

Université KASDI-MERBAH Ouargla

Faculté des sciences appliquées

Département de Génie des Procédés



Mémoire

Présenté pour l'obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Technologies.

Filière : Industries Pétrochimiques.

Spécialité : Génie du Raffinage

Présenté par :

BENACHOURA Mohammed Nadir & GHOUL Abdelmalek

Thème :

**Amélioration de cycle de
régénération de déshydratation au
niveau du l'UTG/GLA**

Soutenu publiquement le :

Devant le jury composé de :

Mr.	MAA	Président	UKM Ouargla.
Mr.	Pr	Examineur	UKM Ouargla.
Dr. GHIABA Zineb	MCA	Rapporteur	UKM Ouargla.

Année universitaire : 2019/2020

REMERCIEMENTS

Tout d'abord, nous tenons à remercier notre Dieu notre créateur qui nous a donné la force pour réussir dans notre travail.

Ainsi, nous tenons à remercier chaleureusement et spécialement :

Dr : GHIABA Zineb notre promotrice pour avoir acceptée de prendre en charge l'encadrement de notre recherche.

Nous exprimons bien entendu nos remerciements les plus sincères aux membres de jury ainsi que le président de jury pour avoir accepté d'examiner notre travail.

Mes sincères remerciements aux professeurs du département de génie des procédés.

Et toute personne qui a Contribué au développement de ce travail.

Dédicace

*Je dédie ce fruit de tant d'années d'études :
A ceux qui ont Consacré toute leurs vies pour
la
Réussite de leurs enfants, mes chers parents
ma mère et mon père
A mes très chères sœurs et mes chers frères
A ma famille : Nom de famille
BENACHOURA en générale
A tous mes chers amis
Et A tous ceux qui m'ont aidé de près ou de
loin.*

BENACHOURA Mohammed Nadir

Dédicace

Je dédie ce mémoire à :

• Mes parents :

Ma mère, qui a œuvré pour ma réussite, de par son amour, son soutien, tous les sacrifices consentis et ses précieux conseils, pour toute son assistance et sa présence dans ma vie, reçois à travers ce travail aussi modeste soit-il, l'expression de mes sentiments et de mon éternelle gratitude.

Mon père, qui peut être fier et trouver ici le résultat de longues années de sacrifices et de privations pour m'aider à avancer dans la vie. Puisse Dieu faire en sorte que ce travail porte son fruit ; Merci pour les valeurs nobles, l'éducation et le soutien permanent venu de toi.

Mes frères et soeurs qui n'ont cessé d'être pour moi des exemples de persévérance, de courage et de générosité.

Mes enseignants d'Université de Kasdi-Merbah qui doivent voir dans ce travail la fierté d'un savoir bien acquis.

A tous la famille GHOUL et BENNADJMA à tous mes amis et mes collègues

GHOUL abdelmalek

LISTE DE TABLEAUX

N°	Désignation	PAGE
1	Types et applications des tamis moléculaires	31
2	Cycle de fonctionnement des sécheurs	35
3	Représentation des résultats de calcul	47
4	comparaison entre l'état initiale et notre proposition	48

LISTE DE FIGURES

N°	Désignation	PAGE
FIG1	production de gaz naturel en Algérie	8
FIG2	la répartition de réserves gazières en Algérie	9
FIG3	Situation géologique du gisement de Haoud Berkaoui.	10
FIG4	Situation géographique de la Direction Régionale Haoud Berkaoui	11
FIG5	Centre de Haoud Berkaoui	12
FIG6	Centre de Guellala	13
FIG7	Structure cristalline de la glace (a) et de la cavité unitaire d'hydrates (b)	21
FIG8	structure des hydrates.	22
FIG9	Déshydratation par membranes de perméation	24
FIG10	Schéma d'un absorbeur	25
FIG11	Evolution de la zone de transfert de matière au cours du temps	27
FIG12	tamis moléculaires + billes de céramique	30
FIG13	Schéma interne d'un sécheur	32
FIG14	Section de déshydratation (DCS)	33
FIG15	Cycle de régénération du sécheur	36
FIG16	schéma de l'UTG/GLA	46

LISTE DES ABREVIATION

GPL: Gaz du pétrole liquéfié
GNL: Gaz naturel liquéfié
HC: Hydrocarbure
PCS: Pouvoir Calorifique Supérieur
PCI: Pouvoir Calorifique Inférieur
MEA: Mono-Ethanol Amine
DEG: Di-Ethylène Glycol
TEG: Tri-Ethylène Glycol.
HBK : Haoud Berkaoui
GLA : Guellala
BKA : Benkahla
UTG : Usine de traitement de gaz.
HP : Haute pression.
MP : Moyen pression
BP : Basse Pression
N: Conditions normales.
C_p : Chaleur spécifique (kcal/kg.°C)
ZTM : La zone de transfert de masse (ft)
T : la température de gaz en (°C)
P : la pression de gaz
Q : la quantité de chaleur
ρ : la masse volumique
m* : débit massique de gaz
v* : débit volumique

Résumé

La teneur en eau dans le gaz est une exigence importante à respecter.

L'objectif principal de cette étude est d'améliorer de cycle de régénération qui occupe une importance capitale dans la section de déshydratation de l'UTG/GLA par une modification proposée d'une autre façon de régénération des tamis moléculaires, en utilisant le gaz de vente (GR1) qui est un gaz sec et léger. Ce gaz et avec sa pression il peut joindre le gaz d'alimentation, cela sans l'utilisation du compresseur K-401. La boucle de régénération excitante reste stand-by en cas d'une anomalie.

Et l'avantage de cette proposition d'une modification est pour éviter un arrêt général de l'UTG/GLA en cas de l'indisponibilité du compresseur K-401

Les mots clé : Régénération. Déshydratation .Tamis moléculaire . Gaz de vente

الملخص:

محتوى المياه في الغاز هو شرط هام يحترم.

الهدف الرئيسي من هذه الدراسة هو تحسين دورة التجديد التي هي ذات أهمية قصوى في قسم التجفيف في مصنع معالجة الغاز UTG/GLA. وذلك من خلال تعديل مقترح وهو عبارة عن طريقة أخرى لإعادة تجفيف الحصى الجزئية باستخدام الغاز المخصص للبيع (GR1) وهو غاز خفيف وجاف.

هذا الغاز لديه ضغط عالي مما يمكننا من استخدامه في دورة التجديد لإعادة تجفيف الحصى الجزئية ونستطيع بهذا التعديل الاستغناء التام عن الضاغط K-401 المستعمل حالياً. وتبقى حلقة التجديد الموجودة حالياً عبارة عن حلقة معلقة قابلة للاستخدام. والمميز في هذا الاقتراح للتغيير هو تجنب توقف عام لمصنع معالجة الغاز UTG/GLA في حالة عدم توفر أو توقف الضاغط K-401 مما يضمن استمرارية الإنتاج.

الكلمات المفتاحية : التجديد . التجفيف . الحصى الجزئية . غاز البيع

SOMMERAIRE

Remerciement	I
Dédicace.....	II
List des tableaux.....	IV
List des figures	V
Les abrivation	VI
Résumé	VII
Sommaire.....	VIII
Introduction	01

CHAPITRE I : Généralités sur le gaz naturel

I. Généralités sur le gaz naturel.....	03
I.1. Introduction.....	03
I.2 Types des gaz naturels	03
I.3 Caractéristiques du gaz naturel	03
I.4 Gaz naturel dans le monde	05
I.4.1 Réserves de gaz	05
I.4.2 Production mondiale du gaz naturel	06
I.5.1. Le gaz naturel en Algérie	06
I.5.2 Richesse Algérienne en gaz naturel	07
I.5.3. Les réserves gazières en Algérie	08

CHAPITRE II : Présentation de la région

II-1 Situation géologique	10
II.2 Situation géographique	10
II.3 Les champs de la région HBK	11
II.3.1 Champs de HAOUD-BERKAOUI	12
II.3.2 champ de Guellala Centre (GLA)	12
II.3.3 Champs de BENKAHLA	13
II.4 Description du centre de Guellala	14
II.4.1 Description l'unité de traitement de gaz	14
Section de boosting	14
Section de stabilisation	15

Section de déshydratation.....	15
La Régénération des sécheurs	15
Section de réfrigération	16
Section de compression	17
Nouvelle ligne de compression	17
Section de fractionnement	18
Dééthaniseur.....	18
Débutaniseur.....	19

CHAPITRE III : La déshydratation

III. La déshydratation du gaz naturel.....	21
III.1. Introduction.....	21
III.1.2. Les Hydrates.....	21
III.1.2.1. Définition.....	21
III.1.2.2. Structures des hydrates.....	22
III.1.2.3 Facteur favorisant la formation d'hydrate	22
III.1.2.4. Conditions de formation des hydrates	22
III.1.2.5. Prévention contre la formation d'hydrate	23
III.2.1 Définition de la déshydratation	23
III.2.2 Les méthodes de la déshydratation	23
III.2.2.1 Déshydratation par compression et/ou refroidissement	24
III.2.2.2 Déshydratation par perméation gazeuse (membrane)	24
III.2.2.3 Déshydratation par absorption	25
III.2.2.4 Déshydratation par Adsorption	25
III.2.3 Phénomène d'adsorption	26
III.2.4 Types d'adsorbant	27
III.2.4.1 Le gel de silice	27
III.2.4.2 Les alumines actives (Al ₂ O ₃)	28
III.2.4.3 Les tamis moléculaires	28
III.2.5 Les Avantages et les inconvénients des unités de déshydratation par adsorption.....	28
III.2.5.1 Les avantages	28

III.2.5.2 Les inconvénients	29
III.3 Déshydratation par tamis moléculaires	29
III.3.1 Principe de l'adsorption	29
III.3.2 Caractéristiques des tamis moléculaires	30
III.3.3 Avantages et inconvénients des tamis moléculaires	31
III.3.3.1 Avantage.....	32
III.3.3.2. Inconvénients	32
III.4 Etude du système de déshydratation de l'unité GLA	33
III.4.1. Description du procédé de déshydratation.....	33
III.4.2 La Régénération	35

CHAPITRE IV : Partie calcul

IV.1 Introduction.....	37
IV.2. Calcul de la quantité de chaleur nécessaire pour la régénération	37
IV.2.1 Phase de chauffage	38
1. Pendant la période (A)	39
2. Pendant la période (B)	40
3. Pendant la période (C)	42
IV-3.1.3 La quantité de chaleur consommée pendant la période (C)	42
IV.2.2 La quantité de chaleur totale da la phase de chauffage	43
IV.2.3 Calcul de débit du gaz de régénération (gaz de vente) nécessaire pour le chauffage	43
IV.3.1 Phase de refroidissement	45
IV.3.2 Calcul de débit du gaz de régénération (gaz de vente) nécessaire pour le refroidissement	46
IV.4 Discussion des résultats.....	47
Conclusion	49
Bibliographes	50
Annexe.....	51

INTRODUCTOIN GENERAL

Introduction

L'énergie fait partie de l'univers dans lequel nous vivons. Elle existe sous différentes formes: le mouvement, la chaleur, la lumière ou l'électricité.

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 70. Il a été considéré comme sous-produit du pétrole, il était brûlé à la torche sur de nombreux gisements. Il a commencé à être utilisé aux Etats-Unis, dans l'industrie d'abord puis pour des usages domestiques en se substituant peu à peu au gaz manufacturé.

Actuellement, le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant. L'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental favorisent son utilisation dans plusieurs secteurs, notamment dans la génération d'électricité.

Le gaz naturel est un mélange souvent très riche en méthane et qui contient généralement en proportions décroissantes tous les hydrocarbures saturés jusqu'à des points d'ébullition supérieurs à 200°C. En outre il renferme en proportions variables de l'Azote, de gaz carbonique, des composés sulfurés ainsi que de l'eau provenant de la couche productrice. Il se trouve sous pression dans les roches poreuses du sous-sol, souvent en solution avec du pétrole brut ou du condensât.

Le gaz naturel utilisé dans différents domaines n'est pas tout à fait celui qui a été extrait des puits de production pour prétendre au titre de combustible, il doit être sec, c'est-à-dire de ne contenir ni eau ni hydrocarbures à l'état liquide. Débarrassé de ses composés acides ou de ses éléments toxiques, c'est la mission dévolue au traitement dont l'objet est par ailleurs de récupérer séparément, le cas échéant, les hydrocarbures qui pourraient être commercialisés comme l'éthane, le G.P.L (gaz de pétrole liquéfiés) ou condensât.

Dans ce domaine l'entreprise nationale SONATRACH vient d'installer une usine de gaz au centre de production de GUELLALA (région de Haoud Berkaoui) pour la récupération et le traitement du gaz des trois principaux champs de cette région : HBK, BKA, GLA, dont l'expédition de ces trois champs vers cette usine est assurée par trois stations de compression.

Les gisements de la région Berkaoui sont parmi les 10 importants champs pétroliers en Algérie, ils sont en exploitation depuis 1967 ; avec le temps les gisements se sont épuisés et les conditions d'exploitation sont devenues de plus en

plus difficile à cause de la chute de pression dans les puits et l'augmentation de la profondeur de ces derniers, pour cela on utilise la méthode d'injection du gaz lift (c'est le gaz associé extrait de ces mêmes gisements).

La production du gaz (gaz lift et gaz de vente) nécessite plusieurs unités de traitement effectuant plusieurs procédés pour assurer : les normes de sa composition, augmenter sa pression, produire en même temps le GPL. Ces unités comprennent plusieurs appareils et machines pour assurer leurs bon fonctionnements en toute sécurité, et l'économisassions de l'énergie consommée par ces unités, et surtout éviter des arrêts cela nécessite quelques modifications dans les anciennes unités. [1]

Dans le cas de l'unité de traitement de gaz UTG de Guellala, le compresseur K-401 est un facteur d'arrêt générale de l'unité, ce compresseur accroît la pression du gaz de régénération pour qu'il pouvait entrer dans l'échangeur E-401 qui a une pression plus élevée de celle de sécheur. Aussi bien que le gaz de régénération est un gaz lourd ce qui le rend un gaz contaminant (par les lourd qui reste en bas de la colonne après la phase de refroidissement).

Pour cela on étudie la possibilité de remplacer le gaz de régénération actuel par un autre gaz d'une autre source (gaz de vente 52 bar du RG1), et faire mettre ce compresseur en stand-by.

Notre approche était basée sur l'amélioration de la qualité de la régénération, en tenant compte faisabilité des modifications, et les techniques d'exploitation, mais aussi les coûts d'investissement.

Le projet comprend, essentiellement quatre chapitres :

Le premier chapitre, comprend des généralités sur le gaz naturel et quelques techniques de leur traitement.

Le second chapitre est consacré à la présentation de la région de HAUD BERKAOUI et le descriptif du procès de l'usine de GUELLALA (UTG).

Le troisième comprend la déshydratation et le système de la déshydratation de l'unité UTG/GLA.

Le quatrième chapitre, concerne partie calcule, et la discussions des résultats, et la conclusion.

CHAPITRE

I

Généralités sur le gaz naturel

I. Généralités sur le gaz naturel

I.1. Introduction :

Le gaz naturel brut est composé essentiellement d'hydrocarbure (gazeux liquide) dont le pourcentage et la nature changent suivant les régions d'extraction, et d'eau avec quelques impuretés de proportions variables (N_2 , CO_2 , H_2S , composés sulfurés,etc.)

Le gaz naturel se trouve sous pression dans les roches poreuses du sous sol ou on le trouve en solution avec du pétrole brut ou du condensât.

Depuis sa découverte il a été utilisé comme fuel ou a usage domestique, alors que maintenant il joue un rôle énergétique croissant. [2]

I.2 Types des gaz naturels :

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

- 1) **Gaz sec** : Ne formant pas de phase liquide dans les conditions de surface, le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures lourds.
- 2) **Gaz humide** : Formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane.
- 3) **Gaz à condensât**: Formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production, la phase condensée est riche en constituants lourds.
- 4) **Gaz associé** : Coexistant dans le réservoir avec une phase < huile > (gisement de pétrole). Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et les gaz dissous.

I.3 Caractéristiques du gaz naturel :

Au stade final de son exploitation le gaz naturel a les caractéristiques suivantes :

a) la masse volumique :

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en Kg/m^3 , elle est fonction de la température et de la pression, en dehors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards :

- Conditions normales : $T = 0^\circ C$; $P = 1 \text{ atm}$

➤ Conditions standards : $T = 15^{\circ}\text{C}$; $P = 1\text{atm}$

b) Volume massique :

Représente le volume occupé par unité de masse de gaz, il est donc l'inverse de la masse volumique et s'exprime en m^3/Kg .

c) La densité :

Elle est définie pour un gaz comme étant le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans des conditions bien déterminées de température et de pression, comme elle peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir à partir de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$\text{densité du gaz} = \text{masse moléculaire}/28.966 \quad [2]$$

d) Le pouvoir calorifique :

C'est la quantité de chaleur en Joules ou en calories dégagée lors de la combustion totale d'un mètre cube, d'un kilogramme ou d'une mole de gaz généralement à 15°C et sous la pression atmosphérique. L'unité du pouvoir calorifique est donc : (J/m^3) , (J/kg) ou (J/mol) . En d'autre terme, le pouvoir calorifique représente l'enthalpie de combustion par unité de volume, de masse ou de mole du gaz à la température de 15°C .

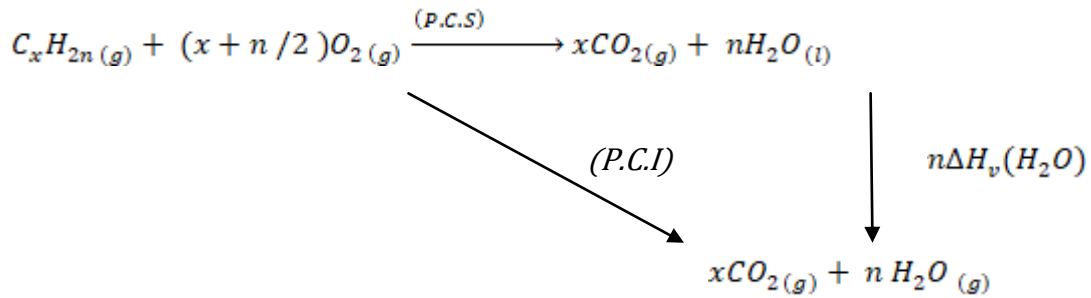
1. Le pouvoir calorifique supérieur (P.C.S) :

C'est le pouvoir calorifique du gaz mesuré ou calculé si l'eau dégagée de la combustion est sous forme d'un liquide.

2. Le pouvoir calorifique inférieur (P.C.I) :

C'est le pouvoir calorifique du gaz mesuré ou calculé si l'eau dégagée de la combustion est sous forme d'une vapeur.

Pour trouver la relation liant le (P.C.S) au (P.C.I) on analyse le schéma réactionnel de combustion d'un hydrocarbure, en supposant que la combustion dégage (n) moles d'eau :



Puisque le (P.C.S) et le (P.C.I) sont des chaleurs dégagées, alors il est évident que :

$$(P.C.S) < 0 \text{ et } (P.C.I) < 0$$

D'un autre coté on a : $(\Delta H_v) > 0$ alors d'après le schéma réactionnel ci-dessus il vient :

$$(P.C.I) = (P.C.S) + n(\Delta H_v)(H_2O)$$

On peut écrire l'équation précédente d'une autre façon en utilisant l'enthalpie de condensation de l'eau au lieu de son enthalpie de vaporisation, or : $\Delta H_{vap} = -(\Delta H_{cond})$ alors il vient :

$$(P.C.S) = (P.C.I) + n(\Delta H_{cond})(H_2O)$$

e) La composition chimique :

Elle représente le pourcentage des éléments et des composés dans le gaz, elle est utilisée pour l'étude de la vaporisation, le calcul du poids moléculaire et pour la détermination de certaines autres propriétés en fonction de la pression et /ou de la température telles que la compressibilité, la densité...etc.

La composition du gaz peut aussi être donnée en fractions massiques des constituants.
[3]

I.4 Gaz naturel dans le monde :

I.4.1 Réserves de gaz :

La comparaison des taux d'épuisement des ressources d'hydrocarbures constate que le gaz naturel est une ressource énergétique relativement peu exploitée par rapport au pétrole brut.

En janvier 2004 les réserves totales de gaz dans le monde sont estimées à 202.404 Gm³ plus de 2,2% par rapport à l'année de 2000 dont 146.800 Gm³ de réserves récupérables prouvées. Les réserves prouvées de gaz représentent, en équivalent énergétique, plus de 95 % des réserves prouvées de pétrole brut. .

La plus forte part (40%) des réserves totales se trouve en Europe de l'Est, Asie du Nord. En ce qui concerne les réserves prouvées, elles se situent pour 38% en Europe de l'Est, Asie du Nord et 31% au Proche-Orient, les parts des autres régions étant toutes inférieures à 10%.

Par comparaison avec le pétrole brut, dont les deux tiers des réserves prouvées se trouvent au Proche-Orient, le gaz naturel représente une diversification géographique des sources d'énergie dans le monde.

Après trois années de production, les réserves estimées ont encore augmenté de 4% rapport à celles du janvier 1999. L'augmentation est particulièrement importante dans les régions d'Europe de l'Est Asie du Nord et d'Amérique du Nord.

Cette augmentation suit et confirme celle de 22% constatée en 1996 et 1999 et tient en grande partie à l'impact des nouvelles technologies sur le niveau de récupération des réserves avec des prix des énergies quasiment stables : l'essentiel de l'évolution est dû à de nouvelles estimations des ressources des champs de gaz déjà connus. [2]

I.4.2 Production mondiale du gaz naturel

La production mondiale totale à la fin de 2010 était de 3193,3 milliards de mètres cubes en croissance de 7,3% par rapport à l'année précédente.

Bien que la production ait augmenté dans toutes les régions, la croissance la plus rapide a été enregistrée au Moyen-Orient et en Afrique. Entre 1990 et 2010, la production a progressé rapidement dans toutes les régions sauf en Europe & Eurasie et l'Amérique du nord. Une hausse de la production de gaz naturel dans le monde est anticipée en raison des projets d'exploration et d'expansion planifiée en prévision d'une demande future haussière.

I.5.1. Le gaz naturel en Algérie :

L'Algérie a une importante industrie du gaz naturel, et une importante productrice de gaz au niveau mondial.

L'Algérie reste le leader mondial pour la production et la commercialisation de condensât, et elle est également.

Le deuxième exportateur mondial de GPL et du gaz naturel liquéfié GNL, une particularité à soulignée est que l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction du gaz naturel qui lui permettent de le commercialiser sous forme liquide, en le transportant en Amérique du nord et l'Europe par les méthaniers.

Parallèlement à ce mode de transport l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement Hassi R'mel à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc trans-méditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie. [4]

La fiabilité et le succès de ce gazoduc ont permis à l'Algérie de prévoir de nouvelles perspectives de commercialisation vers l'Europe, en construisant un autre ouvrage grandiose qui est le gazoduc Maghreb-Europe via l'Espagne.

L'union européenne reste la principale destination des exportations algériennes, puis qu'elle est destinataire de 75% des tonnages exportés, suivit des états unit a 20%, l'Amérique du sud à 5% et d'autre pays à 4%.

I.5.2 Richesse Algérienne en gaz naturel

L'Algérie possède des réserves immenses en gaz naturel à savoir le champ de Hassi R'mel, qui est le plus grand à l'échelle mondiale et celui de Ain- Salah qui sera exploité en l'an 2002. L'Algérie est placée au quatrième rang, en possédant 10% environ des réserves mondiales.

- L'exploitation de gaz naturel en provenance de l'Algérie atteindra 80 milliards m³ de production, Autrement dit l'Algérie deviendra le premier exportateur dans ce secteur.

La production algérienne du gaz naturel assurée par principaux gisements a atteint selon les estimations 2350 milliards m³ dont :

- 750 milliards de m³ de gaz commercial.
- 344 milliards de m³ de gaz de réinjection.
- 330 milliards de m³ de condensât.
- 100 millions de tonnes de GPL.

En outre, l'amont algérien recèle des potentiels d'augmentation de la production des hydrocarbures notamment gazeux, à proximité d'un marché

demandeur en plein expansion, c'est le cas de l'importante région gazière de Hassi-R'mel où les réserves prouvées avoisines les 250 milliards de m³.

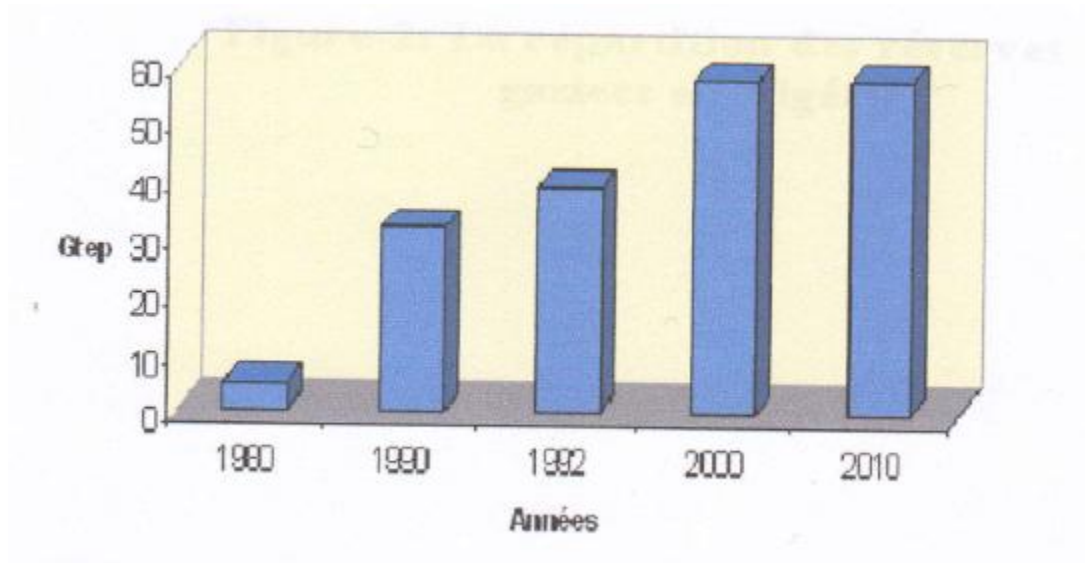


Figure (1) production de gaz naturel en Algérie

I.5.3. Les réserves gazières en Algérie

En janvier 2003 les réserves prouvées de gaz naturel sont estimées à 4,077.109m³. Au cours des dix dernières années les bassins de Berkine et d'Illizi ont enregistré les taux de réussite les plus élevés dans l'exploration, avec respectivement 51% et 50%

Parmi les autres bassins de Berkine qui se classent comme les plus fructueux figure le bassin d'Oued -Mya ou ils ont effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de Timimoun et Hassi Messaoud. (Voir figure 2). Il est estimé actuellement que des investissements de l'ordre de 7 Milliards de \$ devront être débloqués les prochaines années afin de développer toutes les découvertes réalisées. [4]

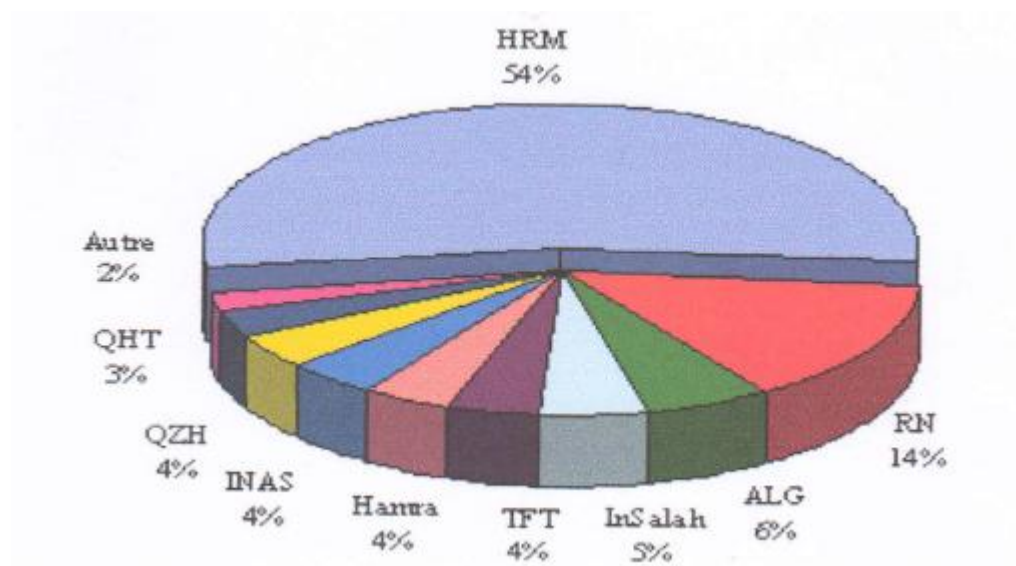


Figure (2) la répartition de réserves gazières en Algérie

CHAPITRE

II

Présentation

de la région

II-1 Situation géologique

La région de Haoud Berkaoui fait partie du bassin de Oued-Mya, ce dernier se situe dans la partie Nord du Sahara Algérien, elle se localise exactement dans la province centrale. La région de Haoud Berkaoui se situe au nord de la dépression d'Oued-Mya (Bloc 438). Cette structure se trouve dans la partie la plus subsidence orientée Nord-est/Sud-ouest, cette dernière séparée du bourrelet d'Erg Djouad par un sillon dont l'amplitude varie de 200 à 400Km, sa largeur varie de 25 à 30 Km au sud-ouest et de 08 à 10 Km au Nord-est. [4]

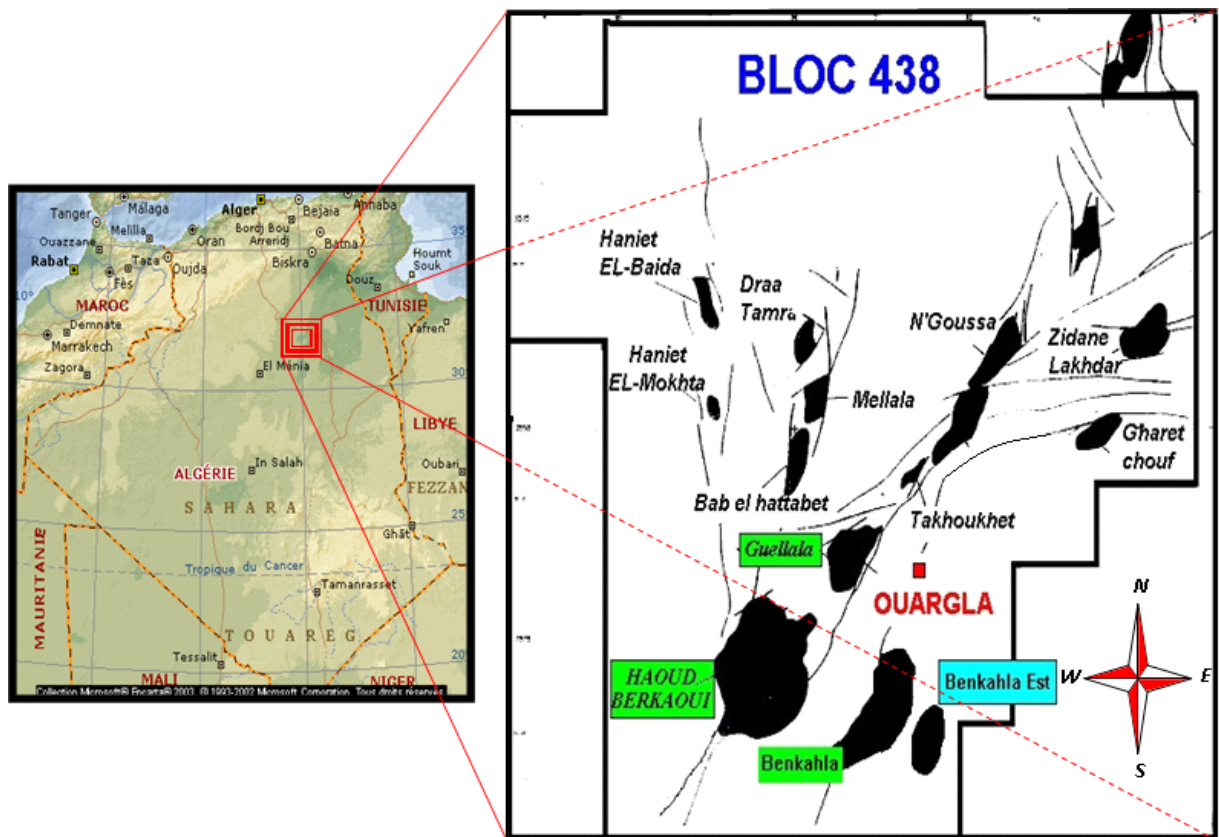


Figure (3) Situation géologique du gisement de Haoud Berkaoui.

II.2 Situation géographique

La région de Haoud Berkaoui représente l'une des dix principales zones productrices d'hydrocarbures du Sahara algérien. Sur la route RN° 49 dite des pétroliers reliant Ghardaia à Hassi Messaoud, et à 35 Km au sud-ouest d'Ouargla, un carrefour indique la présence d'un champ pétrolier, il s'agit de la région de Haoud Berkaoui. Cette région est située à 100 Km de Hassi Messaoud, à 770 Km au sud de

la capitale, elle est très importante en raison de sa part de production des hydrocarbures du pays.

Elle s'étend du sud-est de Ghardaïa jusqu'au champ extrême Boukhzana, près de la route de Touggourt. A ce jour-là, 100 puits sont en exploitation, répartis sur l'ensemble des champs, dont 73 en gaz lift, et 27 éruptifs. La production cumulée depuis l'origine est de 86 millions de m³, pour des réservoirs globaux en place de 472 millions de m³. Toutes les quantités d'huiles et de gaz récupérées sont acheminées vers les différents centres de production de la région. [5]

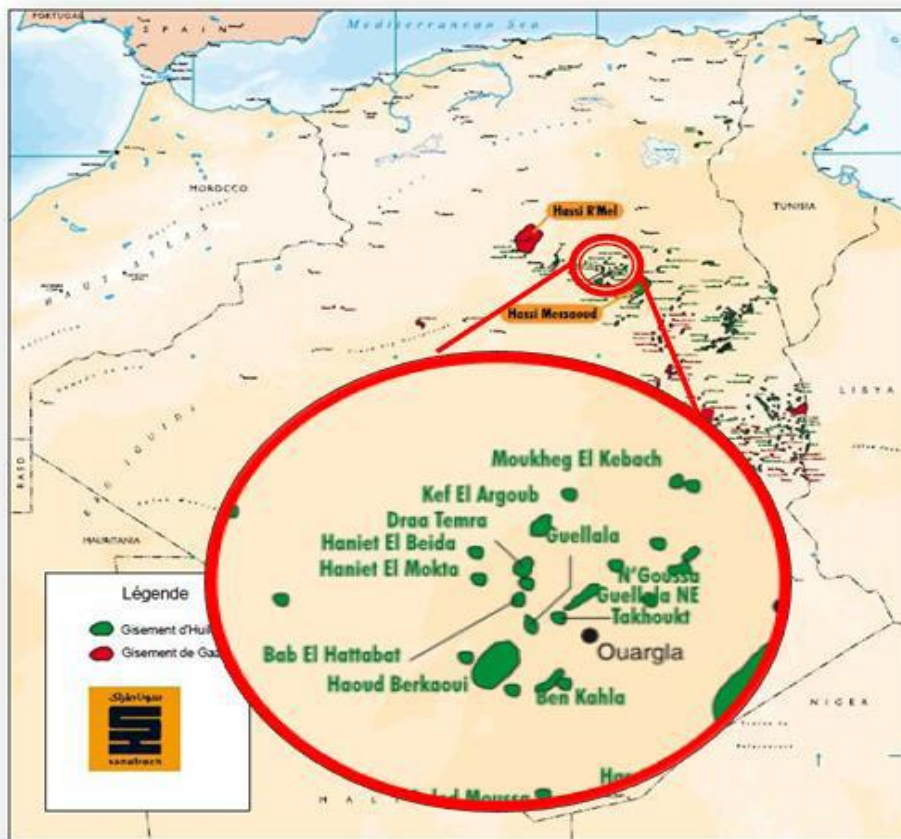


Figure (4) Situation géographique de la Direction Régionale HAUD BERKAOUI.

[6]

II.3 Les champs de la région HBK :

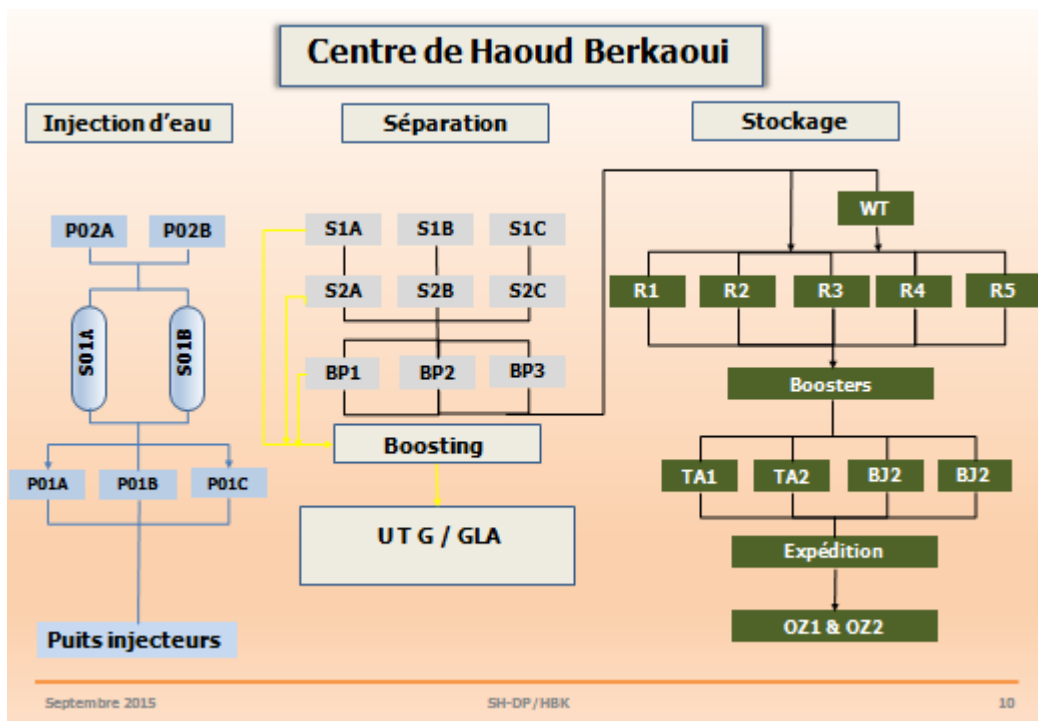
La région de Haoud Berkaoui se compose de plusieurs champs producteurs d'hydrocarbures, occupant une superficie totale estimée à 6000 km². Afin de faciliter l'exploitation de ces champs, la direction régionale Haoud Berkaoui a été divisée en plusieurs champs distincts:

II.3.1 Champs de HAOUD-BERKAOUI :

Activités :

1. Séparation primaire, stockage et expédition de pétrole.
2. Récupération des gaz torchés, compression et expédition du gaz vers UTG/GLA
3. Traitement des eaux huileuses.
4. Injection d'eau dans le gisement pour le maintien de pression dans le réservoir.

Le centre de production de HBK se compose d'une unité de séparation d'huile avec une capacité de 8000m³/jour, d'une autonomie de stockage de 13000m³, d'une unité de compression de gaz de 1 million m³/jour, et d'une unité d'injection d'eau de 2000m³/jour et d'une station déshuilage d'une capacité de 2400m³/jour.



Figure(5): Centre de Haoud Berkaoui

II.3.2 champ de Guellala Centre (GLA) :

Date de mise en service : Unité traitement huile en 1976, UTG gaz 1992

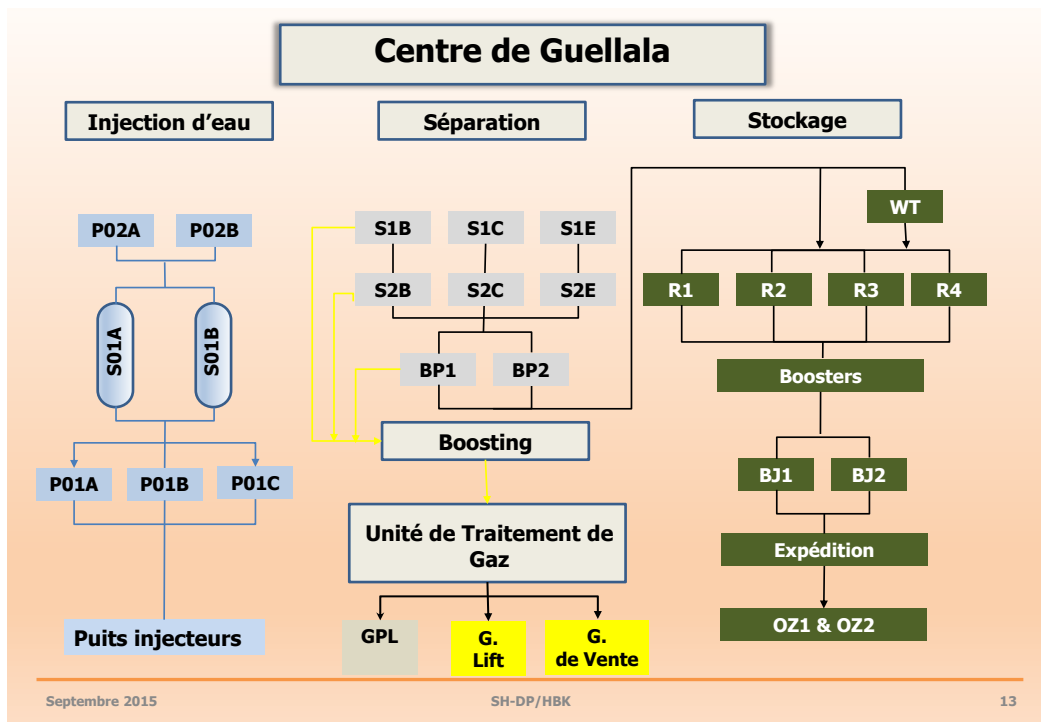
Activité : traitement huile, séparation, stockage et expédition brut

Traitement gaz, compression, séparation, séchage, refroidissement, fractionnement (C5), stockage (C3+) expédition GPL (C3+)

Traitement des eaux huileuses

Le centre de production GLA se compose d'une unité de séparation d'huiles d'une capacité de 7 000 m³/J, d'une unité de stockage de 15 000 m³/j, d'une unité d'injection d'eau d'une capacité de 250 m³/h, d'une unité de déshuilage d'une capacité de 10 m³/h, et d'une unité de Boosting gaz de 762 000 m³/j Sur une superficie de 35 Km².

Cette station est également dotée d'une unité de traitement de gaz d'environ 2.4 millions m³/j, sa capacité de récupération est estimée à 500 tonnes par jour, de GPL et de 90 tonnes par jour pour les condensats. [6]



Figure(6) Centre de Guellala

II.3.3 Champs de BENKAHLA :

Activités :

Traitement primaire en HP, expédition brut vers CP/HBK.

Récupération des gaz torchés, compression et expédition du gaz vers UTG/GLA.

Traitement des eaux huileuses.

Découvert en 1966 sur une superficie de 72km². Le champ de Benkahla a été mis en production en 1969. Il est composé d'une unité de séparation d'huiles de 5000m³/jour et d'une unité de compression de gaz de 560.000m³/jour, d'une unité d'injection d'eau 2000m³/jour et d'une station déshuilage de capacité de traitement de

480m³/jour. Toute la production d'huile est expédiée vers le centre de production de HBK. [6]

II.4 Description du centre de Guellala

II.4.1 Description l'unité de traitement de gaz

Section de boosting

La section de boosting de Guellala se compose d'un seul train de compression, le gaz BP est emmené vers un ballon d'aspiration (V300), où les entraînements de pétrole brut sont enlevés et recueillis dans le ballon (V304), ensuite aux séparateurs BP existant sous pression de gaz HP, puis le gaz est comprimé jusqu'à la pression de gaz MP (2 bars) par la soufflante K300.

Le gaz BP ainsi comprimé sera mélangé avec le gaz provenant des lignes de torche MP, et d'appoint du V401, et introduit dans le ballon d'aspiration V301 du 1^{er} étage du compresseur K301, où les gouttelettes d'huile entraînées sont éliminées et renvoyées vers le séparateur MP.

Le gaz provenant du séparateur HP passe dans le ballon d'aspiration V302, où les entraînements de pétrole brut sont enlevés et renvoyés vers le séparateur BP, puis le gaz pénètre dans le 2^{ème} étage du compresseur K301 mélangé au gaz HP provenant du 1^{er} étage sera comprimé jusqu'à 26 bars, à la sortie du compresseur de gaz est refroidi à l'aide d'un aéro réfrigérant E301, le gaz ainsi refroidi est envoyé vers l'usine de traitement UTG, En passant par le ballon de rétention d'eau V 303, dans lequel l'eau est évacuée vers le borbier.

Conditions opératoires

Pression d'aspiration (MP+BP) =21.3 bars.

Température d'aspiration (MP+BP) =41°C.

Pression d'aspiration : 10 bars.

Température de d'aspiration (HP) =37°C.

Pression de refoulement : 26 bars.

Température de refoulement : 130°C.

Capacité totale de boosting : 765 103 st m³/J. [8]

Section de stabilisation

L'alimentation de l'usine de traitement de gaz UTG est assurée par les gaz bruts, provenant des trois stations de boosting de HBK, BKH, et GLA, mélangés au niveau du collecteur (manifold) d'entrée, puis introduits dans le ballon piège à liquide V401, pour éliminer l'eau et récupérer le maximum de condensât au fond du ballon par les pompes P401A/B, le gaz sortant du ballon V401 est refroidi à 25°C dans le refroidisseur à propane E401, puis envoyé vers le ballon de séparation V402 situé en amont des sécheurs, l'eau est évacuée vers borbier et les condensâts sont récupérés du fond du ballon par les pompes P402A/B, les deux refoulements des pompes de condensâts alimentent la colonne de stabilisation, où le fond est réchauffé jusqu'à 138°C par le rebouilleur E402 à huile chaude (gasoil), et les vapeurs de tête sont recyclées en amont du refroidisseur à propane E401, les condensâts ainsi stabilisés sont acheminés vers la colonne C702.

Conditions opératoires

Température de tête : 51°C.

Pression de fond : 26.5 bars.

Température de fond : 138°C. [5]

Section de déshydratation

Les vapeurs provenant du ballon séparateur V402, sont envoyés aux sécheurs de gaz

V-403-A/B/C, puis passeront par la section de séparation à basse température.

Le système de séchage est constitué de trois lits, dont deux lits fonctionnent en adsorption et un lit en régénération. Le gaz séché est filtré au moyen de filtre à poussière Z-401 et ce pour éliminer les poussières de déshydratant et d'autres matières.

La Régénération des sécheurs

Le gaz de régénération est tout d'abord chauffé dans le réchauffeur de gaz de régénération

H-401 ce qui permet de ramener sa température à 280°C.

Puis il sert de régénérateur du Sécheur. A la sortie de ce dernier, le gaz de régénération, est refroidi au niveau du refroidisseur E-403 et est envoyé au ballon séparateur V-404 où l'eau sera éliminée.

Les vapeurs sortants du ballon séparateur de gaz de régénération sont recyclés vers le refroidisseur de gaz d'alimentation E-401 par les compresseurs de gaz de régénération K-401-A/B. la commande marche/arrêt du réchauffeur de gaz de régénération est effectuée automatiquement à l'aide du contrôleur de séquence de régénération de sécheur. [6]

Conditions opératoires

Débits : 4020 Nm³/h.

Température de service : 209°C.

Pression de service : 22 bars.

Température de cycle de régénération : 3 heures.

Température de service : 6 heures.

Section de réfrigération

Le gaz séché est refroidi dans un échangeur à plaque E601/ E602/E603, à – 22°C à l'aide de la boucle de propane, et puis envoyé au séparateur froid V600, le gaz sortant du haut du séparateur V600 est mélangé avec le gaz du ballon de reflux V701, en suite réchauffé dans l'échangeur à plaque à contre-courant à 23°C, puis dirigé vers les ballons d'aspiration V607A/B compresseur de gaz de vente K603A/B ou V609 pour le nouveau train de compression K605/ K606.

Les hydrocarbures liquides du séparateur V600 sont pompés par la pompe d'alimentation du déméthaniser P601A/B, réchauffés dans l'échangeur à plaque à 23°C et sont utilisés comme alimentation du déméthaniser. [8]

Conditions opératoires

Température d'entrée : 27°C.

Température de sortie : -22°C.

Gaz froid du ballon V600

Température d'entrée : -18°C.

Température de sortie : -23°C.

Section de compression

L'ancienne ligne de compression

Le gaz du séparateur froid V600, et du ballon de reflux du déméthaniser V701 sont évacués vers les ballons d'aspirations des compresseurs de gaz de vente K603A/B, chaque compresseur ayant une capacité de 50% du débit normal portent le gaz à 73 bars à la sortie des compresseurs, le gaz est refroidi par les aéroréfrigérants E605A/B, de 130°C à 60°C, une partie est envoyée vers les lignes de 48", GR1/GR2 reliant Alarar- Hassi R'mel , l'autre est envoyée vers la section de gaz lift (21%) du gaz de vente.

Conditions opératoires

Pression d'aspiration : 22 bars.

Température d'aspiration : 23 °C.

Pression de refoulement : 73 bars.

Température de refoulement : 60 °C.

Une partie du gaz de vente 424 103 Nm³/J, passe dans les ballons d'aspiration V608 et V606, montés en série pour être comprimée par le compresseur alternatif de gaz lift K604A/B, à une pression de 142 bars, le gaz ainsi comprimé est refroidi par l'aéroréfrigérant E606 de 118°C à 60°C , puis il est envoyé vers les puits équipés du système de gaz lift pour les trois champs HBK, BKA et GLA. [8]

Conditions opératoires :

Pression d'aspiration : 72 bars.

Température d'aspiration : 60°C.

Pression de refoulement : 142 bars.

Température de refoulement : 60°C.

Nouvelle ligne de compression

Elle a été installée pour remplacer l'ancienne ligne qui reste prête à démarrer en cas d'indisponibilité de la nouvelle. Les vapeurs de tête du ballon V600 sont

acheminées vers le ballon d'aspiration V609 où d'éventuelles gouttelettes d'hydrocarbures seront récupérées. Ces vapeurs sont ensuite aspirées par le premier compresseur K605 pour être comprimées jusqu'à 70 bars avant d'être envoyées vers l'aéroréfrigérant E608 où elles vont être refroidies jusqu'à 60°C. Ces gaz sont envoyés dans le ballon V610 pour récupérer les liquides qui risquent de se former après le refroidissement.

Contrairement au compresseur de gaz lift K604 qui n'aspire que la quantité dont on a besoin, dans le nouveau compresseur K606 tout le gaz déjà comprimé à 70 bars est aspiré et comprimé jusqu'à 140 bars. Il est de nouveau refroidi dans l'aéroréfrigérant E609 jusqu'à 60°C et envoyé dans le ballon V611 pour récupérer les liquides qui peuvent se former après refroidissement. Les gaz ainsi comprimés et refroidis sont acheminés jusqu'au manifold du départ du gaz lift.

Dans l'ancienne ligne, la pression du gaz lift est réglée par la vanne de décharge PV605, dès que la pression dans la ligne du gaz lift dépasse le point de consigne (140 bars) la vanne s'ouvre et soulage la ligne et l'excès de pression est renvoyé vers le ballon V608. Quant au gaz de vente, sa pression est réglée par la vanne PV604, dès que la pression augmente en amont de celle-ci elle s'ouvre pour soulager vers le départ gaz de vente.

Par contre, dans la nouvelle ligne de compression tout le gaz est comprimé jusqu'à 140 bars. La pression de la ligne du gaz lift est réglée par la vanne PV1024, dès que la pression en aval de celle-ci dépasse la valeur du point de consigne elle se ferme et freine le gaz qui va créer une pression en amont de la vanne, dans ce cas la vanne PV1022 s'ouvre pour soulager cette augmentation de pression et envoyer le gaz vers le ballon V612 après lui faire subir une détente jusqu'à 70 bars. Cette détente provoque une chute de température susceptible de liquéfier les composés lourds du gaz d'où l'installation d'une ligne de chauffage depuis l'amont de l'aéroréfrigérant E609 jusqu'au ballon V612 et dont le débit est contrôlé par la vanne TV1025. [5,6]

Section de fractionnement

Dééthaniseur

Les hydrocarbures liquides provenant de la section de réfrigération alimentent le dééthaniseur C701, au moyen de la pompe P601A/B, au niveau du 15ème plateau.

Le gaz sorti de la tête de la colonne est partiellement condensé dans le condenseur de tête V701 par propane réfrigérant , et séparé dans le ballon de reflux du dééthaniseur V701, le liquide du ballon de reflux totalement pompé par la pompe P701 vers le premier plateau du dééthaniseur, et le gaz est préchauffé dans la section de réfrigération, et envoyé aux compresseur de gaz de vente k603A/B. Les condensâtes du fond sont stabilisés par un rebouilleur (condensât/ huile chaude) E702 et envoyés comme 2ème charge au débutaniseur C702, sous contrôle de niveau.

Conditions opératoires

Pression de tête : 24 bars.

Température de tête : -6°C.

Pression de fond : 25 bars.

Température de fond : 89°C.

Nombre des plateaux : 38.

Débutaniseur

L'alimentation est assurée par les hydrocarbures liquides provenant des fonds des colonnes de stabilisation C401, et dééthaniseur C701 , le gaz de tête est totalement condensé dans l'aéroréfrigérant E703, et recueilli dans le ballons de reflux V702 , La pompe P702A/B assure un débit de reflux pour maintenir la température de tête de colonne, et véhicule le GPL produit vers les sphères de stockage T-701A/B. après refroidissement à 45°C dans l'échangeur à propane E706. Les condensats du fond de la colonne C702 sont stabilisés par le rebouilleur E704 à huile chaude et envoyés vers le séparateur MP existant dans le centre de production de Guellala, après refroidissement dans l'aéro réfrigérant E705.

Conditions opératoires

Pression de tête : 14 bars.

Température de tête : 65,7°C.

3Pression de fond : 15,3 bars.

Température de fond : 110°C.

Nombre des plateaux : 38.

Alimentation au niveau du 22ème plateau provenant du C401.

Alimentation au niveau du 13ème plateau provenant du C701. [5,6]

CHAPITRE

III

La déshydratation

III. La déshydratation du gaz naturel

III.1. Introduction

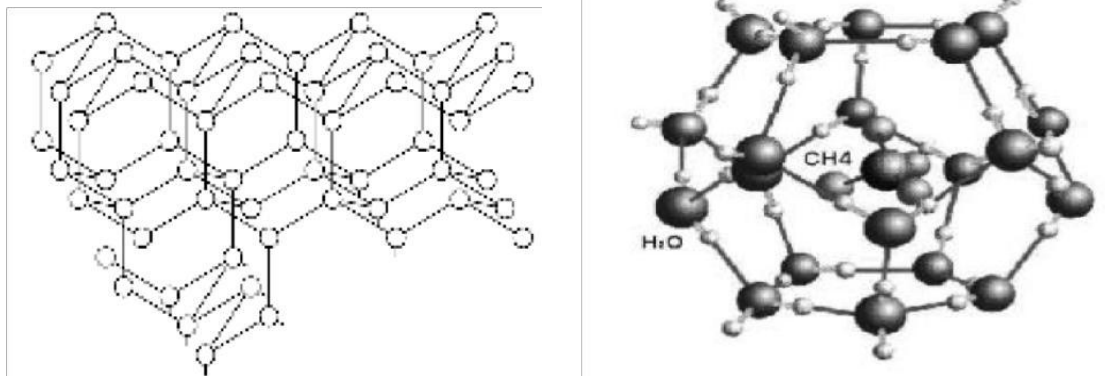
La déshydratation est un procédé d'élimination des molécules d'eau liquide ou vapeur contenues dans le gaz, par utilisation des moyens physiques ou chimiques afin d'éviter les problèmes suivants :

- Risque de corrosion des pipes (surtout en présence des gaz acides tels que CO_2 et H_2S).
- Risque de formation des hydrates causant le bouchage des conduites et des installations de production et de transport.
- Écoulement diphasique et augmentation de la perte de charge.
- Risque de solidification dans les procédés cryogéniques.
- Diminution du pouvoir calorifique du gaz. [3]

III.1.2. Les Hydrates

III.1.2.1. Définition

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



Figure(7) : Structure cristalline de la glace (a) et de la cavité unitaire d'hydrates (b)

III.1.2.2. Structures des hydrates

En présence d'un gaz léger, les molécules d'eau peuvent former une structure cristalline régulière comprenant des cavités ou cages, dans laquelle sont piégées les molécules de gaz.

Il y a deux structures cristalline pour les hydrates sont:

- Les petites molécules des gaz (C_2H_4 , C_2H_6 , et H_2S) forment avec l'eau, un corps centré de structure cubique s'appelle (structure -I).
- Les grandes molécules (C_3H_8 et $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$) forment la (structure-II) avec 17 molécules d'eau par une molécule du gaz [7]

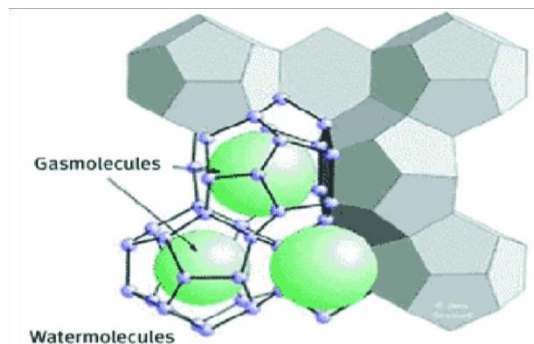


Figure (8) structure des hydrates.

II.1.2.3 Facteur favorisant la formation d'hydrate

- Les basses températures.
- Les hautes pressions.
- La turbulence d'écoulement.

III.1.2.4. Conditions de formation des hydrates

Il y a formation d'hydrates lorsque les conditions suivantes sont simultanément réalisées :

Présence d'eau liquide :

Un gaz naturel saturé ou non en eau ne donne pas lieu à la formation d'hydrates. Celle-ci ne peut intervenir qu'en présence d'eau liquide par exemple

libérée par le gaz au cours d'un changement des conditions de pression ou de température

Présence d'hydrocarbures légers :

Seuls les quatre premiers hydrocarbures (méthane, éthane, propane, butane) sont, susceptibles de former des hydrates en présence d'eau liquide. A ce jour, on n'a jamais mis en évidence la formation d'hydrates de Pentane et d'homologues supérieurs. D'autres corps tels que le gaz carbonique ou l'hydrogène sulfuré peuvent également former des hydrates avec l'eau.

NB : Réalisation de certaines conditions de température et de pression :

En plus des conditions précédentes, pour que les hydrates puissent se former, il faut pour un gaz donné que la pression soit suffisamment élevée et la température suffisamment basse. [9]

II.1.2.5. Prévention contre la formation d'hydrate

- Réduction de la pression de service, ceci n'est pas possible car au cours de sa détente, sa température chute en favorisant la formation des hydrate ceci nécessite l'injection des inhibiteur.
- Augmentation de la température au-dessus de celle du début de formation d'hydrates.
- Injection d'inhibiteur de formation d'hydrate : ce sont des produits chimiques abaissant le point de formation d'hydrate tel que le méthanol et les glycols.
- Déshydratation du gaz à un point de rosée plus faible, ceci est possible par des adsorbants qui éliminent le maximum d'eau. [9]

III.2.1 Définition de la déshydratation

La déshydratation est la technique de prévention d'hydrates la plus commune appliquée aux centres de traitement de gaz. Les systèmes de protection peuvent aussi réduit le débit d'eau dans les conduites en évitant le phénomène de Canning.

III.2.2 Les méthodes de la déshydratation

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

III.2.2.1 Déshydratation par compression et/ou refroidissement

La teneur en eau du gaz naturel au point de saturation diminue lorsque la pression augmente ou lorsque la température diminue. Par conséquent la compression et/ou le refroidissement sont généralement utilisés comme étape de pré-déshydratation, avant un procédé d'adsorption ou d'absorption. La température qui puisse être atteinte est déterminée par le point de formation des hydrates. [10]

III.2.2.2 Déshydratation par perméation gazeuse (membrane) :

Les procédés de séparation utilisent la séparation par passage sélectif (perméation) d'un ou plusieurs composants. La composition de la matière passant à travers la membrane est donc différente de la composition de celle retenue par la membrane. Ce type d'opération est schématisé sur la figure (9) En pratique, les membranes sont intégrées dans un support pour former ce que l'on appelle un module. Dans cette figure, le flux passant à travers la membrane est appelé perméat, et le flux retenu par la membrane est appelé rétentat. La différence de pression entre le flux entrant et le flux du perméat crée la force motrice de la séparation, la fraction du flux d'entrée qui passe à travers la membrane est appelée taux de conversion. [3]

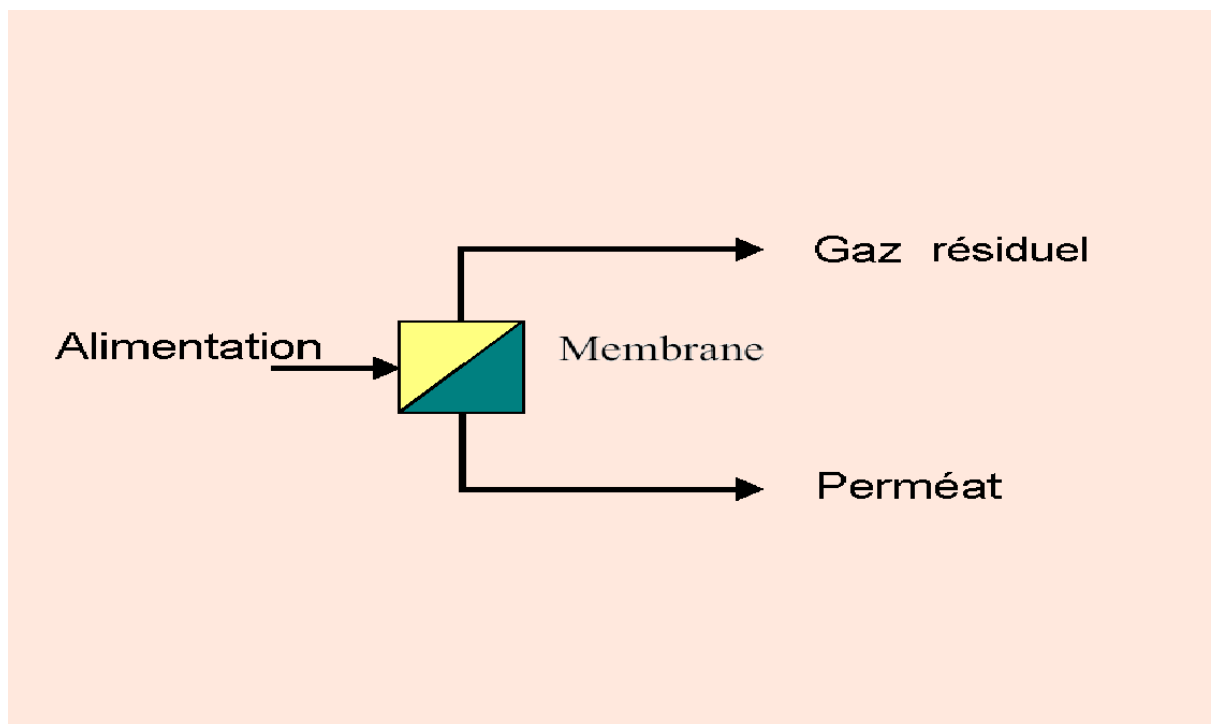


Figure (9) Déshydratation par membranes de perméation

III.2.2.3 Déshydratation par absorption :

La déshydratation des gaz est assurée dans ce cas par lavage à contre courant avec un solvant présentant une forte affinité pour l'eau, ce solvant est un glycol.

Le gaz déshydraté sort en tête de colonne, le glycol sort au fond, et il est régénéré par le gaz chaud et recyclé. Généralement les deux composés organiques utilisés sont, le di-éthylène glycol (DEG) et le tri-éthylène glycol (TEG). Ces deux solvants sont utilisés le plus fréquemment pour la déshydratation du gaz naturel dans les gazoducs plutôt que dans les usines cryogéniques. En général, les glycols sont limités aux applications où il est nécessaire d'avoir des points de rosée compris entre -200 °C et -500 °C. On peut aussi injecter le méthanol qui est utilisé dans les systèmes de collecte de gaz naturel et dans les conduites de transport. Dans les usines de traitement de gaz, des injections intermittentes de méthanol sont fréquemment utilisés lorsqu'il existe une légère formation d'hydrates. [10]

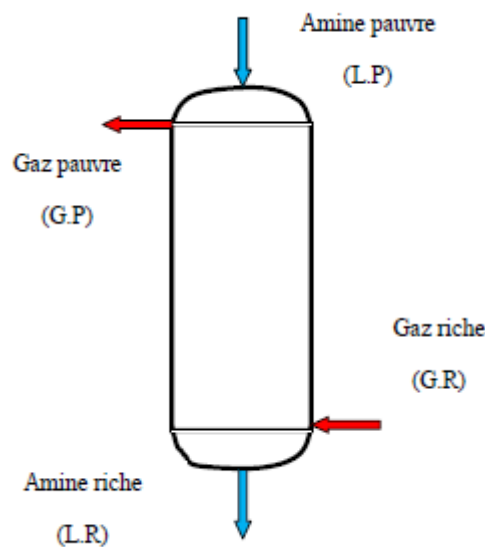


Figure (10) Schéma d'un absorbeur

III.2.2.4 Déshydratation par Adsorption :

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

dépendent des réactions ou des interactions physiques. En générale il existe deux types d'adsorption :

L'adsorption physique :

Utilisée pour le traitement de gaz, caractérisée par :

- Mise en jeux des forces résiduelles de Van Der Waal.
- Elle est exothermique (dégagement de chaleur).

L'adsorption chimique :

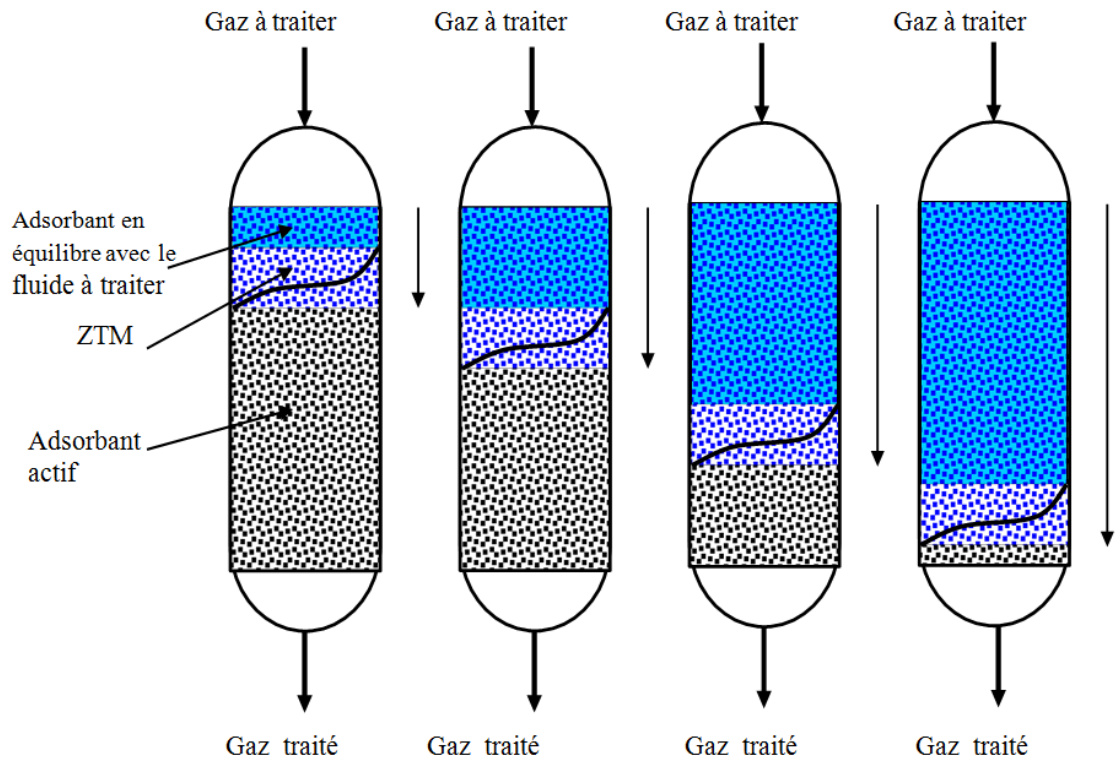
Utilisée dans le domaine catalytique, caractérisée par :

- Mise en jeux des forces d'attraction dues aux liaisons chimiques ioniques.
- Elle est sélective mais la désorption nécessite une température très élevée.

[10]

III.2.3 Phénomène d'adsorption :

Dans le traitement dynamique dans lequel un gaz non adsorbable contenant un constituant adsorbable est introduit iso-thermiquement sur un lit de longueur considérable. Au fur et à mesure que le procédé d'adsorption contenu, il s'établira une zone appelée zone de transfert de masse (ZTM), zone dans laquelle la concentration d'adsorbât varie de la saturation (100 %) à une concentration presque nulle (0%). Par conséquent, un sécheur aura deux zones, une zone en équilibre ou saturée, et une zone de transfert de masse comme l'indique la figure(11). [10]



Figure(11) : Evolution de la zone de transfert de matière au cours du temps

III.2.4 Types d’adsorbant :

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

III.2.4.1 Le gel de silice :

Le gel de silice compte parmi les principales substances adsorbantes et se prête à de nombreuses applications. C’est une forme d’acide silicique composée de granulés irréguliers et poreux. Le gel de silice est compatible avec tous les matériaux à l’exception des substances fortement alcalines et de l’acide fluorhydrique. Il ne dégage aucune fumée, est totalement inodore et n’attaque pas les métaux. La très grande surface interne du gel de silice se répartit en un nombre infini de pores microscopiques qui lui permettent d’adsorber jusqu’à 36 % de son propre poids sans modification structurelle. Le gel de silice se régénère à 130°C. Ce processus peut être continuellement renouvelé sans dégradation de l’efficacité du gel. C’est un produit

dur, granulaire, très poreuses et disponible sous forme de poudre ou des grains, utilisé généralement pour la déshydratation de l'air. [10]

III.2.4.2 Les alumines actives (Al₂O₃) :

L'alumine activée est une forme poreuse, amorphe et partiellement hydratée d'oxyde d'aluminium (Al₂O₃) contenant de très petites quantités d'autres matériaux. Elle a une capacité plus faible que le gel de silice mais elle peut sécher le gaz à un point de rosée de -75°C (environ 1 ppmv H₂O). L'alumine est commercialisée sous forme de poudre granulée et utilisée comme déshydratants pour les gaz et les liquides avec une capacité d'adsorption est pratiquement faible. [10]

III.2.4.3 Les tamis moléculaires :

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

Cette sélectivité de tamisage qui repose sur la taille des molécules à laquelle il a été ajoutée une préférence sélective pour les molécules polaires ou polarisables, augmentée d'une haute capacité dans des larges conditions opératoires, donne aux tamis moléculaires un très haut degré de sélectivité d'adsorption. [7]

III.2.5 Les Avantages et les inconvénients des unités de déshydratation par adsorption:

Par rapport aux autres systèmes, les unités de déshydratation par agents desséchant solides offrent les avantages et les inconvénients suivants :

III.2.5.1 Les avantages :

- Aptitude de fournir des points de rosée inférieur à -60°C.
- Insensibilité aux variations modérées de la température du débit et de la pression de gaz.
- Simplicité de fonctionnement et de conception des unités.

- Insensibilité aux problèmes de corrosion et de moussage.
- Adaptation à la déshydratation de très faible quantité de gaz a faible coût.

III.2.5.2 Les inconvénients :

- Coût initial important.
- Chute de pression en générale plus élevée.
- Susceptibilité a la consommation et a la dégradation.
- Besoin calorifique relativement important.

III.3 Déshydratation par tamis moléculaires :**III.3.1 Principe de l'adsorption :**

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

Le procédé d'adsorption le plus employé est l'adsorption dans un ballon, le gaz à déshydraté traverse un ballon rempli de tamis moléculaires en granulés. Le composé à adsorbé (l'eau) est fixé et retenue par les pores de tamis moléculaires sur une couche d'épaisseur relativement faible. Au fur et à mesure que le gaz hydraté continue d'entrer dans le ballon, cette couche sa sature en eau et le gaz finit alors de se déshydrater sur le reste du tamis moléculaires. L'adsorption se fait à chaque instant dans une zone bien définie du lit, a l'entrée de cette zone la teneur en eau du gaz est encore à son niveau de départ, tandis qu'a la sortie, ce niveau est réduit aux spécifications du gaz traité. [10]



Figure (12) tamis moléculaires + billes de céramique

III.3.2 Caractéristiques des tamis moléculaires :

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

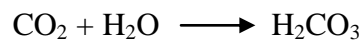
Tableau(1): Types et applications des tamis moléculaires

Type	- Application typique
3°A	- Séchage des gaz craqué, pour éviter le passage des oléfines et dioléfines vers l'intérieur de l'édifice cristallin.
5°A	- Séparation d'hydrocarbure. - Séparation des n-paraffines des iso-paraffines
10 °A	- Adoucissement de GPL. - Elimination de l'hydrogène sulfuré.
4 A°	- Séchage du gaz naturel - Obtention de teneur résiduelle en eau dans le gaz traité inférieur à 1 ppmv.

III.3.3 Avantages et inconvénients des tamis moléculaires :

Les tamis moléculaires sont disponibles dans le domaine de traitement du gaz avec une large utilisation pour :

- Eviter la formation des hydrates et le bouchage des canalisations.
- Eliminer la vapeur d'eau du gaz pour éviter la corrosion des équipements surtout si le gaz de séparation contient du CO₂ afin d'éviter la formation de l'acide carbonique comme montre la réaction suivante :



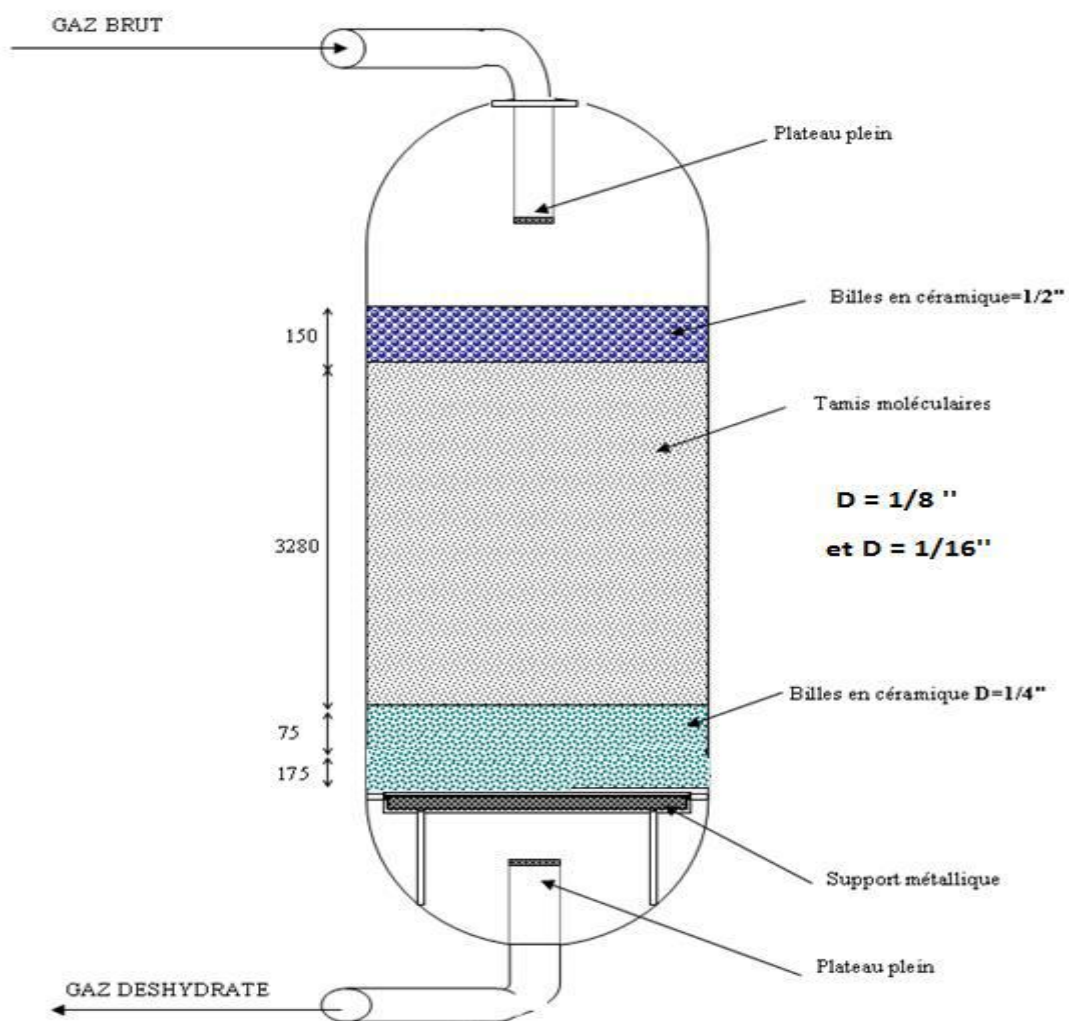
- Supprimer le risque d'arrivées de gouttelettes dans les rotors des compresseurs centrifuges.
- Diminuer les pertes de charges dans les pipelines & l'accumulation d'eau libre dans les points bas.
- Permettre les traitements en aval tel que dégazolinage & récupération des GPL.
- Diminuer la charge de travail des sécheurs à tamis moléculaires en amont des turbo-expandeurs.
- Pour éviter les problèmes de corrosion des réseaux de gaz lift ou gaz d'injection. [9]

III.3.3.1 Avantage :

- Une dégradation lente avec le temps.
- La diminution de la capacité d'adsorption avec l'augmentation de la température est moins prononcée.
- Ils ont une capacité d'adsorption élevée des concentrations faibles de l'adsorbat.
- Ils sont plus recommandés pour la déshydratation des liquides. [3]

III.3.3.2. Inconvénients :

- Investissement important
- Demande une importante quantité de chaleur pour la régénération. [9]



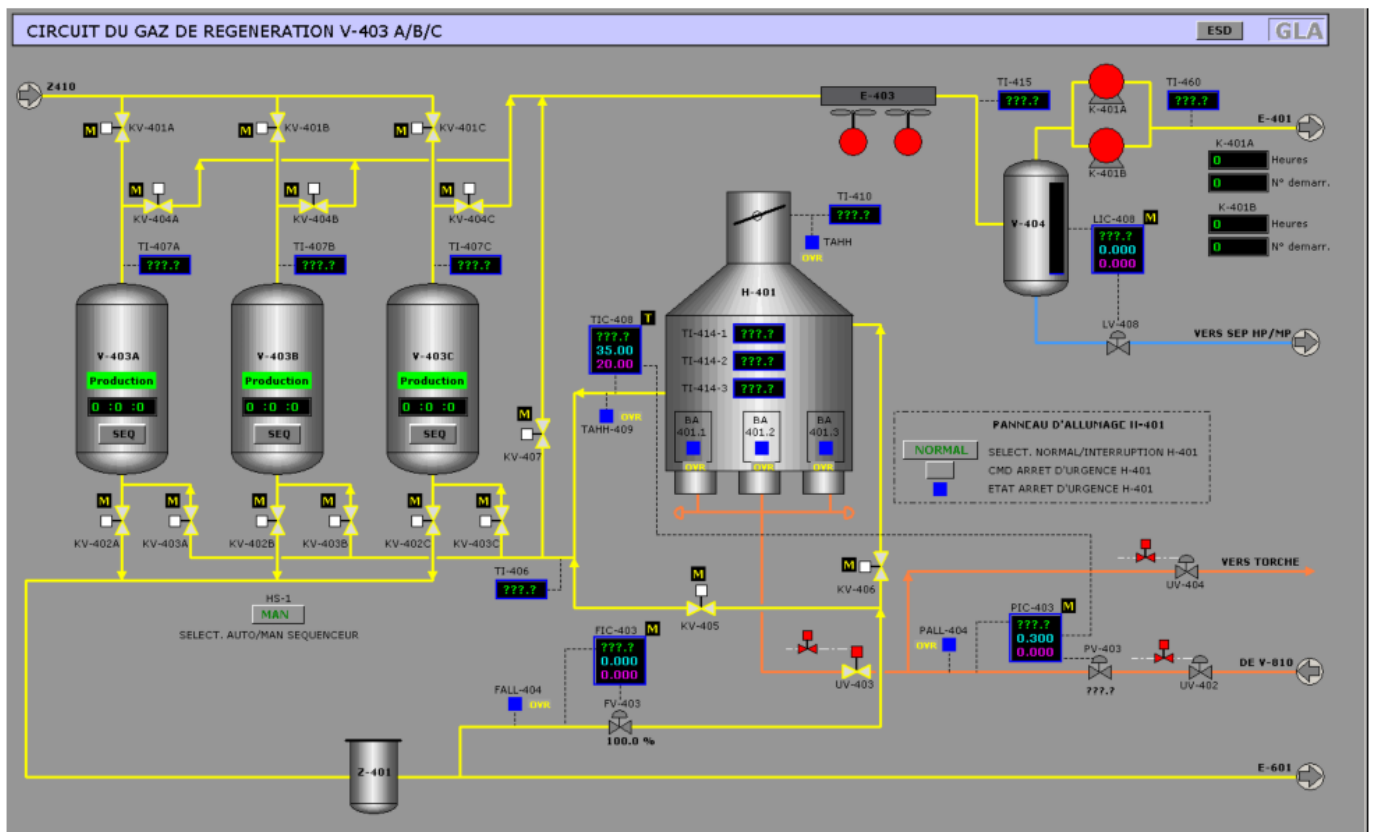
Figure(13) Schéma interne d'un sécheur

III.4 Etude du système de déshydratation de l'unité GLA

III.4.1. Description du procédé de déshydratation:

Le procédé de déshydratation utilisé à l'unité UTG/GLA est le procédé d'adsorption par tamis moléculaires de type 4A° (Aluminosilicates de Sodium) qui est généralement le procédé le plus utilisé.

Ce procédé a pour but d'éliminer l'eau du gaz de charge afin d'éviter la formation d'hydrates dans les équipements en aval.



Figure(14): Section de déshydratation (DCS)

La section de déshydratation est constituée de :

- Un aqualiseur pour un pré-séchage, il aide les tamis moléculaires par l'élimination d'une bonne quantité d'eau avant que le gaz passe dans les sécheurs.
- Trois sécheurs à lit fixe (V-403 A/B/C) contenant 4320 Kg de tamis moléculaires de type 4A° chacun. En période d'exploitation, deux

sécheurs adsorbent en parallèle alors que le troisième est en phase régénération.

- Un filtre à poussières en aval des trois sécheurs destinés à éliminer la poussière et les particules du produit desséchant d'un diamètre supérieur à 5 microns; afin d'éviter l'érosion des équipements tel l'échangeur E-601.
- Un réchauffeur de gaz de régénération le four H-401.
- Un aéro réfrigèrent du gaz de régénération sortent du sécheur.
- Un ballon d'aspiration V-404.
- Un compresseur K-401.

Le gaz d'alimentation sortant du ballon V-402 de 22bar et 25°C, passe par le aqualiseur après il traverse de haut en bas les sécheurs qui réduisent la teneur en eau à moins de 50 ppm. [8]

Après être passé dans le filtre, le gaz d'alimentation est envoyé à l'échangeur de refroidissement de la section de refroidissement. Une partie est prélevée pour servir de gaz de régénération. Le gaz de régénération est d'abord porté à une température de 290°C dans le réchauffeur de gaz de régénération (H-401), puis utilise comme gaz chaud de régénération pour le sécheur; La température à la sortie du réchauffeur est réglée en cascade par la pression de gaz combustible et, la température à la sortie du réchauffeur.

Le gaz de régénération, après avoir été refroidi par le refroidisseur de gaz de régénération (E-403), est envoyé au ballon séparateur de gaz de régénération (V-404), ou l'eau est enlevée. La vapeur partant du ballon séparateur de gaz de régénération est recyclée vers le refroidisseur de gaz d'alimentation par les compresseurs de gaz de régénération (K-401A/B). Le réchauffeur de gaz de régénération est automatiquement règle en on-off par le contrôleur de séquence de régénération de sécheur.

Les différentes phases de fonctionnement des sécheurs sont représentées dans le tableau ci- dessous.

Tableau(2): Cycle de fonctionnement des sécheurs

Durée (heures)	0	6	12	18	24	30
V-403 A	Service		Régé	Service		Rég
V-403 B	Rég	Service		Rég	Service	
V-403 C	Service	Rég	Service		Rég	Service

Températures de fonctionnement :

- En service (phase d’adsorption) 25°C.
- En régénération (phase de chauffage) 240 °C. [8]

III.4.2 La Régénération

Un tamis moléculaires saturé peut retrouver sa capacité initiale par le procédé connu sous le nom de régénération. La régénération consiste à restituer au tamis moléculaires saturé sa capacité d’adsorption initiale par extraction des corps fixés dans la structure poreuse du tamis moléculaires à la fin de la phase d’adsorption. Afin de maintenir la continuité du procédé de déshydratation, le gaz à déshydraté est dirigé vers un autre déshydrateur précédemment régénéré

Le gaz de régénération est porté à une température de 290°C dans le réchauffeur de gaz H-401 dans la phase de chauffage.

Le gaz de régénération, après avoir été refroidi par l’aéroréfrigérant de gaz de régénération E-403 est envoyé au ballon séparateur de gaz de régénération V-404 pour y extraire l’eau, puis recyclé en amont du refroidisseur de gaz d’alimentation E-401 par le compresseur K-401.

Le gaz une fois séché passe à travers un filtre à poussière Z-401 pour éliminer les impuretés fines susceptibles de créer des problèmes de bouchage des équipements en aval.

Généralement ce type de régénération est composé de trois phases :

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

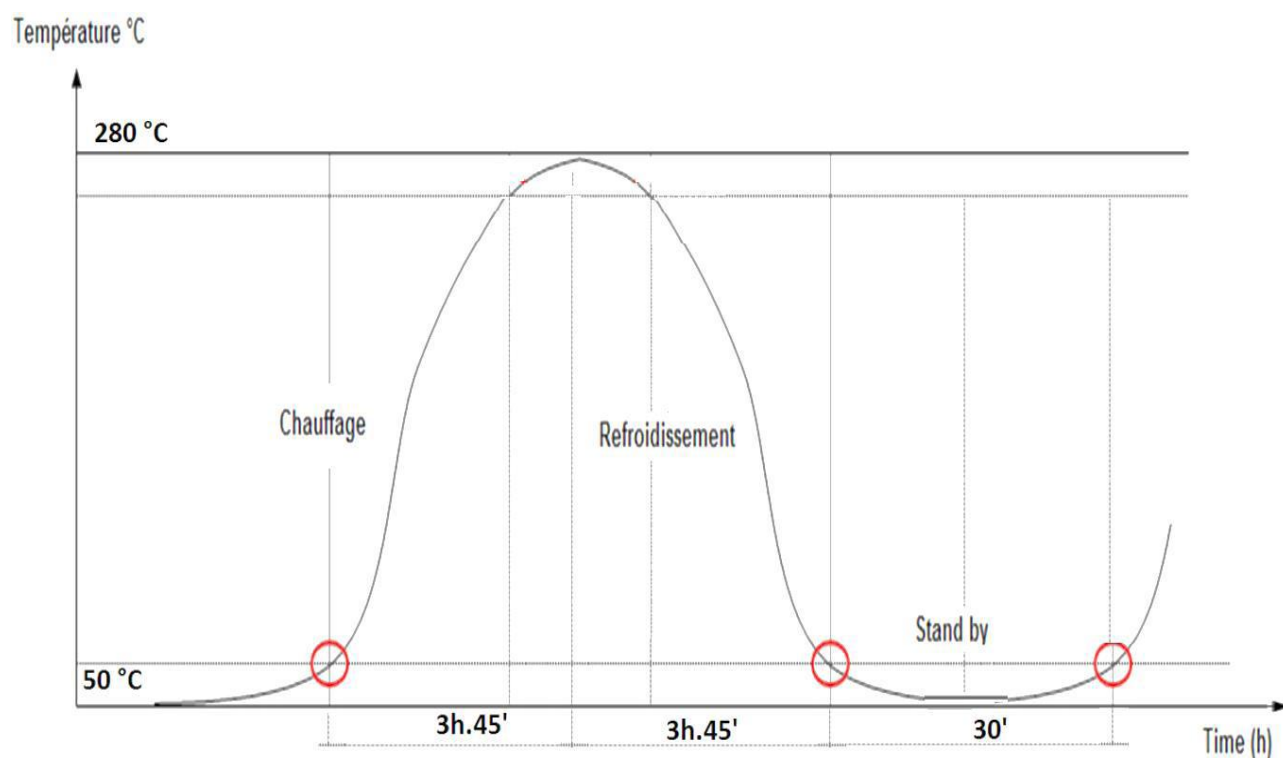
Conditions opératoires

Débit : 4020 Nm³/h ;

Température de service : 290 °C ;

Pression de service : 22 bars ;

Temps du cycle de régénération : 6 heures. [7]



Figure(15) : Cycle de régénération du sécheur [10]

CHAPITRE

IV

Partie calcul

IV.1 Introduction

A cause d'une chute de pression dans les gisements de Haoud Berkaoui, Guellala et Benkahla avec la diminution de débit de gaz brut dans l'UTG.

La composition de la charge tend vers un changement graduel et significatif avec la diminution de la richesse en hydrocarbures liquides (GPL et condensat). Puisque la pression du gaz naturel diminue avec le temps, et la teneur en eau augmente à l'entrée de l'UTG à cause de l'épuisement de gisement du gaz naturel. Pour éviter la formation des hydrates au cours du refroidissement, le gaz doit passer dans un sécheur, ce dernier va diminuer la teneur en eau dans le gaz jusqu'à une valeur inférieure de 50 ppm à sortie de sécheur. [10]

Dans ce chapitre, on va :

Calculer la quantité de chaleur nécessaire pour la régénération.

Calculer le débit du gaz de régénération nécessaire.

IV.2. Calcul de la quantité de chaleur nécessaire pour la régénération :

La méthode la plus utilisée dans l'adsorption d'un lit fixe pour le cycle de la régénération par chauffage.

Le chauffage d'une substance adsorbée par un courant de gaz chaud (caloporteur) augmente sa pression de vapeur jusqu'au point où les forces d'attraction d'adsorbant deviennent sans effet.

La température du gaz chaud utilisé pour la régénération des tamis moléculaires oscille entre 200 et 300°C.

La quantité de chaleur nécessaire pour la régénération est la somme de quantités de chaleurs suivantes:

- Chaleur nécessaire pour le chauffage des dessicants (tamis moléculaire).
- Chaleur nécessaire pour le chauffage de la colonne vide.
- Chaleur nécessaire pour le chauffage des billes céramiques.
- Chaleur nécessaire pour le chauffage de l'eau.
- Chaleur nécessaire pour le chauffage des hydrocarbures.
- Chaleur nécessaire pour l'évaporation des hydrocarbures.

Les pertes de chaleurs à travers les parois de la colonne et les grilles qui supportent le lit sont estimées par (10%) de la quantité totale de la chaleur.

IV.2.1 Phase de chauffage :

La quantité totale de chaleur fournie pour la phase de chauffage de déshydrateur plein entre la température T_i et la température T_f est la somme des quantités de chaleur suivantes :

Q1 : Quantité de chaleur de chauffage du tamis moléculaire

$$Q1 = (mCp)_{tamis}(Tf - Ti)$$

Q2 : Quantité de chaleur de chauffage des billes en céramique

$$Q2 = (mCp)_{billes}(Tf - Ti)$$

Q3 : Quantité de chaleur de chauffage de la colonne métallique

$$Q3 = (mCp)_{colonne}(Tf - Ti)$$

Q4: Quantité de chaleur de désorption et de chauffage de l'eau

$$Q4 = (mCp)_{eau}(Tf - Ti) + m(eau)\Delta H(désorption/eau)$$

Q5: Quantité de chaleur de désorption et de chauffage des hydrocarbures

$$Q5 = (mCp)_{H.C}(Tf - Ti) + m(H.C)\Delta H(désorption/H.C)$$

On note que la masse des hydrocarbures désorbés constituent 10% de la masse de l'eau désorbée :

$$m(H.C) = 0,1 m(eau)$$

Q6: Quantité de chaleur perdue vers l'extérieur, elle est estimée { 10% de la somme des autres quantité de chaleur :

$$Q6 = 0,1(Q1 + Q2 + Q3 + Q4 + Q5)$$

Donc la quantité de chaleur reçue du gaz chauffant est la somme de toutes les quantités de chaleurs de Q1 à Q6 :

$$Q \text{ Chauffage} = 1,1(Q1 + Q2 + Q3 + Q4 + Q5) \quad [3]$$

1. Pendant la période (A) presque tous les hydrocarbures adsorbés sont extraits de l'adsorbant en atteignant la température $T_2=110^\circ\text{C}$.

La quantité de chaleur consommée pendant la période (A) :

$T_1 = 25^\circ\text{C}$ Température du gaz d'alimentation

$T_2 = 110^\circ\text{C}$ Température du palier

$$Q_{Ai} = M_i * C_{pi} * (T_2 - T_1)$$

La quantité de chaleur de dessicant (tamis moléculaire) :

$$Q_{At} = M_t * C_{pt} * (T_2 - T_1)$$

$$A.N: Q_{At} = 4320 * 0.22 * (110 - 25)$$

$$Q_{At} = 80784 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur des billes céramiques :

$$Q_{Ab} = M_b * C_{pb} * (T_2 - T_1)$$

$$A.N: Q_{Ab} = 680 * 0.24 * (110 - 25)$$

$$Q_{Ab} = 13872 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur de la colonne à l'état vide (parois) :

$$Q_{Ac} = M_c * C_{pc} * (T_2 - T_1)$$

$$A.N: Q_{Ac} = 18000 * 0.12 * (110 - 25)$$

$$Q_{Ac} = 183600 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur de l'eau adsorbée :

$$Q_{Aeau} = M_{eau} * C_{peau} * (T_2 - T_1)$$

$$A.N: Q_{Aeau} = 36.04 * 1 * (110 - 25)$$

$$Q_{Aeau} = 3063.4 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur des hydrocarbures adsorbés :

$$\text{Avec: } M_{Hc} = 0,1 * M_{eau} = 3.604 \text{ Kg}$$

$$Q_{AHc} = M_{Hc} * C_{pHc} * (T_2 - T_1)$$

$$A.N: Q_{AHc} = 3.604 * 0.65 * (110 - 25)$$

$$Q_{AHc} = 199.121 \text{ kcal}$$

Chaleur latente de vaporisation des hydrocarbures :

$$Q_{AvHc} = M_{Hc} * C_{pvap} * (T_2 - T_1)$$

$$A.N: Q_{AvHc} = 3.604 * 111 * (110 - 25)$$

$$Q_{AvHc} = 34003.74 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur totale :

$$Q_{AT} = \sum_{i=1}^{i=6} Q_{Ai}$$

$$= Q_{At} + Q_{Ab} + Q_{Ac} + Q_{Aeau} + Q_{AHc} + Q_{AvHc}$$

$$A.N: Q_{AT} = 80784 + 13872 + 183600 + 3063.4 + 199.121 + 34003.74$$

$$Q = 315522.261 \text{ kcal}$$

Les pertes de chaleur à travers les parois sont estimées à 10% de la quantité de chaleur du système alors on a :

$$Q_{SA} = 1.1 * Q_{AT} = 347074.4871 \text{ kcal}$$

2. Pendant la période (B) la totalité de l'eau contenue dans le lit atteint la température $T_3=190^\circ\text{C}$.

La quantité de chaleur consommée pendant la période (B) :

$$T_2 = 110 \text{ }^\circ\text{C} \text{ Température du palier}$$

$$T_3 = 190 \text{ }^\circ\text{C} \text{ Température de vaporisation des hydrocarbures}$$

$$Q_{Bi} = M_i * C_{pi} * (T_3 - T_2)$$

La quantité de chaleur de dessicant (tamis moléculaire) :

$$Q_{Bt} = M_t * C_{pt} * (T_3 - T_2)$$

$$A.N: Q_{Bt} = 4320 * 0.22 * (190 - 110)$$

$$Q_{Bt} = 76032 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur des billes céramique :

$$Q_{Bb} = M_b * C_{pb} * (T_3 - T_2)$$

$$A.N: Q_{Bb} = 680 * 0.24 * (190 - 110)$$

$$Q_{Bb} = 13056 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur de la colonne vide (parois) :

$$Q_{Bc} = M_c * C_{pc} * (T_3 - T_2)$$

$$A.N: Q_{Bc} = 18000 * 0.12 * (190 - 110)$$

$$Q_{Bc} = 172800 \text{ kcal}$$

Quantité de chaleur de l'eau adsorbée :

$$Q_{Beau} = M_{eau} * C_{peau} * (T_3 - T_2)$$

$$A.N: Q_{Beau} = 36.04 * 1 * (190 - 110)$$

$$Q_{Beau} = 2883.2 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur des hydrocarbures adsorbés :

$$Q_{BHc} = M_{Hc} * C_{pHc} * (T_3 - T_2)$$

$$A.N: Q_{BHc} = 3.604 * 0.65 * (190 - 110)$$

$$Q_{BHc} = 187.408 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur latente des hydrocarbures:

$$Q_{BvHc} = M_{Hc} * C_{pvap} * (T_3 - T_2)$$

$$A.N: Q_{BvHc} = 3.604 * 111 * (190 - 110)$$

$$Q_{BvHc} = 32003.52 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur totale :

$$Q_{BT} = \sum_{i=1}^{i=6} Q_{Bi}$$

$$= Q_{Bt} + Q_{Bb} + Q_{Bc} + Q_{Beau} + Q_{BHc} + Q_{BvHc}$$

$$A.N: Q_{BT} = 76032 + 13056 + 172800 + 2883.2 + 187.408 + 32003.52$$

$$Q_{BT} = 296962.128 \text{ kcal}$$

Les pertes de chaleur à travers les parois sont estimées à 10% de la quantité de chaleur du système:

$$Q_{SB} = 1.1 \sum_{i=1}^{i=6} Q_{Bi} = 326658.3408 \text{ kcal}$$

3. Pendant la période (C) se déroule l'épuration définitive du lit entre la température T_3 et $T_4 = 290^\circ\text{C}$.

IV-3.1.3 La quantité de chaleur consommée pendant la période (C) :

$T_3 = 190^\circ\text{C}$ Température de vaporisation des hydrocarbures

$T_4 = 290^\circ\text{C}$ Température du gaz de régénération

$$Q_{Ci} = M_i * C_{pi} * (T_4 - T_3)$$

La quantité de chaleur de dessicant (tamis moléculaire) :

$$Q_{Ct} = M_t * C_{pt} * (T_4 - T_3)$$

$$A.N: Q_{Ct} = 4320 * 0.22 * (290 - 190)$$

$$Q_{Ct} = 95040 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur des billes céramiques :

$$Q_{Cb} = M_b * C_{pb} * (T_4 - T_3)$$

$$A.N: Q_{Cb} = 680 * 0.24 * (290 - 190)$$

$$Q_{Cb} = 16320 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur de la colonne vide (parois) :

$$Q_{Cc} = M_c * C_{pc} * (T_4 - T_3)$$

$$A.N: Q_{Cc} = 18000 * 0.12 * (290 - 190)$$

$$Q_{Cc} = 216000 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur de l'eau adsorbée :

$$Q_{Ceau} = M_{eau} * C_{peau} * (T_4 - T_3)$$

$$A.N: Q_{Ceau} = 36.04 * 1 * (290 - 190)$$

$$Q_{Ceau} = 3604 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur des hydrocarbures adsorbés :

$$Q_{CHc} = M_{Hc} * C_{p\ vap} * (T_4 - T_3)$$

$$A.N: Q_{CHc} = 3.604 * 0.65 * (290 - 190)$$

$$Q_{CHc} = 234.26 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur latente des hydrocarbures :

$$Q_{CvHc} = M_{Hc} * C_{p\ vap} * (T_4 - T_3)$$

$$A.N: Q_{CvHc} = 3.604 * 111 * (290 - 190)$$

$$Q_{CvHc} = 40004.4 \text{ kcal}$$

La quantité de chaleur totale :

$$Q_{CT} = \sum_{i=1}^{1=6} Q_{Ci}$$

$$Q_{Ct} + Q_{Cb} + Q_{Cc} + Q_{Ceau} + Q_{CHc} + Q_{CvHc}$$

$$A.N: Q_{CT} = 95040 + 16320 + 16320 + 216000 + 3604 + 40004.4$$

$$Q_{CT} = 371202.66 \text{ kcal}$$

Les pertes de chaleur à travers les parois sont estimées à 10% de la quantité de chaleur du système.

$$Q_{SC} = 1.1 * A Q_{CT} = 408322.926 \text{ kcal}$$

IV.2.2 La quantité de chaleur totale da la phase de chauffage :

$$Q_T = Q_{AT} + Q_{BT} + Q_{CT}$$

$$AN : 315522.261 + 296962.128 + 371202.66$$

$$Q_T = 983687.049 \text{ Kcal}$$

IV.2.3 Calcul de débit du gaz de régénération (gaz de vente) nécessaire pour le chauffage

La quantité de chaleur cédée par le gaz chauffant est la même quantité reçue par l'adsorbé en régénération en valeur absolue mais de signe négatif :

$$Q \text{ Gaz Chauffant} = -Q \text{ Absorbeur} \\ = -1,1 (Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5) \quad (III.22)$$

$$Q \text{ Gaz Chauffant} = Q \text{ Cédée} = (mCp)_{\text{Gaz Chauffant}} (T_f - T_H) \\ < 0 \quad (III.23)$$

On peut tirer le débit du gaz de régénération qui est à une haute température (T_H) en combinant les relations (III.22) et (III.23) et en divisant par le temps de régénération:

m^* : le débit massique

v^* : le débit volumique

$$m^* \text{ Gaz chauffant} = \frac{m \text{ Gaz chauffant}}{t_{\text{régénération}}} = \\ \frac{1,1(Q_1+Q_2+Q_3+Q_4+Q_5)}{(t_{\text{régénération}})(Cp)_{\text{Gaz chauffant}}(T_f-T_H)} \\ [3]$$

$$m^* t_A = \frac{Q_A}{Cp * (T_H - T_A)}$$

$$m^* t_B = \frac{Q_B}{Cp * (T_H - T_B)}$$

$$m^* t_C = \frac{Q_C}{Cp * (T_H - T_C)}$$

Additionnant membre à membre on a :

$$m^* t_{CH} = \frac{Q_A}{Cp * (T_H - T_A)} + \frac{Q_B}{Cp * (T_H - T_B)} + \frac{Q_C}{Cp * (T_H - T_C)}$$

Avec : $t_{CH} = t_a + t_b + t_c = 3h$ temps de chauffage en heure

Le temps de la régénération est de 6 heures (3 h de chauffage, 2,75 h de refroidissement et 0,25 h en stand-by)

$$\rho = 21.0765 \text{ kg/m}^3$$

$$Cp = 06268 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C} \quad [11]$$

$$m^* = \left(\frac{Q_A}{Cp * (T_H - T_A)} + \frac{Q_B}{Cp * (T_H - T_B)} + \frac{Q_C}{Cp * (T_H - T_C)} \right) * \frac{1}{t_{CH}}$$

$$AN : \left(\frac{347074.4871}{0.6268 * (290 - 67.5)} + \frac{326658.3408}{0.6268 * (290 - 150)} + \frac{408322.926}{0.6268 * (290 - 240)} \right) \\ * \frac{1}{3}$$

$$m^* = 6413.3257 \text{ kg/h}$$

$$AN : v^* = 304.287 \text{ m}^3/\text{h}$$

IV.3.1 Phase de refroidissement :

Pendant la phase de refroidissement de T_f à T_i , l'adsorbent ne contient que le tamis et les billes en céramique dans sa colonne métallique, alors il faut éliminer du bilan les quantités de chaleur de désorption de l'eau et des hydrocarbures, et il faut négliger la quantité de chaleur échangée avec l'extérieur. Le bilan sera établi seulement avec les quantités de chaleur cédées par la colonne métallique, les billes en céramique et le tamis moléculaire, alors il vient:

$$Q_{\text{Gaz froid}} = -(Q_1 + Q_2 + Q_3) = (mC_p)_{\text{Gaz froid}} * (T_i - T_f)$$

On peut tirer le débit du gaz de refroidissement en divisant sa masse tirée de la relation par le temps de refroidissement :

$$m * \text{gaz froid} = \frac{m_{\text{gaz froid}}}{t_{\text{refroidissement}}} = \frac{(Q_1+Q_2+Q_3)}{t_{\text{refroidissement}} + (C_p)_{\text{gaz froid}}*(t_f-t_i)} \quad [3]$$

Dans le procédé de refroidissement en travail pour refroidie juste les éléments suivant:

- **Tamis moléculaire.**

$$Q_{Dt} = M_t * C_{pt} * (T_4 - T_5)$$

$$Q_{Dt} = 4320 * 0.22 * (290 - 27)$$

$$Q_{Dt} = 249955.2 \text{ kcal}$$

- **Les billes céramiques.**

$$Q_{Db} = M_b * C_{pb} * (T_4 - T_5)$$

$$Q_{Db} = 680 * 0.24 * (290 - 27)$$

$$Q_{Db} = 42921.6 \text{ kcal}$$

- **La colonne (l'adsorbent).**

$$Q_{Dc} = M_c * C_{pc} * (T_4 - T_5)$$

$$Q_{Dc} = 18000 * 0.12 * (290 - 27)$$

$$Q_{Dc} = 568080 \text{ kcal}$$

$$\sum_{i=1}^{1=3} Q_{Di} = Q_t + Q_c + Q_b = 860956.8 \text{ kcal}$$

$$Q_D = 0.9 \sum_{i=1}^{1=3} Q_{Di}$$

$$QD = 774861.12 \text{ kcal}$$

IV.3.2 Calcul de débit du gaz de régénération (gaz de vente) nécessaire pour le refroidissement :

On suppose que le gaz de refroidissement a un débit Gr et une température $T_5 = 27^\circ C$

$$m * \text{ gaz froid} = \frac{QD}{CpR(TD - T5)}$$

$$AN : m * = \frac{774861.12}{0.6268 * 2.75 * (158.5 - 27)}$$

$$m * = 3418.506 \text{ kg/h}$$

$$v * = 162.195 \text{ m}^3/\text{h}$$

Les pertes de charges est 2 bars, donc la pression de 26 bars à la position 4 assez suffisante pour faire introduire le gaz de régénération à la position 3.

Le gaz de GR1(73 bar, 59°C) après une détente les conditions et les propriétés devient : (P=24 bar, Z=0.9266, T=25 °C, Cp=0.6268 Kcal/Kg°C, PM=21.6360 Kg/mol, $\rho = 21.0765 \text{ Kg /m}^3$). [11]

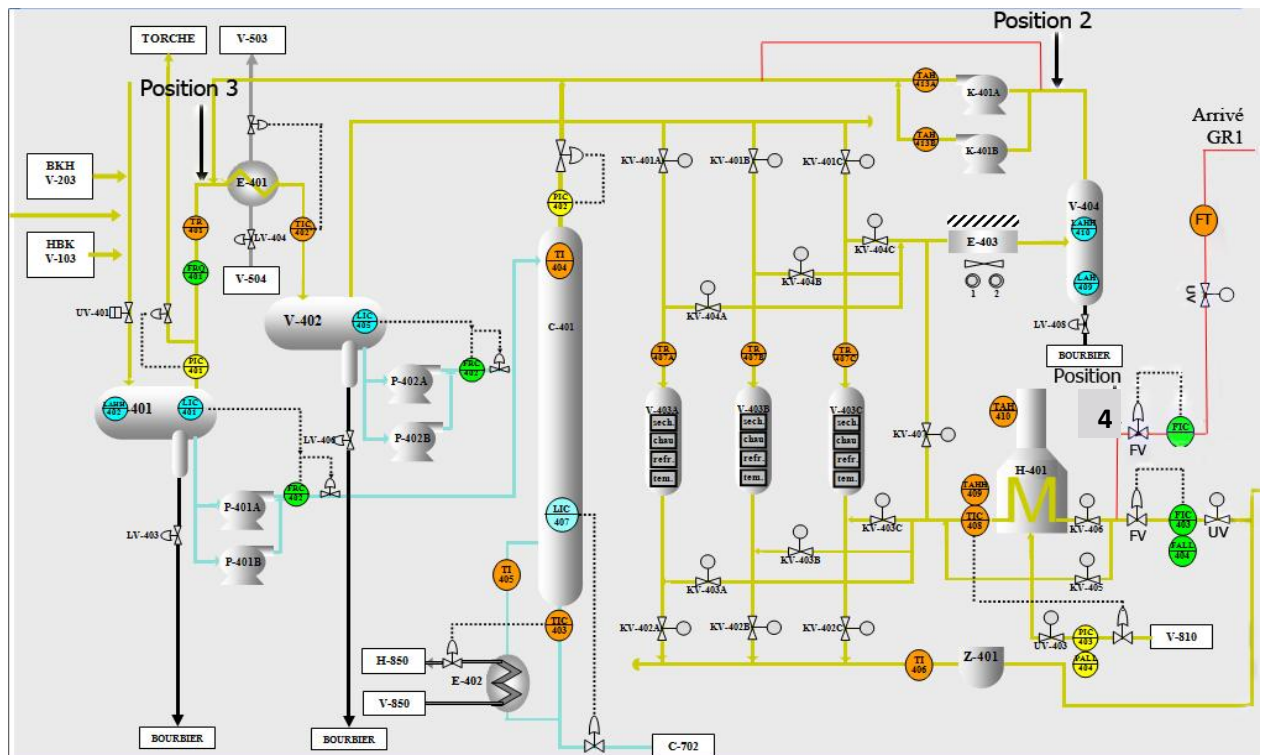


Figure (16) schéma de l’UTG/GLA (les conduites en rouges c’est la modification proposée).

IV.4 Discussion des résultats:

Après le calcul des quantités des chaleurs et les débits de gaz nécessaire pour la régénération on distingue les résultats suivants :

Tableau (3) Représentation des résultats de calcul :

La quantité de chaleur totale da la phase de chauffage	983687.049 Kcal
La quantité de chaleur dégagée pendant la période de refroidissent	774861.12 kcal
Le débit optimum qui permis de complété la régénération	304.287 m ³ /h
Le débit de gaz nécessaire pour le refroidissement :	162.195 m ³ /h

Discussion des résultats :

Dans notre travail nous avons proposé une autre façon de régénération des tamis moléculaires, en utilisent le gaz de vente qui est un gaz sec et léger. Ce gaz et avec sa pression il peut joindre le gaz d'alimentation, cela sans l'utilisation du compresseur K-401. La boucle de régénération excitante reste stand-by en cas d'une anomalie.

Donc on peut bénéficier de plusieurs cotés, par exemple le côté financier, en calcul les dépenses d'électricité à partir de la puissance du compresseur et leurs auxiliaires, qui sont en service 24h/24h.

Tableau (4) Le tableau suivant permet de comparer entre l'état initial et notre proposition.

Etat N°1	Etat N°2
L'arrêt du compresseur provoque un déclenchement générale de l'UTG.	La régénération reste en continu, et indépendante du traitement de gaz.
L'énergie électrique consommée (environ de 80 kwh) + fuel gaz pour chauffé le gaz de régénération.	En consomme seulement fuel gaz pour chauffé le gaz de régénération.
On utilise un gaz à partir de notre procédé.	On utilise le gaz de vente GR1.
Les tamis moléculaire sont contaminés avec les hydrocarbures lourds qui provoquent une mauvaise circulation du gaz, et occupe un volume considérable au bas de déshydrateur après le refroidissement donc empêche une partie des tamis moléculaires d'adsorbé l'eau.	Très faible quantité des hydrocarbures lourds sont retenue par les tamis moléculaires, donc bon circulation du gaz.
Une grande surface spécifique des tamis est occupée par les hydrocarbures qui va diminuer la surface de contact (tamis/gaz humide)	La surface de contact (tamis/gaz humide) presque complète.
A court terme : - l'installation est déjà existée donc le cout d'investissement égal à zéro.	A court terme : - l'installation besoin des nouveaux équipements comme les vannes, les transmetteurs, les conduites.....etc.
A long terme : Les dépannes d'électricités, et les pièces de rechanges, et l'huile de lubrification augmente de 2 800 000 DA chaque années.	A long terme : Le cout d'investissement va influencer sur la rentabilité du projet.

conclusion

conclusion

Conclusion :

Il est nécessaire de rappeler qu'actuellement les sources d'énergie ont une considérable part dans notre économie nationale, ceci suppose que toute perte d'énergie quelque soit sa nature et sa dimension peut avoir un impact direct sur les coûts d'exploitation et les produits finis.

Notre étude a porté essentiellement sur la réalisation d'une autre boucle de régénération pour assurer cette phase en toute sécurité, tout en recommandant de changé le gaz actuel par le gaz de vente (GR1), et d'augmenter un peu le débit du gaz pour assurer une meilleur performance du chauffage.

Le cycle de la régénération occupe une importance capitale dans la section de déshydratation, car il assure la continuité de cette dernière, et aussi l'eau peut nuire sur tout le reste de procédé par la corrosion, le givrage, la perturbation des colonnes de distillation, ...etc.

Ce travail nous a permis de nous approcher au mieux des installations et de nous informer des conséquences sur la production. Et d'avoir une idée plus claire sur l'engineering et son importance.

Bibliographie

- [1] « Mémoire fin de formation de la mise en situation professionnel (MSP) »
MERRAD Hamza 2017
- [2] « Optimisation des paramètres de marche de la section fractionnement de l'UTG de Guellala » mémoire fin de stage division production Haoud Berkaoui Ouargla 2014.
- [3] M. Sellami. Cours de traitement du gaz naturel. Université Ouargla. 2015
- [4] Mémoire : « Calcul d'une colonne de dépropaniseur au champ de Guellala/Hbk»
Ouargla 2016
- [5] « Projet professionnel de fin de formation Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur spécialisé en exploitation des hydrocarbures » Fouad Yousfi 2017
- [6] « RAPPORT DE STAGE DE LA FIN DE LA MISE EN SITUATION PROFISIONNELE » Chaibainou Taki Eddine 2017
- [6] Mémoire « LA DESHYDRATATION DU GAZ Techniques et Problèmes »
Ouargla 2013
- [9] Mémoire « Optimisation de cycle des sécheurs D-301A/B/C de TFT » Ouargla 2017
- [10] Mémoire « Vérification de l'unité de séchage de gaz naturel GLA/HBK »
- [8] Manuel opératoire de l'UTG de GLA.
- [11] Bilan matières UTG de GLA
- [12] Process Flow Diagram (PFD) de GLA

ANNAXE

29247

VERSION 3.02 SH
 SIMULATION SCIENCES, INC. PROCESS PAGE 6
 PROJECT AGL K. INOSE
 PROBLEM PLANT SOLUTION 06JUN1989

MATERIAL BALANCE WITH PHYSICAL PROPERTIES

STREAM ID	120	121	122	123	124	125	126
STREAM NAME			STAB1				
STREAM PHASE	LIQUID	VAPOR	LIQUID	MIXED	LIQUID	MIXED	VAPOR
COMP. MOLE PERCENTS.							
1 H2O	0.0548	0.1823	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2 H2	0.1581	0.5263	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	3.2790
3 CO2	0.1558	0.5183	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.5018
4 C1	9.0435	30.1021	0.0002	0.0002	0.0002	0.0002	60.6755
5 C2	12.8358	40.4000	0.9986	0.9986	0.9986	0.9986	19.3555
6 C3	21.8429	18.9965	23.0654	23.0654	23.0654	23.0654	10.9417
7 IC4	4.6478	1.7217	5.9044	5.9045	5.9044	5.9044	1.0601
8 NC4	18.1249	5.0538	23.7380	23.7380	23.7380	23.7380	2.9916
9 IC5	5.4735	0.7414	7.5056	7.5056	7.5056	7.5056	0.3927
10 NC5	10.1816	1.1290	14.0693	14.0693	14.0693	14.0693	0.5682
11 NC6	10.8343	0.5044	15.2704	15.2704	15.2704	15.2704	0.2004
12 NC7	5.8965	0.1178	8.3781	8.3781	8.3781	8.3781	0.0325
13 NC8	0.7504	0.0085	1.0698	1.0698	1.0698	1.0698	0.0011
RATE, KG MOLS/HR	148.6959	44.6952	104.0307	104.0306	648.1321	648.1316	179.0000
TEMPERATURE, DEG C	27.9690	51.1294	138.4292	118.5713	138.4292	146.3245	26.6948
PRESSURE, BAR ABSOLUTE	26.5800	26.5800	26.5999	16.3499	26.5999	26.5999	24.0530
*** VAPOR PHASE ***							
RATE, KG /HR	0.0000	1411.8984	0.0000	1918.0115	0.0000	8517.0781	4434.4336
MOLECULAR WEIGHT	0.0000	31.8107	0.0000	57.5319	0.0000	58.8978	24.7734
ACT. RATE, M3 /HR	0.00	37.40	0.00	51.85	0.00	127.69	165.88
ACT. DENS, KG /M3	0.0000	37.7544	0.0000	38.9819	0.0000	66.6881	26.7325
COMPRESSIBILITY (Z)	0.0000	0.8255	0.0000	0.7808	0.0000	0.6735	0.8941
VISCOSITY, CP	0.0000	0.0113	0.0000	0.0110	0.0000	0.0127	0.0111
CP, KCAL/KG C	0.0000	0.5387	0.0000	0.5679	0.0000	0.6829	0.5117
THERMAL CONDUCTIVITY, KCAL/HR.M.C	0.0000	0.0246	0.0000	0.0243	0.0000	0.0285	0.0257
*** LIQUID PHASE ***							
RATE, KG /HR	8282.3047	0.0000	6870.6484	4952.6328	42672.1367	34155.0273	0.0000
MOLECULAR WEIGHT	55.6996	0.0000	66.0445	70.0595	66.0445	68.1653	0.0000
ACT. RATE, M3 /HR	14.91	0.00	15.47	10.02	96.10	77.39	0.00
ACT. DENS, KG /M3	555.4414	0.0000	444.0295	494.3508	444.0288	441.3643	0.0000
VISCOSITY, CP	0.1252	0.0000	0.0806	0.0866	0.0606	0.0595	0.0000
CP, KCAL/KG C	0.6047	0.0000	0.8709	0.7411	0.8711	0.8817	0.0000
THERMAL CONDUCTIVITY, KCAL/HR.M.C	0.1146	0.0000	0.1190	0.1049	0.1190	0.1197	0.0000
SURF. TENS, DYNES/CM	8.8284	0.0000	2.0657	4.7703	2.0658	1.9354	0.0000

967

VERSION 3.02 SH
 SIMULATION SCIENCES, INC. PROCESS PAGE 10
 PROJECT AGL K. INOSE
 PROBLEM PLANT SOLUTION 06JUN1989

MATERIAL BALANCE WITH PHYSICAL PROPERTIES

STREAM ID	217	218	219	220
STREAM NAME	GAS-LIFT		SALES	
STREAM PHASE	GAS VAPOR	VAPOR	GAS VAPOR	VAPOR
COMP. MOLE PERCENTS.				
1. H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
2. N2	3.6626	3.6626	3.6626	3.6626
3. CO2	0.5605	0.5605	0.5605	0.5605
4. C1	67.7745	67.7745	67.7745	67.7745
5. C2	21.3659	21.3659	21.3659	21.3659
6. C3	5.7136	5.7136	5.7136	5.7136
7. IC4	0.2844	0.2844	0.2844	0.2844
8. NC4	0.5736	0.5736	0.5736	0.5736
9. IC5	0.0299	0.0299	0.0299	0.0299
10. NC5	0.0319	0.0319	0.0319	0.0319
11. NC6	0.0031	0.0031	0.0031	0.0031
12. NC7	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001
13. NC9	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
RATE, KG. MOIS/HR.	737.5999	2688.6506	2888.6504	169.0000
TEMPERATURE, DEG. C	60.0000	59.8933	59.0952	22.9998
PRESSURE, BAR ABSOLUTE	141.0000	74.8930	73.0000	22.2250

*** VAPOR PHASE ***

RATE, KG/HR	15950.6992	58171.6406	58171.6406	3656.4814
MOLECULAR WEIGHT	21.6360	21.6360	21.6360	21.6360
ACT. RATE, M3/HR	115.63	851.30	872.70	173.49
ACT. DENS., KG/M3	138.0184	68.3321	66.8571	21.0165
COMPRESSIBILITY (Z)	0.7980	0.8564	0.8578	0.9266
VISCOSITY, CP	0.0180	0.0140	0.0139	0.0112
CP, KCAL/KG C	0.7589	0.6301	0.6268	0.5098
THERMAL CONDUCTIVITY, KCAL/HR. M. C	0.0455	0.0362	0.0359	0.0270

*** LIQUID PHASE ***

RATE, KG/HR	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
MOLECULAR WEIGHT	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ACT. RATE, M3/HR	0.00	0.00	0.00	0.00
ACT. DENS., KG/M3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
VISCOSITY, CP	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CP, KCAL/KG C	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
THERMAL CONDUCTIVITY, KCAL/HR. M. C	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
SURF. TENS., DYNES/CM	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000