«semanticscholar Optimisation de forme numérique de problèmes multiphysiques et multiéchelles : application aux échangeurs de chaleur,» 14 December 2018. [En ligne]. Available: https://d3i71xaburhd42.cloudfront.net/eca4f9a30f2c6e259f704281c9736c568bc565cd/46-Figure2.1-1.png . [Accès le 16 avril 2024].
[64]	«fiabitat,» [En ligne]. Available: https://www.fiabitat.com/wp-content/uploads/2013/10/echangeur-canaux-paul.png . [Accès le 20 04 2024].
[65]	«alamy,» [En ligne]. Available: https://c8.alamy.com/compfr/t6tttdy/couper-le-tuyau-double-echangeur-de-chaaleur-appareils-pour-le-traitement-de-produits-chimiques-pipe-in-pipe-tube-en-structure-tube-echangeur-de-chaaleur-vecteur-de-couleur-t6tttdy.jpg . [Accès le 20 04 2024].
[66]	«Research gate,» [En ligne]. Available: https://www.researchgate.net/publication/285590766/figure/fig1/AS:650497182666755@1532102022848/Image-et-schema-de-principe-de-fonctionnement-du-systeme-de-refroidissement-par.png . [Accès le 20 04 2024].

[67]	. W. W. et K. S., «Design optimization and economic analysis of a hybrid cooling system for a coal-fired power plant,» <i>le journal "Energy Conversion and Management"</i> , 2013.
[68]	. S. R. K. I et N. R. A., Design and Experimental Evaluation of Air-Cooled Condensers for Power Plants" , dans le livre "Advances in Heat Transfer", 1989.
[69]	Mémoire, <i>Etude et dimensionnement d'un Aéroréfrigérant air/huile En remplacement de l'aéroréfrigérant air/eau pour la turbine</i> , 2003.
[70]	D. Johnson, <i>Process Control Instrumentation Technology</i> , Curtis.
[71]	«vanneco,» [En ligne]. Available: https://www.vanneco.fr/vannes-a-opercule-fonte-c-36-260x260.png . [Accès le 20 04 2024].
[72]	B. Nesbitt, «Industrial Valves: Design and Selection,» [En ligne].
[73]	«ETEMI,» [En ligne]. Available: https://encrypted-tbn0.gstatic.com/images?q=tbn:ANd9GcQfVTsdMnDGc90Yv7Fr6-bYwBLED9vBW4k3tyc8uHLL2A&s . [Accès le 20 04 2024].
[74]	«sectoriel,» [En ligne]. Available: https://www.sectoriel.com/media/catalog/category/cat-S170-vg-fonte-nbr.jpg . [Accès le 20 04 2024].
[75]	«groupe afriso,» [En ligne]. Available: https://www.groupeafriso.fr/media/g_vignette/10442.jpg . [Accès le 20 04 2024].
[76]	«Helyon,» [En ligne]. Available: https://www.helyon.com/wp-content/uploads/faq_zawor_regulacyjny_dn100_z_silownikiem_pneumatycznym_r-630_i_napedem_recznym_polna.jpg . [Accès le 20 04 2024].
[77]	E. A. Chinedu, <i>PROCESS ENGINEERING INFORMATION TECHNOLOGY</i> , LinkedIn.
[78]	fisher, <i>Control Valve Handbook</i> , Marshalltown, Iowa 50158 USA: Sixth Edition.
[79]	L. T. F. et M. T. , <i>Instrumentation Handbook for Water and Wastewater Treatment Plants</i> .
[80]	R. J. Bolam, <i>Humidity and Moisture Measurement & Control in Science and Industry"</i> .
[81]	. J. F., . A. Luiz s et R. C., <i>Process Simulation Using Aspen HYSYS</i> , 2019.
[82]	Y. A. et . B. Michael A. , <i>Thermodynamics: An Engineering Approach"</i> de, McGraw-Hill., 1998.
[83]	L. P. TOTAL, «Exploration et Production».

[84]	C. Janda, «Gas Hydrate Structure,» Janda Lab Kenneth, [En ligne]. Available: https://ps.uci.edu/group/kcjanda/research/gas-hydrate-structure . [Accès le 12 03 2024].
[85]	d. p. l. t. d. m. d. g. i. :. Il existe deux types principaux d'hydrates.
[86]	d. p. l. t. d. m. d. g. i. :. Il existe deux types principaux d'hydrates.
[87]	E. commonswiki, convection cells in a vessel, top: heat output, bottom: heat input, 6 August 2007.
[88]	E. e. P. L. P. T. .p.7..
[89]	«EXAIR BLOG,» Heat Transfer, 12 septembre 2018. [En ligne].
[90]	[En ligne]. Available: https://www.fiabitat.com/wp-content/uploads/2013/10/echangeur-canaux-paul.png .

Annexe N°01 :







DESCRIPTION

UI-94 MOLSITM adsorbent is a bound sodium form of Type A molecular sieve. UI-94 adsorbent will adsorb molecules with critical diameters up to 4 angstroms. It adsorbs water, hydrogen sulfide, methanol, methyl mercaptan and ethane, but excludes propane or higher hydrocarbons.

APPLICATION

UI-94 molecular sieve is recommended for dehydration of water-saturated natural gas and in systems where liquid carryover of water, hydrocarbons and treating chemicals is of concern. In this type of service, UI-94 adsorbent has demonstrated superior service life and more economical dehydration than other products typically used for natural gas drying. The special formulation of UI-94 molecular sieve resists coking from heavy hydrocarbons and treating chemicals, retains high water capacity and resists particle breakup caused by liquid carryover and reflux.

TYPICAL PHYSICAL PROPERTIES

1/8" Pellets

Nominal pore diameter (angstroms)	4
Bulk density (lbs/ft ³)	41.5 (665 kg/m ³)
Crush strength (lbs)	> 17 (> 8 kg)
Heat of adsorption, max (Btu/lb H ₂ O)	1800 (4186 kJ/kg H ₂ O)
Equilibrium H ₂ O capacity* (wt-%)	22
Moisture content (wt-%)	< 1.5

*Measured at 17.5 mm Hg and 25°C

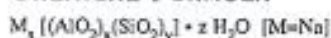
© 2002 UOP LLC. All rights reserved.

This information is not to be taken as a warranty or representation for which UOP assumes legal responsibility nor as permission or recommendation to practice any patented invention without a license. It is offered solely for your consideration.

UOP 3102-111 0803AQL

UI-94 MOLSITM ADSORBENT

CHEMICAL FORMULA



REGENERATION

UI-94 adsorbent can be regenerated for reuse by purging or evacuating at elevated temperatures.

SAFETY AND HANDLING

See the UOP brochure "Precautions and Safe Practices for Handling Molecular Sieves in Process Units" or call your UOP representative.

SHIPPING INFORMATION

UI-94 adsorbent is shipped in 35-gallon steel drums or quick load bags.

FOR MORE INFORMATION

For more information, contact your UOP representative or UOP's Adsorbents business at:

Telephone: 1-440-734-0086
 Fax: 1-440-734-1688
 E-mail: Adsorbents@uop.com



UOPTM

UOP LLC
 25 East Algonquin Road
 Des Plaines, IL 60017-5017
www.uop.com

Annexe N°04

End User: Sonaphess/Bechtel-GPEC Design Summary No. _____
 Location: Zetli, Algeria Date: January 20, 2006, Rev 3
 Design Basis: H₂O/Natural Gas Requestor: Gas Processing

OPERATING CONDITION	FEED	PRODUCT	PURGE GAS (HEATING)	PURGE GAS (COOLING)
Flow Rate (MMSCFD)	230	200	30	30
Flow Rate (MBPD)				
Flow Rate (kg/hr)				
Pressure (barg)	41.3		~ 41.3	~ 41.3
Temperature (°C)	59.9		288	~ 59.9
Other: Z factor				
Density (lb/ft ³)				
Molecular Weight				
Viscosity (cP)				
Composition (Mole%)	Feed	Product		
N ₂ / CO ₂	4.21/2.79		with Dryer Product	returned through cooler
C ₁ / C ₂ / C ₃	43.91/22.53/16.88		and knock-out	to feed
iC ₄ / nC ₄	1.70/5.41			
iC ₅ /nC ₅	0.74/1.11			
C ₆ +	0.09			
Key: H ₂ O, ppm(v)	5,200 (saturated)	< 55	< 55	< 55

PROCESS DESIGN

	ADSORPTION	PRESSURE	HEAT	COOL	DEPRESSURE
Time (hours/bed)	8 (4 + 4)	-	2.5	1.5	-
Flow Direction	Down		Up	Down	
Type of Cycle					
Flow Rate (MMSCFD)/bed	115		30	30	
Temperature (°C)	59.9		288	~ 59.9	
Pressure (barg)	41.3		~ 41.3	~ 41.3	
Pressure Drop (bar)	0.35		0.05	0.05	

Number of beds: 3 Insulation: x external or internal Bed diameter: 10.0 (ft) Bed height: 25.0 (ft)
 Adsorbent requirement: 79,800 lbs./bed, 239,400 total lbs. of UOP Molecular Sieve Type UE-94 1/8
 Bed height allows for ceramic support: yes or x no.

NOTES:
