

UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA
Faculté des Sciences appliquées
Département de Génie des Procédés



Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Science et Technologie

Filière : Industrie Pétrochimique

Spécialité : Génie Raffinage

Présenté Par :

DJEGHOUBBI Brahim

TELLI hadj Larbi

Thème :

**Optimisation des paramètres de la section de déshydratation des
gaz torchés au niveau du champ d'EDJELAH,
IN AMENAS**

Soutenu le : 10/06/2024

Devant le jury :

Mr. BENABIDI Bilal

UKM Ouargla

Président

Mr. ATTIA Abbas

UKM Ouargla

Examineur

M^{me}. BOUZAINÉ Khadidja

UKM Ouargla

Encadreur

Année Universitaire : 2023/2024

Remerciements

Au terme de ce travail, nous remercions Dieu de nous avoir donné le courage et la volonté pour mener à bien ce mémoire.

Nous tenons à remercier notre encadreur de recherche Dr. BOUZAINE Khadidja pour ces précieux conseils, son aide et ses encouragements.

Nous remercions aussi vivement les membres du jury d'avoir pris la peine de lire et de juger ce travail.

A DJEGHOUBBI Youcef a lequel nous tenons à exprimer notre profonde gratitude pour sa patience et ses précieux conseils.

A tous ceux qui d'une manière ou d'une autre ont contribué à la réussite de ce travail.

Dédicace

J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail :

A l'être le plus cher de ma vie ; mes parents.

A ma femme R. Romaïssa qui m'a soutenu tout au long de mon parcours.

A mes chères filles Beilassen et Rinad Daouia.

A mes chers frères et sœurs.

A toute ma famille.

A tous mes amies et mes collègues.

A tous ceux que j'aime ce mémoire leur est dédié.

DJEGHOUBBI Brahim

Dédicaces

Je dédie ce travail :

A ma mère qui m'a toujours encouragé ;

A ma femme «BOUHOUCHE .S » qui m'a vraiment aidé et

Toute sa famille ;

A mes chers enfants: Ahmed rami, Mohammed amdjed et Hadil

TELLI Hadj Larbi

Résumé

La présence d'eau dans les gaz torchés pose de nombreux défis lors de son exploitation. Sous certaines conditions de température et de pression, l'eau peut entraîner la formation d'hydrates de gaz, provoquant des problèmes lors de la production, du transport et du traitement. Pour pallier cela, une méthode efficace a été développée pour déshydrater les gaz torchés en utilisant de l'éthylène glycol comme absorbant. Cependant, cette méthode peut entraîner l'évaporation de l'éthylène glycol, nécessitant ainsi le respect de normes physiques spécifiques pour minimiser cette perte.

Cette étude consiste à effectuer une étude pour faire une optimisation de la section de déshydratation et prendre en considération le nouveau débit des gaz d'entrées pour déterminer les paramètres optimaux (le débit de circulation du glycol, débit du gaz stripping).

On choisira les solutions qui nous permettent d'économiser plus d'énergie et réduire les pertes en glycol tout en respectant la spécification de la teneur en eau dans les gaz torchés à la sortie du contacteur qui est égal à 50 ppm.

Mots-clés: déshydratation, gaz naturel, éthylène glycol, hydrates, récupération, In Amenas, optimisation

Abstract

The presence of water in flared gas poses numerous challenges during its exploitation. Under certain temperature and pressure conditions, water can lead to the formation of gas hydrates, causing problems during production, transportation and processing. To overcome this, an effective method, was developed to dehydrate flared gases using ethylene glycol as an absorbent. However, this method can result in evaporation of ethylene glycol, requiring compliance with specific physical standards to minimize this loss.

This study consists of carrying out a study to optimize the dehydration section and take into consideration the new inlet gas flow rate to determine the optimal parameters (glycol circulation flow rate, stripping gas flow rate).

We will choose solutions that allow us to save more energy and reduce glycol losses while respecting the specification of the water content in the gases flared at the contactor outlet which is equal to 50 ppm.

Keywords: dehydration, natural gas, ethylene glycol, gas hydrates, recovery, In Amenas, optimization

المخلص

يشكل وجود الماء في الغاز المشتعل تحديات عديدة أثناء استغلاله. في ظل ظروف معينة من درجات الحرارة والضغط، يمكن أن يؤدي الماء إلى تكوين هيدرات الغاز، مما يسبب مشاكل أثناء الإنتاج والنقل والمعالجة. للتغلب على هذه المشكلة، تم تطوير طريقة فعالة لتجفيف الغازات المشتعلة باستخدام جلايكول الإيثيلين كمادة ماصة. ومع ذلك، يمكن أن تؤدي هذه الطريقة إلى تبخر جلايكول الإيثيلين، مما يتطلب الامتثال لمعايير فيزيائية محددة لتقليل هذه الخسارة.

تتكون هذه الدراسة من إجراء دراسة لتحسين قسم الجفاف مع الأخذ في الاعتبار معدل تدفق الغاز الداخل الجديد لتحديد المعلمات المثلى (معدل تدفق دوران الجليكول، معدل تدفق الغاز المتجريد).

سنختار الحلول التي تتيح لنا توفير المزيد من الطاقة وتقليل فقد الجليكول مع احترام مواصفات محتوى الماء في الغازات المشتعلة عند مخرج الموصل والذي يساوي 50 جزءاً في المليون.

الكلمات الرئيسية: تجفيف، غاز طبيعي، إيثيلين جلايكول، هيدرات الغاز، استرجاع، عين أمناس، تحسين

Sommaire

Résumé	
Sommaire	
Liste des tableaux	
Listes des figures	
Introduction générale.....	2
Chapitre I : Présentation de la région In Amenas	
I.1.Situation géographique de la région In Amenas.....	4
I.2.Historique des champs dans la région In Amenas.....	5
I.3.Organigramme de la direction régionale.....	6
Chapitre II : Généralité sur le gaz naturel	
II.1.Définition du gaz naturel.....	8
II.2.Types de gaz.....	8
II.3.Utilisation du gaz naturel.....	8
II.4.Caractéristiques du gaz naturel.....	10
Chapitre III : La déshydratation du gaz et les hydrates	
III -1. Les hydrates.....	13
III -1-1 Définition.....	13
III -1-2- Structures des hydrates.....	13
III -1 -3- Types des hydrates.....	13
III -1-4- Les facteurs favorisant la formation d'hydrates.....	14
III -1-5- Prévention des hydrates.....	14
III-2-Definition de la déshydratation du gaz.....	14
III.2-1-Pourquoi déshydrater le gaz naturel ?	15
III-2-2-.Methode de déshydratation du gaz naturel.....	15
III-2-2-1.Deshydratation par absorption.....	15
III-2-2-2-Influence des paramètres sur l'absorption.....	17
III-2-2-3.Les propriétés du solvant.....	17
III.2-2-4.Types d'absorbants.....	18
III.3.1.Pourquoi le glycol ?	18
III.3.1.1.Differents types de glycol.....	19
III.3.1.2. Avantages et inconvénients des glycols.....	20
III.3.1.3.Proprietes physico-chimiques des glycols.....	21
III.3.2.Deshydratation par adsorption.....	21
III.3.2.1.Adsorbant.....	22
III.3.2.2.Caracteristiques du procédé.....	23
Chapitre IV : Présentation du champ d'EDJELEH	
IV-1- Section huile.....	25
IV-1-1- Description des centres de séparation.....	25
IV-2- Section maintien de pression MPDL.....	25
IV-3- Unité RGTE.....	26
IV-3-1- La section soufflante 11-K-001.....	27
IV-3-2- La section de compression 20-K-001.....	28
IV-3-3- Unité de déshydratation par TEG 20-V-001.....	29

IV-3-3-1- Section de déshydratation du gaz.....	29
IV-3-3-2- Section de stockage du glycol.....	30
IV-3-3-3- Section de régénération du glycol.....	31
IV-3-3-4- Description des équipements de procédé.....	32
IV-3-3-5- Produits chimiques.....	35
IV-3-3-6- Les utilités.....	35

Chapitre V : Partie calcul

Problématique.....	38
V-Les paramètres de déshydratations.....	39
V-1-Cas design.....	39
V.1.1.calcul du facteur de compressibilité.....	40
V.1.1.2. Calcul de la masse volumique du gaz.....	41
V.1.2.Calcul de quantité d'eau dans le gaz humide.....	41
V.1.2.1.Teneur en eau de saturation du gaz.....	41
V.1.2.2.Quantité d'eau à absorber par MMscf.....	42
V.1.2.3.Le rendement de l'eau à enlever.....	42
V.1.3 La concentration du glycol pauvre.....	42
V.1.4. Nombre du plateau théorique.....	42
V.1.5.Quantité total d'eau à enlever.....	43
V.1.5.1.Débit volumique de glycol.....	43
V.1.6.Bilan matière de contacteur.....	43
V.1.6.1.Détermination du débit massique du gaz humide.....	44
V.1.6.2.Débit massique du gaz séché.....	45
V.1.6.3.Débit massique du glycol pauvre.....	46
V.1.6.4.Débit massique du glycol riche.....	46
V.1.7.Détermination de la quantité de chaleur au rebouilleur.....	47
V.1.8-Détermination du débit du fuel gaz.....	48
V.1.9. Détermination du débit du gaz de stripping.....	49
V-1-10.Pompe de circulation.....	49
V-2. Cas actuel	49
V.2.1.calcul du facteur de compressibilité	52
V.2.2. Calcul de la masse volumique du gaz	52
V.2.3.Quantité total d'eau à enlever.....	52
V.2.4.Débit volumique de glycol.....	52
V.2.5.Détermination du débit massique du gaz humide.....	53
V.2.6.Débit massique du gaz séché.....	53
V.2.7.Débit massique du glycol pauvre.....	54
V.2.8. Débit massique du glycol riche.....	54
V.2.9.Teneur du glycol riche.....	54
V-2.10. Rapport d'eau/glycol dans le glycol pauvre (xe)	54
V.2.11.Quantité d'eau dans le glycol pauvre (ge)	54
V.2.12.la concentration d'eau dans le glycol riche (X)	54
V.2.13.Détermination de la quantité de chaleur au rebouilleur.....	55
V.2.14-Détermination du débit du fuel gaz.....	55
V.2.15.Détermination de la quantité de chaleur au rebouilleur pour le cas actuel.....	55

V.2.16.Détermination du débit du fuel gaz.....	56
V.2.17. Détermination du débit du gaz de stripping.....	56
V.2.18. Puissance à fournir à la pompe.....	56
V-3 les pertes du glycol.....	57
V.3.1. Calcul des pertes autorisées dans le contacteur.....	57
V.3.2. Calcul des pertes autorisées dans la colonne de régénération et ballon de flash	58
V.3.3. Calcul des pertes admissibles dans l'unité de déshydratation par mois.....	58
V.3.4. Pertes actuel.....	58
V.3.4 Les pertes indésirables.....	58
V.3.5. Les causes.....	58

Chapitre VI : ETUDE ECONOMIQUE

VI.1.Introduction.....	60
VI.2 Interprétation économique des résultats.....	60
VI.3 Le gain réel économise.....	60
Conclusion.....	63
Bibliographié	65
Annexe	67

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I. : Historique des découvertes dans la région d'In Amenas	5
(Tableau III.1) : Relation entre l'affinité du TEG (absorption) avec la polarité de certains composants.	16
Avantages et inconvénients des glycols : (Tableau III.2)	20
les propriétés physico-chimiques de différents types de glycols qui peuvent être utilisés : (Tableau III.3)	21
Tableau V-1 composition du gaz	39
Tableau V.2 : Coordonnées critiques et pseudo-critiques des constituants du gaz.	40
Tableau (V.3) : Bilan matière	47
tableau V-4 : Le résultat d'analyse de ce gaz	50
tableau V-5 Le résultat de la simulation	51
Tableau V-6 bilan matière du contacteur	54
Tableau V-7 : Comparaison des résultats obtenus	57

LISTES DES FIGURES

Figure 1 : Bassin d'Illizi	4
Figure (IV.1) : Vue générale de l'unité RGTE	26
Figure (IV.2) : schéma fonctionnel de réseau de collecte gaz EDJELLEH	27
Figure (VI.3) : la section soufflante	28
Figure (VI.4) : Section compression	29
Figure (IV.5) : Section de déshydratation du gaz	30
Figure (IV.6) : Procédé régénération du TEG	34

ANNEXE

Figure V-1 Détermination du facteur de compressibilité du gaz	67
Figure V-2 Teneur en eau a la saturation du gaz	68
Figure V-3 la concentration du glycol pauvre	69
Figure V-4 : détermination de nombre du plateau théorique et le taux de circulation du glycol	70
Figure V-5 chaleur spécifique de la solution du glycol	71
Figure V-6 Effect of Stripping Gaz on TEG concentration	72

Introduction général

Introduction générale :

L'histoire de la civilisation est en grande partie l'histoire de la conquête de l'énergie par l'homme. Grâce à des techniques de plus en plus perfectionnées, l'homme a su découvrir et exploiter les gisements de charbon, le pétrole et le gaz.

Incontestablement, le pétrole et le gaz sont les richesses naturelles les plus importantes de notre pays.

Dans quelques années, l'énergie coûtant peu, l'industrie d'une manière générale ne prêtait pas une attention très particulière à ce sujet. Mais au cours de ces dernières années le coût de cette énergie pesant de plus en plus dans le bilan d'exploitation des entreprises, ces dernières se sont tout naturellement intéressées à ce poste qui prend une part très importante dans le coût du produit fini.

Ainsi, il est apparu progressivement que dans les unités industrielles la fonction objective à maximiser, n'est pas seulement le profit à court terme ou l'augmentation de la quantité du travail, mais rendre les équipements fonctionnels à leur juste mesure avec un rendement maximum.

Actuellement, on peut dire que pour l'entreprise la consommation d'énergie a autant d'importance que la sécurité, la pollution ou le contrôle de qualité.

L'aspect d'économie d'énergie est précisément l'une des préoccupations essentielles des exploitants de l'unité du RGTE.

L'objectif de ce travail qui s'inscrit dans le cadre du projet de mise en situation professionnelle consiste à optimiser les paramètres de fonctionnement tel que le débit de circulation du glycol, le débit du gaz de stripping et la puissance fournie à la pompe afin de réduire les pertes en glycol en prenant en considération le changement de la composition et le débit du gaz.

Dans notre étude nous nous intéressons à l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la section de déshydratation pour le but de la détermination des conditions permettant le minimum de consommation d'énergie et minimiser les pertes en glycol.

Chapitre I
Présentation de la région
d'In Amenas

I.1. Situation géographique de la région In Amenas :

In amenas est située dans le sud Algérien à 1600 km d'Alger, à 730 km au sud de Hassi Massoud à la frontière Libyenne, au centre de ce qu'on appelle le bassin d'Illizi à 240 km de chef-lieu Illizi.

La superficie des champs producteurs de la région est de l'ordre de 30 000 km².

Cette région pétrolière est constituée de deux secteurs, qui sont :

Le secteur Est : (EDJELLEH, ZARZAITINE, TRT)

Le secteur Ouest (TIGUENTOURINE, AL EBD LARACH, HASSIKIEFAF, LA RECULEE GARA)

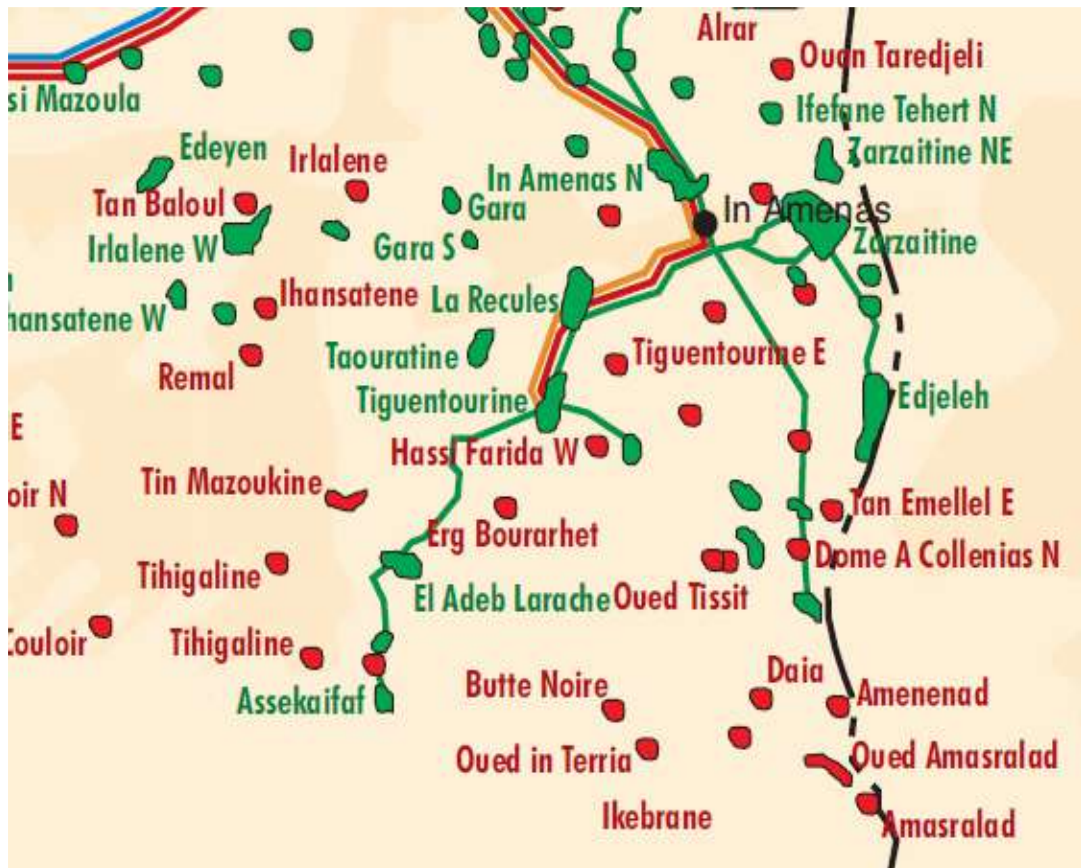


Figure 1 : Bassin d'Ilizi

Les unités et les installations stratégiques les plus importantes sont :

- a) Un Central Electrique (CE) : mise en service en 1960.
- b) Des Unités de production et traitements d'hydrocarbures qui sont :
 - FGL : unité pour la Fourniture du Gaz-Lift dépendante de l'association SH&SINOPEC.

- MPDL : Unité de maintien de pression EDJELEH (DL), son rôle est de fournir l'eau nécessaire aux puits injecteurs.
- RGTE : Unité de récupération des Gaz Torchés EDJELEH (champ pétrolier).
- UDA : Unité de Déshydratation du Gaz, réalisée en 2005, son but est d'alimenter en gaz naturel-sec la centrale électrique d'Ilizi et la distribution publique de la ville à partir du champ d'HASSI KAIFAF.

I.2.Historique des champs dans la région In-Amenas :

Les dates et les événements importants dans le développement de la région sont :

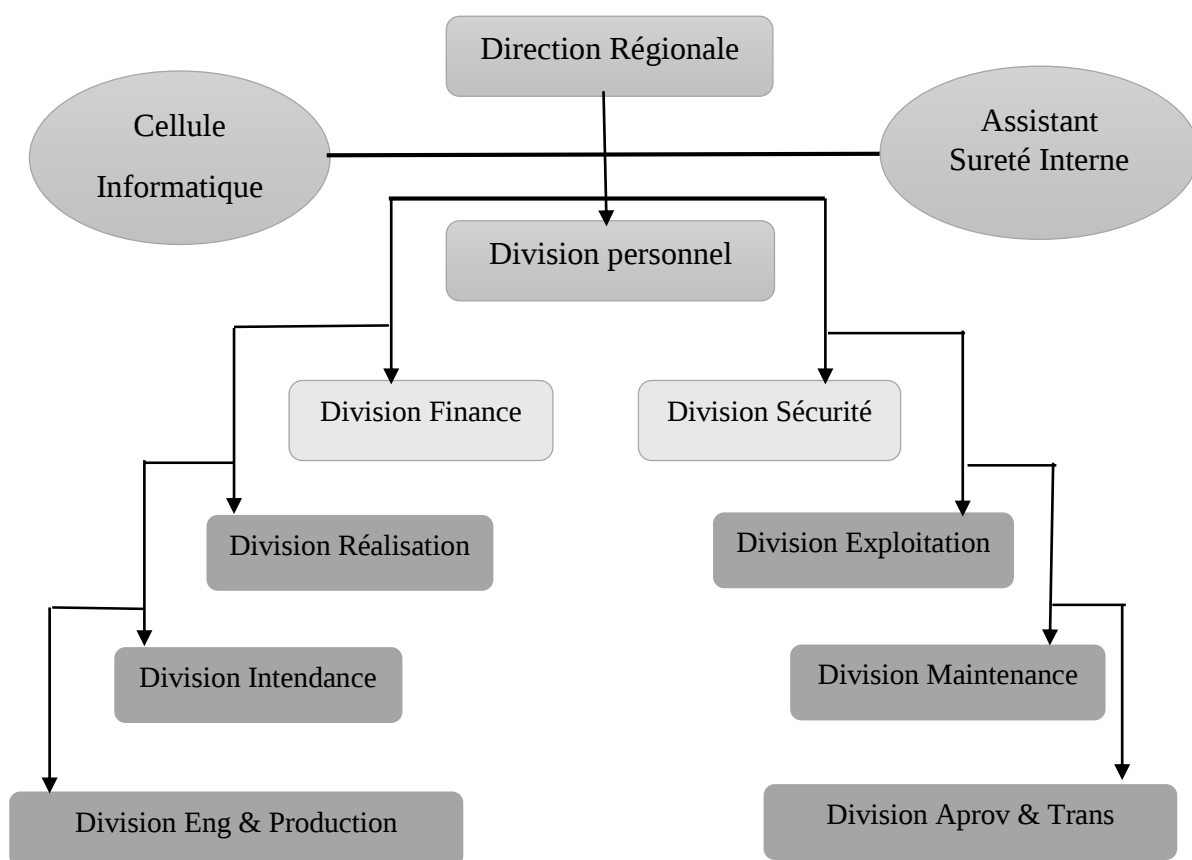
Date	Evènement
1956	Découverte du champ d'EDJELEH
1956	Découverte du champ de TIGUENTOURINE
1956	Découverte du champ de ZARZAITINE
1957	Découverte du champ de LA RECULEE
1958	Découverte du champ d'ASSEKAIFAF
1958	Découverte du champ d'OUAN TAREDERT
1958	Découverte du champ d'EL ADEB LARACHE
1959	Découverte du champ de DOM A COLINEAS
1960	Découverte du champ de TAN AMELLAL
1962	Découverte du champ de GARA
1980	Mise en service de la raffinerie d'In Amenas
1986	Arrêt de la raffinerie d'In Amenas
1988	Découverte du champ de GARA SUD
1997	Mise en service unités MPDL de EL ADEB LARACHE
2003	Mise en service unité UDA de ASSEKAIFAF
2005	Mise en service unité RGTE et de EL ADEB LARACHE

Tableau I.2 : Historique des découvertes dans la région d'In Amenas

I.3.Organigramme de la direction régionale :

La Direction Régionale In Amenas, fait partie de la division production de l'activité exploration et production de SONATRACH. Elle est chargée de la production du pétrole des champs In Amenas, et de la gestion de toutes les divisions qui lui sont rattachées.

La gestion de la direction régionale d'In-Amenas sous forme matricielle est organisée en neuf divisions, le directeur régional situé au sommet de l'organigramme comme suit :



Chapitre II

Généralité sur le gaz naturel

II.1.Définition du gaz naturel

Au sens large, toute substance naturelle qui est à l'état gazeux dans les conditions normales de température et de pression est un gaz naturel .Ces substances sont en nombre réduit et celles que l'on trouve dans l'écorce terrestre sont au nombre encore plus limité : il s'agit pour l'essentiel des hydrocarbures saturés d'un nombre de carbone inférieur à cinq, du dioxyde de carbone, de l'azote, de l'hydrogène, de l'hélium et de l'argon.[2]

II.2.Types de gaz

La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz dans des conditions de pression et de température dans le réservoir de gisement et en surface conduit à distinguer :

II.2.1.Gaz sec

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

II.2.2.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.

II.2.3.Gaz a condensat

Si la température du réservoir est comprise entre la température critique du mélange et la température maximale d'équilibre des deux phases, et si la pression du réservoir est supérieure ou égale à la pression de saturation à la température d'équilibre alors le gisement contient du condensât.

II.2.4.Gaz associe

Il s'agit de gaz présent en solution dans le pétrole. Il est séparé lors de l'extraction de ce dernier. Pendant longtemps, il était considéré comme un déchet et détruit en torchère, ce qui constitue un gaspillage de ressources énergétiques non renouvelables et une pollution inutile. Aujourd'hui, une partie est soit réinjectée dans les gisements de pétrole (contribuant à y maintenir la pression et à maximiser l'extraction du pétrole), soit valorisée.

II.3.Utilisation du gaz naturel

Le gaz naturel est une source d'énergie polyvalente qui peut être employée dans des domaines très variés. Traditionnellement, la fourniture de chauffage et d'électricité en sont les

principaux débouchés. En outre, les préoccupations grandissantes liées à la protection de l'environnement devraient conduire à accroître encore le recours au gaz naturel dans les transports.

II.3.1.Utilisateurs domestiques

Les applications domestiques sont les principaux débouchés du gaz naturel. Ce dernier peut être utilisé pour cuisiner, laver, sécher, faire chauffer de l'eau, chauffer une maison ou la climatiser.

II.3.2.Application commerciales

Les principaux utilisateurs commerciaux de gaz naturel sont les fournisseurs de service (restaurants, hôtels, services médicaux, bureaux, etc.). Les applications commerciales du gaz naturel incluent la climatisation (air conditionné et réfrigération), la cuisson et le chauffage.

II.3.3.Industrie

Le gaz naturel entre dans la fabrication de la pâte à papier, du papier, de certains métaux, produits chimiques, pierres, argile, verre et dans la transformation de certaines denrées. Il peut également être employé pour le recyclage des déchets, pour l'incinération, le séchage, la déshumidification, le chauffage, la climatisation et la cogénération.

II.3.4.Production d'électricité

Les installations électriques et les fournisseurs d'énergie indépendants emploient de plus productives et moins polluantes que des centrales utilisant d'autres combustibles fossiles.

II.3.5.Industrie automobile :

Le gaz naturel peut être utilisé comme combustible pour les véhicules à moteur de deux manières :

En tant que gaz naturel comprimé (GNC), qui est la forme la plus répandue ou en tant que gaz naturel liquéfié (GNL).

II.3.6.Piles à combustible

La pile à combustible est un dispositif électrochimique qui permet de combiner l'hydrogène et l'oxygène contenus dans l'air afin de produire de l'électricité, de la chaleur et de l'eau. Le gaz naturel est un des multiples combustibles à partir desquels les piles à combustible peuvent fonctionner.

II.4.Caractéristiques du gaz naturel

II-4.1.Densité :[2]

On a coutume de définir la densité d'un gaz par le rapport de sa masse volumique (kg/m³) dans les conditions de références choisies, à celle de l'air dans les mêmes conditions (1,225 kg/m³).

- Conditions normales : température : 0°C ; pression : 1atm =101325 Pa.
- Conditions standard : température : 15°C ; pression : 1atm =101325 Pa.

La densité des gaz naturels couramment mesurée sur les champs par des valences peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$\text{Densité de gaz} = \frac{\text{masse moléculaire}}{28,964}$$

II.4.2.Pouvoir calorifique [2]

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

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

- 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 passerait à l'état de vapeur.

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

II.4.2.1.Estimation du pouvoir calorifique

Connaissant la composition du gaz naturel, son pouvoir calorifique peut être estimé par pondération linéaire à partir du pouvoir calorifique de chacun des constituants, en assimilant le mélange gazeux de départ et les produits de la réaction à des mélanges de gaz parfaits :

$$P C = \sum P C_i X_i$$

PC_i : Pouvoir calorifique du constituant « i » (kJ/m^3 ou $kJ/mole$).

X_i : Fraction molaire du constituant « i ».

II.4.3.Composition chimique :

Elle indique la nature des composés d'hydrocarbures et d'autres constituants du gaz et leurs importances 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. [2]

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).

II.4.4.Point de rosée :

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, hydrate)[2]

Chapitre III
La déshydratation du gaz
et les hydrates

Introduction

La présence d'eau entraîne différents problèmes pour les exploitants. Suivant les conditions de température et de pression qui règnent dans l'installation, la vapeur d'eau peut se condenser et provoquer la formation d'hydrates, se solidifier ou favoriser la corrosion, si le gaz contient des composants acides.

Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur d'eau du gaz au moyen des techniques de traitement approprié.

III -1. Les hydrates**III -1-1 Définition**

Un hydrate est une combinaison physique de l'eau et d'autres petites molécules de gaz, produisant un solide qui a une apparence semblable à la glace, mais de structure différente de celle-ci.[3]

III -1-2- 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 existe deux structures cristallines pour les hydrates :

-les petites molécules des gaz (CH_4 , C_2H_6 et H_2S) forment avec l'eau un corps centré de structure cubique s'appelle (structure-1).

-les grandes molécules ($C_3H_8 - C_4H_{10}$) forment la (structure-2) avec 17 molécules d'eau par une molécule de gaz.

III -1 -3- Types des hydrates[4]

On distingue deux types d'hydrates :

a- Les hydrates faisant intervenir des molécules de petites tailles :

✓ Le méthane lié avec 6 à 7 molécules d'eau (CH_4 , $7H_2O$).

✓ L'éthane lié à 7 molécules d'eau (C_2H_6 , $7H_2O$).

✓ Le dioxyde de carbone lié avec 6 à 7 molécules d'eau (CO_2 , $7H_2O$).

- b- les hydrates faisant intervenir des molécules de grandes tailles liées avec 17 molécules d'eau :

✓ (C_3H_8 , 17 H_2O).

✓ (C_4H_{10} , 17 H_2O). Les tailles des molécules au-delà du n-C4 sont importantes et ne permettent donc pas la pénétration dans le réseau cristallin et par conséquent inhibent la formation d'hydrates.

III -1-4- Les facteurs favorisant la formation d'hydrates

Les conditions qui favorisent la formation d'hydrates sont :

-Facteurs primaires

✓ Les basses températures.

✓ Les hautes pressions.

✓ Présence d'eau dans le gaz.

-Facteurs secondaires

✓ Les hautes vitesses de circulation en créant une forte turbulence.

✓ Les fluctuations de pression. ✓ L'agitation.

✓ Présence de petits cristaux d'hydrates qui peuvent jouer un rôle de catalyseur de réaction.

III -1-5- Prévention des hydrates

La formation d'hydrates peut être évitée 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.[3]

Si c'est impossible, il est nécessaire pour éviter la formation des hydrates, soit de réduire la teneur en eau du gaz par une opération de séchage, soit d'utiliser des inhibiteurs.

III-2-Definition de la déshydratation du gaz :

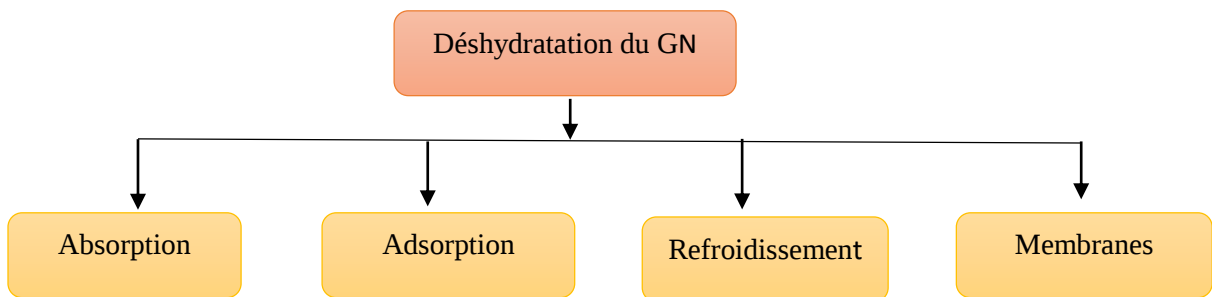
Elle est réalisée afin d'éliminer l'eau se trouvant à l'état vapeur dans le gaz et pouvant subir un changement de phase avec le changement de la pression ou la température.[2]

Pour cela, on injecte un produit chimique ayant le pouvoir d'absorber l'eau. Dans notre cas, ce produit est le tri éthylène Glycol.

III.2-1-Pourquoi déshydrater le gaz naturel ?

- Risque de corrosion des pipes (surtout en présence de gaz acide)
- Risque de formation des hydrates
- Écoulement diphasique et augmentation de la perte de charge.
- Risque de solidification dans les procédés cryogéniques
- Diminution du pouvoir calorifique du gaz

III-2-2-.Methode de déshydratation du gaz naturel :



III-2-2-1.Deshydratation par absorption

A. Définition de l'absorption :

L'absorption est une opération unitaire des génies des procédés caractérisée par des transferts de matière d'une phase à une autre. Parfois, ces transferts de matière sont accompagnés de transfert de chaleur. L'absorption met en jeu des échanges de matière entre une phase gazeuse et une phase liquide de natures chimiques différentes. Un ou plusieurs constituants de la phase gazeuse passent en solution. Cette opération est principalement utilisée pour purifier un flux gazeux ou pour récupérer un constituant présent dans un mélange gazeux.[6]

B. Déshydratation par le tri éthylène glycol (TEG) :

La sélectivité de l'absorption est basée sur la polarité des solutés lorsque plus d'un constituant peut avoir une affinité avec le TEG en présence de l'eau. [6]

Lorsque l'eau est absorbée par le TEG, elle est en phase liquide. Donc une énergie est dégagée dans le milieu de contact. Cette énergie est l'énergie de condensation de l'eau absorbée et de cela vient la réaction exothermique de l'absorption. Cette énergie est généralement si faible qu'elle a un effet insignifiant sur la température du fluide. Cependant cette énergie doit être réintroduite dans le système pendant la désorption (régénération) de l'absorbant et doit être dans ce cas considéré comme une quantité d'énergie nécessaire. L'absorption est réversible c'est-à-dire que le corps absorbé peut être désorbé. On l'élimine

L'absorption en modifiant les conditions opératoires :

- Soit par augmentation de la température de l'absorbant.
- Soit par diminution de la pression partielle de l'absorbât

(Tableau III.1) : Relation entre l'affinité du TEG (absorption) avec la polarité de certains composants.

Absorption ↑	L'eau	H ₂ O	Polarité ↑
	L'ammoniac	NH ₃	
	Le méthanol	CH ₃ OH	
	Le dioxyde de soufre L'acide de soufre	SO ₂	
		H ₂ S	
	Les alcynes	C ₂ H _{2n-2}	
	Le dioxyde de carbone	CO ₂	

Dans ce tableau on remarque que l'eau a une importante polarité, et cette dernière donne une plus grande affinité avec le TEG que les autres composés.

II-2-2-2-Influence des paramètres sur l'absorption :

1. 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 engendrée a pour conséquence de réduire la

capacité utile d'absorption. Cependant le TEG est beaucoup moins affecté par ce phénomène que les autres absorbants.

2. Pression :

Une augmentation de 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, et ces associations conduisent à la formation de deux phases selon la pression et température. La solubilité de l'eau dans les hydrocarbures liquides est faible. Parallèlement, les hydrocarbures gazeux sont aussi solubles dans l'eau.

3. Vitesse :

La vitesse de passage ne doit pas être grande afin de ne pas conduire à des hauteurs des colonnes de contact trop élevée (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.

4. Concentration de l'absorbant :

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

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'absorbant ainsi que sa durée de vie.

III-2-2-3. 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.

III.2-2-4.Types d'absorbants :

- Mono éthylène glycol (MEG) $C_2H_6O_2$.
- Di éthylène glycol (DEG) $C_4H_{10}O_3$.
- Tri éthylène glycol (TEG) $C_6H_{14}O_4$.
- Méthanol CH_3OH .
- Ammoniac NH_3 .

III.3.1 Pourquoi le glycol ?

Le choix de la solution de glycol est lié directement à son hygroscopicité « sa tendance à absorber l'eau », qui dépend de sa concentration. La vapeur d'eau est absorbée par la solution glycol, et cette absorption est réalisée dans le cas où la pression partielle de la vapeur d'eau dans le gaz en contact avec cette solution est supérieure à celle de l'eau dans la solution.

La compatibilité moléculaire du solvant et de soluté (glycol-eau) joue également un rôle important pour la détermination de l'hygroscopicité. En général, la grande attraction moléculaire entre le solvant et le soluté ; le glycol avec leurs ethos et leur groupes d'hydroxydes ont une forme intermoléculaire similaire avec l'eau, et par conséquent, ils ont une haute affinité pour l'eau hautement associée avec les liaisons hydrogène.

Le mono éthylène glycol (MEG), di éthylène glycol (DEG) et le tri éthylène glycol (TEG) sont les principaux produits utilisés pour la déshydratation du gaz naturel. Les facteurs qui ont amenés à leurs emplois sont leurs excellentes stabilités à la chaleur ainsi que leurs basses tensions de vapeur.

Le choix du glycol approprié à ce procédé se pose sur le tri éthylène glycol, en premier parce que les glycols les plus lourds sont les plus hygroscopiques, et en second le TEG présente le meilleur compromis coût-performances et il est très souvent utilisé.

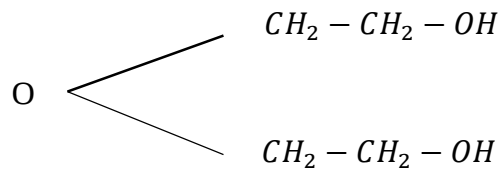
III.3.1.1.Différents types de glycol :

La forme générale des glycols est : $(C_2H_4O)_n HOH$.

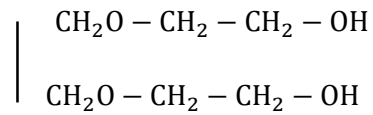
Il existe plusieurs types de glycol :

➤ Mono éthylène glycol (MEG) : $HO - CH_2 - CH_2 - OH$

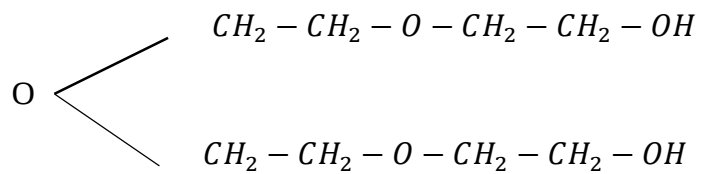
➤ Di éthylène glycol (DEG) :



➤ Tri éthylène glycol (TEG) :



➤ Tétra éthylène glycol (T4EG) :



III.3.1.2. Avantages et inconvénients des glycols : (Tableau III.2)

Glycol	Avantages	Inconvénients
MEG	➤ Moins coûteux par rapport aux autres. ➤ Utilisé à basse température.	➤ Présente quelques tendances 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 CO₂.	➤ Difficilement régénéré à 95% ➤ Très coûteux. ➤ Différence du point de rosée entre l'entrée et la sortie de l'absorbeur minimale par rapport au TEG.
TEG	➤ Ne se solidifie pas dans une solution concentrée. ➤ Stable en présence de soufre, oxygène et CO₂. ➤ Solubilité négligeable pour les hydrocarbures. ➤ Grande différence du point de rosée à la sortie de l'absorbeur.	➤ très coûteux ➤ Présente quelques tendances de moussage donc il exige l'anti moussage ou des inhibiteurs qu'il faut ajouter

III.3.1.3. Propriétés physico-chimiques des glycols :

Le tableau suivant résume les propriétés physico-chimiques de différents types de **glycols** qui peuvent être utilisés : (Tableau III.3)[6]

Sigle	MEG	DEG	TEG	T4EG
Formule chimique globale	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)	-13,00	-10,45	-7,35	-5,00
Point d'ébullition (°C)	197,30	245,00	277,85	307,85
TVR à 25°C (Pa)	12,240	0,270	0,050	0,007
Masse volumique à 25°C (Kg/m ³)	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 (Pa.s)	0,00522	0,00787	0,00989	0,01063
Chaleur spécifique à 25°C (J/ Kg.°K)	2395	2307	2190	2165
Point d'éclair (°C)	111,10	123,89	176,67	196,11

III.3.2. Deshydratation par adsorption :

Les procédés de séparation par l'adsorption emploient une phase pleine avec la grande superficie, qui maintient sélectivement les composants à séparer.

Les adsorbants sont généralement caractérisés par une structure micro poreuse qui a les moyens d'une surface spécifique très grande.

Des processus d'adsorption sont généralement appliqués quand une grande pureté est exigée pour un gaz traité. Les adsorbants sont naturellement peu convenables pour la circulation continue, due à des problèmes mécaniques et aussi en raison des risques de l'usure (érosion des particules d'adsorbants, en raison du frottement et des collisions pendant le 18 mouvement). C'est pourquoi les adsorbants sont normalement utilisés dans les lits fixes avec l'ordonnancement périodique.

Pendant l'étape d'adsorption, le gaz à traiter est envoyé sur le lit d'adsorbant qui maintient sélectivement l'eau. Quand le lit est saturé, le gaz naturel chaud est envoyé pour régénérer l'adsorbant. Après régénération et avant l'étape d'adsorption, le lit doit être refroidit. Ceci est réalisé en passant à travers le gaz naturel froid. Après chauffage, le même gaz peut être employé pour la régénération. Dans ces dernières conditions, quatre lits sont nécessaire dans la pratique, deux lits fonctionnant simultanément pendant l'adsorption, un lit pour le refroidissement et un lit en régénération.

III.3.2.1.Adsorbant :

III.3.2.1.1.Proprietes de l'adsorbant :

Un adsorbant doit avoir les propriétés suivantes :

- Capacité d'adsorption importante.
- Facilement régénéré.
- Cinétique d'adsorption rapide.
- Faible pertes de charge.
- Pas d'effet de dilatation de volume avec la température et la saturation.

III.3.2.1.2.Differents adsorbants :

Les adsorbants les plus utilisés sont les suivants :

A. Alumine activée :

L'alumine activée permet d'atteindre des puretés élevées sur le gaz traité, la teneur en eau résiduelle pouvant être de l'ordre de la ppm.

B. Gel de silice (silicagel) :

La teneur en eau dans le gaz traité par adsorption sur le gel de silice est d'environ de 10 ppm.

Séparer simultanément l'eau et la fraction condensat du gaz.

C. Tamis moléculaire

Les zéolithes utilisées sont des silico-aluminates dont la structure cristalline forme des cavités constituant un réseau microporeux. Cette structure comporte des cations qui ont un rôle de compensation de charge ; et selon leur nature, la taille des cavités d'accès varie

III.3.2.2.Caracteristiques du procédé :

Les caractéristiques principales de l'adsorption en lit fixe sont les suivantes :

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

Chapitre IV
Présentation du champ
EDJELEH

Introduction :

Le champ d'Edjeleh est situé dans la partie Sud-Est du bassin d'Illizi, dans le Block 241, à environ 60 km au Sud-Est d'In-Amenas. Il s'étend sur une superficie d'environ 170 km², il contient plus de 400 puits, dont 81 puits sont en service actuellement, il comporte les sections suivantes :

IV-1- Section huile :**IV.1-1- Description des centres de séparation :****A. Section de séparation :**

Consiste à traiter les effluents provenant des puits à travers les manifolds dans le but d'une séparation du brut en trois éléments suivants leurs densités le gaz, l'huile et l'eau. On distingue:

Les deux séparateurs vertical et horizontal sont alimentés par la charge provenant des manifolds Ils fonctionnent actuellement à une pression entre 0.3 et 0.5 barg.

L'eau est purgée par le bas du séparateur alors que le gaz est évacué par le haut vers l'unité de compression. L'huile sortant par le bas sous contrôle de vanne de niveau s'écoule vers le bac de stockage avant son expédition vers In Amenas.

Remarque : les eaux sortantes des séparateurs sont envoyées vers boubier.

B. Séparateur test :

Le suivi de l'évolution de la production par puits depuis l'origine est une tâche quotidienne. Périodiquement, la production individuelle des puits est contrôlée dans le séparateur test.

C. Stockage et expédition :

Pour assurer le stockage du brut, le centre de séparation dispose deux Bacs d'une capacité de 540 m³ chacun avec une décantation automatique et manuelle L'expédition de brut se fait vers In amenas à l'aide des pompes d'expédition.

IV -2- Section maintien de pression MPDL :

Il se situe dans le secteur I-D2/D4, l'unité a pour but le maintien de pression des puits injecteurs, elle est mise en service en Décembre 1997. L'eau provenant de la région de Stah avec un débit estimé par 2563 m³/J est filtrée et renvoyer vers les 73 puits existants. La station D'injection d'eau HP comprend :

- 2 bacs de 5000 m³ chacun 2 boosters (190 m³/h à 7bars. P-75KW).
- Une batterie de filtration centrale.
- 2 électropompes : (190 m³/h à 65 bars. Puissance : 530KW).
- 1 dorsale télescopique de 8400 ML.

IV -3- Unité RGTE :

L'unité RGTE est réalisée en 2005 et située dans le secteur Est de la région d'In Amenas. Elle a deux objectifs cibles : la production et l'environnement. L'unité RGTE a pour but : « la récupération, la compression, la déshydratation et la réinjection » des gaz habituellement torchés. La figure (IV.1) présente une vue générale de l'unité RGTE.



Figure (IV.1) : Vue générale de l'unité RGTE.

L'unité se divise en deux sections : la section soufflante et la section compression, la première a pour rôle de refouler le gaz issu des centres de séparation CS 7,8 ,9 et 10 vers l'unité de compression, cette deuxième reçoit aussi le gaz provenant des centres de séparation CS 1, 2, 3, 4,5 et 6 qui sont près d'elle puis comprime et réinjecte dans les puits.

La figure (IV.2) présente le schéma fonctionnel de réseau de collecte gaz EDJELLEH.

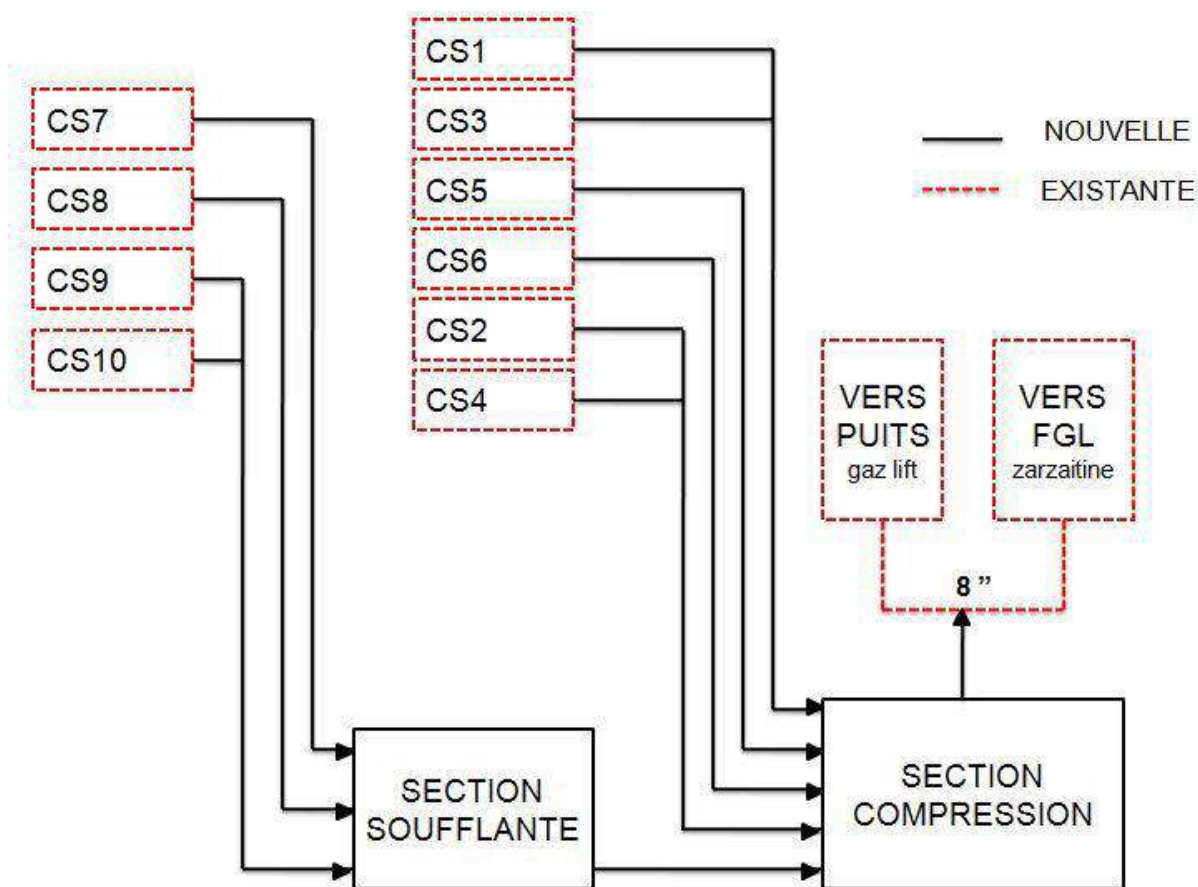


Figure (IV.2) : schéma fonctionnel de réseau de collecte gaz EDJELLEH

IV -3-1- La section soufflante 11-K-001

Le but de cette unité est d'augmenter la pression du gaz provenant des quatre centres de séparation CS7, CS8, CS9 et CS10 par le compresseur 11-K-001 de 0,1 bar à 2,3 bar, ensuite Le gaz refoulé est refroidi dans aéro-réfrigérant 11-E-001 à une température de 45°C puis envoyé vers la section compression.

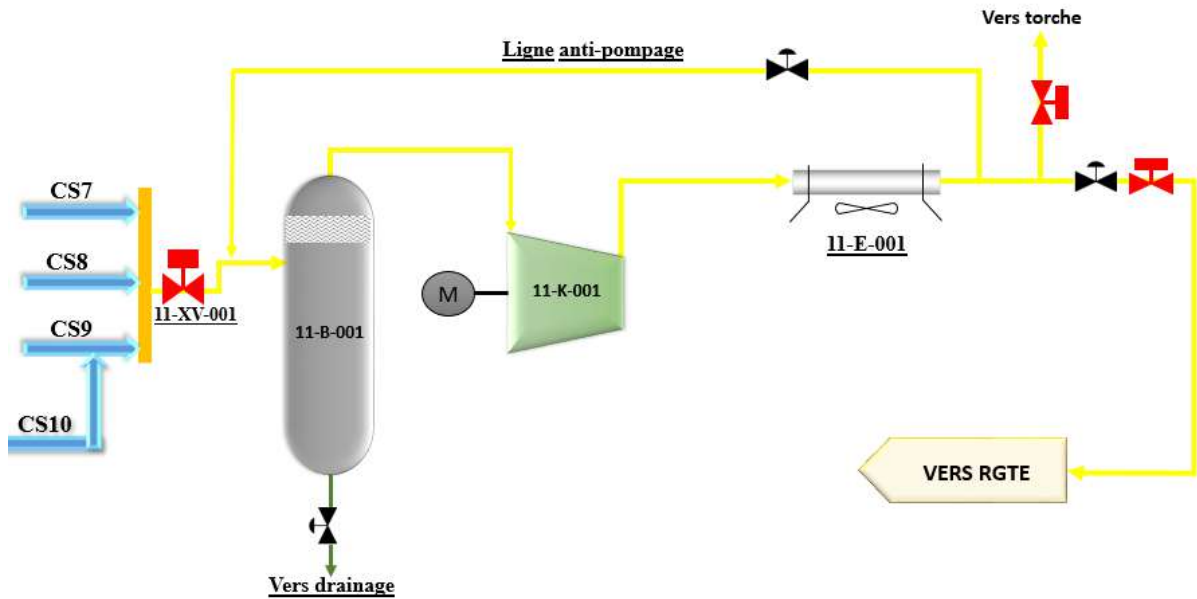


Figure (VI.3) : la section soufflante

IV -3-2- La section de compression 20-K-001

Le gaz provenant de la section soufflante et de centre de séparation CS1, CS2, CS3, CS4, CS5 et CS6 est envoyé vers le ballon 20-B-001

- **1er étage de compression :**

Le gaz sortant du ballon 20-B-001 est aspiré à une pression de 0,1 bar par le premier étage de compresseur ou il est comprimé jusqu'à 2,6 bar ensuite, il est refroidi à une température de 55°C par les aéro-réfrigérants 20-E-001A/B le liquide formé est récupéré au niveau de ballon 20-B-002.

- **2ème étage de compression :**

Le gaz sortant de ballon 20-B-002 est aspiré avec une pression de 1,9 bar par le deuxième étage de compresseur ou il est comprimé jusqu'à 7,8 bar puis il va refroidir jusqu'à sa température atteint 55°C par les aéro-réfrigérants 20-E-002A/B le liquide formé est récupéré au niveau de ballon 20-B-003.

- **3ème étage de compression :**

Le gaz de ballon 20-B-003 est aspiré avec une pression de 7,1 bar par le troisième étage de compresseur ou il est comprimé jusqu'à 23,9 bar puis il va refroidir à une température de 55°C par les aéro-réfrigérants 20-E-003A/B le liquide formé est récupéré au niveau de ballon 20-B-004.

- **4ème étage de compression :**

Le gaz de ballon 20-B-004 est aspiré avec une pression de 23.1 bar par le quatrième étage de compresseur ou il est comprimé jusqu'au 65.5 bar puis il va refroidir jusqu'à sa température atteint 55°C par les aéro-réfrigérants 20-E-004 A/B, le liquide formé est récupéré au niveau de ballon 20-B-005.

Le gaz obtenu sera envoyé vers l'unité de déshydratation.

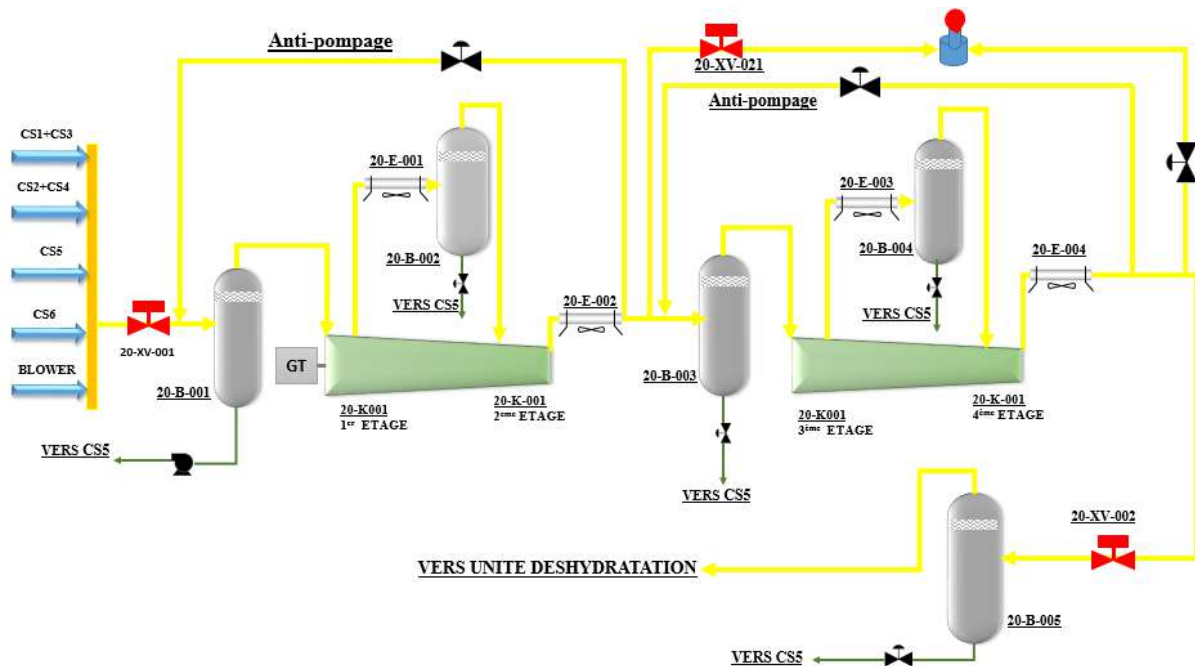


Figure (VI.4) : Section compression

IV -3-3- Unité de déshydratation par TEG 20-V-001

Elle est composée de deux sections :

- ✓ Une section de déshydratation du gaz.
- ✓ Une section de régénération et de stockage du glycol.

IV -3-3-1- Section de déshydratation du gaz

20-V-001-C1 : Un contacteur de glycol ;

20-V-001-E2 : Un refroidisseur de glycol

Le gaz humide venant du séparateur 20-B-005 est introduit au contacteur de glycol, il monte vers le haut du contacteur, il traverse le garnissage structuré ou il met en contact intime avec le glycol pauvre venant de la tête de contacteur. Le TEG doit être régénérer pour enlever l'eau et les hydrocarbures qu'il a absorbé. Le gaz traité traverse un éliminateur de buée (demister) avant de sortir en tête du contacteur.

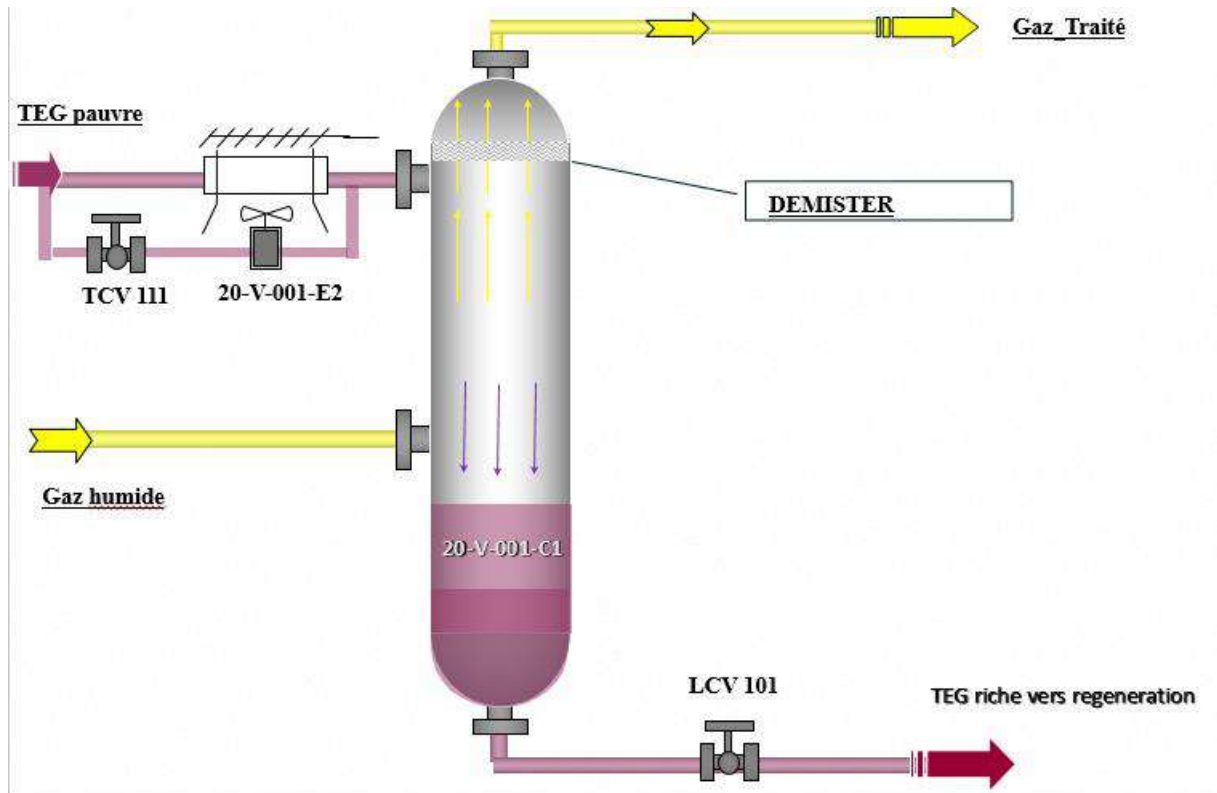


Figure (IV.5) : Section de déshydratation du gaz

- **Les principaux paramètres :**

Les principaux paramètres auquel faut faire attention sont :

La différence de température entre le gaz humide entrant au bas du contacteur et le glycol pauvre par le haut du contacteur. Cette différence doit être maintenue de 5 °C[3]. Si le TEG est plus froid que le gaz les fractions lourdes du gaz se condensent dans le garnissage ou se fait le contact GAZ TEG il se forme alors la mousse de TEG qui empêche le bon fonctionnement du déshydrater.

IV -3-3-2- Section de stockage du glycol

L'unité de stockage comprend les équipements suivants :

20-V-001-B4 : Une cuve de stockage

20-V-001-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.

IV -3-3-3- Section de régénération du glycol[3]

Elle est composée de :

20-V-001-B3 : Ballon de flash

20-V-001-E3 : Echangeur de glycol pauvre /riche

20-V-001-E1 : Régénérateur de glycol à tubes-foyer

20-V-001-C2 : Colonne de distillation de glycol

20-V-001-E4 : Condenseur de reflux

20-V-001-B1 : Un réservoir tampon de glycol

20-V-001-P1A/B : Pompe de circulation du glycol

20-V-001-V2A/B : Filtres de glycol riche

20-V-001-V3 : Filtre de carbone

- **Le fonctionnement de l'unité de régénération du TEG**

Le glycol riche provenant du contacteur de TEG passe à travers le condenseur de reflux qui refroidit la colonne de distillation de glycol et entre dans le ballon de flash qui permet de séparer le TEG des gaz dissous et des hydrocarbures liquides entraînés

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'entrée 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 reconcentré 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 0C 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.

IV -3-3-4- Description des équipements de procédé[3]

1. Contacteur de glycol (20-V-001-C1)

Le contacteur est équipé d'une garniture structurée, modèle SULZER MELLAPAK 250Y. Un éliminateur de buée à engrenage métallique est situé au-dessus du contacteur pour éviter l'entraînement du glycol par le gaz déshydraté.

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

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.

2. Refroidisseur de glycol appauvri (20-V-001-E2)

La température du glycol appauvri -pénétrant dans le contacteur 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 contacteur doit avoir une température de 5 0C de plus que celle du gaz humide. Par exemple si le gaz humide est à 55 0C le glycol appauvri doit être à 60 0C, 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-111 qui utilise la conduite 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.

3. Echangeur de glycol appauvri/riche (20-V-001-E3)

Un échangeur de chaleur à plaque est également fournit 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 0C pour protéger les pompes tout en préchauffant le glycol riche froid.

4. Ballon de flash (20-V-001-B3)

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 dissous et les hydrocarbures liquides entraînés par le glycol riche.

S'ils ne sont pas éliminés les hydrocarbures liquides peuvent avoir un impact négatif sur la prestation du régénérateur –rebouilleur– (20-V-001-E1). Les hydrocarbures liquides sont

séparés du glycol riche 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.

5. Filtres de glycol riche (20-V-001-V2 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.

6. Filtre de carbone (20-V-001-V3)

Le filtre à charbon est utilisé en aval de filtres de glycol riche, 25 % du débit du glycol riche passe par le filtre de charbon pour séparer les hydrocarbures lourds.

7. Colonne de distillation de glycol (20-V-001-C2)

Garni de bagues de PALL, la colonne de distillation est directement montée sur le haut du régénérateur de glycol (20-V-001-E1) pour permettre une parfaite distillation de glycol et de l'eau, le glycol riche chaud provenant de l'échangeur de glycol appauvri/riche (20-V-001-E3) 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.

8. Condenseur de reflux (20-V-001-E4)

C'est une partie intégrante de la colonne de distillation (20-V-001-C2), le glycol riche circulant dans le serpentin est froid comparé au vapeur montante de la colonne de distillation.

Les vapeurs montantes entrent en contact avec le serpentin, une partie des vapeurs se condense et redescend vers le bas de la colonne de distillation créant un reflux circulant qui aide à récupérer le glycol contenu dans les vapeurs. 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.

9. Régénérateur de glycol (20-V-001-E1)

Le régénérateur est un rebouilleur sert à reconcentrer le glycol thermiquement par l'évaporation et l'élimination de l'eau qui a été absorbée. Un ensemble de brûleur de gaz naturel sont situés 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 stripping. 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 supérieur de la colonne de distillation de glycol. Il faut donc s'assurer du bon réglage de la vitesse et débit du gaz de stripage.

10. Ballon de tampon (20-V-001-B1)

Il sert comme une capacité de stockage de TEG. Un bas niveau dans le ballon provoque un arrêt de la pompe

11. Pompes de circulation du glycol (20-V-001-P1 A/B)

Ils servent à recycler le glycol pauvre vers le contacteur en passant par l'aéré-réfrigérant

12. Pompe de transfert de glycol (20-V-001-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.

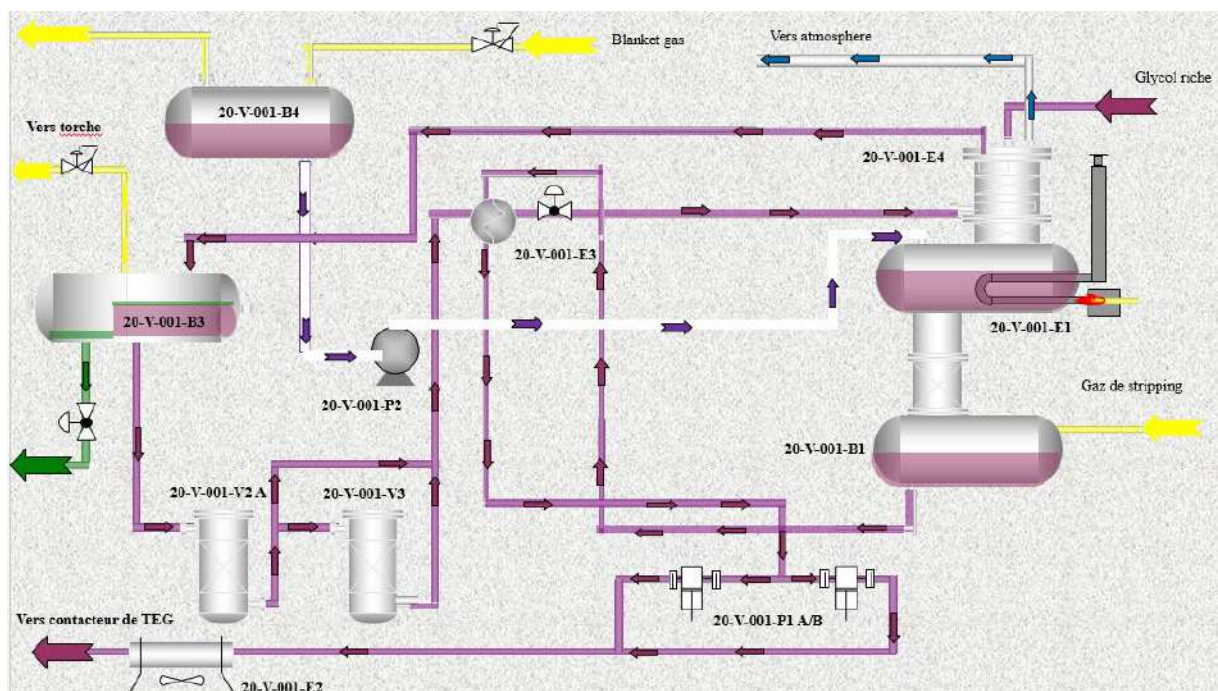


Figure (IV.6) : Procédé régénération du TEG

- **Paramètre de fonctionnement de la régénération :**

Température du rebouilleur est 204°C.

Débit de glycol et teneur en eau à la sortie du contacteur

Le débit du gaz de stripping

- **Le contrôle et sécurité de fonctionnement :**

Le débit du glycol pauvre est assuré par des pompes volumétriques et qui est généralement constant. Le retour du TEG riche recueillie à la partie basse du contacteur est assuré par un dispositif automatique avec ouverture d'une vanne de décharge vers le circuit de régénération qui est fait à basse pression 6.2 barg. Le réglage de ce retour a une très grande importance sur le fonctionnement qui doit se poursuivre.

La surveillance de la température dans le rebouilleur constitue l'élément le plus important de conduite de l'installation.

Le fonctionnement de l'unité peut être perturbé pour différentes raisons dont deux plus importantes sont :

- ✓ **Formation de la mousse** qui se traduit par la perte de glycol
- ✓ **La corrosion** qui observe plus particulièrement sur les éléments du rebouilleur

IV -3-3-5- Produits chimiques

L'unité utilise les quatre produits chimiques suivants :

1. **Le tri éthylène glycol (TEG) :** Solution de glycol-eau à 99,5 wt% (min).
2. **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.
3. **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.

IV-3-3-6- Les utilités

A. Section Air instrument :

Le système air instrument est conçu pour produire continuellement de l'air sec après séchage à travers des sécheurs à tamis moléculaire.

Le traitement se fait par l'aspiration de l'air l'atmosphérique, en éliminant les impuretés qui s'y trouvent afin de fournir l'air de service et l'air instrument, deux compresseurs ont été prévus à cet effet, l'air aspiré passe à travers des filtres qui assurent l'élimination des impuretés, par la suite son passage à travers des sécheurs d'air où il est dépourvu de l'humidité pour être utilisé comme air instrument.

La pression d'air dans le réseau est maintenue à 7 bars.

B. Système de gaz combustible :

Le gaz combustible est utilisé comme source d'énergie principale pour la turbine à gaz, le rebouilleur de T.E.G, le stripping de la solution de glycol et pour le maintien de la flamme de la torche.

Le réseau de gaz combustible est alimenté à partir de piquage situé à la sortie de l'unité de déshydratation, ce réseau a trois niveaux de pressions : 24 bar pour la turbine à Gaz, 7 bar pour l'unité de déshydratation et 2,8 bar pour le collecteur de torche.

Lorsque le gaz n'est pas disponible au moment du démarrage, le gaz combustible doit être fourni par FGL.

C. Bac d'incendie :

Le bac d'incendie est alimenté à partir de MPDL.IL alimente aussi le réseau d'eau de service utilisée pour les besoins de nettoyage des installations.

Chapitre V

Partie calcul

Problématique :

Dans le but d'optimiser le fonctionnement de la section de déshydratation de l'unité RGTE notre travail consiste à effectuer une étude en prenant en considération le changement de la composition de la charge et le débit du gaz à traiter

Le design de la section de déshydratation a été conçu pour traiter un débit du gaz égal à 1.4 Msm³ / Day.

Actuellement l'unité traite un débit du gaz égal à 0.76 Msm³/Day.

L'objectif de notre travail consiste à effectuer une étude pour faire une optimisation de notre section de déshydratation et prendre en considération le nouveau débit du gaz d'entrée pour déterminer les paramètres optimaux (le débit de circulation du glycol, débit du gaz stripping).

On choisira les solutions qui nous permettent d'économiser plus d'énergie et réduire les pertes en glycol tout en respectant la spécification de la teneur en eau dans le gaz à la sortie du contacteur qui est égal à 50 ppm

V-Les paramètres de déshydratations

Le but de la déshydratation d'unité RGTE est la diminution de la teneur en eau dans le gaz jusqu'à 50 ppm

On convertit la teneur en eau en lb/MMscf (condition standard 60°F et 14.696 psi)

Le volume de 1 lb-mol de gaz est : $V = nRT/P = 1 \times 10.73 \times (460 + 60) / 14.696 = 379.6 \text{ ft}^3$

Après on convertit de ppm au lb/MMscf

$$50 \text{ ppm} = \frac{50}{10^6} \frac{\text{lb mol } H_2O}{379.6 \text{ ft}^3} \times 18.015 \frac{\text{lb}}{\text{lb mol}}$$

$$= 0.0000023728 \text{ lb/ft}^3$$

Alors : **50ppm = 2.3728 lb/MMscf**

V-1-Cas design

Tableau V-1 composition du gaz [5].

Débit du gaz	1.4 MM sm ³ /d = 49.55 MMscf/Day
Pression d'entrée du gaz	65.5 bars
Température du gaz	55 °C
Composition du gaz	
Constituants	Yi
CH ₄	0,7803
C ₂ H ₆	0,0906
C ₃ H ₈	0,0427
i- C ₄ H ₁₀	0,0103
n- C ₄ H ₁₀	0,0158
i- C ₅ H ₁₂	0,0073
n- C ₅ H ₁₂	0,0046
C ₆ H ₁₄	0,0036
C ₇ H ₁₆	0,0018
C ₈ H ₁₈	0.0004
N ₂	0,0090
CO ₂	0,0307
H ₂ O	0.0029

V.1.1.calcul du facteur de compressibilité :

La détermination du facteur Z est obtenue à partir des coordonnées réduites P_R et T_R en utilisant comme méthode les corrélations empiriques de la figure A-1 :

$$P_R = P/P_{pc} \dots\dots\dots (V-1) \quad T_R = T/T_{PC} \dots\dots\dots (V-2)$$

Les termes T_{PC} et P_{pc} représentent respectivement la température et la pression

Pseudo-critique du gaz et sont définis par les relations de Kay :

$$P_{PC} = \sum_{i=1}^{13} Y_i \times P_{cr} \dots\dots (V-3) \quad T_{PC} = \sum_{i=1}^{13} Y_i \times T_{cr} \dots\dots (V-4)$$

Tableau V.2 : Coordonnées critiques et pseudo-critiques des constituants du gaz.[3]

Constituants	Yi	Mw	Paramètres critiques		Paramètres pseudo-Critiques	
		Mi*Yi	T_{cr} (K)	P_{cr} (MPa)	T_{pc} (K)	P_{pc} (MPa)
CH ₄	0,7803	12,517	190,580	4,604	148,710	3,5925012
C ₂ H ₆	0,0906	2,724	305,420	4,880	27,671	0,442128
C ₃ H ₈	0,0427	1.882	369,820	4,249	15,791	0,1814323
i- C ₄ H ₁₀	0,0103	0.598	408,140	3,648	4,204	0,0375744
n- C ₄ H ₁₀	0,0158	0.918	425,180	3,797	6,718	0,0599926
i- C ₅ H ₁₂	0,0073	0.526	461,000	3,330	3,365	0,024309
n- C ₅ H ₁₂	0,0046	0.331	469,150	3,369	2,158	0,0154974
C ₆ H ₁₄	0,0036	0.310	507,430	3,012	1,827	0,0108432
C ₇ H ₁₆	0,0018	0.180	540,260	2,736	0,972	0,0049248
C ₈ H ₁₈ ⁺	0.0004	0.045	568.9	2.49	0,228	9,96E-04
N ₂	0,0090	0.252	126,100	3,394	1,135	0,030546
CO ₂	0,0307	1.351	304,190	7,382	9,339	0,2266274
H ₂ O	0.0029	0.052	647,030	22,054	1,876	0,0639566
Σ	1	21.692	-	-	223,994	4,6913289

Température réduite :

$$T_R = \frac{328,150}{223,994} = 1,465$$

Pression réduite :

$$P_R = \frac{6,600}{4,6913} = 1,407$$

En utilisant la figure V-1 : à (T_R, P_R) , on trouve Z

$$Z = 0,83$$

V.1.1.2. Calcul de la masse volumique du gaz :

$$\rho_{gaz} = \frac{PM_{gaz}}{ZRT} \dots\dots\dots (V-5)$$

Où : $R = 8,314 \text{ J/mole. K}$

$$\rho_{gaz} = [66,6 \times 10^5 \times 21,692 \times 10^{-3}] / [0,83 \times 8,314 \times 328,15] = 63.7990 \text{ kg/m}^3.$$

$$\rho_{gaz} = 3.9828 \text{ lb/ft}^3.$$

V.1.2. Calcul de quantité d'eau dans le gaz humide :

$$G_{eau} = V \times w_i \dots\dots\dots (V-6)$$

Où :

G_{eau} : Quantité d'eau dans le gaz humide.

V : Débit volumique du gaz dans les conditions standard.

w_i : Teneur en eau de saturation du gaz.

V.2.1. Teneur en eau de saturation du gaz :

D'après la figure V-2 on a trouvé :

Sous une pression ($P = 964.62 \text{ Psi}$) et une température ($T = 131 \text{ }^\circ\text{F}$) :

$$w_i = 141 \text{ lb/MMscf}$$

$$\text{Alors : } G_{eau} = V \times W_i = 141 \times 49.55 = 6986.55 \text{ lb}$$

$$G_{eau} = 28281,5 \text{ kg/j}$$

V.1.2.2. Quantité d'eau à absorber par MMscf :

$$W_i - W_0 = 141 - 2.3728 = 138.6272 \text{ lb/MMscf}$$

V.1.2.3. Le rendement de l'eau à enlever :

$$R = \frac{W_{in} - W_{out}}{W_{in}} \dots\dots\dots (V-8)$$

$$R = 0.9831$$

V.1.3 La concentration du glycol pauvre :

$$W_0 = 2.3721 \text{ lbH}_2\text{O/ MMscf}$$

D'après la figure V-2 la température de rosée eau à la sortie du contacteur $T = 5^\circ\text{F}$

On prend 10°F comme marge de sécurité

$$T = 5 - 10 = -5^\circ\text{F}$$

D'après la figure V-3 : $T_{\text{rosée}} = -5^\circ\text{F}$ et la température dans le contacteur est 131°F Alors :

la concentration du TEG = 99.9%wT

V.1.4. Nombre du plateau théorique :

Le taux de circulation du TEG est déterminé par l'équation suivante : $(\Psi = \text{m}^3 \text{ de TEG/Kg H}_2\text{O})$

$$\ln(R) = a + \frac{b}{\Psi} + \frac{c}{\Psi^2} + \frac{d}{\Psi^3} + \dots\dots\dots (V-9)$$

Ou :

$$a = A1 + \frac{B1}{X} + \frac{C1}{X^2} + \frac{D1}{X^3} \dots\dots\dots (V-10)$$

$$b = A2 + \frac{B2}{X} + \frac{C2}{X^2} + \frac{D2}{X^3} \dots\dots\dots (V-11)$$

$$c = A3 + \frac{B3}{X} + \frac{C3}{X^2} + \frac{D3}{X^3} \dots\dots\dots (V-12)$$

$$d = A4 + \frac{B4}{X} + \frac{C4}{X^2} + \frac{D4}{X^3} \dots\dots\dots (V-13)$$

A, B, C et D : coefficient

Les valeurs des coefficients sont données au tableau du l'annexe 4

X : concentration du TEG wt%= 99.9

D'après le calcul des coefficients, alors le taux de circulation est 0.02m³ TEG/kg

H₂O qui est égal à 2.6 gal TEG /lb H₂O

D'après les graphes du l'annexe 4 alors :

Le nombre du plateau théorique N=4 qui est équivalent de 6 m de garnissage structuré

V.1.5.Quantité total d'eau à enlever :

$$G_{eabs} = (W_i - W_0) \times V \dots \dots \dots (V-14)$$

$$G_{ebs} = 138.6272 \times 49.55 = \mathbf{6868.978 \text{ lb/day}}$$

$$= \mathbf{286.207 \text{ lb/h} = 129.821 \text{ kg/h}}$$

V.5.1.Débit volumique de glycol :

$$V_{gl} = G_{eabs} \times \text{Rate} \dots \dots \dots (V-15)$$

V_{gl} : Débit volumique de glycol.

Rate : Taux de circulation de TEG par rapport au l'eau absorbée

R= 2.6 gal TEG/Lb H₂O

$$V_{gl} = G_{eabs} \times \text{Rate} = 6868.987 \times 2.6 = 17859.3662 \text{ gal TEG/day}$$

$$V_{gl} = 2866.845 \text{ ft}^3/\text{j} = \mathbf{81.18 \text{ m}^3/\text{j}}$$

$$= \mathbf{3.38 \text{ m}^3}$$

V.1.6.Bilan matière de contacteur :

$$\text{Entrée : } G_E = G_{gh} + G_{gl}$$

$$\text{Sortie : } G_S = G_{gs\acute{e}} + G_{glh}$$

$$G_E = G_S \quad \longleftrightarrow \quad G_{gh} + G_{glp} = G_{gse} + G_{glr} \dots\dots\dots (V-16)$$

Où :

G_{gh} : Débit massique du gaz humide.

$G_{gs\acute{e}}$: Débit massique du gaz séché.

G_{gl} : Débit massique du glycol pauvre.

G_{glr} : Débit massique du glycol riche.

V.1.6.1.Détermination du débit massique du gaz humide :

V.1.6.1.1.Débit volumique du gaz humide (V_{gh}) :

$$V_{gh} = \frac{ZnRT}{P} \dots\dots\dots (V-17)$$

$$T = 55 \text{ }^{\circ}\text{C} = 328,15 \text{ }^{\circ}\text{K} = 590.67 \text{ }^{\circ}\text{R}$$

$$P = 65.5 \text{ bar} = 964.92 \text{ Psi.}$$

B-Conditions standards :

$$T = 15 \text{ }^{\circ}\text{C} = 288.15 \text{ }^{\circ}\text{K} = 518.67 \text{ }^{\circ}\text{R} \quad \quad \quad Z_0 \approx 1$$

$$P_0 = 1 \text{ bar} = 14,696 \text{ Psi.}$$

$$V = \frac{Z_0 n R T_0}{P_0} \dots\dots\dots (V-18)$$

De V-17 et V-18 :

$$V_{gh} = V \times \frac{Z T P_0}{P T_0} \dots\dots\dots (V-19)$$

$$\begin{aligned} V_{gh} &= 49.55 \times (0,83 \times 14,696 \times 590.67 / 964.92 \times 518.67) 10^6 \\ &= 713366.847 \text{ ft}^3/\text{day.} \end{aligned}$$

$$V_{gh} = 841.68 \text{ m}^3/\text{h}$$

V.1.6.1.2. Débit massique du gaz humide :

$$G_{gh} = V_{gh} \times \rho_{gaz} = 713366.847 \times 3.9828 = 2841197.478 \text{ lb/day}$$

$$G_{gh} = 53697.720 \text{ kg/h}$$

V.1.6.2. Débit massique du gaz séché :

$$G_{gsé} = G_{gh} - G_{eabs} - G_{hcdiss} \dots \dots \dots (V-20)$$

V.1.6.2.1. Détermination de la quantité des hydrocarbures dissouts dans le glycol

$$G_{hcdiss} = V_{hcdiss} \times \rho_{hcdiss} \times V_{gl} \dots \dots \dots (V-21)$$

ρ_{gl} : Masse volumique des hydrocarbures dissouts.

V_{hcdiss} : Solubilité des hydrocarbures gazeux dans le TEG.

V.1.6.2.2. Calcul de la masse volumique des hydrocarbures dissouts

$$\rho_{hcdiss} = (M_{gaz} / 22,4) \times (273,15 / 273,15 + T) \times (1 / Z) \times (P / P_0)$$

$$\rho_{hcdiss} = 97.149 \text{ kg/m}^3 = 6.065 \text{ lb/f}$$

V.1.6.2.3. Détermination de la solubilité des hydrocarbures gazeux dans le TEG :

La solubilité des hydrocarbures gazeux dans le TEG en fonction de la pression et la température :

$$= 0,224 \text{ ft}^3 \text{ du gaz} / \text{ft}^3 \text{ de TEG} = 1,67 \text{ m}^3 \text{ du gaz/m}^3 \text{ TEG.}$$

Alors d'après la formule (V-21)

$$G_{hcdiss} = 1.67 \times 97.149 \times 80.18 = 13008.31 \text{ kg/j.}$$

$$G_{\text{hcdiss}} = 28678.4145 \text{ lb/day.}$$

Alors d'après la formule V-20

$$G_{\text{gsé}} = 2841197.478 - 6868.978 - 28678.4145$$

$$= 2805650.086 \text{ lb/day.}$$

$$G_{\text{gsé}} = 53025.887 \text{ kg/h}$$

V.1.6.3. Débit massique du glycol pauvre :

$$G_{gl} = V_{gl} \times \rho_{gl} \quad \dots\dots\dots \text{(V-22)}$$

V_{gl} : Débit volumique du glycol pauvre.

ρ_{gl} : Masse volumique du glycol pauvre.

$$\rho_{gl} = 9,15 \text{ lb/gal} = 68,45 \text{ lb/ft}^3 = 1096,412 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Alors } G_{gl} = 81.18 \times 1096,412 = 89006.726 \text{ kg/j} = 3708.613 \text{ kg/h}$$

$$G_{gl} = 196226.241 \text{ lb/day.}$$

V.1.6.4. Débit massique du glycol riche :

$$G_{\text{glr}} = G_{gl} + G_{\text{hcdiss}} + G_{\text{eabs}} \dots\dots\dots \text{(V-23)}$$

$$G_{\text{glr}} = 89006.726 + 13008.31 + 3115.7160 = 105130.752 \text{ kg/j.}$$

$$G_{\text{glr}} = 4380.448 \text{ kg/h} = 231773.634 \text{ lb/day}$$

Désignations	Entrée (Kg/h)	Désignations	Sortie (Kg/h)
G_{gh}	53697.720	G_{gsé}	53025.887
G_{gl}	3708.613	G_{glr}	4380.448
Σ	57406.335	Σ	57406.333

Tableau (V.3) : Bilan matière

V.1.6.5. Teneur du glycol riche X₂

$$X_2 = X_1 \times \frac{G_{gl}}{G_{glr}} \dots\dots\dots (V-24).$$

X₁ : Concentration minimum de glycol

$$X_2 = 0,999 \times (3708.613 / 4380.448) = \mathbf{0,845}$$

V.1.6.6. Rapport d'eau/glycol dans le glycol pauvre (X_e) :

$$X_e = (100 - X_1) / X_1 \dots\dots\dots (V-25)$$

$$X_e = (100 - 99,9) / 99,9 = \mathbf{0,001 \text{ kg eau / kg glycol.}}$$

V.1.6.7. Quantité d'eau dans le glycol pauvre (g)

$$g_e = G_{gl} \times X_e \dots\dots\dots (V-26)$$

$$= 3708.613 \times 0.001 = \mathbf{3.708 \text{ kg/h}}$$

V.1.6.8. La concentration d'eau dans le glycol riche (X) :

$$X = [(G_{abs} + g_e) / (G_{abs} + G_{gl})] \times 100 \dots\dots\dots (V-27)$$

$$X = [(129.821 + 3.708) / (129.821 + 3708.613)] \times 100$$

$$X = \mathbf{3.479\%}$$

V-1.7. Détermination de la quantité de chaleur au rebouilleur :

La chaleur nécessaire à fournir au rebouilleur consiste en :

La chaleur pour réchauffer la solution de glycol pauvre de 337.1 °F jusqu'à 400 °F

$$Q_{R1} = G_{gl} C_P \Delta T \dots\dots\dots (V-28)$$

$$= (8176.093 \text{ lb}_m \text{ sol TEG /h}) (0.83 \text{ Btu/lb}_m \text{ } ^\circ\text{F}) (400 - 337.1)$$

$$= 426849.287 \text{ Btu / h}$$

Ou : G_{gl} = débit massique du glycol pauvre.

C_P = chaleur spécifique de la solution du glycol à 368.55 F

D'après la figure V-5 $C_P = 0.83 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ pour 84.5 % TEG

• Chaleur pour vaporiser l'eau enlevée de l'absorbeur :

$$Q_{R2} = G_{H_2O} \times h_f \dots\dots\dots (V 29)$$

$$= (286.207 \text{ lb/ h } (970.3) \text{ Btu/lb}) = 277707.056 \text{ Btu / h}$$

• Chaleur pour vaporiser l'eau provenant du reflux :

$$Q_{R3} = 25 \% Q_{R2} \dots\dots\dots (V-30)$$

$$= 0.25 \times 277707.056 = 69426.764 \text{ Btu/h}$$

Alors la chaleur nécessaire au rebouilleur avec 10% des pertes :

$$Q_t = 1,1 (Q_{R1} + Q_{R2} + Q_{R3}) \dots\dots\dots (V-31)$$

$$= 1.1 (426849.287 + 277707.056 + 69426.764)$$

$$= 851381.418 \text{ Btu/h} = 898254.945 \text{ Kj/h}$$

V.1.8-Détermination du débit du fuel gaz

$1.05506 \cdot 10^6$ correspond à 25 mètres cubes de fuel gaz

$$1.05506 \cdot 10^6 \longrightarrow 25 \text{ m}^3$$

$$898254.945 \longrightarrow V_{\text{fuel}}$$

$$\text{Alors } V_{\text{fuel}} = 21.284 \text{ m}^3/\text{h}$$

V.1.9. Détermination du débit du gaz de stripping :

La hauteur de la colonne de gaz de stripping (la hauteur du garnissage) est de 1500 mm ce qui correspond à 1 étages.

D'après la **figure V-6** on peut déterminer le débit du gaz de stripping (scf/gal TEG), On calcule le débit du gaz de stripping par la formule suivante :

$$V_{stgaz} = V_{gl} \times \text{gaz de stripping Rate} \dots\dots\dots (V-32)$$

$$V_{stgaz} = 744.14 \times 4.5 = 3348.63 \text{ scf/h} = 94.8 \text{ sm}^3/\text{h}$$

V.1.10. Pompe de circulation :

Puissance à fournir à la pompe :

$$\text{bhp} = G_{gl} \Delta P / 1715 \eta \dots\dots\dots (V-33)$$

Débit du glycol 12.40 gal/min

On prend une marge de sécurité de 25%

$$G_{gl} = 12.40 + (0.25 \times 12.40) = 15.5 \text{ gal/min}$$

$$\text{Ou : } \Delta P = \text{augmentation de pression} = 1005.11 - 15.95 = 989.16 \text{ psi}$$

$$\eta = \text{efficacité } 0.75$$

$$\text{bhp} = 15.5 \times 989.16 / 1715 \times 0.75 = 11.91 \text{ hp}$$

$$\text{bhp} = \mathbf{8.88 \text{ KW}}$$

V-2. Cas actuel :

Le gaz prélevé à l'entrée de l'RGTE a été analysé par la technique de la chromatographie en phase gazeuse le novembre 2022.

Le résultat d'analyse de ce gaz est présenté dans le tableau V-4 suivant :

Débit du gaz	0.76 MM sm³/d =26.9MMscf/Day
Pression d'entrée du gaz	0,11 bar
Température du gaz	28 °C
Composition du gaz	
Constituants	Yi
CH₄	0,8032
C₂H₆	0,0888
C₃H₈	0,0204
i- C₄H₁₀	0,0046
n- C₄H₁₀	0,0049
Néo-pentane	0,0006
i- C₅H₁₂	0,0043
n- C₅H₁₂	0,006
C₆H₁₄	0,0044
C₇H₁₆	0,0064
Benzène	0,0002
C₈H₁₈	0,001
Toluène	0,0006
C₉H₂₀	0,0003
C₁₀H₂₂	0,0001
n-C₁₁	0,0001
n-C₁₂	0,0001
n-C₁₃	0,0001
N₂	0,0314
CO₂	0,0223

Par la suite, j'ai été obligé de simuler l'unité de compression pour avoir la composition du gaz à l'entrée du l'unité de déshydratation figure V-7 annexe

Le résultat de la simulation est présenté dans le tableau V-5 suivant :

Débit du gaz	26.8MMscf/Day
Pression d'entrée du gaz	65.5 bar
Température du gaz	55 °C
Composition du gaz	
Constituants	Yi
CH₄	0.8033
C₂H₆	0.0886
C₃H₈	0.0202
i- C₄H₁₀	0,0046
n- C₄H₁₀	0,0048
Néo-pentane	0.0006
i- C₅H₁₂	0.0042
n- C₅H₁₂	0,0058
C₆H₁₄	0,0041
C₇H₁₆	0,0054
Benzène	0.0002
C₈H₁₈	0.0008
Toluène	0.0006
C₉H₂₀	0.0001
N₂	0.0314
CO₂	0.0223
H₂O	0.0030

A-Conditions design :

Les paramètres actuel de fonctionnement pour l'unité de déshydratation sont toujours les même malgré le changement de la composition et le débit de la charge

Le débit de circulation du glycol : 3.38 m³/h

Le débit du gaz stripping 94 sm³/h

Pour optimiser l'unité de déshydratation je dois refaire le calcul avec le nouveau débit du gaz pour chercher les paramètres optimum

Le poids moléculaire **M_w = 20.71 kg/kmol**

V.2.1.calcul du facteur de compressibilité

Température réduite :

$$T_R = 328,150 / 215.01 = 1,526$$

Pression réduite :

$$P_R = 45.82 / 65.5 = 0.699$$

En utilisant la figure V-1: à (T_R , P_R), on trouve Z :

$$Z = 0,85$$

V.2.2.Calcul de la masse volumique du gaz :

$$(V-5) \longleftrightarrow \rho_{gaz} = [66,6 \times 10^5 \times 20.71 \times 10^{-3}] / [0,85 \times 8,314 \times 328,15]$$

$$\rho_{gaz} = 59.477 \text{ kg/m}^3 = 3.713 \text{ lb/ft}^3.$$

V.2.3. Quantité total d'eau à enlever :

$$(V-14) \longleftrightarrow G_{eabs} = 138.6272 \times 26.8 = 3715.2090 \text{ lb/day} = 1685.1904 \text{ kg/j}$$

$$= 70.216 \text{ kg/h}$$

V.2.4.Débit volumique de glycol :

$$(V-15) \longleftrightarrow V_{gl} = 3715.2090 \times 2.6 = 9659.5434 \text{ gal TEG/day}$$

$$V_{gl} = 1291.2931 \text{ ft}^3/\text{j} = 36.5653 \text{ m}^3/\text{j} = 1.53 \text{ m}^3/\text{h}$$

V.2.5.Détermination du débit massique du gaz humide :**V.2.5.1.Débit volumique du gaz humide (V_{gh}) :**

$$(V-19) \longleftrightarrow V_{gh} = 26.8 \times (0.85 \times 14.696 \times 590.67 / 964.92 \times 518.67) 10^6$$

$$V_{gh} = 395107.56 \text{ ft}^3/\text{day} = \mathbf{466.175 \text{ m}^3/\text{h}}$$

V.2.5.2.Débit massique du gaz humide :

$$G_{gh} = 395107.56 \times 3.713 = 1467034.37 \text{ lb/day}$$

$$G_{gh} = \mathbf{27726.4832 \text{ kg/h}}$$

V.2.6.Débit massique du gaz séché :**V.2.6.1. Détermination de la quantité des hydrocarbures dissouts dans le glycol****A- .Calcul de la masse volumique des hydrocarbures dissouts**

$$\rho_{hcdiss} = \mathbf{60.209 \text{ kg/m}^3} = 3.758 \text{ lb/ft}^3.$$

B-Détermination de la solubilité des hydrocarbures gazeux dans le TEG :

$$V_{hcdiss} = 0.224 \text{ ft}^3 \text{ du gaz / ft}^3 \text{ de TEG} = \mathbf{1.67 \text{ m}^3 \text{ du gaz/m}^3 \text{ TEG.}}$$

Donc:

$$G_{hcdiss} = 1.67 \times 97.149 \times 36.5653 = 5932.3114 \text{ kg/j} = \mathbf{247.1796 \text{ kg/h}}$$

$$G_{hcdiss} = \mathbf{2690.8511 \text{ lb/day.}}$$

Alors Le débit massique du gaz séché est :

$$(V-20) \longleftrightarrow G_{gsé} = 1467034.37 - 3715.2090 - 2690.8511$$

$$= \mathbf{1460628.31 \text{ lb/day.}}$$

$$G_{gsé} = \mathbf{27605.4107 \text{ kg/h}}$$

V.2.7.Débit massique du glycol pauvre

$$(V-22) \quad \longleftrightarrow \quad G_{gl} = 36,5653 \times 1096,412 = 40090,6337 \text{ kg/j}$$

$$= 1670.4430 \text{ kg/h}$$

$$G_{gl} = 3682.6964 \text{ lb/h.}$$

V.2.8.Débit massique du glycol riche :

$$(V-23) \quad \longleftrightarrow \quad G_{glr} = 40090.6337 + 5932.3114 + 1685.1904 = 47708.1355 \text{ kg/j.}$$

$$= 1987.8390 \text{ kg/h}$$

Désignations	Entrée (Kg/h)	Désignations	Sortie (Kg/h)
G_{gh}	27726.4832	$G_{gsé}$	27605.4107
G_{gl}	1670.4430	G_{glr}	1987.8390
☐	29396.9262	☐	29593.2497

Tableau V-6 bilan matière du contacteur

V.2.9.Teneur du glycol riche X_2

$$(V-24) \quad \longleftrightarrow \quad X_2 = 0,999 \times (1670.4430 / 1987.8390) = 0,839$$

V-2.10. Rapport d'eau/glycol dans le glycol pauvre (X_e) :

$$(V-25) \quad \longleftrightarrow \quad X_e = (100 - 99,9) / 99,9 = 0,001 \text{ kg eau / kg glycol.}$$

V.2.11.Quantité d'eau dans le glycol pauvre (g_e)

$$(V-26) \quad \longleftrightarrow \quad g_e = G_{gl} \times X_e = 1670.4430 \times 0.001 = 1.6704 \text{ kg/h}$$

V.2.12.la concentration d'eau dans le glycol riche (X) :

$$(V-27) \quad \longleftrightarrow \quad X = [(G_{abs} + g_e) / (G_{abs} + G_{gl})] \times 100$$

$$= [(70.216 + 1.6704) / (70.216 + 1670.4430)] \times 100$$

$$X = 4.130 \%$$

V.2.13.Détermination de la quantité de chaleur au rebouilleur

$$(V-28) \longleftrightarrow Q_{R1} = (3682.6964 \text{ lb}_m \text{ sol TEG /h}) (0.83 \text{ Btu/lb}_m \text{ } ^\circ\text{F}) (400 - 337.1) \\ = 192262.531 \text{ Btu / h}$$

- Chaleur pour vaporiser l'eau enlevée de l'absorbeur :

$$(V-29) \longleftrightarrow Q_{R2} = (154.80 \text{ lb / h}) (970.3 \text{ Btu/lb}) = 150202.44 \text{ Btu / h}$$

- Chaleur pour vaporiser l'eau provenant du reflux

$$(V-30) \longleftrightarrow Q_{R3} = 0.25 \times 150202.44 = 37550.61 \text{ Btu/h}$$

Alors la chaleur nécessaire au rebouilleur avec 10% des pertes :

$$(V-31) \longleftrightarrow Q_t = 1.1 (Q_{R1} + Q_{R2} + Q_{R3}) = 1.1 (192262.531 + 150202.44 + 37550.61) \\ = 380015.581 \text{ Btu/h} = 400937.661 \text{ KJ/h}$$

V.2.14.Détermination du débit du fuel gaz

$1.05506 \cdot 10^6$ correspond à 25 mètres cubes de fuel gaz

$$1.05506 \cdot 10^6 \longrightarrow 25 \text{ m}^3$$

$$400937.661 \longrightarrow V_{\text{fuel}}$$

Alors $V_{\text{fuel}} = 9.5 \text{ m}^3/\text{h}$

Pour le cas actuel avec un débit de circulation de glycol égal à $3.38 \text{ m}^3/\text{h}$

V-2.15.Détermination de la quantité de chaleur au rebouilleur pour le cas actuel avec un débit de circulation de glycol égal à $3.38 \text{ m}^3/\text{h}$

$$Q_{R1} = (3682.6964 \text{ lb}_m \text{ sol TEG /h}) (0.83 \text{ Btu/lb}_m \text{ } ^\circ\text{F}) (400 - 337.1) \\ = 426849.287 \text{ Btu / h}$$

- Chaleur pour vaporiser l'eau enlevée de l'absorbeur :

$$QR2 = (154.80 \text{ lb/ h } (970.3) \text{ Btu/lb})$$

$$= 150202.44 \text{ Btu / h}$$

- Chaleur pour vaporiser l'eau provenant du reflux

$$QR3 = 0.25 \times 150202.44 = 37550.61 \text{ Btu/h}$$

Alors la chaleur nécessaire au rebouilleur avec 10% des pertes :

$$Q_t = 1.1 (426849.287 + 150202.44 + 37550.61) \\ = 676062.571 \text{ Btu/h} = 713283.770 \text{ KJ/h}$$

V.2.16.Détermination du débit du fuel gaz

$1.05506 \cdot 10^6$ correspond à 25 mètres cubes de fuel gaz

$$1.05506 \cdot 10^6 \longrightarrow 25 \text{ m}^3$$

$$713283.770 \longrightarrow V_{\text{fuel}}$$

$$\text{Alors } V_{\text{fuel}} = 16.90 \text{ m}^3/\text{h}$$

V.2.17.Détermination du débit du gaz de stripping

$$(V-32) \longleftrightarrow V_{\text{stgaz}} = 402.48 \times 4.5 = 1811.16 \text{ scf/ h} = 51.28 \text{ m}^3/\text{h}$$

V.2.18.Puissance à fournir à la pompe

Débit du glycol : $1.53 \text{ m}^3/\text{h} = 6.73 \text{ gal/min}$

On prend une marge de sécurité de 25%

$$G_{\text{gl}} = 6.73 + (0.25 / 1715 \times 0.75) = 6.469 \text{ hp} = 4.82 \text{ Kw}$$

Tableau V-7 : Comparaison des résultats obtenus

	Cas design	Cas actuel	Cas actuel optimisé
Débit du gaz SM3/Day	1.4	0.76	0.76
Température du gaz °c	55	55	55
Débit de circulation du glycol m3/h	3.38	3.38	1.56
Température du rebouilleur	204	204	204
Fuel gaz pour le rebouilleur m3/h	21.284	16.90	9.5
Débit du stripping gaz sm3/h	94.6	94.6	51.28
Puissance à fournir à la pompe KW	8.88	8.88	4.82

V-3 .les pertes du glycol

Il est évident que la récupération totale du TEG est une opération impossible à réaliser. Chaque jour une quantité du TEG est perdu, elle est estimée dans les littératures des procédés de déshydratation du gaz par les pertes autorisées et elles sont précisée par

- Dans la tête du contacteur **15 l / MM SM³**
- Dans la colonne de régénération et ballon de flash = 2 kg/ Day

V-3-1 Calcul des pertes autorisées dans le contacteur

15 L $\longrightarrow$ 1MM SM3

X L de perte $\longrightarrow$ 0.76 MM SM3/ jour

Alors $P_{\text{autorisée}} = 11.4\text{L}$ de glycol par jour

Les pertes par mois $11.4 \times 30 = 342 \text{ L}$

$\rho_{\text{TEG}} = 1096.412 \text{ kg/m}^3$

Donc Pertes autorisée du TEG $= 1096.412 \times 0.342 = 374.972 \text{ kg/ mois}$

V-3-2calcul des pertes autorisées dans la colonne e régénération et ballon flash

2 kg / jour donner par le constructeur alors pour un mois $2 \times 30 = 60$ kg / mois

V-3-3 calcul des pertes admissible dans l'unité de déshydratation par mois

$$P_{\text{autorisée}} = 374.972 + 60 = 434.972 \text{ kg /mois}$$

V-3-4 - Pertes actuel

L'appoint du glycol est estimé à 5 fut (200L) par mois (le mois octobre)

$$5 \times 200 = 1000 \text{ L} = 1 \text{ m}^3$$

$$1 \times 1096.412 = 1096.412 \text{ kg/ mois}$$

V-3-5-les Pertes indésirables

$$\begin{aligned} P_{\text{indésirable}} &= P_{\text{actuel}} - P_{\text{autorisée}} \\ &= 1096.412 - 437.226 = 661.44 \text{ kg de glycol / mois} \end{aligned}$$

V-3-6-Les causes

- ✓ Selon la recommandation du constructeur ; la différence de température entre le glycol et le gaz doit être 5 °C, si cette condition n'est pas respectée au niveau du contacteur on aura un problème de moussage
- ✓ Un débit important de gaz de stripping entraine le glycol vers l'atmosphère (Perte par évaporation)
- ✓ Le changement des filtres à cartouche a engendré une certaine perte de TEG
- ✓ L'augmentation du débit de circulation de glycol par rapport au débit optimal fait les problèmes suivants :
 - L'augmentation du fuel gaz consommé au niveau du rebouilleur
 - Perte en glycol
 - Risque du moussage
 - Colmatage des filtres
 - Corrosion et défaillance des équipements

Chapitre VI
ETUDE ECONOMIQUE

Etude économique

VI.2 Introduction

Pour mettre en valeur notre étude, nous avons trouvé intéressant de finaliser cette étude par un petit calcul économique traduisant les gains qui peut bénéficier l'unité du RGTE par la mise en exploitation de nos résultats.

VI.2 Interprétation économique des résultats

D'après nos résultats on peut changer le débit de circulation du glycol de 3.38 m³/h à 1.56 m³/h pour un débit du gaz de 0.76 Msm³/Day et atteindre la teneur en eau à la sortie du contacteur égal à 50 ppm

- **Le débit de fuel gaz fournie au rebouilleur est de :**
 - ✓ Pour un débit de circulation de glycol de 3.38 m³/h : **V fuel = 16.90 m³/h ;**
 - ✓ Pour un débit de circulation de glycol de 1.56 m³/h : **V fuel = 9.5 m³/h.**
- **Le débit de gaz de stripping**
 - ✓ V_{stgaz} = 94.8 m³/h pour le cas actuel et design
 - ✓ V_{stgaz} = 51.28 m³/h pour le cas actuel optimisé
- **Le prix unitaire d'un m³ de fuel gaz est de 3.029 \$**

VI.3 Le gain réel économise

- **Fuel gaz fournie au rebouilleur**
 - ✓ Quantité de fuel gaz par mois pour un débit de circulation égal à 3.38 m³/h
V fuel = 30 × 24 × 16.90 = 12168 m³/mois
 - ✓ Quantité de fuel gaz par mois pour un débit de circulation égal à 1.56 m³/h
V fuel = 30 × 24 × 9.5 = 6840 m³/mois
 - ✓ **Le gain économisé**
G_{fuel} = 3.029 × (12168 - 6840) = 16138.512 \$
- **Gaz de stripping pour un mois**
 - ✓ Quantité de gaz de stripping par mois pour un débit de circulation de 3.38 m³/h
V_{stgaz} = 30 × 24 × 94.8 = 68256 m³/ mois
 - ✓ Quantité de gaz de stripping par mois pour le cas actuel optimisé

$$V_{\text{stgaz}} = 30 \times 24 \times 51.28 = 36921.6 \text{ m}^3 / \text{mois}$$

✓ Le gain économisé

$$G_{\text{stgaz}} = 3.029 \times (68256 - 36921.6) = 94711.898 \text{ \$}$$

- le réel gain économisé dans un mois sera :

$$G_r = G_{\text{fuel}} + G_{\text{stgaz}}$$

Alors $G_r = 111050.409 \text{ \$ / mois}$

Conclusion générale

Conclusion

En conclusion, la protection de l'environnement et l'économie d'énergie sont des préoccupations majeures de l'industrie mondiale. Notre étude a montré qu'en optimisant les paramètres de fonctionnement de la section de déshydratation, il est possible de minimiser les pertes de triéthylène glycol (TEG) et ainsi contribuer à ces objectifs.

Les actions proposées, telles que la diminution de la température et l'augmentation de la pression pour minimiser les pertes de TEG, la réduction de la température du glycol pauvre dans le ballon tampon pour éviter les pertes par évaporation dans le rebouilleur, et la prévention du colmatage des filtres, sont essentielles pour une gestion efficace de l'énergie.

Il est également important de souligner l'importance de l'analyse des vapeurs d'eau et du glycol régénéré, ainsi que l'installation d'un calorifuge sur les lignes de refoulement de la pompe pendant l'hiver pour maintenir la température différentielle entre le glycol et le gaz.

En mettant en œuvre ces recommandations, il est possible d'économiser une quantité significative de TEG, ce qui aura un impact positif sur les coûts d'exploitation et les produits finis. Il est donc crucial de vérifier ces résultats par une application sur site pour donner une réelle importance au profil qui peut en être tiré.

Enfin, notre étude montre que l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la section de déshydratation peut contribuer de manière significative à la protection de l'environnement et à l'économie d'énergie dans l'industrie mondiale.

Bibliographié

Bibliographié

- [1].Engineer's data book, gas process suppliers association (GPSA), third revision, USA,1977
- [2].Le gaz naturel, production traitement transport, Par Alexander ROJEY, 1994.
- [3] .cours de traitement de gaz, N. Rebai, IAP, 2017
- [4].Campbelle j. »gaz conditioning and processing », volume 2, petrolieum series, Oklahoma, 1976
- [5].Manuel opératoire d'exploitation RGTE
- [6].Simple methodology for sizing of absorber for TEG gas deshydratation systems , Alireza Bahadori, Hari Vuthaluru, November 2009

Annexes

Annexe 1

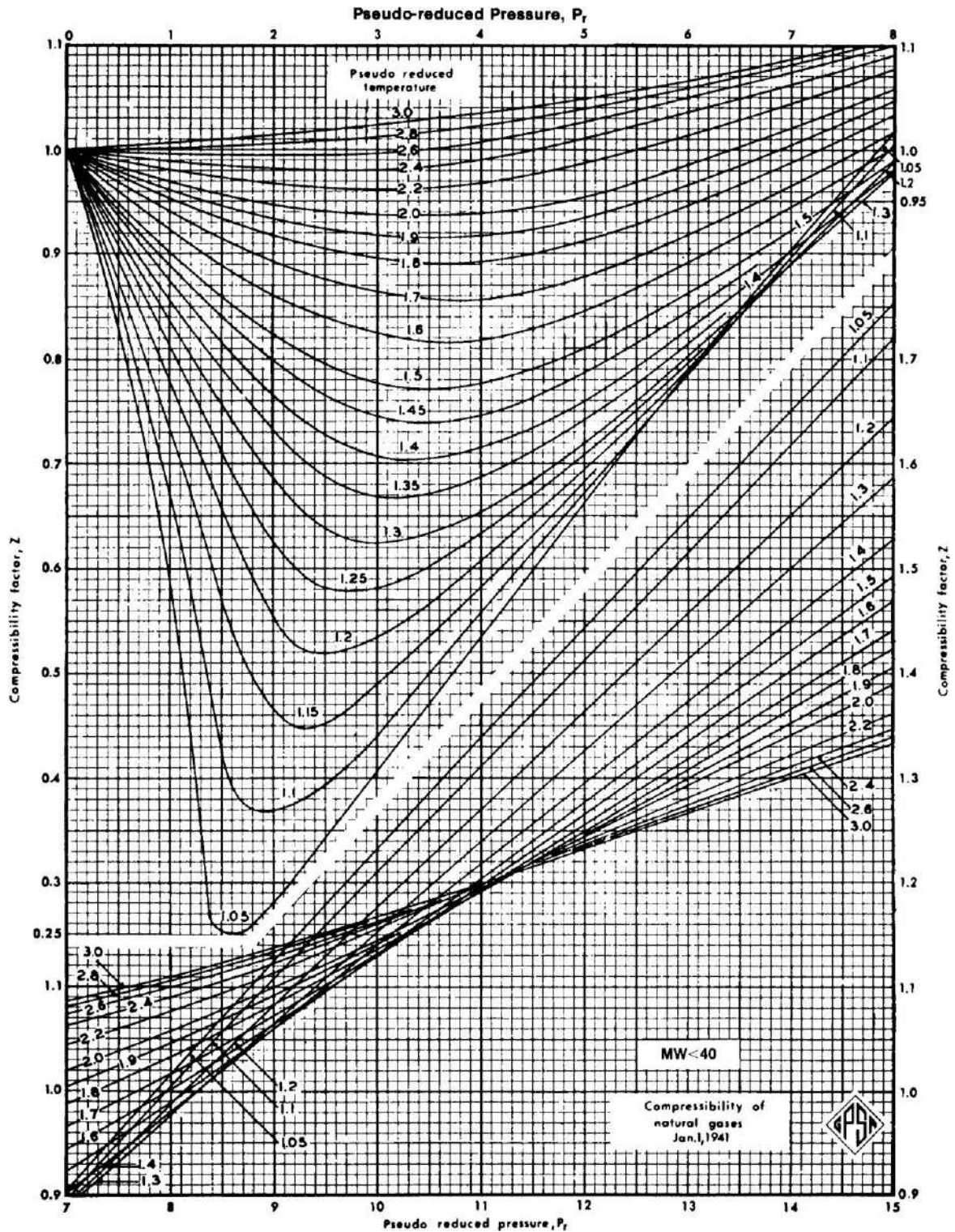


Figure V-1 Détermination du facteur de compressibilité du gaz

Annexe 2

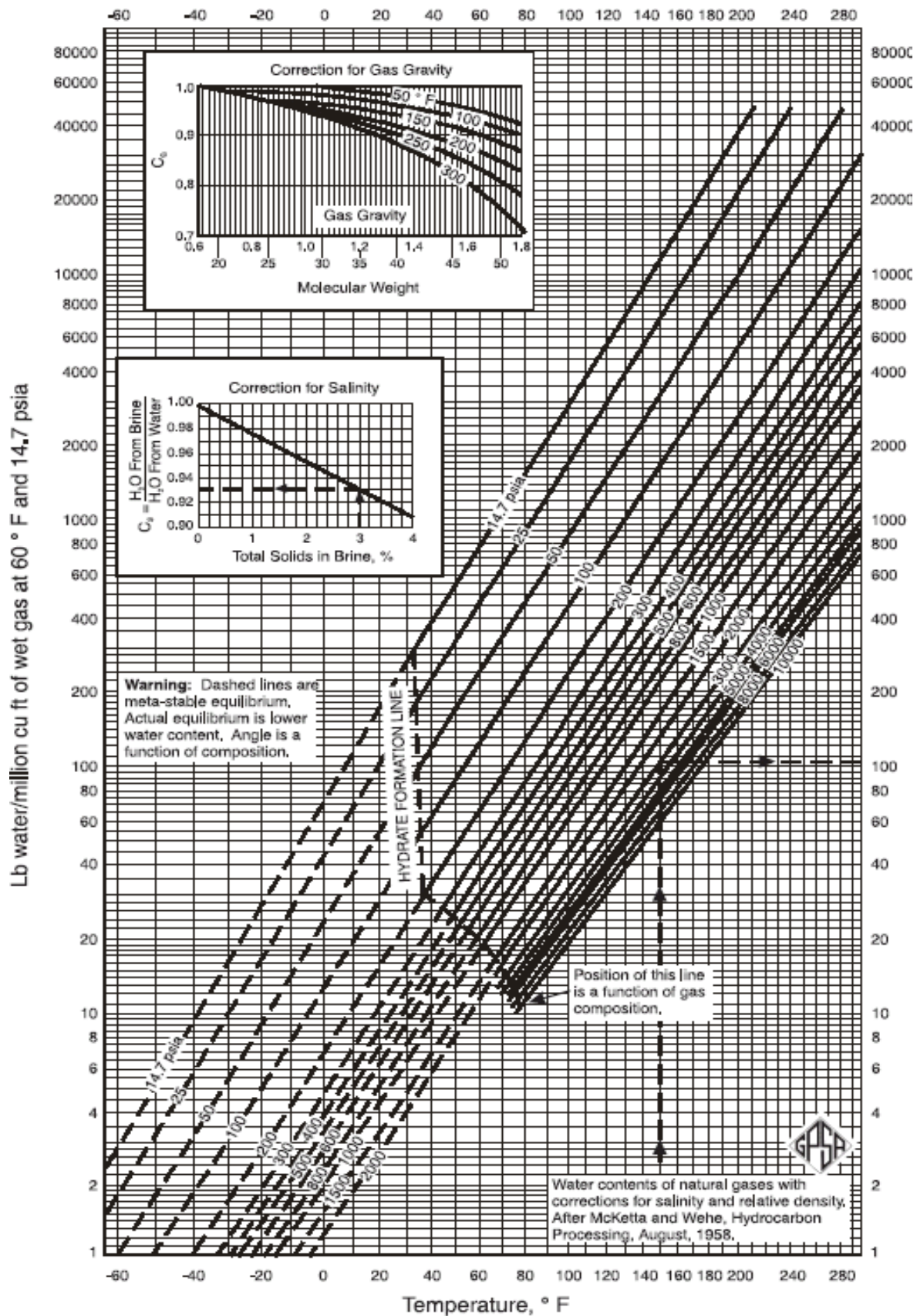


Figure V-2 Teneur en eau a la saturation du gaz

Annexe 3

Equilibrium H₂O Dewpoint vs. Temperature at Various TEG Concentrations

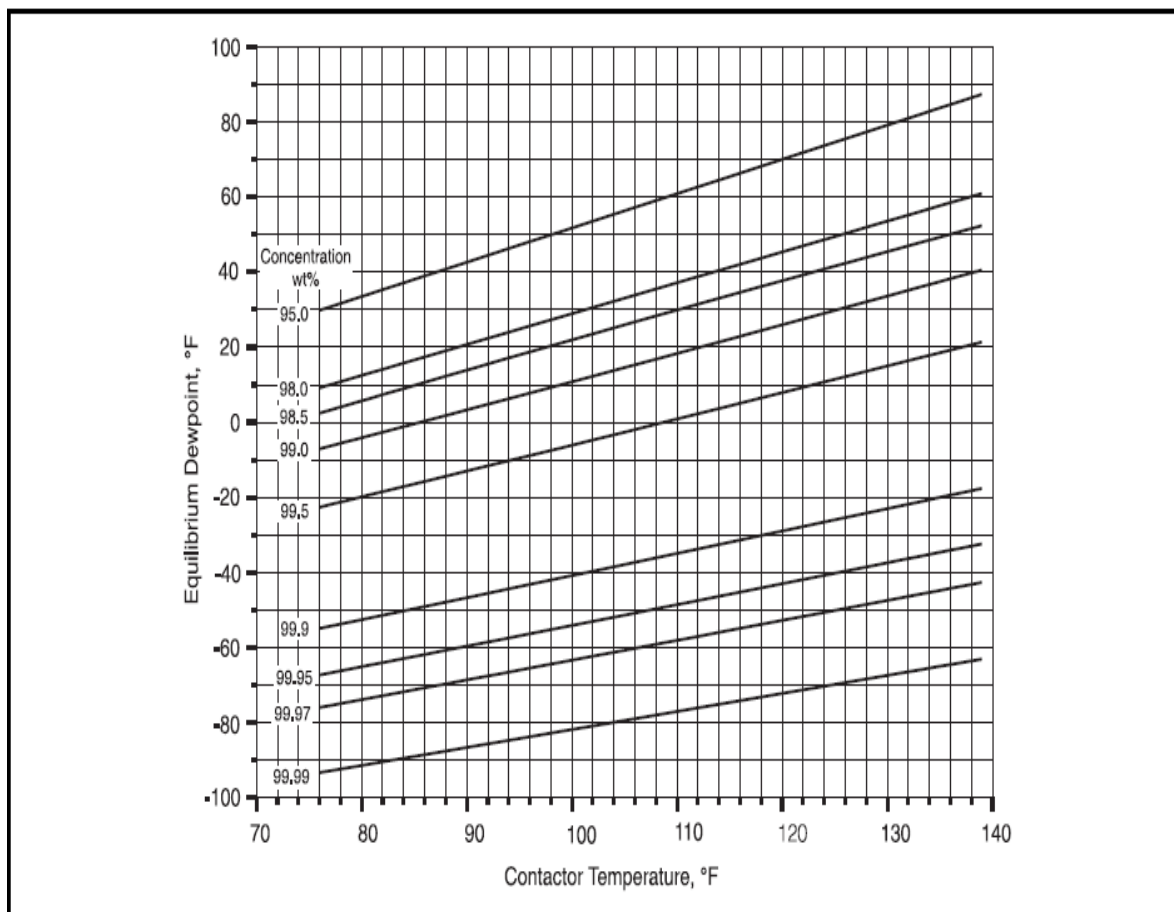


Figure V-3 la concentration du glycol pauvre

Annexe 4

Table 2

Tuned coefficients for various number of theoretical stages $N = 2.5, 3$ and 4 .

Coefficient	Number of theoretical Stage (N) = 2.5	Number of theoretical stage (N) = 3	Number of theoretical Stage (N) = 4
A_1	$3.65792068453 \times 10^4$	$1.72521576917 \times 10^6$	$-7.38643001783 \times 10^7$
B_1	$-1.09019787644 \times 10^5$	$-5.16460399496 \times 10^6$	$2.21479386633 \times 10^8$
C_1	$1.08309529773 \times 10^5$	5.1535751573×10^6	$-2.21365910392 \times 10^8$
D_1	$-3.58689467686 \times 10^4$	$-1.7141869357 \times 10^6$	$7.37508239331 \times 10^7$
A_2	$-2.59663054678 \times 10^3$	$-1.26805051527 \times 10^5$	$4.97389685515 \times 10^6$
B_2	$7.74050225267 \times 10^3$	$3.79545983218 \times 10^5$	$-1.49140002987 \times 10^7$
C_2	$-7.69127114067 \times 10^3$	$-3.78677891486 \times 10^5$	1.4906312923×10^7
D_2	$2.54739956763 \times 10^3$	$1.25936959826 \times 10^5$	$-4.96620947993 \times 10^6$
A_3	$5.39404855899 \times 10^1$	$3.20022637366 \times 10^3$	-1.049098764×10^5
B_3	$-1.60845322929 \times 10^2$	$-9.57833625744 \times 10^3$	$3.14566557041 \times 10^5$
C_3	$1.59871276975 \times 10^2$	9.5560237605×10^3	$-3.14403546725 \times 10^5$
D_3	$-5.29664543317 \times 10^1$	$-3.1779138752 \times 10^3$	$1.04746866096 \times 10^5$
A_4	$-3.3504537023 \times 10^{-1}$	$-2.45377077254 \times 10^1$	$6.77322483974 \times 10^2$
B_4	$9.9951682574 \times 10^{-1}$	$7.34407625715 \times 10^1$	$-2.030910371004 \times 10^3$
C_4	$-9.93899634714 \times 10^{-1}$	$-7.3268643351 \times 10^1$	$2.02985369484 \times 10^3$
D_4	$3.2942824495 \times 10^{-1}$	$2.43655884304 \times 10^1$	$-6.7625580778 \times 10^2$

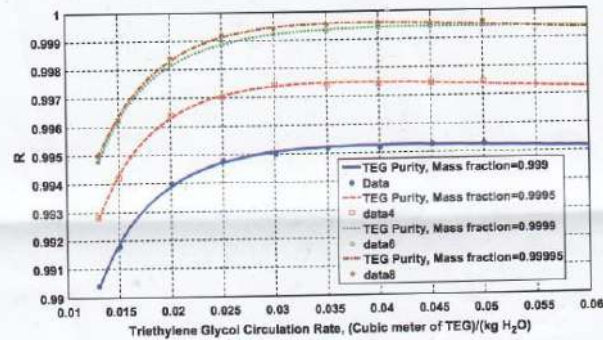


Fig. 7. Water removal efficiency vs. TEG circulation rate at various TEG concentrations (Number of theoretical stages, $N = 4$) in comparison with data [3].

Table 3

Error analysis and accuracy of proposed method for prediction water removal efficiency at various TEG circulation rates and TEG concentrations in comparison with the reported data [3].

TEG circulation rate, cubic meter per kg H_2O	TEG purity in mass fraction	Number of theoretical stages	Proposed correlation results for Water removal efficiency	Reported data Water removal [3] K	Absolute deviation percent ^a
0.02	0.985	1	0.7093	0.71	0.1
0.05	0.999	1	0.9086	0.91	0.15
0.013	0.99	1.5	0.7796	0.78	0.051
0.045	0.995	1.5	0.9479	0.95	0.22
0.06	0.985	2	0.9211	0.921	0.01
0.03	0.99	2	0.9239	0.925	0.12
0.015	0.999	2	0.9098	0.91	0.02
0.013	0.985	2.5	0.8749	0.875	0.01
0.03	0.99	2.5	0.9445	0.945	0.05
0.05	0.9995	2.5	0.9969	0.997	0.01
0.05	0.995	3	0.9772	0.977	0.02
0.03	0.999	3	0.9928	0.993	0.02
0.015	0.9999	3	0.9816	0.981	0.06
0.013	0.999	4	0.99035	0.9904	0.005
0.02	0.9999	4	0.9981	0.9982	0.01
0.05	0.99995	4	0.99948	0.9995	0.002
Average absolute deviation percent (AADP) ^a					0.05

^a Absolute Deviation Percent (AADP) = $\frac{1}{N} \sum_{i=1}^{N} \frac{|\text{reported values} - \text{calculated values}|}{\text{reported values}} \times 100$.

Figures V-4 : détermination de nombre du plateau théorique et le taux de circulation du glycol

Annexe 5

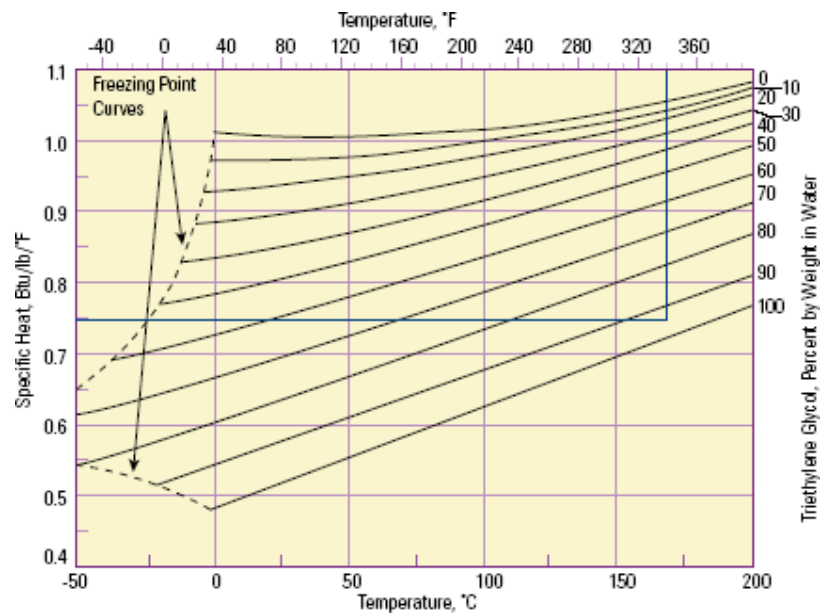


Figure V-5 chaleur spécifique de la solution du glycol Figures

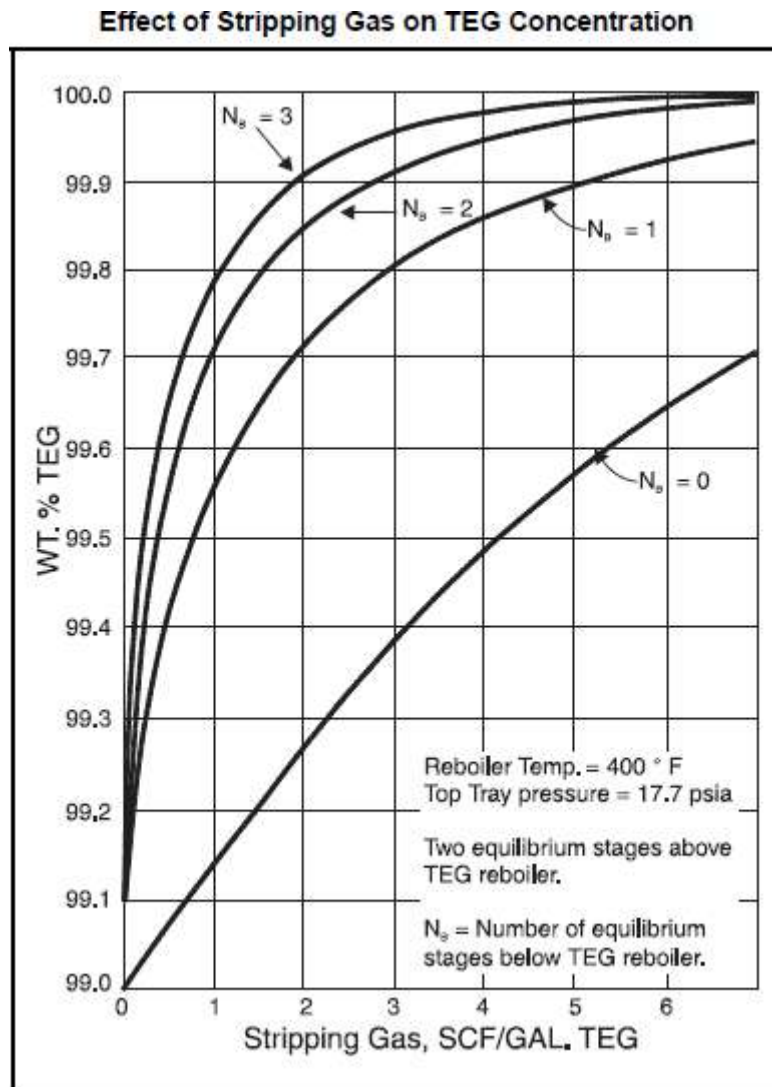


Figure V-6 Effect of Stripping Gaz on TEG concentration