



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la Recherche Scientifique
Université Echahid Hamma Lakhdar. El Oued



Faculté de la Technologie

Mémoire de Fin d'Etude

En vue de l'obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Technologies

Filière : Génie des Procédés/Industries pétrochimiques

Spécialité : Génie Pétrochimie

Présenté par :

Soltani Oussama

Zeid Nadir

Benamar Youcef

Thème

**Vérification des paramètres d'exploitation de la déshydratation
de gaz naturel : Absorbant T441/ MLN/Hasssi.Berkine**

Soutenu le 14/10/2020

Devant le Jury :

Mr : Gurram Abdelmajid	Président	Université d'El Oued
Mr : Ferhat Med Fouad	Examineur	Université d'El Oued
Mr : Belghit Med Yazid	Rapporteur	Université d'El Oued

2019/2020

Remerciements

*Nous tenons à remercier le bon Dieu
qui nous a donné le courage et la volonté
pour réaliser ce modeste travail.*

*Nos enseignants pour avoir accepté
d'encadrer ce travail et pour Son aide
inestimable sur plusieurs plans
(documentations, connaissances,
orientations, soutien moral).*

*Nous tenons à exprimer nos sincères
remerciements à tous les personnels du
champ MLN et à toutes les personnes
qui ont contribué de près ou de loin à la
réalisation et la réussite de ce travail.*

Dédicaces

Nous avons le grand honneur de dédier le fruit de nos années d'études à :

Nos très chères parents, ceux qui attendent nos réussite avec impatience, ceux dont nous ne pouvons jamais leurs rendre ce qu'ils ont fait pour nous, ceux qui ont su nous conduire dans le bon chemin et la bonne éducation, ceux que nous aimons et nous respectons infiniment. Le jour est venu pour leur dire Merci. Que DIEU nous aide à leurs rendre un peu de tous ce qu'ils ont fait pour nous. Nos très chères frères ; Nos très chères sœurs. Toutes nos grandes familles. Nos amies que nous avons de la chance de l'avons avoir. Ceux qui nous connaissent de près ou de loin sans cité leurs noms.

Résumé

Pour préparer le gaz naturel à la vente, ses composants indésirables (eau, H₂S et CO₂) doivent être éliminés. La plupart du gaz naturel contient des quantités substantielles de vapeur d'eau en raison de la présence d'eau dans la roche réservoir. À la pression et à la température du réservoir, le gaz est saturé de vapeur d'eau. L'élimination de cette eau est nécessaire pour les spécifications des paramètres de vente ou le traitement cryogénique du gaz.

La méthode de déshydratation la plus courante dans l'industrie du gaz naturel est l'utilisation d'un processus de contacteur gaz-liquide (déshydratant). Dans ce processus, le gaz humide est mis en contact avec un solvant pauvre (Tri éthylène glycol). L'eau dans le gaz est absorbée par le solvant pauvre, produisant un courant de solvant riche (un contenant plus d'eau) et un gaz sec.

Dans la section de déshydratation de l'unité T441 du champ MLN, les paramètres d'exploitation de l'absorbeur sous l'effet des conditions actuelles (36 bars et 36°C) ont été calculés par développement d'un calcul manuel pour une ultérieure optimisation, qui est basé sur la révision des données.

Mots clés : déshydratation, absorption, TEG, eau, gaz naturel.

Abstract

To prepare natural gas for sale, its undesirable components (water, H₂S and CO₂) must be removed. Most natural gas contains substantial amounts of water vapor due to the presence of connate water in the reservoir rock. At reservoir pressure and temperature, gas is saturated with water vapor. Removal of this water is necessary for sales specifications or cryogenic gas processing.

The most common method for dehydration in the natural gas industry is the use of a liquid desiccant contactor-regeneration process. In this process, the wet gas is contacted with a lean solvent (Tri ethylene glycol). The water in the gas is absorbed by the lean solvent, producing a rich solvent stream (one containing more water) and a dry gas.

In the dehydration section of MLN's T441 unit, the operating parameters of the absorber under the effect of current conditions (36 bars and 36 ° C) were calculated by developing a manual calculation for further optimization, which is based on data review.

Keywords: dehydration, absorption, TEG, water, natural gas.

ملخص

لتحضير الغاز الطبيعي للبيع ، يجب إزالة مكوناته غير المرغوب فيها (الماء ، كبريتيد الهيدروجين وثاني أكسيد الكربون). يحتوي معظم الغاز الطبيعي على كميات كبيرة من بخار الماء نتيجة لوجود ماء كوناتي في صخر المكنم. عند ضغط ودرجة حرارة الخزان ، يكون الغاز مشبعًا ببخار الماء. إزالة هذه المياه ضرورية لمواصفات البيع أو معالجة الغازات المبردة.

الطريقة الأكثر شيوعًا للتجفيف في صناعة الغاز الطبيعي هي استخدام عملية تجديد ملامس التجفيف السائل. في هذه العملية، يتم ملامسة الغاز الرطب بمذيب قليل الدهن (يحتوي على كمية صغيرة فقط من الماء). يتم امتصاص الماء الموجود في الغاز بواسطة المذيب الخالي من الدهن، مما ينتج عنه تيار مذيب غني (ثلاثي إيثيلين جلايكول) وغاز جاف.

في قسم التجفيف لوحدة T441 الخاصة بـ MLN ، تم حساب معلمات التشغيل للممتص تحت تأثير الظروف الحالية (36 بارًا و 36 درجة مئوية) من خلال تطوير حساب يدوي لمزيد من التحسين في الأعمال القادمة التي تعتمد على مراجعة المعطيات .

الكلمات المفتاحية: الجفاف، الجفاف، الامتصاص ، TEG ، الماء. غاز طبيعي

Liste des tableaux

Tableau 1: Les propriétés physiques de certains glycols.....	10
Tableau 2: les avantages et les inconvénients des glycols	12
Tableau 3 : Equipements de section de régénération du glycol.....	20
Tableau 4: Capacité de traitement de l'unité T441.....	25
Tableau 5: Composition de la charge traitée à l'unité T441.....	26
Tableau 6: pression et température pseudo-critiques	28

Liste des figures

Figure 1: Bouchon d'hydrate obtenue après raclage de la conduite.....	4
Figure 2: Structure d'hydrate de gaz	5
Figure 3 : La relation entre l'affinité du TEG avec la polarité de certains composants.	11
Figure 4: moussage de TEG riche.....	13
Figure 5 : schéma simplifié de déshydratation par TEG.....	14
Figure 6: Principe de contact entre liquide et gaz.....	21
Figure 7: Dimensionnement du contacteur T441	26
Figure 8: <i>Abaque des facteurs de compressibilité Standing et Katz.</i>	29
Figure 9: Abaque viscosité (1atm) vs Ma	32
Figure 10: Abaque rapport de viscosité vs (Ppr&Tpr)	33
Figure 11: Teneur en eau des hydrocarbures gazeux	35
Figure 12: Teneur effective en eau du CO2 dans les mélanges de gaz naturel en fonction de la température à différentes pressions	36
Figure 13: Points de rosée de l'eau à l'équilibre avec différentes concentrations de TEG.....	38
Figure 14: Élimination de l'eau par rapport au taux de circulation du TEG à diverses concentrations de TEG (N = 2,0)	38
Figure 15: Effet du gaz de stripping sur la concentration de TEG.	39

Liste d'abréviation

C1 :	Méthane
C2 :	Ethane
C3 :	Propane
C4 :	Butane
C5 :	Pentane
C6 :	Hexane
CPF :	Central Production Facility
Condensât :	Fraction C5 et plus
DCS :	Distributed Control System
DEG	Di éthylène glycol
ESD :	Emergency Shut Down
°F :	Fahrenheit
GNL :	Gaz naturel liquéfié
GPL :	Gaz pétrolier liquéfié
H ₂ S :	Sulfure de dihydrogène
ICS :	Information Control System
MEG	Mono éthylène glycol
MLN	Menzel Ledjmat Nord
MMSCFD :	Million Metric Standard Cubic Feet A Day
Nm ³ :	Normo mètre cube
PFH :	Pression formation des hydrates
ppm :	Partie par million
ppmV :	Partie par million en volume
P _s :	Pression de service
°R :	Rankine
Sm ³ :	Standard mètre cube
TEG	Tri éthylène glycol
TFH :	Température formation des hydrates
T _s :	Température de service
TTEG :	Tétra éthylèneglycol

Nomenclature :

Lettres

M_a :	Poids moléculaire apparent
M_i :	Poids moléculaire du nième composant du mélange
P :	Pression de service bars
p_{pc} :	Pression pseudo-critiques
p_{pr} :	Pression pseudo-réduite, adimensionnel
R :	Constante de gaz universelle, a la valeur 10,730 ($psiaft^3/lb\ mol^\circ R$)
T :	Température de service °C
T_{pc} :	Température pseudo-critiques
T_{pr} :	Température pseudo-réduite, adimensionnel
V :	Débit de gaz MMSCFD
W_o :	Teneur en eau du gaz sec <i>ppmv</i>
W_i :	Teneur en eau du gaz humide <i>ppmv</i>
y_i :	Fraction molaire du composant <i>i</i> dans le mélange
Z :	Facteur de compressibilité

Symboles grecs

γ_g :	Densité relative
μ_g :	Viscosité de la phase gazeuse
v :	Volume spécifique(ft^3/lb)
ρ_B :	Masse volumique du tamis tassé lb/ft^3
ρ_g :	Masse volumique du gaz (lb/ft^3)

Table des matières

Remerciements

<i>Résumé</i>	1
<i>Abstract</i>	1
<i>ملخص</i>	1
<i>Liste des tableaux</i>	2
<i>Liste des figures</i>	2
<i>Liste d'abréviation</i>	3
<i>Nomenclature</i> :.....	4
<i>Table des matières</i>	1
<i>Introduction générale</i>	1
1. <i>Introduction</i>	<i>Error! Bookmark not defined.</i>
2. <i>Les types de gaz naturel</i>	1
2.1 Le gaz sec	1
2.2 Le gaz humide.....	1
2.3 Le gaz a condensât.....	1
2.4 Le gaz associé.....	1
3. <i>Caractéristiques du gaz naturel</i>	2
3.1 Densité.....	2
3.2 Pouvoir calorifique	2
3.3 Composition chimique.....	2
3.4 Point de rosée « Eau»	2
4. <i>Problème d'eau dans le gaz naturel</i>	3
5. <i>Les hydrates de gaz</i>	3
5.1 Définition et structure	4
5.1.1 Types des hydrates.....	5
5.1.2 Les conditions de formations des hydrates	5
5.1.3 Prévention de la formation d'hydrate	5
5.1.4 Remédiation de la formation d'hydrate	6
6. <i>Procédés de déshydratation</i>	6
6.1 Principe de la déshydratation.....	6
6.2 Les différents procédés de déshydratation.....	7
7. <i>Déshydratation par absorption</i>	7
7.1 Définition de l'absorption.....	7
7.2 Influence des paramètres sur l'absorption.....	7
7.2.1 La température.....	7
7.2.2 La pression	7
7.2.3 La vitesse.....	8
7.2.4 Concentration de l'absorbât	8
7.2.5 Impuretés.....	8
7.3 Les propriétés du solvant	8
7.4 Déshydratants liquides	8
7.5 Les Glycols.....	9
7.5.1 Propriétés physico-chimiques des Glycols.....	9
7.6 Déshydratation par Tri Ethylène Glycol (TEG).....	10
7.7 Pourquoi le GLYCOL?	11
7.8 Les pertes du Glycols.....	12
7.8.1 Problèmes liés à l'exploitation	13
7.8.2 Moussage.....	13
7.8.3 Corrosion.....	13

7.9	Description du processus	13
1.	Introduction	15
2.	La description de processus de traitement de l'usine MLN	15
2.1	System 100 Séparation et stabilisation	15
2.1.1	Séparateur HPV.101	15
2.1.2	Séparateur MP V.102.....	15
2.2	Skid de dessalage	16
2.3	Stabilisation	16
2.3.1	La colonneT.101	16
2.3.2	Le rebouilleur H.101	16
2.3.3	Refroidisseur du brut stabilisé (Aéro-réfrigérants) E.101	17
2.4	Système 200 Stockage du brut export	17
2.4.1	Opération de remplissage	17
2.4.2	Opération d'export	17
2.4.3	Opération de permutation.....	17
2.5	Système 300 BP et MP compression	17
2.6	Système 400 Glycol, Enhanced liquid recovery et HP Réinjection/Compression	18
2.6.1	Unité de Glycol (Old glycol T.411).....	18
2.6.2	Unité de Glycol (new glycol T.441).	19
2.6.3	Section de stockage du glycol	19
2.6.4	Section de régénération du glycol.....	19
3.	Description des équipements de procédé de déshydratation	21
3.1	Contacteur de glycol (T 441)	21
3.2	Refroidisseur de glycol appauvri (E 442).....	21
3.3	Echangeur de glycol appauvri/riche (E 443).....	22
3.4	Récipient d'inflammation de glycol (V 443).....	22
3.5	Filtres de glycol riche (F A/B)	22
3.6	Filtres de carbone (F 442).....	22
3.7	Colonne de distillation de glycol (T442).....	22
3.8	Condenseur de reflux (E4)	22
3.9	Régénérateur de glycol (V 442)	23
3.10	Réservoir de montée de glycol (V 444)	23
3.11	Pompes de circulation du glycol	23
3.12	Cuve de stockage de glycol (V 445).....	23
3.13	Pompe de transfert de glycol (-P2).....	23
3.14	Produits chimiques.....	24
3.15	Système de gaz combustible	24
4.	Étude du système de déshydratation de l'unité T441 <i>Error! Bookmark not defined.</i>	
4.1	Problématique	25
4.2	Données du Champ (MLN) :	25
4.3	Les conditions actuelles :	26
4.3.1	Conditions opératoires actuelles	26
4.3.2	Composition actuelle du gaz à l'entrée de gaz.....	27
4.3.3	Facteur de compressibilité Z	27
4.3.4	Calcul de densité relative du gaz	29
4.3.5	Calcul de viscosité du gaz	31
4.3.6	La saturation relative RS	Error! Bookmark not defined.
4.3.7	La teneur en eau du gaz d'alimentation	34
4.4	Calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles :	36
4.4.1	La quantité d'eau dans le gaz d'alimentation	36
4.4.2	La quantité d'eau à absorber	37
4.4.3	Le rendement de l'eau enlevée	37
4.4.4	La concentration du glycol et le point de rosée	37

4.4.5	Le débit volumique du glycol frais	37
4.4.6	Vérification du stripping gaz	39
	Conclusion et perspectives	40
	Bibliographie	41

Introduction générale

De nos jours, le gaz naturel est la source la plus précieuse dans le monde parce que cette source est en diminution après l'année.

Le gaz naturel, associé ou de queue contient généralement de l'eau, sous forme liquide et / ou vapeur, à la source et / ou à la suite d'un édulcorant avec une solution aqueuse. L'expérience d'exploitation et l'ingénierie approfondie ont prouvé qu'il est nécessaire de réduire et de contrôler la teneur en eau du gaz pour assurer un traitement et un transport sûrs.[1]

Le gaz combiné et le gaz non associé peuvent être similaires malgré leur composition, mais cette distinction reste importante car elle conduit à des conditions opératoires et en général à un problème de récupération complètement différent. La production de gaz associée est liée à la production de pétrole brut, donc l'exploitation de ce dernier est la priorité. Le gaz associé est brûlé dans des torches, car il n'y a rien de mieux.

À son extrême, il est réinjecté dans les champs en attendant un débouché commercial ou pour maintenir la pression dans les réservoirs d'huile. Enfin, dans le cas le plus favorable où il existe un réseau de transport et un marché, le gaz est traité et extrait de ces fractions lourdes et ce gaz mort est actuellement considéré comme une excellente matière première. Pour la pétrochimie, le caoutchouc et le plastique.

Les principales raisons de retirer l'eau du gaz naturel sont les suivantes.

1. Le gaz naturel dans les bonnes conditions peut se combiner avec de l'eau liquide ou libre pour former des hydrates solides qui peuvent boucher les raccords de vannes ou même les canalisations.
2. L'eau peut se condenser dans le pipeline, provoquant un écoulement de limaces et une possible érosion et corrosion.
3. La vapeur d'eau augmente le volume et diminue la valeur calorifique du gaz.
4. Les contrats de vente de gaz et / ou les spécifications de pipeline doivent souvent respecter la teneur en eau maximale de 7 lb H₂O par Mscf.[1]

L'objectif de notre travail consiste à recalculer des paramètres de fonctionnement de la section déshydratation du complexe MLN.

Nous présenterons dans un premier lieu une généralité sur la déshydratation de gaz naturel, par la suite dans une seconde partie, description de l'unité d'absorption T441 du champ MLN.

Dans le troisième chapitre, nous détaillerons, notre travail en appliquant un calcul, avec lequel nous déterminerons les paramètres de fonctionnement actuels de la section déshydratation.

Nous terminerons ce présent travail par une conclusion générale et des perspectives.

Chapitre I :

Généralités sur la

déshydratation du

gaz naturel

1. Introduction

Le gaz naturel est un combustible fossile présent naturellement sous forme gazeuse dans les roches poreuses du sous-sol, c'est un mélange dont le constituant principal, de 75 % à 95 %, est le méthane (CH₄) mais on y trouve aussi l'éthane, le propane ainsi que le butane. Le gaz naturel est généré à partir de la sédimentation de la matière organique vieille de plusieurs millions d'années. Le plus souvent enterré dans le sous-sol et sous l'effet de la pression et de la température, la matière organique se transforme d'abord en kérogène lorsque la température augmente (entre 50 et 120°C), le kérogène se décompose, (pyrolyse), expulsant le pétrole et le gaz naturel, qui constituent dans une roche imperméable, un gisement.[2]

2. Les types de gaz naturel

La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz selon les conditions de pression et température dans le réservoir de gisement et en surface, conduit à distinguer :[3]

2.1 Le gaz sec

Dans les conditions de production de ce gaz, il n'y a pas une formation de phase liquide et le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane.

2.2 Le gaz humide

Dans les conditions de production de ce gaz, il y'a une formation de phase liquide dans les conditions de surface et le gaz est moins concentré en méthane.

2.3 Le gaz à condensât

Dans les conditions de production de ce gaz, il y'a une formation de phase condensée riche en constituants lourds dans le réservoir.

2.4 Le gaz associé

Gaz associé dissous dans l'huile dans les conditions du réservoir, dans ces gisements d'huile le ratio gas/oil (rapport du volume de gaz au volume d'huile dans les conditions normale ou standard de température et de pression) qui peut varier dans des proportions considérables depuis quelques fractions de mètres de cube à plus de 150 m³ de gaz associé par mètre cube d'huile au séparateur. Toutefois, plus que le type de gaz naturel et les caractéristiques de l'huile avec lesquelles il peut être associé, c'est la composition du gaz qui est la plus importante puisqu'elle conditionne les traitements qu'il devra subir afin de répondre aux spécifications de son transfert par gazoduc ou sous forme de GNL.

3. Caractéristiques du gaz naturel[4]

3.1 Densité

On a coutume de définir la densité d'un gaz par le rapport de sa masse volumique (kg/m^3) dans les conditions de référence choisies, à celle de l'air dans les mêmes conditions.

- Condition normale: Température: $0\text{ }^\circ\text{C}$; Pression: $1\text{ atm} = 101325\text{Pa}$.
- Condition standard: Température: $15\text{ }^\circ\text{C}$; Pression: $1\text{ atm} = 101325\text{Pa}$.

La densité des gaz naturels couramment mesurée sur les champs par des valences qui comptent à la même température. La densité du gaz peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique.

3.2 Pouvoir calorifique

La quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de masse ou de volume est la valeur calorifique d'un combustible liquide ou gazeux. , L'unité «joules par mètre cube» mesurée selon les conditions de référence est l'expression du pouvoir calorifique par rapport à un gaz. Il existe deux types de valeurs calorifiques.

- Pouvoir calorifique supérieur PCS : il correspond à la chaleur dégagée lorsque tous les produits de la composition sont ramenés à la température ambiante : l'eau formée étant à l'état liquide.
- Pouvoir calorifique inférieur PCI : il correspond à la réaction de combustion, dans laquelle l'eau formée restait à l'état de vapeur.

Le PCS diffère du PCI d'une quantité qui est à la chaleur latente de vaporisation de l'eau.

3.3 Composition chimique

Elle indique la nature des composés hydrocarbures et d'autres constituants du gaz et leur importance relative dans le mélange par l'intermédiaire de leur fraction volumique ou moléculaire. La composition chimique d'un gaz est utilisée pour les études de vaporisation.

Elle sert aussi à calculer certaines de ces propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de l'exploitation (extraction des produits liquides).

3.4 Point de rosée « Eau »

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

4. Problème d'eau dans le gaz naturel [5]

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

- Corrosion des tuyauteries en présence, même réduite, de gaz acides c'est-à-dire d'H₂S et/ou de CO₂.
- Formation de glace, du fait de la température extérieure, dans les canalisations non enterrées ou au niveau des postes de détente.
- Accumulation de glace ou d'hydrates (état solide) en certains points du réseau pouvant entraîner l'obturation de tuyauteries, notamment dans les postes de détente

Dans des conditions normales de production, le gaz naturel est saturé de vapeur d'eau. La présence de vapeur d'eau peut causer la corrosion dans le pipeline lorsque du gaz acide est présent. Il faut procéder à la déshydratation pour éliminer la teneur en eau du gaz humide.

Les égouttements de pipeline installés près des têtes de puits et à des endroits stratégiques le long des conduites de collecte et des conduites principales élimineront la majeure partie de l'eau libre soulevée des puits dans le flux de gaz. Des séparateurs à plusieurs étages peuvent également être déployés pour assurer la réduction de l'eau libre qui peut être présente. Cependant, l'élimination de la vapeur d'eau qui existe en solution dans le gaz naturel nécessite un traitement plus complexe. Ce traitement consiste à «déshydrater» le gaz naturel, ce qui est accompli en abaissant la température du point de rosée du gaz auquel la vapeur d'eau se condensera à partir du gaz.

Il existe plusieurs méthodes de déshydratation du gaz naturel. Les plus courants sont la déshydratation par déshydratant liquide (glycol), la déshydratation par déshydratant solide et la réfrigération (c'est-à-dire le refroidissement du gaz). Les deux premières méthodes utilisent le transfert de masse de la molécule d'eau dans un solvant liquide (solution de glycol) ou une structure cristalline (dessiccant sec). Le troisième procédé utilise un refroidissement pour condenser la molécule d'eau en phase liquide avec l'injection ultérieure d'un inhibiteur pour empêcher la formation d'hydrates. Cependant, le choix de la méthode de déshydratation se situe généralement entre le glycol et les dessiccants solides.

5. Les hydrates de gaz

Les hydrates de gaz ont été mis en évidence dans l'industrie pétrolière pour la première fois par Hammerschmidt[6] en 1934 qui montra que le fréquent bouchage des pipelines de gaz

naturel aux Etats-Unis n'était pas causé par la formation de glace, mais plutôt par la formation d'hydrates de gaz.

La formation d'hydrates de gaz à l'intérieur des conduites pétrolières peut entraîner l'arrêt de la production et/ou des accidents engendrant des pertes économiques et humaines. En effet, dans les conduites pétrolières circulent simultanément eau, huile et gaz qui, en raison des basses températures et haute pression.

La formation d'hydrates dans la conduite pétrolière peut avoir les conséquences suivantes :

- Augmentation de la viscosité du fluide ;
- Diminution de la pression dans la conduite due à la consommation du gaz pendant la formation des cristaux d'hydrate ;
- Agglomération des cristaux d'hydrate pouvant conduire à des dépôts ou même à la formation d'un bouchon qui bloque totalement la conduite (Figure 1).



Figure 1: Bouchon d'hydrate obtenue après raclage de la conduite

5.1 Définition et structure

Les hydrates de gaz sont un type de composé d'insertion dans lesquels les molécules d'eau, liées par des liaisons hydrogène, créent un réseau de cavités suffisamment grandes pour piéger des molécules de gaz. Sous certaines conditions de pression et température, ces molécules de gaz piégées par des interactions de type van der Waals, sont capables de stabiliser thermodynamiquement la structure, qui autrement serait détruite par les forces attractives entre les molécules d'eau[7]. Ce sont des composés d'hydrocarbures glacés contenant environ 10% d'hydrocarbures et 90% d'eau. (Figure 2)

Les hydrates se forment selon trois structures, la structure cubique I (sI), la structure cubique II (sII) et la structure hexagonale H (sH) [8].

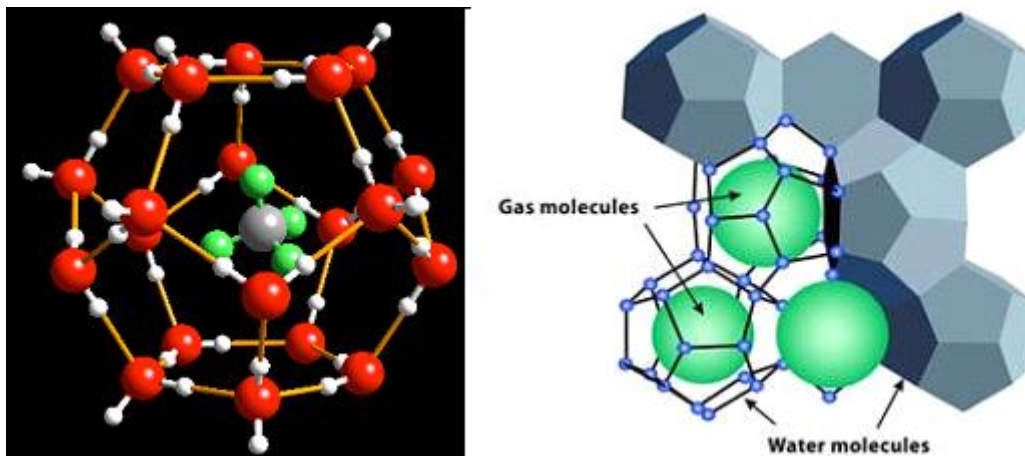


Figure 2: Structure d'hydrate de gaz.

5.1.1 Types des hydrates

Il existe deux types d'hydrates :

- Des hydrates avec les hydrocarbures à chaîne courte (C1, C2, CO₂).
- Des hydrates avec les hydrocarbures plus longs (C3, C4).

5.1.2 Les conditions de formations des hydrates

- Présence d'eau dans le gaz naturel.
- Les basses températures.
- Les haute Pression.
- $TS \text{ (service)} < TFH \text{ (formation des hydrates)}$.
- $PS > PFH$.
- Présence d'eau libre.

5.1.3 Prévention de la formation d'hydrate

Après avoir identifié la zone de formation des hydrates, la solution conventionnelle consiste à empêcher que les fluides dans le pipeline l'atteignent, en se plaçant en dehors des conditions thermodynamiques de formation. Ceci peut être réalisé en augmentant la température à une pression donnée, ou en abaissant la pression à une température donnée.

Si c'est impossible, soit de réduire la teneur en eau du gaz par opération de séchage, soit d'utiliser des inhibiteurs.

Les inhibiteurs agissent comme les " antigels ", ce sont des solvants miscibles en phase aqueuse, qui modifiant la fugacité de l'eau, permettant d'abaisser la température de formation des hydrates.

5.1.4 Remédiation de la formation d'hydrate

Dans les dernières années, une nouvelle tendance a été observée et appelée remédiation. Elle consiste dans le couplage de toutes les techniques : isolation des conduites, injection d'additif lors des phases critiques (démarrage, arrêt), réchauffement de la conduite par la circulation d'eau chaude lors des bouchages accidentels.

Pour éviter ces phénomènes dans les installations d'exploitation, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz au moyen de la technique de traitement approprié.

6. Procédés de déshydratation

Les gaz naturels, associés ou de queue contiennent généralement de l'eau, sous forme liquide et / ou vapeur, à la source et / ou à la suite de l'adoucissement avec une solution aqueuse. L'expérience d'exploitation et une ingénierie approfondie ont prouvé qu'il est nécessaire de réduire et de contrôler la teneur en eau du gaz pour garantir un traitement et une transmission en toute sécurité. Les principales raisons de retirer l'eau du gaz naturel sont les suivantes :[1]

- 1) **Pour empêcher la formation d'hydrates.** Les hydrates se développent sous forme de cristaux et peuvent s'accumuler dans les plaques à orifices, les vannes et d'autres zones non soumises à un écoulement complet. Ainsi, les hydrates peuvent obstruer les lignes et retarder l'écoulement de gaz.
- 2) **Pour éviter les problèmes de corrosion.** La corrosion se produit souvent lorsque de l'eau liquide est présente avec des gaz acides, qui ont tendance à se dissoudre et à se dissocier dans la phase aqueuse, formant des solutions acides.
- 3) **Exigences de traitement en aval.** Dans la plupart des procédés d'hydrocarbures commerciaux, la présence d'eau peut provoquer des réactions secondaires, un moussage ou une désactivation du catalyseur. Par conséquent, les acheteurs exigent généralement que les charges d'alimentation en gaz et en GPL répondent à certaines spécifications pour une teneur en eau maximale. Cela garantit que les problèmes liés à l'eau n'entraveront pas les opérations en aval.

6.1 Principe de la déshydratation

La déshydratation du gaz naturel est le processus d'élimination de la vapeur d'eau du flux gazeux pour abaisser le point de rosée de ce gaz. L'eau est le contaminant le plus courant des

hydrocarbures. Il est toujours présent dans les mélanges gaz-huile issus des puits. Le point de rosée est défini comme la température à laquelle la vapeur d'eau se condense du flux gazeux.[9]

6.2 Les différents procédés de déshydratation [10]

Les méthodes de déshydratation les plus utilisées pour le traitement du gaz sont les suivantes:

1. **Absorption**, en utilisant les dessiccants liquides (par exemple, les glycols et le méthanol)
2. **Adsorption**, à l'aide de dessiccants solides (par exemple, l'alumine et le gel de silice)
3. **Refroidissement/condensation en dessous du point de rosée**, par détente et/ou réfrigération.

7. Déshydratation par absorption

7.1 Définition de l'absorption

L'absorption consiste à séparer les mélanges de gaz et repose sur la propriété de l'absorbant de retenir sélectivement les constituants du mélange gazeux. Le lavage du gaz s'effectue à contre-courant par un solvant qui présente une forte affinité pour l'eau, et cela n'est possible que si la pression partielle du soluté dans le gaz soit supérieure à sa pression partielle dans l'absorbant. L'absorption se renverse en désorption dès que la pression partielle du soluté de la phase liquide devient plus forte que celle de la phase gazeuse.[11]

7.2 Influence des paramètres sur l'absorption

7.2.1 La température

La capacité d'absorption décroît avec la température élevée, autrement dit la capacité d'absorption est inversement proportionnelle à la température. L'absorption est un phénomène exothermique. Le dégagement de la chaleur engendré a pour conséquence de réduire la capacité utile d'absorption. Cependant le TEG est beaucoup moins affecté par ce phénomène que les autres absorbants.

7.2.2 La pression

Une augmentation de la pression globale du système gazeux entraîne un accroissement de la capacité d'absorption. Il y a peu d'affinité de l'eau pour les hydrocarbures. Leurs associations sont nombreuses au cours de l'exploitation des gisements, ces associations conduisent à la formation de deux phases selon la pression et la température. La solubilité de l'eau dans les hydrocarbures liquides est faible. Parallèlement, les hydrocarbures gazeux sont aussi peu solubles dans l'eau.

7.2.3 La vitesse

La vitesse de passage ne doit pas être élevée afin de ne pas conduire à des hauteurs des colonnes de contacts (augmentation du nombre de plateaux) elle ne doit pas être trop basse, mais être suffisante pour assurer une bonne répartition du fluide aussi uniforme que possible, sur toute la section droite du plateau.

7.2.4 Concentration de l'absorbât

La capacité d'absorption croît avec la concentration de l'absorbât.

7.2.5 Impuretés

Certaines molécules organiques présentes, dans le fluide à traiter peuvent être des poisons pour le TEG. Les impuretés absorbées réduisent l'efficacité et la performance de l'absorbât, et donc de préserver la durée de vie de la charge d'absorbât.

7.3 Les propriétés du solvant

Les propriétés recherchées pour le solvant sont les suivantes :

- Grande affinité pour l'eau;
- Caractère non corrosif.
- Stabilité à l'égard des hydrocarbures;
- Stabilité thermique;
- Régénération facile;
- Viscosité réduite;
- Faible tension de vapeur;
- Solubilité dans les hydrocarbures réduite;

Faible tendance au moussage et à la formation d'émulsion.

7.4 Déshydratants liquides[12]

Un certain nombre de liquides possèdent la capacité d'absorber l'eau d'un courant de gaz, mais peu de liquides satisfont aux critères d'une application commerciale appropriée. Certains des critères d'aptitude commerciale sont:

1. Le liquide absorbant doit être hautement hygroscopique; c'est-à-dire qu'il doit avoir une forte affinité pour l'eau.
2. Les composants hydrocarbonés du gaz naturel doivent avoir une faible solubilité dans le solvant afin de minimiser la perte du produit souhaité et de réduire les émissions d'hydrocarbures.

3. Le déshydratant doit être facilement régénéré à une concentration plus élevée pour être réutilisé, généralement par l'application de chaleur, qui chasse l'eau absorbée.
4. Le déshydratant doit avoir une pression de vapeur très faible. Cela réduira la quantité de pertes de solvant dues à la vaporisation.
5. Le déshydratant doit présenter une stabilité thermique, en particulier dans les plages de températures élevées du rebouilleur.
6. Les solutions appropriées ne doivent pas se solidifier dans les plages de températures attendues lors du processus de déshydratation.
7. Tous les liquides doivent être non corrosifs pour la métallurgie choisie de tous les équipements de déshydratation, en particulier l'espace de vapeur du rebouilleur, la colonne de stripping du régénérateur et le fond du contacteur.
8. Les dessiccants liquides ne doivent réagir chimiquement avec aucun des constituants du gaz naturel, y compris le dioxyde de carbone et les composés soufrés.

7.5 Les Glycols

Les composés organiques connus sous le nom de glycols se rapprochent des propriétés qui répondent aux critères d'application commerciale. Les glycols ont un point d'ébullition plus élevé que l'eau et une faible pression de vapeur. Les glycols se décomposent cependant à des températures élevées. La température de décomposition limite la température maximale à laquelle le procédé fonctionne, en particulier dans le rebouilleur.

Un certain nombre de glycols conviennent pour une application commerciale. Le monoéthylène glycol (MEG), qui est communément appelé simplement éthylène glycol (EG), diéthylène glycol (DEG), triéthylène glycol (TEG) et tétraéthylène glycol (TREG) sont les plus courants pour les applications de déshydratation.[12]

7.5.1 Propriétés physico-chimiques des Glycols

Le tableau suivant résume les propriétés physico-chimiques de différents types de glycols qui peuvent être utilisés :

Tableau 1 Les propriétés physiques de certains glycols

SIGLE	MEG	DEG	TEG	T4EG
Formule Chimique	C ₂ H ₆ O ₂	C ₄ H ₁₀ O ₃	C ₆ H ₁₄ O ₄	C ₈ H ₁₈ O ₅
Masse molaire (Kg/Kmoles)	62.068	106.122	150.175	194.228
Point de fusion °C	-13	-10.45	-07.35	-5
Point d'ébullition °C	197.3	245	277.85	307.85
TVR à 25°C	12.24	0.27	0.05	0.007
Densité à 25 °C (Kg/m³)	1.110	1.113	1.119	1.120
Viscosité absolue à 25°C (pa.s)	0.07771	0.03021	0.03673	0.04271
Viscosité absolue à 60 °C	0.00522	0.00787	0.00989	0.01063
Chaleur spécifique(j/ Kg.°K)	2395	2307	2190	2165
Point d'éclair °C	111.1	123.89	176.67	196.11

7.6 Déshydratation par Tri Ethylène Glycol (TEG)

Pour le procédé, le triéthylène glycol pur est alimenté au sommet d'un absorbeur où il est contacté avec le flux de gaz naturel humide. Le glycol élimine l'eau du gaz naturel par absorption physique et est effectué au fond de la colonne. Le gaz naturel sec quitte le sommet de la colonne d'absorption et est acheminé soit à un réseau de gazoducs, soit à une usine de gaz.

Après avoir quitté l'absorbeur, le glycol riche est acheminé vers un navire éclair où les vapeurs d'hydrocarbures sont retirées et où les hydrocarbures liquides sont essuyés du glycol. Cette étape est nécessaire car l'absorbeur est généralement actionné à haute pression et la pression doit être réduite avant l'étape de régénération. En raison de la composition du glycol riche, une phase de vapeur se formera lorsque la pression sera abaissée et que la teneur en hydrocarbures sera élevée. Après avoir quitté le vaisseau éclair, le glycol riche est chauffé dans un échangeur croisé et nourri au stripper (également connu sous le nom de régénérateur). Le décapant à glycol se compose d'une colonne, d'un condenseur supérieur et

d'une chaudière. Le glycol est régénéré thermiquement pour éliminer l'excès d'eau et retrouver la pureté élevée du glycol.

Le glycol maigre chaud est refroidi par échange croisé avec du glycol riche entrant dans le stripper. Il est ensuite alimenté à une pompe maigre où sa pression est élevée à celle de l'absorbeur de glycol. Après avoir augmenté la pression, le solvant maigre est de nouveau refroidi avec un refroidisseur de garniture avant d'être réinjecté dans l'absorbeur. Ce refroidisseur de garniture peut être soit un échangeur croisé avec le gaz sec laissant l'absorbeur.

Cependant, il y a plusieurs problèmes d'utilisation des déshydrateurs de glycol. Les matières étrangères en suspension, comme la saleté, l'échelle et l'oxyde de fer, peuvent contaminer les solutions de glycol.



Absorption		Polarité
	L'EAU	H ₂ O
	L'AMONIAC	NH ₃
	LE METHANOL	CH ₃ OH
	LE DIOXIDE DE SOUFRE	SO ₂
	L'ACIDE DE SOUFRE	H ₂ S
	LE DIOXIDE DE CARDONE	CO ₂
	LES ALCYNES	C ₂ H _{2n-2}
		

Figure 3 : La relation entre l'affinité du TEG avec la polarité de certains composants.

Dans la figure ci-dessus on remarque que l'eau a une importante polarité, cette dernière donne une plus grande affinité avec le TEG que les autres composés.

7.7 Pourquoi le GLYCOL?

Le TEG est de loin le plus utilisé dans la déshydratation du gaz naturel. Il présente la plupart des caractéristiques souhaitables énumérées précédemment et présente d'autres avantages par rapport aux autres glycols.

En comparaison, le coût de DEG est légèrement inférieur à celui de TEG. Cependant, comme le DEG a une pression de vapeur plus élevée, il a des pertes plus importantes. TEG a moins d'affinité pour l'eau et a donc moins de dépression du point de rosée.

Le tétraéthylène glycol (TREG) est plus cher et plus visqueux que le TEG.

Une viscosité élevée se traduit par des coûts de pompage plus élevés. D'autre part, TREG a une pression de vapeur plus faible, ce qui réduit les pertes.

Les avantages et les inconvénients des glycols sont regroupés dans le tableau suivant.

Tableau 2: les avantages et les inconvénients des glycols

Glycol	Avantage	Inconvénients
MEG	Travail à basse température. Un coût moyen.	Présente quelque tendance au moussage, donc il exige l'anti moussage ou des inhibiteurs qu'il faut ajouter.
DEG	Ne se solidifie pas dans une solution concentrée. Stable en présence de soufre, oxygène, et de CO ₂ . Moins coûteux par rapport aux autres.	Difficilement régénéré à 95%. Une différence du point de rosée entre l'entrée et la sortie de l'absorber minimale par rapport au TEG.
TEG	Ne se solidifie pas dans une solution concentrée. Stable en présence de soufre, oxygène, et de CO ₂ . Solubilité négligeable pour les hydrocarbures. Grande différence du point de rosée à la sortie de l'absorbeur.	Très coûteux. Présente quelques tendances au moussage donc il exige l'anti moussage ou des inhibiteurs qu'il faut ajouter.

7.8 Les pertes du Glycols

Elles interviennent en six points principaux:

- Pertes par solubilité dans les hydrocarbures liquides.
- Pertes par vaporisation dans le gaz produit ;
- Pertes au régénérateur par vaporisation ou l'entraînement dans les vapeurs d'eau sous forme des gouttelettes liquides;
- Pertes diverses dans les opérations de purge, de stockage et des fuites mécaniques qui ne sont calculables mais considérées comme inférieures à quelques litres par jours.
- Décomposition thermique.
- Perte par oxydation.

7.8.1 Problèmes liés à l'exploitation

7.8.2 Moussage

Celui-ci est favorisé par la présence des particules solide «oxydes métalliques issus de la corrosion, sable, tresse des pompes, etc..».

Ainsi que la plupart de matières moussantes telles que les hydrocarbures huiles des machines, un pH supérieur à 8.5 favorise la stabilité de la mousse.

Le moussage est à éviter car il empêche la formation d'une interface nette glycol- gaz et par là des pertes par entraînement dans les hydrocarbures.

L'injection de produits anti-moussants tel que la silicone est une solution utilisée dans l'unité TEG. L'injection de quantités trop grandes de silicone favorise paradoxalement le moussage.

La solution d'agent anti-moussant doit être injectée diluée dans l'eau, et en petites quantités, elle doit être ajoutée après la formation de mousse.



Figure 4: moussage de TEG riche

7.8.3 Corrosion

Les problèmes de corrosion sont dus à l'auto-oxydation du glycol et formation de peroxydes, d'aldéhydes et surtout d'acides organiques provoquant un abaissement de pH.

A ceux là, s'ajoutent les acides provenant du gaz lui-même (CO_2 et H_2S en contact de l'eau).

7.9 Description du processus

Le processus de dessiccation liquide est un processus en deux étapes. Tout d'abord, l'eau est absorbée du gaz dans une tour étagée. Le solvant est régénéré dans une deuxième colonne. Le solvant est ensuite renvoyé dans la première colonne pour éliminer l'eau de plus de gaz

d'alimentation. Un schéma simplifié du processus de déshydratation du glycol est présenté dans la figure 4.

L'unité de déshydratation de gaz naturel TEG fonctionne à une pression relativement élevée du côté du contacteur et à une basse pression du côté de la régénération. Le côté haute pression comprend le contacteur au glycol et le séparateur d'entrée. Le côté basse pression est constitué du régénérateur et du flash tank et des équipements associés.

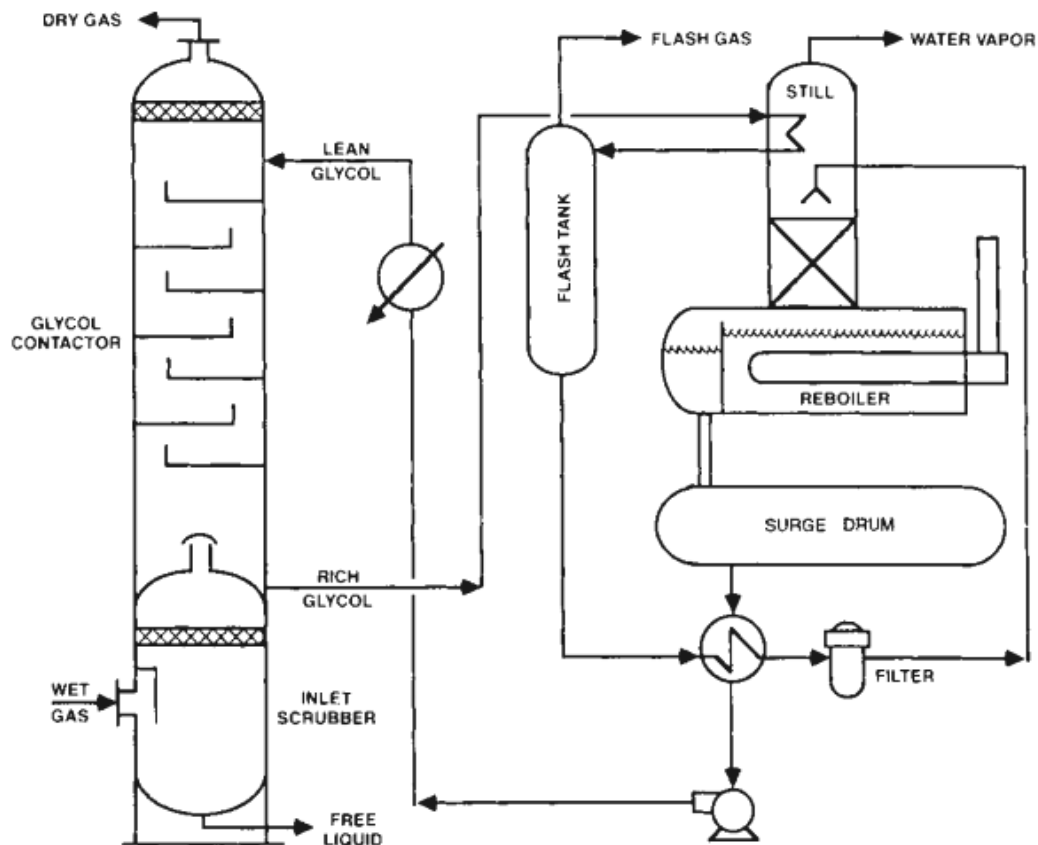


Figure 5 : schéma simplifié de déshydratation par TEG.[13]

Chapitre II :
La déshydratation du
gaz naturel dans le
champ MLN

Chapitre II : La déshydratation du gaz naturel dans le champ MLN

1. Introduction

Le pétrole brut à sa sortie des puits n'est pas directement utilisable, il faut le traiter pour obtenir toute la gamme de produits allant des gaz jusqu'aux fuels. Dans le cadre de la stratégie globale du développement du pays ; la société nationale SONATRACH a lancé un ambitieux programme de développement, en vue d'augmenter la contribution des GPL dans les exportations globales d'hydrocarbures et d'accroître ainsi les recettes en devises du pays. Elle a investi dans un projet d'implantation d'une usine de traitement de gaz, il s'agit de l'usine de MLN.

2. La description de processus de traitement de l'usine MLN

Le Centre de Traitement – CPF de MLN permet le traitement du pétrole brut qui est reçu depuis les puits pour lui enlever l'eau et le gaz en suivant des étapes de séparation adéquates.

Le CPF contient des équipements de séparation de brut (Séparateurs HP et MP, dessaleurs, fours, stabilisateur) ; équipement de récupération, traitement et compression du gaz en vue de sa réinjection dans le champ. Et enfin une station de traitement de l'eau de production pour réinjection ou stockage dans le bassin d'évaporation.

2.1 System 100 Séparation et stabilisation

2.1.1 Séparateur HPV.101

Le séparateur HP reçoit le flux à partir du système de collecte et opère normalement à 39 barg.

Le séparateur est dimensionné pour une capacité de 65,73 SBOPD. Les paramètres de design sont (47 barg et 80°C).

Le temps de séjour du brut est plus de 4 minutes et pour l'eau plus de 12 minutes pour le maximum de récupération d'eau prévue (13,730 BWPD).

Le niveau du liquide pour un fonctionnement normal est de 50%, ce qui donne une surface de séparation généreuse coté gaz.

L'eau produite est envoyée vers Flash Drum V-511 sous un control du niveau d'interface et le gaz léger séparé est envoyé à la section de compression HP. Et le brut rejoint le séparateur MP V-102.

2.1.2 Séparateur MP V.102

Le séparateur MP V-102 est également dimensionné pour le taux de pétrole produit de la conception avec un excès de 10 % en tenant compte du brut off spécification recyclé.

Ce séparateur est de mêmes dimensions que le V-101 et opère normalement à une pression de 13 barg.

Chapitre II : La déshydratation du gaz naturel dans le champ MLN

Le séparateur MP est muni d'un système de déviation du flux vers la ligne off-spec via un by-pass manipulé manuellement uniquement dans le cas où les résultats d'analyses du laboratoire indiquent que ce stade de séparation fonctionne anormalement.

L'eau produite dans cette étape est également envoyée vers le flash drum V.511 via une vanne de control de niveau. Le gaz séparé est envoyé à la section de compression MP. Et le brut est pompé via les pompes P-101 (A.B.C.D) et rejoint le dessaleur V-103/V-104.

2.2 Skid de dessalage

Les skid de dessalage PT.101 est un dessaleur à deux étages (1er étage V.103 / 2ième étage V.104) coalescer électrostatique avec deux pompes de recyclage d'eau P.103 A/B.

Le brut quittant le séparateur MP est pompé via les pompes P.101 A/B/C/D, pour permettre au coalescer de fonctionner en conditions exemptes de vapeur.

L'eau de lavage est introduite dans le 2ième étage est mélangé avec le brut venant du 1er via une de mélange. L'eau de 2ième étage est recyclé ou 1er étage par une pompe recyclage d'eau P.103 A/B, et mélangée avec le brut du séparateur MP via une autre vanne de mélange.

L'eau issue du 1ier étage est drainée sous un control de niveau d'interface vers le ballon de l'eau produite flash drum V.511.

2.3 Stabilisation

2.3.1 La colonne T.101

Le stabilisateur T-101 est nécessaire pour ramener le brut à une TVR répondant aux spécifications en optimisant les volumes de récupération du pétrole.

2.3.2 Le rebouilleur H.101

Les pompes de rebouillage P-112 A / B / C à travers un régulateur de débit 01 FC-071 alimente le rebouilleur H-101. En fonctionnement normal, deux pompes seront en service et la troisième sera en stand-by.

Le rebouilleur H-101 est un appareil de chauffage à gaz fonctionnant à une température de sortie d'environ 160 ° C. A cette température, le taux de vaporisation se situe entre 20% et 40% (selon le cas). La température dans la colonne au niveau du bac sensible est commandé par 01TC-056, qui cascades sur-01FC 091 pour régler le débit de gaz combustible vers les brûleurs à gaz du rebouilleur.

Chapitre II : La déshydratation du gaz naturel dans le champ MLN

2.3.3 Refroidisseur du brut stabilisé (Aéro-réfrigérants) E.101

Le brut stabilisé est envoyé aux réservoirs de stockage via l'aéro-réfrigérant E-101, à une TVR de 0,59 bar (8,5 psi) et doit être refroidi pour éviter la vaporisation dans les bacs de stockage, qui sont des toit flottants

2.4 Système 200 Stockage du brut export

Le brut stabilisé refroidi dans l'aéro-réfrigérant E.101 s'écoule vers les bacs de stockage TK.211 A/B/C. Trois bacs à toits flottants sont installés et calculés pour une capacité de stockage de 24h de production nominale.

Le système permet à partir de la salle de contrôle de basculer entre les modes suivants :

- Remplir un bac : le remplissage de puis la colonne de stabilisation;
- Permutation : remplir un bac à partir d'un autre bac;
- Vidange d'un bac.

2.4.1 Opération de remplissage

Durant l'opération de remplissage la qualité du brut stocké est vérifiée par les moyens d'échantillonnage pris à l'entrée de chaque bac. Généralement deux bacs seront utilisés pour la production (remplissage), où le troisième sera en expédition (vidange).

2.4.2 Opération d'export

Les bacs sont vidés par les pompes Booster P.211 A/B/C et les pompes principales P.212 A/B/C.

Les pompes sont conçues pour pomper la production entière en 18 heures avec une pression de refoulement de 73 barg.

Les pompes booster P.211 A/B/C sont équipées de soupapes de sécurité 02.PSV.036 qui sont munies de disques de rupture placés sur la ligne de refoulement pour une protection contre le retour des pompes principales.

2.4.3 Opération de permutation

Il est possible de transférer le contenu d'un bac vers un autre bac on/off spec grâce aux pompes booster.

2.5 Système 300 BP et MP compression

Trois trains de compression de gaz identique A, B et C sont installés, chacun ayant une capacité normale d'environ 6 MMSCFD.

Chapitre II : La déshydratation du gaz naturel dans le champ MLN

Les compresseurs LP et MP sont couplés sur un arbre unique entraîné par un moteur électrique à vitesse fixe. Ils sont du type alternatif avec des installations pour le contrôle de la capacité. Le compresseur C-311 reçoit du gaz à partir du stabilisateur T-101, et le compresseur C-321 reçoit du gaz à partir de C-311 décharge après refroidissement, et de V-102.

En outre, le LP Compresseur C-311 et MP Compresseur C-321 sont disposés d'une manière similaire avec la même philosophie de commande. Par conséquent, la description qui va suivre est applicable aux deux systèmes.

Les ballons V-311 / V-321 sont prévus à l'aspiration de chaque compresseur pour protéger les machines contre l'entraînement du liquide. Les après-refroidisseurs sont conçus pour répondre à la température de refroidissement nécessaire à la condition de pointe ambiante et également dans des conditions de recirculation. En hiver, il est possible de sous-refroidir afin d'éviter toute formation d'hydrates, un contrôle de température est prévu à chaque étape en ajustant la position des volets de post-refroidisseur. Les compresseurs sont conçus pour traiter un large éventail de flux (de 0 à 100% de la capacité nominale). Le cas de débit maximal à travers les compresseurs est celui du cas avec ELR été.

2.6 Système 400 Glycol, Enhanced liquid recovery et HP Réinjection/Compression

2.6.1 Unité de Glycol (Old glycol T.411)

L'unité sert à déshydrater le gaz, et régénérer le glycol hydraté.

Pour une pression de 37.6 barg et température d'entrée de 55°C du gaz saturé en eau, l'utilisation d'un gaz de stripping est recommandée dans la régénération pour aboutir à la pureté désirée du TEG. Le système comprend:

- Refroidisseur du gaz E.411
- Contacteur à glycol T.411
- Ballon de flash du glycol V.413
- Filtres du glycol F.411A/B
- Colonne de régénération de glycol T.412
- Rebouiller de glycol V.412
- Colonne de dégazage du TEG T.412
- Réservoir tampon V.414
- Pompes de circulation de TEG P.412A/B
- Refroidisseur de TEG pauvre E.412
- Réservoir make up V.415 / pompes make up P.415

Chapitre II : La déshydratation du gaz naturel dans le champ MLN

2.6.2 Unité de Glycol (new glycol T.441).

Un nouveau contacteur T.441 a été rajouté pour supporter le nouveau débit de gaz. Le principe de fonctionnement de cette unité est identique à celui de l'ancienne unité. Le système comprend les équipements suivants :

- Refroidisseur du gaz d'entrée E.441
- Ballon de séparation du gaz d'entrée V.441
- Contacteur TEGT.441
- Ballon de flash du glycol V.433
- Filtres du glycol F.441A/B
- Colonne de régénération TEGT.442
- Rebouilleur du TEGV.442
- Colonne de dégazage TEGT.442
- Réservoir tampon du TEGV.444
- Echangeur de TEG riche/TEG pauvre E.443
- Pompes de circulation TEG P.442 A/B_ Pompes de transfert de TEGP.445
- Refroidisseur glycol sec E.442
- TEG make-up drumV.445

2.6.3 Section de stockage du glycol

L'unité de stockage comprend les équipements suivants :

- V445 : Une cuve de stockage
- P2 : Une pompe de transfert du glycol

La cuve de stockage du glycol sert de réserve de TEG. Lorsque la quantité de ce dernier se trouvant dans l'unité de déshydratation est insuffisante, le TEG est aspiré de la cuve de stockage à l'aide de la pompe de transfert. La cuve de stockage est équipée d'un réchauffeur électrique à immersion qui maintient une température interne à environ 15 0C, lorsque la pompe de transfert de glycol est utilisée au cours de la saison froide.

2.6.4 Section de régénération du glycol

L'unité de régénération est composée des équipements suivants :

Chapitre II : La déshydratation du gaz naturel dans le champ MLN

Tableau 3 : Equipements de section de régénération du glycol

V 443	Récipient d'inflammation de glycol(ballon de flash)
E3 (E 443)	Echangeur de glycol appauvri / riche
V 442	Régénérateur de glycol à tubes-foyer
T 442	Colonne de distillation de glycol (stillcolumn)
-E4	Condenseur de reflux
V 444	Tambour de monté de glycol (surgedrum)
P1A/B	Pompe de circulation du glycol
20-V-001-V2A/B	Filtres de glycol riche

Le glycol riche provenant du conjoncteur de TEG passe à travers le condenseur de reflux qui refroidit la colonne de distillation de glycol et entre dans le tambour d'inflammation pour bruler et éliminer la plupart des composants légers du gaz et les hydrocarbures qui se sont dissous dans le glycol.

Le glycol riche passe ensuite à travers les filtres (l'un est en marche et l'autre est en réserve) à fin d'éliminer les résidus solides que le glycol peut avoir charrié à partir de l'entré du gaz, après avoir traversé les filtres de glycol riche, une partie du flux passe par un filtre de carbone pour enlever les hydrocarbures lourds qui ont pu se dissoudre dans le glycol.

Le glycol filtré s'écoule vers un échangeur de glycol appauvri/riche qui récupère la chaleur et pénètre dans la colonne de distillation du glycol.

Dans le régénérateur de glycol l'eau absorbée est éliminée et le glycol re-concentré au niveau de concentration requis. La colonne de distillation du glycol récupère le glycol débarrassé de l'eau dans la partie haut afin de minimiser les pertes de glycol qui peut s'échapper avec les effluents.

Le régénérateur de glycol est un rebouilleur à tubes doté d'une colonne isolante. Le glycol est chauffé à une température d'environ 200 OC par le bruleur de gaz naturel. Le glycol appauvri chaud s'écoule par la colonne isolante et le tambour de monté de glycol vers l'échangeur de glycol appauvri/riche. Le glycol appauvri est aspiré par des pompes à engrenage de circulation de glycol (l'un est en marche et l'autre est en réserve) vers le conjoncteur du glycol en passant par un refroidisseur à ailettes de glycol appauvri.

3. Description des équipements de procédé de déshydratation

3.1 Contacteur de glycol (T 441)

Le contacteur est équipé d'une garniture structurée, un éliminateur de buée à engrenage métallique est situé au-dessus du conjoncteur pour éviter que le glycol ne soit aspiré avec le gaz déshydraté.

Le gaz saturé d'eau s'écoule vers le bas du conjoncteur et remonte par la garniture structurée à contre-courant du flux du glycol appauvri qui provient de haut de conjoncteur.

Ayant absorbé l'eau qui se trouvait dans le gaz, le glycol riche est attiré par un régulateur de niveau automatique de la partie basse du conjoncteur de glycol vers la section de régénération.

La figure 4 illustre les deux principaux types de dispositifs utilisés pour assurer le contact du liquide et de la vapeur sans apport d'énergie mécanique.

Le cas (a) de la phase liquide continue correspond aux colonnes à plateaux et le cas (b) de la phase gazeuse continue aux colonnes à garnissage.

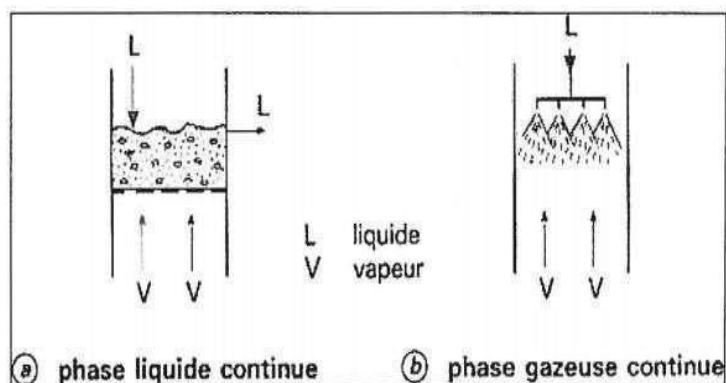


Figure 6: Principe de contact entre liquide et gaz.

3.2 Refroidisseur de glycol appauvri (E 442)

La température du glycol appauvri-pénétrant dans le conjoncteur- a un impact très important sur le point de condensation du gaz produit et sur les pertes en glycol. En règle générale le glycol appauvri entrant dans le conjoncteur doit avoir une température de 5 °C de plus que celle du gaz humide. Par exemple si le gaz humide est à 55 °C le glycol appauvri doit être à 60 °C, afin de maintenir ce rapport de température, l'installation est équipée d'un refroidisseur de glycol à ailettes. La température du glycol appauvri est stabilisée par le TIC qui utilise le conduit de dérivation du liquide, fournit avec le refroidisseur à ailettes. Ce dernier est munit d'un volet manuel pouvant être ouvert ou fermé pour régler le degré de refroidissement selon la température chaude ou froide de la saison.

Chapitre II : La déshydratation du gaz naturel dans le champ MLN

3.3 Echangeur de glycol appauvri/riche (E 443)

Un échangeur de chaleur à disques est également fourni pour assurer une bonne conservation de la chaleur, comme ces échangeurs sont destinés à faire baisser la température du glycol appauvri chaud en dessous de 90 °C pour protéger les pompes tout en préchauffant le glycol riche froid.

3.4 Récipient d'inflammation de glycol (V 443)

Ballon flash, séparateur horizontal triphasé constitué d'un déversoir à plateaux de débordement est situé en aval du condenseur de reflux et sert à séparer et à éliminer le gaz d'inflammation et les liquides libres de condensation des hydrocarbures du glycol liquide riche. S'ils ne sont pas éliminés les liquides des hydrocarbures peuvent avoir un impact négatif sur la prestation du régénérateur–rebouilleur. Le liquide de condensation des hydrocarbures est séparé du glycol riche liquide en débordant du déversoir vers la partie de surpression. Le surplus de gaz et de liquide vont aller vers la torchère. Le glycol riche s'écoule continuellement à travers les filtres de glycol riche, le filtre de carbone et l'échangeur de glycol appauvri/riche vers la colonne de distillation du glycol, le niveau étant contrôlé par un régulateur de niveau d'interface.

3.5 Filtres de glycol riche (F A/B)

L'objectif de ses filtres est d'éliminer les corps solides polluants que le glycol peut charrier à partir de l'entrée du gaz. Les filtres sont conçus pour pouvoir enlever toutes les particules dont la taille dépasse 10 microns. En cas de chute de tension importante du filtre, il est raccordé au circuit de réserve et les pièces obstruées du filtre doivent être changées.

3.6 Filtres de carbone (F 442)

Le filtre à charbon est utilisé en aval de filtres de glycol riche, des hydrocarbures lourds sont séparés du glycol. 25 % du débit du glycol riche passe par le filtre de charbon.

3.7 Colonne de distillation de glycol (T442)

La colonne de distillation est directement montée sur le haut du régénérateur de glycol pour permettre une parfaite distillation de glycol et de l'eau, le glycol riche chaud provenant de l'échangeur de glycol appauvri/riche est déversé au milieu du percolateur de la colonne de distillation. C'est dans le point bas du percolateur que le pré-réchauffement et la distillation partielle du glycol riche sont effectués. Le point haut du percolateur sert à minimiser les pertes de glycol qui s'évapore avec la vapeur d'eau, en utilisant l'eau de reflux.

3.8 Condenseur de reflux (E4)

C'est une partie intégrante de la colonne de distillation, le glycol riche provenant du joncteur de glycol travers le condenseur de reflux pour être transformé en vapeur d'eau froide dans la

Chapitre II : La déshydratation du gaz naturel dans le champ MLN

colonne de distillation. Ce reflux assure le retour de tout le glycol contenu dans la vapeur d'eau vers le percolateur de la colonne de distillation. La différence de la température du glycol riche entre l'entrée et la sortie est fixée à 12,4 °C pour maintenir le bon rapport du reflux vers le haut de la colonne de distillation.

3.9 Régénérateur de glycol (V 442)

Le régénérateur est un rebouilleur sert à re-concentrer le glycol thermiquement par l'évaporation et l'élimination de l'eau qui a été absorbée par le conjoncteur de glycol. Un ensemble de bruleur de gaz naturel sont situées dans le tube-foyer pour conserver la chaleur de rebouilleur. Le régénérateur fonctionne à 0.1 bar et à 204 °C alors que 99,9 wt% de la concentration de glycol est obtenue par une vitesse appropriée du débit de gaz de stripage. La colonne isolante sert à réaliser une haute concentration de glycol, un gaz de stripage excessif produit de grandes pertes de glycol dues à la température élevée de la partie supérieure de la colonne de distillation de glycol. Il faut donc s'assurer du bon réglage de la vitesse et débit du gaz de stripage.

3.10 Réservoir de montée de glycol (V 444)

La plupart de glycol se perd en vapeur de TEG au niveau de conjoncteur du récipient d'inflammation de glycol et de condenseur de reflux. Le tambour de montée sert à maintenir une quantité appropriée de glycol dans le système afin de laisser aux opérateurs le temps nécessaire pour rajouter du glycol. Le tambour est également conçu pour stocker le glycol appauvri et contenir les poussées du glycol dues à la dilatation produite par le réchauffement du système.

3.11 Pompes de circulation du glycol

Les deux moteurs électriques actionnés par des pompes à engrenage sont destinés à aspirer le glycol appauvri de l'échangeur de glycol appauvri/riche vers le refroidisseur de glycol appauvri. Les pompes sont conçues pour avoir une différence de pression de 68,2 bars et un moteur électrique de 15 KWx4P. L'une est en marche alors que l'autre est en réserve.

3.12 Cuve de stockage de glycol (V 445)

Si le niveau du liquide dans le tambour de montée baisse à un niveau alarmant, le glycol est acheminé de cette cuve vers le régénérateur de glycol en utilisant la pompe de transfert du glycol, le nouveau glycol est stocké dans la cuve de stockage avant son utilisation.

3.13 Pompe de transfert de glycol (-P2)

La pompe sert à aspirer le glycol d'appoint vers le régénérateur de glycol, elle a une capacité de 4,8 m³/h et un moteur électrique de 2,2 KWx2P.

Chapitre II : La déshydratation du gaz naturel dans le champ MLN

3.14 Produits chimiques

L'unité utilise les quatre produits chimiques suivants :

- Le tri éthylène glycol (TEG) : Solution de glycol-eau à 99,5 wt%(min).
- Le régulateur du pH : Le pH normal de la solution du TEG appauvri est de 7 à 7,5. Si le pH de la solution baisse en dessous de 7 (acidifié), un agent de régulateur du pH doit être ajouté. Il est recommandé que le régulateur de pH soit le mono-éthanol amine MEA.
- L'anti mousse : Un test moussant peut renseigner sur la tendance à produire de la mousse, on peut utiliser par exemple l'émulsion anti mousse ONDEO Nalco EC9076A, il s'agit d'une émulsion huile-eau hautement miscible d'un composé de diméthylpoly-siloxane silotage.
- L'inhibiteur de corrosion : Il est très rare de recourir à un inhibiteur de corrosion dans l'unité. Certains types d'inhibiteurs de corrosion produisent rarement de la mousse dans le glycol. Aussi, il est préférable d'en utiliser le moins possible. N'appliquez l'inhibiteur de corrosion dans l'unité que si la teneur en fer de glycol dépasse la concentration permise.

A l'exception du TEG, ces produits chimiques ne sont pas utilisés en temps normal mais uniquement en cas de nécessité.

3.15 Système de gaz combustible

Le gaz combustible est utilisé comme source d'énergie principale pour la turbine à gaz, le compresseur de gaz-lift, pour le régénérateur, le stripping de la solution de glycol dans l'unité de déshydratation, les brûleurs pilotes de bourbier et pour la purge de la ligne de collecteur de torche.

Le gaz combustible est envoyé à partir du refoulement de l'unité de déshydratation après qu'il avoir été comprimé et déshydraté ; lorsque le gaz n'est pas disponible au moment du démarrage et de l'arrêt du compresseur, le gaz combustible doit être fourni par FGL.

Le gaz humide est aspiré par le bas de la section du contacteur de glycol et s'écoule en amont à travers la garniture structurée à contre-courant du glycol appauvri (sec) qui provient du haut du contacteur de glycol. Le gaz sec travers un éliminateur de buée avant de quitter le joncteur de glycol et s'engager dans la section suivante. Le refroidisseur du glycol appauvri rafraîchit la température de ce dernier chaud jusqu' à ce qu'elle atteigne la température requise pour le fonctionnement du joncteur de glycol. Ayant absorbé l'eau du gaz humide, le glycol riche est entraîné par un régulateur de niveaux automatique, de la partie basse du joncteur de glycol.

Chapitre III :

Paramètres d'exploitation de

l'unité T441

1. Problématique

L'objectif de cette étude est de fournir une introduction aux systèmes de déshydratation par absorption, en particulier en ce qui concerne l'unité T441/ MLN, de fournir une explication et des exemples de perturbations possibles causées par les systèmes de glycols, de montrer les effets associés et de proposer des stratégies de conception alternatives que les concepteurs de systèmes de déshydratation peuvent mettre en œuvre pour minimiser ces perturbations dans les projets futurs, afin d'offrir une maîtrise parfaite du séchage et une production permanente.

2. Données du Champ (MLN) :

Champ MLN.

Type d'échantillonnageSurface.

Type de fluide Gaz naturel.

Pression de T441 (Psi)537,654.

Température de T441 (R °)557,676.

Données de design de l'unité T-441

Débit du gaz :

- Été : 215 MMscf/day.
- Hiver: 230 MMscf/day.

La pression d'entrée du gaz : 45 bars = 652,68 psi.

La température de contact :

- Été : 59 °C=138,2 °F.
- Hiver : 50 °C =122 °F.

La teneur en eau du gaz sec :

- Été : 5,7 Lb/MMscf.
- Hiver : 3,5 Lb/MMscf.

La concentration du glycol à l'entrée du contacteur est de 99,7% au minimum.

Tableau 4: Capacité de traitement de l'unité T441

	Capacité de traitement (MMSCF/Day)	
	Design	Actuelle
<i>Gaz d'alimentation</i>	230	245

Tableau 5: Composition de la charge traitée à l'unité T441

Constituants	M_i (g/mole)	% molaire	% molaire $\times M_i$
N ₂	28,013	4,67	130,821
CO ₂	44,010	3,75	165,038
CH ₄	16,042	63,42	1017,384
C ₂ H ₆	30,069	16,43	494,034
C ₃ H ₈	44,096	7,80	343,949
i- C ₄ H ₁₀	58,123	0,72	41,848
n- C ₄ H ₁₀	58,123	1,98	115,084
i- C ₅ H ₁₂	72,150	0,34	24,531
n- C ₅ H ₁₂	72,150	0,52	37,518
C ₆ H ₁₄	86,177	0,29	24,991
C ₇ H ₁₆	100,204	0,08	08,016
Σ	-	100	2403,214

3. Les conditions actuelles :

3.1 Conditions opératoires actuelles

Les paramètres d'exploitation :

Pression : [30 ; 31 ; 32] bars.

Température : [32 ; 44] °C.

Débit actuel : 245 MMscf/day.

Le taux d'humidité (sortie) du gaz maximum : $W_0 = 3,5$ lb/MMscf.

La concentration de glycol est de 99,7%.

Dimensionnement du contacteur T441 :

T-411	TEG GLYCOL CONTACTOR + INTEGRAL SCRUBBER
SIZE	1600(ID) x 9720(TL-TL) mm
DESIGN/OPERATING PRESS.	47.6 + FV / 37.6 barg
TEMPERATURE DESIGN	-5 / 80 °C
OPERATING	53 °C
MATERIAL	CS + 3mm CA/SS 316L CLAD .
EQUIPMENT TRIM	B01L-1 /B29L/B01-2 .

Figure 7: Dimensionnement du contacteur T441

La quantité d'eau à éliminer du courant de gaz d'admission dépend de trois facteurs :

- Le débit du gaz d'admission ;
- Les conditions de saturation du gaz d'admission ;
- La teneur en eau exigée du gaz produit.

Trois autres facteurs contrôlent l'efficacité de la déshydratation du gaz d'admission :

- Le nombre de plateaux du contacteur ;
- Le débit de circulation du glycol ;
- La pureté du glycol pauvre.

3.2 Composition actuelle du gaz à l'entrée de gaz

Les propriétés du gaz naturel varient considérablement selon les changements de température, la pression et la composition du gaz. Les propriétés du gaz jouent un rôle très important dans la production de gaz, la prévision et l'évaluation. La plus importante de ces propriétés sont :

- Masse molaire du mélange gazeux.
- Constant des gaz.
- Facteur de compressibilité du gaz.
- La masse volumique du gaz

3.2.1 Facteur de compressibilité Z [14]

Le facteur de compressibilité Z est un facteur adimensionnel, indépendant de la quantité de gaz et déterminé par le caractère du gaz, la température et la pression.

Le facteur de compressibilité du gaz Z est défini comme le rapport du volume réel de n -moles de gaz à T et p au volume idéal du même nombre de moles au même T et p :

$$Z = \frac{V_{actual}}{V_{ideal}} = \frac{V}{(nRT)/p} \quad (1)$$

3.2.1.1 Calcul des températures et pressions pseudo-réduite du mélange

Les études des facteurs de compressibilité des gaz pour les gaz naturels de diverses compositions ont montré que les facteurs de compressibilité peuvent être généralisés avec des précisions suffisantes pour la plupart des besoins d'ingénierie lorsqu'ils sont exprimés en termes des deux propriétés adimensionnelles suivantes :

- Pression pseudo-réduite
- Température pseudo-réduite

Ces termes adimensionnels sont définis par les expressions suivantes :

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} \quad (2) \quad \text{et} \quad T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} \quad (3)$$

Où

p : pression du système, psia

p_{pr} : pression pseudo-réduite, adimensionnel

T : température du système, °R

T_{pr} : température pseudo-réduite, adimensionnel

p_{pc}, T_{pc} : pression et température pseudo-critiques, respectivement, et définis par les relations suivantes :

$$p_{pc} = \sum_{i=1} y_i p_{ci} \quad (4) \quad \text{et} \quad T_{pc} = \sum_{i=1} y_i T_{ci} \quad (5)$$

Les résultats de pression et température pseudo-critiques sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau 6: pression et température pseudo-critiques

Constituant	Mi	% molaire	yi *Mi	Pc	yi *Pci	Tc	yi*Tci
				Psia		°R	
N ₂	28,02	4,67	1,308	493,00	23,02	227,60	10,63
CO ₂	44,01	3,75	1,650	1071,00	40,16	547,90	20,55
C1	16,04	63,42	10,172	667,80	423,52	343,37	217,77
C2	30,07	16,43	4,940	707,80	116,29	550,09	90,38
C3	44,09	7,80	3,439	616,30	48,07	666,01	51,95
iC4	58,12	0,72	0,418	529,10	3,81	734,98	5,29
nC4	58,12	1,98	1,150	550,70	10,90	765,65	15,16
iC5	72,15	0,34	0,245	490,40	1,67	829,10	2,82
nC5	72,15	0,52	0,375	488,60	2,54	845,70	4,40
C6	86,17	0,29	0,249	436,90	1,27	913,70	2,65
C7	100,2	0,08	0,080	396,80	0,32	972,80	0,78
Total		100,00	24,03		671,57		422,37

Il convient de souligner que ces propriétés pseudo-critiques, c'est-à-dire p_{pc} et T_{pc} , ne représentent pas les propriétés critiques réelles du mélange gazeux. Ces pseudo-propriétés sont utilisées comme paramètres de corrélation dans la génération des propriétés du gaz.

$$p_{pr} = \frac{p}{p_{pc}} = \frac{537,65}{671,57} = \mathbf{0,8} \quad \text{et} \quad T_{pr} = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{557,68}{422,37} = \mathbf{1,32}$$

3.2.1.2 Calcul du facteur de compressibilité Z

Sur la base du concept de propriétés pseudo-réduites, Standing et Katz (1942) [15] ont présenté un graphique généralisé des facteurs de compressibilité des gaz, comme le montre la figure suivante. Le graphique représente les facteurs de compressibilité du gaz naturel en fonction de p_{pr} et T_{pr} . Ce graphique est généralement fiable pour le gaz naturel avec une

petite quantité de non-hydrocarbures. Il s'agit de l'une des corrélations les plus largement acceptées dans l'industrie pétrolière et gazière.

La figure 08 donne une lecture graphique du coefficient de compressibilité Z à partir de pressions et température réduites donne $Z = 0,88$.

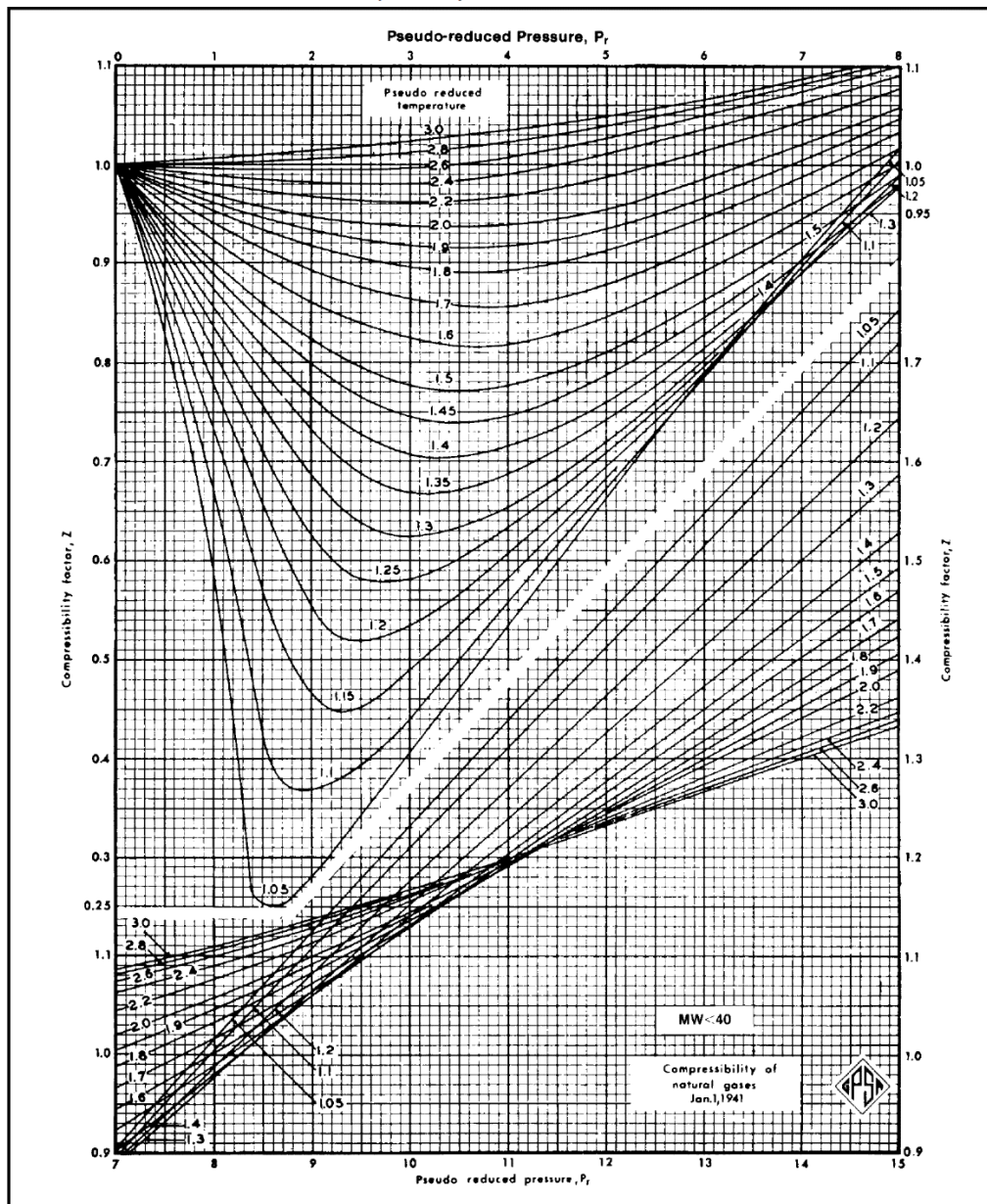


Figure 8: Abaque des facteurs de compressibilité Standing et Katz. [16]

3.2.2 Calcul de densité relative du gaz

De nombreuses équations d'état ont été développées dans le but de corréliser les variables pression-volume-température pour les gaz réels avec des données expérimentales. Afin d'exprimer une relation plus exacte entre les variables p , V et T , le facteur de déviation du gaz, ou simplement facteur Z , doit être introduit pour tenir compte du départ des gaz de l'idéalité.

L'équation a la forme suivante :

$$pV = ZnRT \quad (6)$$

Peut-être écrit en termes de poids moléculaire apparent M_a et de poids du gaz m .

$$pV = Z \left(\frac{m}{M_a} \right) RT \quad (7)$$

En résolvant la relation ci-dessus pour le volume et la densité spécifiques du gaz, donne :

$$v = \frac{V}{m} = \frac{ZRT}{pM_a} \quad (8)$$

$$\rho_g = \frac{1}{v} = \frac{pM_a}{ZRT} \quad (9)$$

$$M_a = \sum_{i=1} y_i M_i \quad (10)$$

La densité relative :

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_{air}} \quad (11)$$

En supposant que le comportement du mélange gazeux et de l'air est décrit par l'équation du gaz idéal, La densité relative peut alors être exprimée comme suit :

$$\gamma_g = \frac{\frac{p_{sc} M_a}{RT_{sc}}}{\frac{p_{sc} M_{air}}{RT_{sc}}} = \frac{M_a}{M_{air}} = \frac{M_a}{28,96} \quad (12)$$

Où

v : volume spécifique, (ft^3/lb)

ρ_g : masse volumique, (lb/ft^3)

M_a : poids moléculaire apparent

M_i : poids moléculaire du i ème composant du mélange

y_i : fraction molaire du composant i dans le mélange

R : la constante de gaz universelle, a la valeur 10,730 ($psia ft^3/lb mol^\circ R$)

$$M_a = \sum_{i=1} y_i M_i = \mathbf{24,03}$$

$$\rho_g = \frac{pM_a}{ZRT} = \frac{537,65 * 24,03}{0,88 * 10,73 * 557,68} = 2,45 (lb/ft^3)$$

$$\gamma_g = \frac{M_a}{28,96} = \frac{24,03}{28,96} = \mathbf{0,829}$$

3.2.3 Calcul de viscosité du gaz [14]

La viscosité du gaz n'est pas couramment mesurée en laboratoire car elle peut être estimée avec précision à partir de corrélations empiriques. Comme toutes les propriétés intensives, la viscosité d'un gaz naturel est complètement décrite par la fonction suivante :

$$\mu_g = (p, T, y_i)$$

Où μ_g = la viscosité de la phase gazeuse.

La relation ci-dessus indique simplement que la viscosité est fonction de la pression, de la température et de la composition.

Plusieurs corrélations de viscosité des gaz largement utilisées peuvent être considérées comme des modifications de cette expression.

Corrélation de Carr-Kobayashi-Burrows Method

Carr, Kobayashi et Burrows (1954) ont développé des corrélations graphiques pour estimer la viscosité du gaz naturel en fonction de la température, de la pression et de la gravité du gaz. La procédure de calcul d'application des corrélations proposées est résumée dans les étapes suivantes :

Étape 1. Calcule poids moléculaire apparent du gaz : $M_a = \sum_{i=1} y_i M_i = \mathbf{24,03}$

Étape 2. Détermine la viscosité du gaz à 1 atm et 97,33°F à partir de la figure 09 : $\mu_1 = \mathbf{0,0102 \text{ cp}}$

Étape 3. Calcule p_{pr} et T_{pr} : $p_{pr} = 0,8$ et $T_{pr} = \mathbf{1,32}$

Étape 4. Détermine les taux de viscosité à partir de la figure 10 : $\mu_g / \mu_1 = \mathbf{0,18}$

Étape 5. Calcule la viscosité du gaz : $\mu_g = \frac{\mu_g}{\mu_1} (\mu_1) = 0,18 * 0,0102 = \mathbf{0,001836 \text{ cp}}$

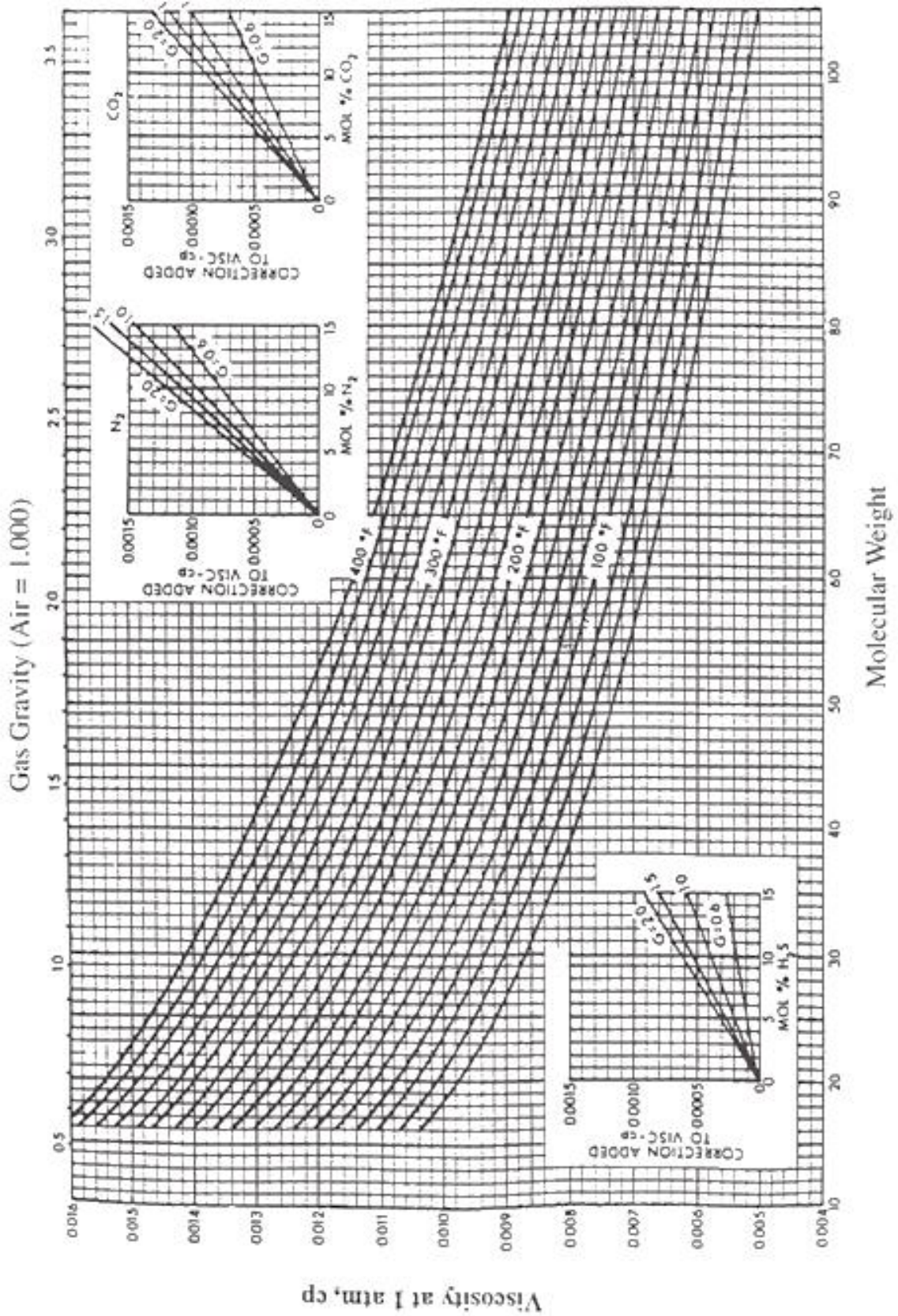


Figure 9: Abaque viscosité (1atm) vs Ma

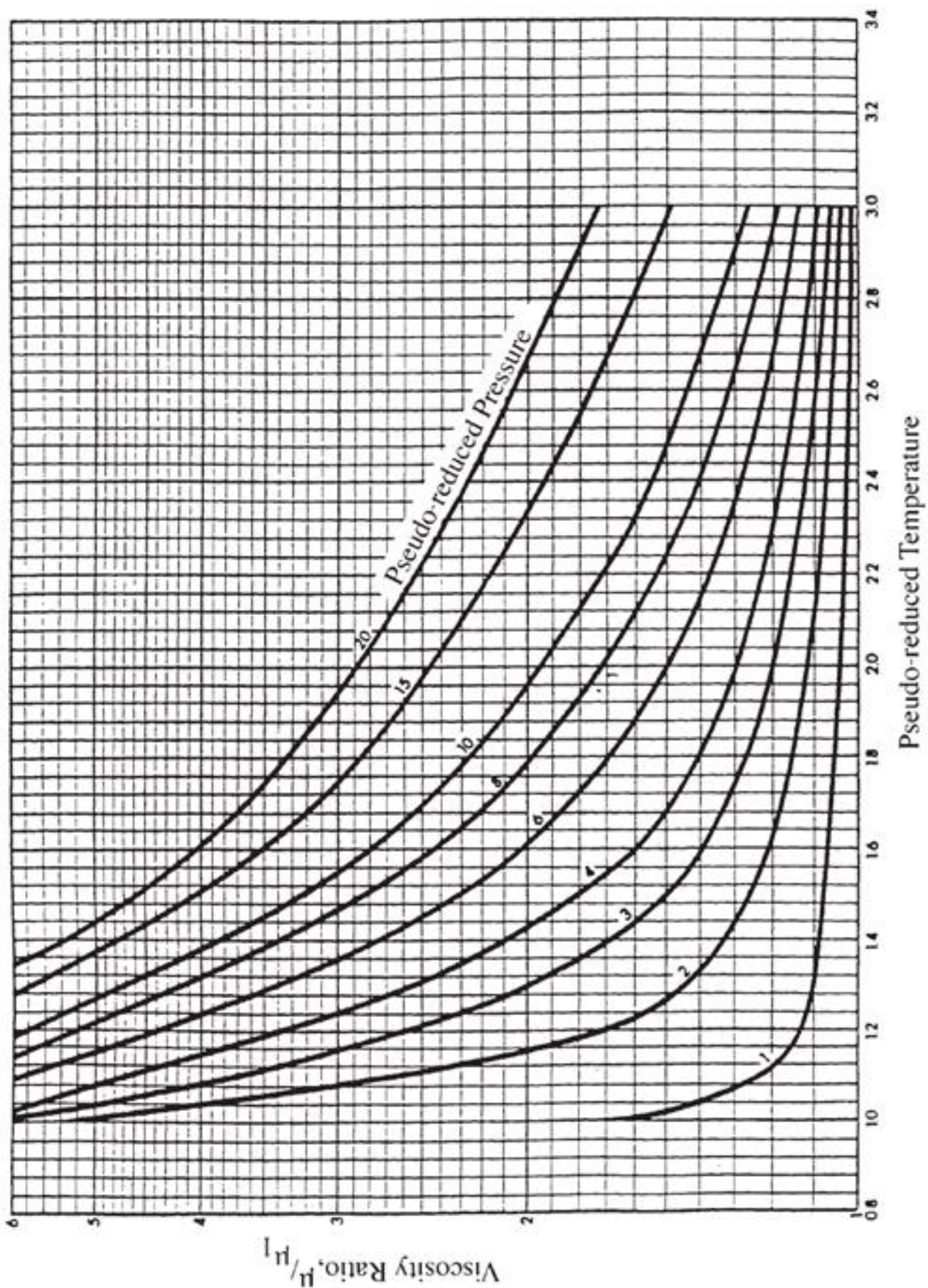


Figure 10: Abaque rapport de viscosité vs (Ppr&Tpr)

3.2.4 La teneur en eau du gaz d'alimentation [17]

La teneur en eau saturée d'un gaz dépend de la pression, de la température et de la composition. L'effet de la composition augmente avec la pression et est particulièrement important si le gaz contient du CO₂ et/ou du H₂S. Pour les gaz naturels pauvre et doux contenant plus de 70% d'éthane et de petites quantités d'hydrocarbures lourds, les corrélations pression-température généralisées conviennent à de nombreuses applications. La figure 13 est un exemple d'une telle corrélation qui a été largement utilisée pendant de nombreuses années dans la conception de déshydrateurs de gaz naturel "doux". Il a été publié pour la première fois en 1958 et était basé sur les données expérimentales disponibles à l'époque [13].

En dessous de 40% de composants de gaz acide, une méthode d'estimation de la teneur en eau utilise l'équation ci-dessous et la figure 11 et 12.

$$Y_1 = y_{HC} * Y_{HC} + y_{CO2} * Y_{CO2} + y_{H2S} * Y_{H2S} \quad (13)$$

Où :

Y : teneur en eau du gaz, mg/standard m³

y : fraction molaire en phase gazeuse

Pour les conditions de service actuelles : Pression 3700 kPa et Température : 36,3 °C.

$$Y_1 = 0,9625 * 1300 + 0,0375 * 1300 = \mathbf{1300 \text{ mg/Sm}^3}$$

$$Y_1 = 81,14 \text{ (lb/MMSCF)} = \mathbf{1744,70 \text{ (ppmv)}}$$

La teneur d'eau du gaz dans les conditions de pression et température actuelles est supérieure à celui du design.

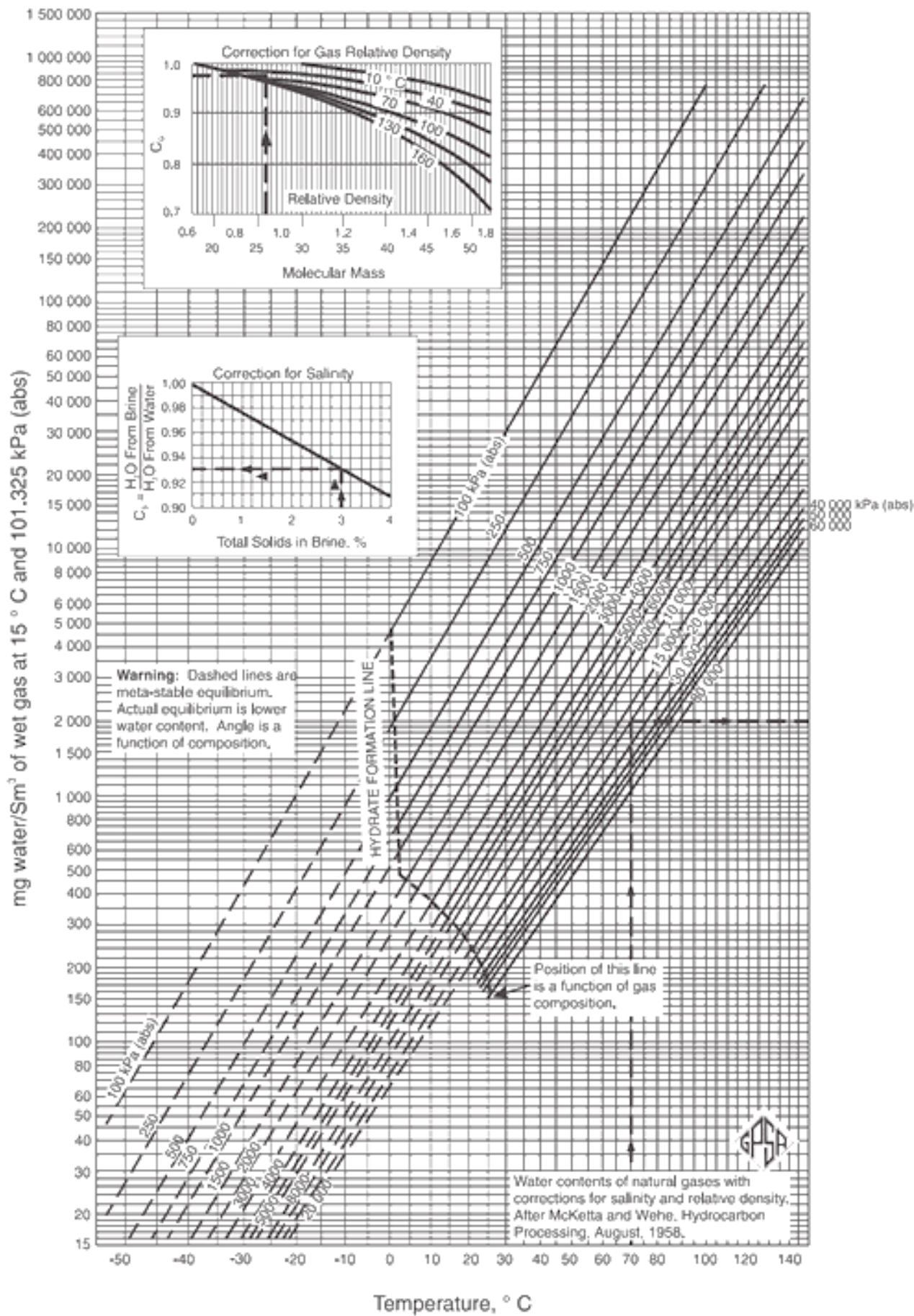


Figure 11: Teneur en eau des hydrocarbures gazeux [13]

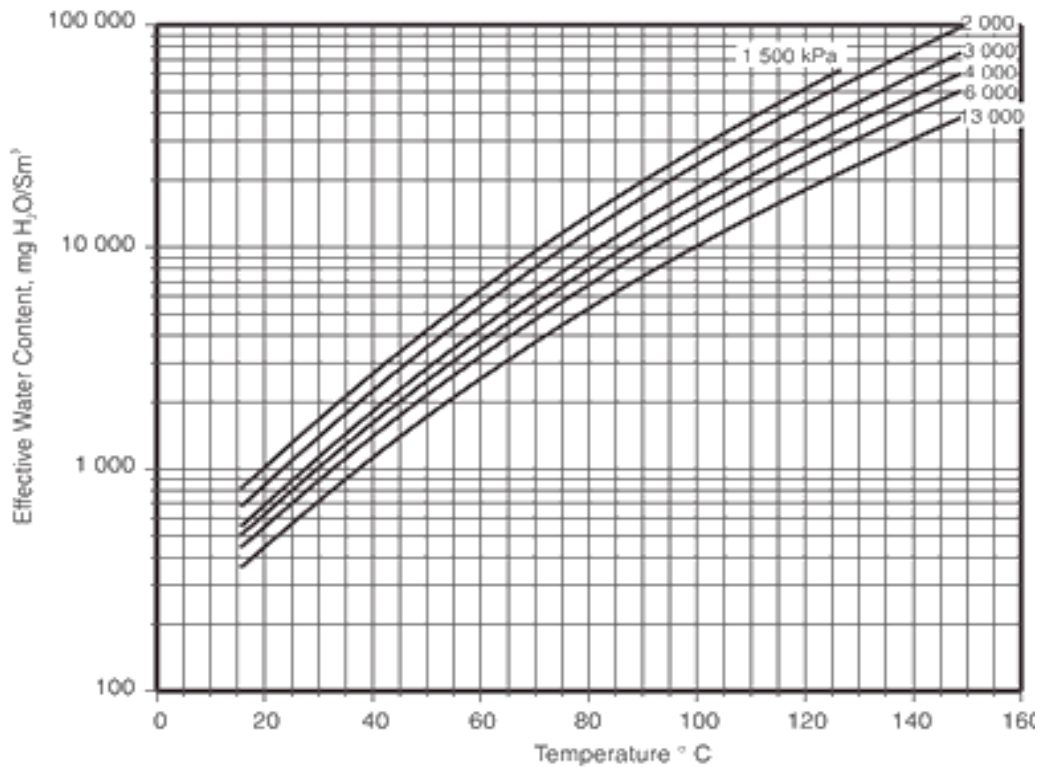


Figure 12: Teneur effective en eau du CO2 dans les mélanges de gaz naturel en fonction de la température à différentes pressions[13]

3.3 Calcul du déshydrateur dans les conditions actuelles :

Le gaz humide entrant et le TEG pauvre sont mis en contact à contre-courant dans l'absorbeur pour réduire la teneur en eau du gaz aux spécifications requises. (Dans un système d'éthylène glycol, le glycol est injecté directement dans le flux de gaz naturel; par conséquent, aucun absorbeur n'est utilisé.) Les paramètres de conception clés de l'absorbeur sont:

- Débit de gaz et gravité spécifique
- Température du gaz
- Pression de service (pression de gaz)
- Point de rosée à la sortie ou teneur en eau requise

La quantité d'eau à éliminer dans un système TEG est calculée à partir du débit de gaz, de la teneur en eau du gaz entrant et de la teneur en eau souhaitée du gaz sortant.

3.3.1 La quantité d'eau dans le gaz d'alimentation

Pour le débit de gaz donné V (MMSCFD) et la teneur en eau W_i (lbs H₂O/MMSCF), on calcule l'eau à adsorber à partir du gaz d'alimentation.

$$G_w(lb) = V * W_i \quad (14)$$

$$G_w = 245 * 81,14 = 19879,3 \quad lb/day$$

$$G_w = 9017 \quad Kg/day$$

3.3.2 La quantité d'eau à absorber

La quantité d'eau à absorber est calculée par la relation suivante :

$$G_{rw}(lb) = V * (W_i - W_0) \quad (15)$$

W_0 : Quantité d'eau dans le gaz sec (lbs H₂O/MMSCF)

$$G_{rw}(lb) = 245 * (81,14 - 3,5) = \mathbf{19021,8 \text{ lbs /day}}$$

3.3.3 Le rendement de l'eau enlevée

$$R_{rw}(\%) = \frac{W_i - W_0}{W_i} \quad (16)$$

$$R_{rw}(\%) = \frac{81,14 - 3,5}{81,14} = \mathbf{95,68}$$

3.3.4 La concentration du glycol et le point de rosée

La teneur en eau du gaz déshydraté dépend principalement de la concentration en glycol pauvre. Plus la concentration de glycol pauvre entrant dans le contacteur n'est pas élevée, plus l'abaissement du point de rosée est important pour un débit de circulation et un nombre de plateaux donnés.[18]

L'augmentation de la concentration de glycol au-dessus d'une pureté de 99% peut conduire à des résultats spectaculaires sur le point de rosée de sortie (Figure 13).

Pour notre cas, avec une température de gaz d'entrée de 96,8 ° F (température du plateau supérieur de 110 °F), un point de rosée de sortie de -28 ° F est obtenu avec **99,7%** TEG.

3.3.5 Le débit volumique du glycol frais

Pour calculer le débit volumique du glycol frais à l'entrée du contacteur, on doit connaître la capacité d'absorption du glycol proportionnellement à la concentration du glycol car l'un dépend de l'autre, en utilisant la figure 14 et la relation 17.

D'après la figure 14 on obtient un taux d'absorption de **0,027 m³ TEG/KgH₂O**.

On remarque dans ce graphe l'augmentation de la concentration du glycol frais influe sur le débit de circulation du glycol.

$$V_{gl}(m^3/day) = G_{rw} * Rate \quad (17)$$

Où :

V_{gl} : le débit volumique de glycol(ft^3/day)

$Rate$: le taux d'absorption.

$$V_{gl} = 9017 * 0,027 = \mathbf{243,46 (m^3/day)}$$

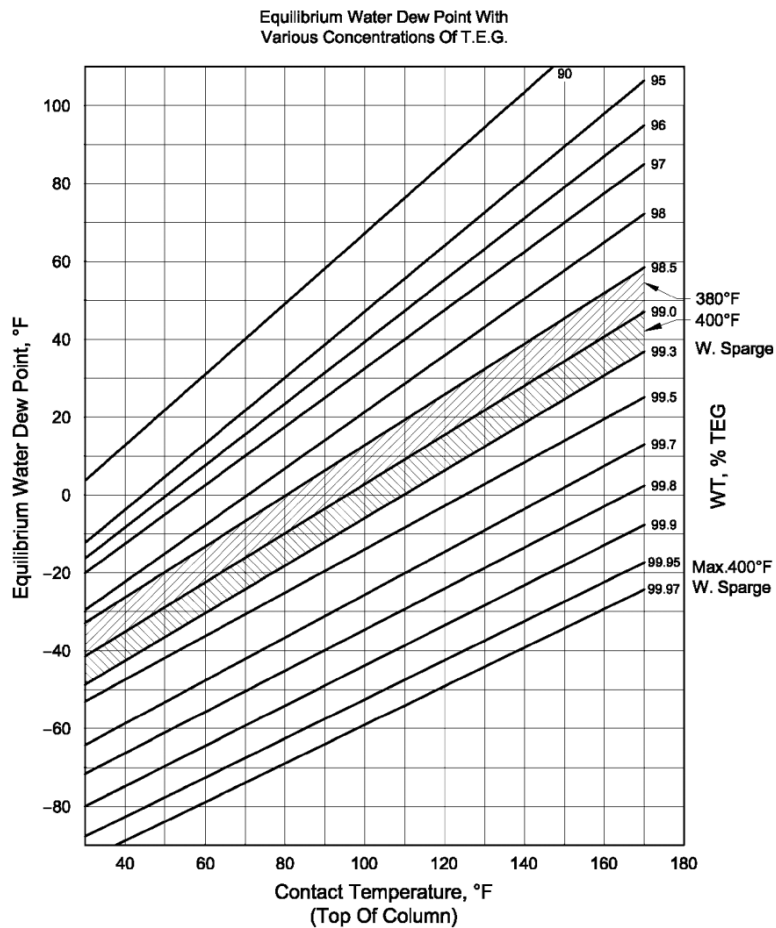


Figure 13: Points de rosée de l'eau à l'équilibre avec différentes concentrations de TEG.

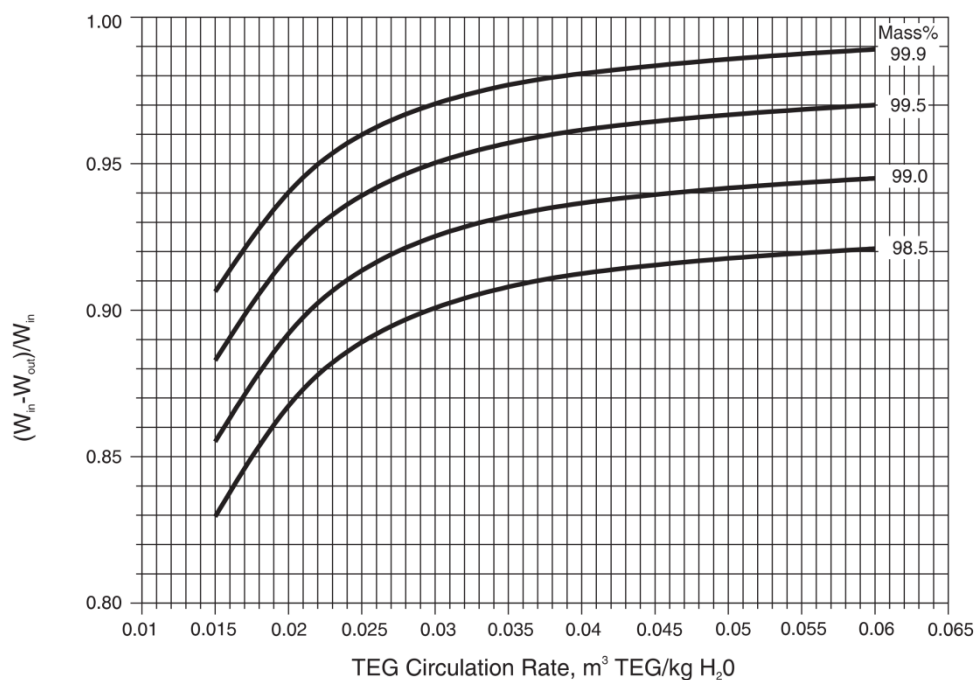


Figure 14: Élimination de l'eau par rapport au taux de circulation du TEG à diverses concentrations de TEG ($N = 2,0$)

3.3.6 Vérification du stripping gaz

Les températures de régénération du TEG se situent normalement entre 380 °F et 400 °F, ce qui donne des puretés de glycol de 98% à 99%. [13] La figure 15 illustre l'effet du stripping gaz. Pour une concentration 99,7% de TEG, le débit de gaz est 5 m³ gaz/m³TEG.

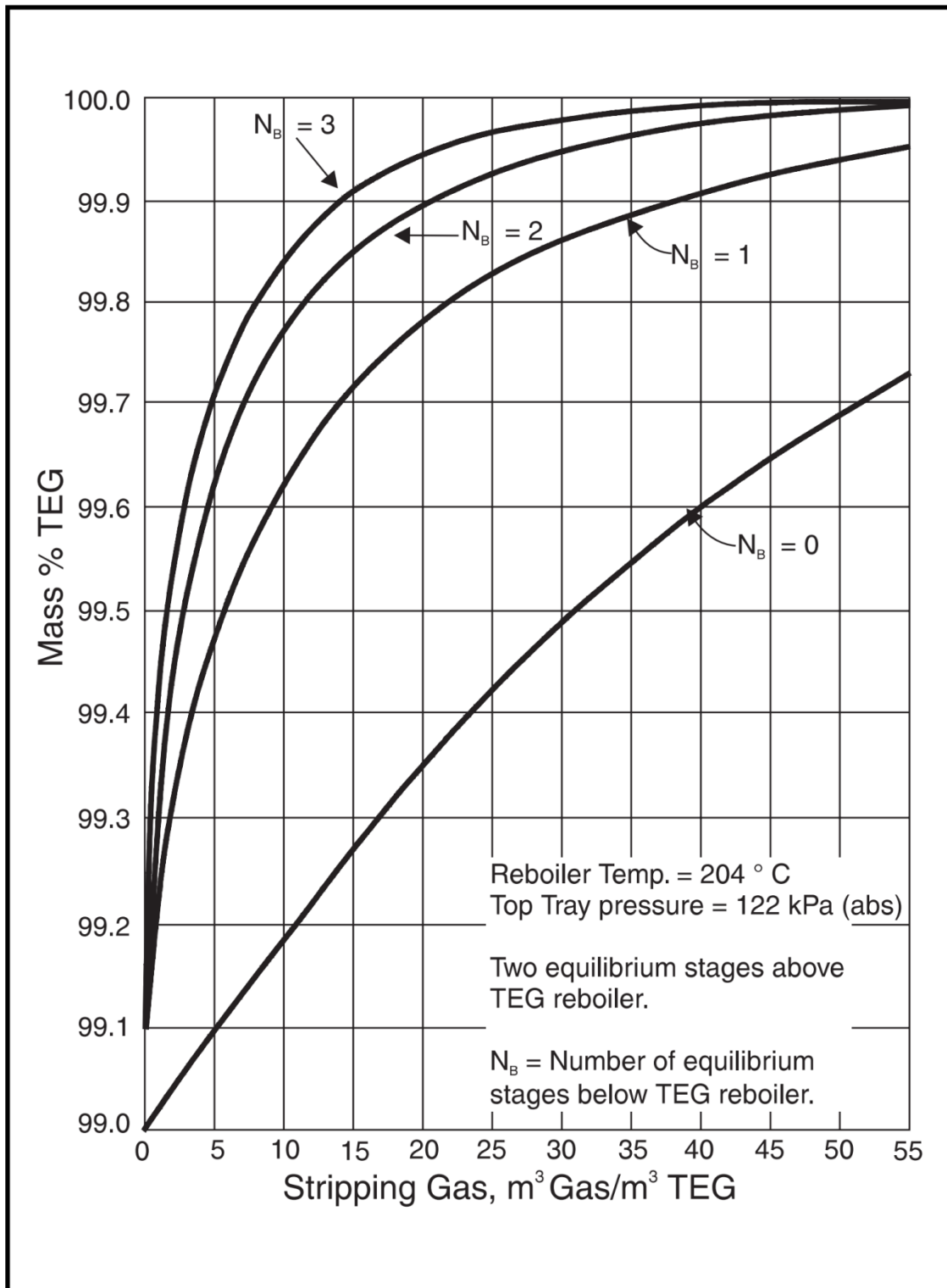


Figure 15: Effet du gaz de stripping sur la concentration de TEG.

Conclusion et perspectives

Le gaz naturel et le condensat associé sont souvent produits à partir du réservoir saturé (en équilibre) en eau. De plus, le gaz et le condensat contiennent souvent du CO₂ et du H₂S qui peuvent nécessiter une élimination. Ceci est fréquemment réalisé avec des solutions aqueuses telles que des amines, du carbonate de potassium, etc. quiaturent le gaz ou condensent avec de l'eau. Les hydrocarbures liquides peuvent également contenir de l'eau en aval des dispositifs de traitement des produits ou lors de leur retrait du stockage souterrain.

Pour notre étude la déshydratation est le processus utilisé pour éliminer l'eau du gaz naturel et des liquides de gaz naturel, et est nécessaire pour:

- empêcher la formation d'hydrates et la condensation de l'eau libre dans les installations de traitement et de transport,
- répondre à une spécification de teneur en eau, et
- éviter la corrosion

A l'issue des résultats de calcul des paramètres de l'exploitation du déshydrateur. Nous avons pu apprécier que il y a un changement des paramètres de l'absorbeur de la section de déshydratation du champ MLN.

En ce qui concerne les perspectives de ce travail :

Le résultat de l'analyse des données calculées, illustre qu'il y a une augmentation du volume de gaz entrant, le fonctionnement d'absorbeur en dessus les conditions de la conception nécessite travaille d'optimisation plus forte pour éliminer un teneur en eau excessive dans le gaz.

Bibliographie

1. Mokhatab, S. and W.A. Poe, *Handbook of natural gas transmission and processing*2012: Gulf professional publishing.
2. Kohl, A.L. and R. Nielsen, *Gas purification*1997: Elsevier.
3. Kidnay, A.J., W.R. Parrish, and D.G. McCartney, *Fundamentals of natural gas processing*2019: CRC press.
4. Mokhatab, S., et al., *Handbook of liquefied natural gas*2013: Gulf Professional Publishing.
5. Beggs, H.D., *Gas production operations*. 1985.
6. Hammerschmidt, E.J.I. and E. Chemistry, *Formation of gas hydrates in natural gas transmission lines*. 1934. 26(8): p. 851-855.
7. Le Ba, H., *Formation et agglomération de particules d'hydrate de gaz dans une émulsion eau dans huile: Etude expérimentale et modélisation*, 2009.
8. Sloan Jr, E.D., C.A. Koh, and C. Koh, *Clathrate hydrates of natural gases*2007: CRC press.
9. Abdel-Aal, H., M. Aggour, and M.J.I.N.Y.B. Fahim, *Petroleum and gas field processing*. Marcel Dekker. 2003.
10. Abdel-Aal, H., *Surface Petroleum Operations*, 1998, Saudi Publishing and Distributing House, Jeddah.
11. Demirbas, A., *Methane gas hydrate: as a natural gas source*2010: Springer.
12. Sloan, E.D., *Natural gas hydrates in flow assurance*2010: Gulf Professional Publishing.
13. Russell, F.G., et al., *GPSA Engineering Data Book*. 2004. 821.
14. Ahmed, T., *Reservoir engineering handbook*2018: Gulf Professional Publishing.
15. Standing, M.B. and D.L.J.T.o.t.A. Katz, *Density of crude oils saturated with natural gas*. 1942. 146(01): p. 159-165.
16. GPSA, G.J.G.P.S.A., *Engineering data book*. 2004. 2: p. 16-24.
17. Sharma, S., J.J.O. Campbell, and G. J, *Predict natural-gas water content with total gas usage*. 1969. 4: p. 136-137.
18. Stewart, M. and K. Arnold, *Gas dehydration field manual*2011: Gulf Professional Publishing.