



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 Techniques

Filière: Industrie Pétrochimique

Spécialité: Génie de Raffinage

Présenté par :

HAMDI Rafik

DJABOU Khaled

DOUROUNI Ahmed Amine

***Optimisation de la déshydratation
du gaz naturel par absorption
en utilisant le solvant TEG dans la
Région de RHOURDE EL BAGUEL***

Soutenu le :

DEVANT LE JURY :

Mr LAOUINI Salaheddin

Université d'El Oued

Président

Mr SARROUTI Abdelghani

Université d'El Oued

Examineur

Mr KHALED Bilal

Université d'El Oued

Rapporteur

Promotion : 2017 - 2018

Remerciement

Notre reconnaissance éternelle et nos vifs remerciements à notre grand créateur, «ALLAH», qui nous a donné la santé et la volonté afin d'accomplir ce travail et nos études.

Nous tenons à exprimer nos sincères et vifs remerciements à notre enseignant consultant M. KHALED Bilal pour son aide et ses orientations, nous le remercions aussi pour la formation bénéfique en spécialité de Raffinage et Pétrochimie.

Nous tenons à transmettre nos vifs remerciements à M. et M. . À respectivement président de jury et membre examinateur pour notre soutenance. Nous les remercions pour toutes leurs critiques constructives.

Nous remercions vont également à tous les enseignants du département de Génie des procédés et Pétrochimie.

Enfin, nous nous adressons à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à réaliser ce modeste travail. Merci à tous.

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail aux personnes les plus chères que je possède au monde :

À ma mère qui, par sa douceur et son amour sans limite, a su m'inculquer le sens du devoir, de la persévérance et des responsabilités. Qu'elle trouve dans ce modeste ouvrage ma reconnaissance et mes vifs remerciements, pour sa compréhension, sa patience et sa confiance en moi.

À mon père qui, par ses conseils judicieux ses encouragements et sa tendresse m'a mené sur le chemin de la réussite. Qu'il trouve dans ce travail, une bien mince récompense ainsi que le témoignage de ma gratitude éternelle, pour tout ce qu'il a fait pour moi.

À mes frères et mes sœurs, pour leur soutien moral et leurs tendresses.

À toute ma famille.

H. Rafik

Dédicaces

Aux personnes dont j'ai bien aimé A l'homme de ma vie, mon exemple éternel, mon soutien moral et source de joie et de bonheur, celui qui s'est toujours sacrifié pour me voir réussir, que dieu te garde dans son vaste paradis, à toi mon père.

A la lumière de mes jours, la source de mes efforts, la flamme de mon cœur, ma vie et mon bonheur, maman que j'adore.

la présence dans ce jour, à tous mes frères et mes sœurs, je dédie ce travail à celui que j'aime beaucoup, et bien sûr à mon frère et mes chères sœurs sans oublier ma grand-mère et mon grand-père.

Aux personnes qui m'ont toujours aidé et encouragé, qui étaient toujours à mes côtés, et qui m'ont accompagnaient durant mon chemin d'études supérieures, mes aimables amis, collègues d'étude, et frères de cœur

Amine

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à:

Ma précieuse mère,

Mon cher père,

Mes chers frères et sœurs,

Amis et collègues

Toute ma famille,

Et à tous mes amis et toutes les personnes que j'aime.

Khaled

SOMMAIRE

Résumé

LISTE DES TABLEAUX

LISTE DES FIGURES

NOMENCLATURE

ABREVIATIONS

INTRODUCTION GÉNÉRALE.....	1
Chapitre I : Généralités sur le gaz naturel.....	2
I:1. Généralités sur le gaz naturel	2
I:2. La composition chimique du gaz naturel	3
I:3. L'eau dans le gaz.....	9
I:4. Hydrates de gaz.....	10
I:5. Le gaz naturel dans le monde et en Algérie	12
I: 6. Conclusion	16
Chapitre II: Présentation de la région.....	17
II:1. Introduction.....	17
II:2. Description générale de REB.....	17
II:2.1. Situation géographique du champ Rhourde El Baguel.....	19
II:2.2. Historique du champ Rhourde El Baguel	21
II:2.3. Description générale de CPF	22
II:2.3.1. Présentation générale	23
II:2.3.2. La zone Traitement est composée.....	25
II:2.3.3. La zone Optimisation est composée	34
II:2.4. Unité compression de gaz TCF.....	38
II:3. Description de l'unité de déshydratation	41
Chapitre III : La déshydratation de gaz naturel	44
III:1. Introduction	44
III:2. Méthodes de déshydratation.....	44
III:3. Comparaison des méthodes	47
III:4. Glycols utilisés pour la déshydratation.....	47

Chapitre IV : Partie calcul.....	52
IV:1. Calcul les pertes de TEG	52
IV:2. Calcule des paramètres de fonctionnement de l'unité.....	54
IV:3. Optimisation des paramètres pour minimiser les pertes de TEG par HYSYS	
Conditions opératoires.....	64
IV:4. Le cout des pertes.....	70
CONCLUSION & RECOMMANDATION.....	71

BIBLIOGRAPHIE

ANNEXE

LISTE DES TABLEAUX

Tableau II.1: les Equipement des séparateur	25
Tableau III.1: propriétés de MEG,DEG,TEG.....	50
Tableau III.2 : Déférénces entre les types de glycol.....	51
Tableau. IV.01 : Volume totale maximale de TEG a consommé par train	52
Tableau. IV.02 : La composition du gaz de RHOURE ALBAGUEL.....	54
Tableau. IV.03: L'abaque avec les deux méthodes été et hiver	57
Tableau IV.04 : comparaison des paramètres de fonctionnement.....	60
Tableau IV.05: Influence de la température sur le taux d'humidité du gaz.....	61
Tableau IV.06 : Variation du taux d'absorption du TEG aux différentes concentrations ...	62
Tableau IV.07 : Effet de gaz stripping sur la concentration du TEG a différentes température	64
Tableau IV.08 : Influence des températures d'entrée sur les pertes de TEG dans le contacteur	64
Tableau IV.08 : influence de la température du condenseur sur les pertes par évaporation dans la Partie régénération.....	68

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : La composition chimique du gaz naturel.....	3
Figure I.2 : L'hydrate de gaz.....	10
Figure I.3 : Les réserves de gaz naturel dans le monde.....	13
Figure I.4 : production de gaz naturel en Algérie.....	14
Figure I.5 : La répartition des réserves gazières en Algérie (2004).	15
Figure II.1: Le champ de RHOURE EL BAGUEL.....	18
Figure II.2: Le champ de RHOURE EL BAGUEL.....	19
Figure II.3: Localisation du site RHOURE EL BAGUEL sur la carte.....	12
Figure II.4: Plan de masse du CBF Zone Traitement.....	22
Figure II.5: Schéma général de l'unité CPF.....	24
Figure II.6: section de séparation	27
Figure II.7: Séparateur Surélevé.....	28
Figure II.8: Bacs de stockage	29
Figure II.9: Pompes d'expédition.....	30
Figure II.10: Air Instrument et Unité d'Azote.....	31
Figure II.12: vue générale de PGT10	32
Figure II.11: Système de récupération des huiles et drainage de l'eau	33
Figure II.13: La Section stabilisation basse pression	34
Figure II.14: La section stabilisation haute pression	35
Figure II.15: unité de déshydratation du gaz	36
Figure II.16: Unité de compression GBT01 et GBT02	37
Figure II.17: Schéma de L'unité CPF et TCF	38
Figure II.18: Vue général du TCF	39
Figure II.19: Schémas descriptive du TCF.....	40
Figure II.20/ schéma descriptive de la section de déshydratation	43
Figure III.1: Procédé de déshydratation par adsorption	45
Figure III.2 : Schéma de principe de perméation gazeuse.....	46
Figure III.3 : Déshydratation par abaissement de la température.....	47
Figure IV.1: Modèle de simulation de déshydratation par HYSYS	56
Figure IV.02: Variation du taux d'humidité avec la température.....	61
Figure IV.03: Influence du débit de circulation du TEG sur l'eau absorbée.....	63
Figure IV.04: Influence du débit de stripping gaz sur la concentration du TEG à différentes	

Températures	63
Figure IV.05 : la composition du gaz	64
Figure IV.06: Model thermodynamique (Peng-Robinson)	65
Figure IV.07 : Modèle de simulation de déshydratation par HYSYS	65
Figure IV.08: Modèle de simulation d'entrée de l'absorbeur T- 100	66
Figure IV.09 : influence de la température d'entrée sur la perte de TEG dans le contacteur	67
Figure IV.10 influence de la température du tête de la colonne de stripping sur les pertes par évaporation dans le condenseur.....	65
Figure IV.11: influence de la température du condenseur sur les pertes par évaporation dans la partie régénération.....	68
Figure IV.12: Le cout des pertes de TEG.....	69

NOMENCLATURE

Symbole	Définition	L'unité
App :	Appoint annuelle de TEG	[gal/ans]
K1 :	Facteur multiplicatif sur l'abaque	
K2:	Facteur de correction de salinité	
Mv :	Masse volumique de	TEG [kg/ m ³]
Nplateaux :	Nombre de plateaux	
Qgaz :	Quantité de gaz traité	[MMSCF/jour]
Nj :	Nombre de jour de fonctionnement	[jour]
PT.MAX :	Pertes totale et maximale de TEG	[gal/ans]
P :	Pression opératoire de la colonne d'absorption	[Psia]
PS :	Pression de service.	[Bar]
PFH :	Pression de formation des hydrates	[Bar]
Qstri gaz :	Gaz de stripping	[SCF/gal]
Qeau :	Quantité d'eau dans un MMSCF du gaz	[lb/MMSCF]
QTEG :	Débit de circulation TEG	[GPM]
Rété :	Rendement été	[%]
Rhiver :	Rendement hiver	[%]
T:	Température	[°F]
TS :	Température de service	[°C]
TFH :	Température de formation des hydrates	[°C]
Tr :	Température de rosée	[°C]
Trs :	Point de rosée à considérer	[°C]
Treb :	Températures du rebouilleur	[°F]
TEG%:	Concentration minimale en TEG	[%]
W0 :	Teneur on eau du gaz	[Lb/MMscf]
W0 :	Teneur en eau du gaz traité	[Lb/MMscf]
Wi :	Teneur en eau du gaz humide	[Lb/MMscf]
ΔW :	Teneur en eau enlevée	[Lb/MMscf]

NOMENCLATURE

REB : Rhourde El-Baguel

CPF: Central Production Facility

TCF: Turbine-Compressor Facility

MEG : Mono éthylène glycol

DEG : Di éthylène glycol

TEG : Tri éthylène glycol

TTEG : Tétra éthylène glycol

MP : Moyen Pression

HP : Haute Pression

TVR: Tension de vapeur REID

PPM : Partie par million

PCS : Pouvoir Calorifique Supérieur

MMscf: Million standard cubic feet

Lb: Libra (Pound, unité de masse 1 Lb = 500g)

PM : poids moléculaire

GPM : Gallon par minute (1 gallon = 3.79 litres)

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Introduction générale

Le gaz naturel, est un combustible fossile issu de la lente transformation de matières organiques animales et végétales déposées au fond des mers. Au fil des millénaires, ces matières, soumises à de fortes températures et pressions, se sont transformées en hydrocarbures qui se présentent à nous aujourd'hui sous deux phases : liquide (pétrole) et gazeuse (gaz naturel).

D'investir dans ce domaine afin de récupérer ce gaz et de le traiter pour produire le GPL et le gaz de gaz lift qui contribue à l'augmentation de la production pétrolière, vu qu'en comprimant celui-ci et en le réinjectant dans les puits de pétrole, on augmente de ce fait la pression de la colonne d'où l'augmentation du débit de production du puits c'est ce qu'on appelle la production assistée d'un puits de pétrole.

Mais le gaz naturel à sa sortie des puits n'est pas directement utilisé avant qu'il soit traité et débarrassé de ses constituants indésirables ,le traitement du gaz naturel consiste à séparer certains constituants présents à la sortie des puits tel que l'eau, l'élimination ou du moins la réduction de la teneur en eau sont des opérations aussi bien nécessaires qu'importantes dans la mesure où elles conduisent à l'amélioration de la valeur commerciale du gaz sec et permettent le bon déroulement du procédé et le ralentissement du processus de corrosion des conduites.

La présence de l'eau dans le gaz occasionne dans les conditions idéales de température et de pression la formation des hydrates, qui engendrent à leur tour l'obturation des tubes d'échangeurs et conduisent même à l'arrêt momentané du traitement

C'est un problème largement connu dans l'industrie gazière, qui pour le maîtriser est doté de système d'inhibition de la formation des hydrates, basé sur l'emploi de plusieurs types de produits chimiques déshydratants.

Le tri-éthylène glycol (TEG) celui qui se prête le mieux à l'inhibition au niveau de champ mais toute fois l'injection et la régénération du TEG.

S'accompagnent des pertes quotidiennes, Le but de notre étude est d'optimiser les paramètres de l'unité de TEG et cela dans le but de réduire les pertes.

Ce rapport sera structuré en trois chapitres, la première portera sur les généralités du gaz naturel la composition, propriétés et caractéristiques, traitement, utilisation de Gaz naturel. La deuxième partie aborde déshydratation du gaz, La dernière partie présente les travaux réalisés sur la simulation des procédés avec HYSYS et notre résultat, en fin une conclusion générale [1]

CHAPITRE I

Généralités sur le gaz Naturel

I:1. Généralités sur le gaz naturel :

Le gaz naturel est une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde propre et de plus en plus utilisé. Dispose de nombreuses qualités :

- Abondance relative,
- Souplesse d'utilisation,
- Qualités écologiques,
- Prix compétitifs.

La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de production, de traitement et de transport. Le gaz naturel, matière première de plus en plus recherchée tant pour des raisons d'environnement que d'efficacité, est désormais considéré comme une énergie de premier choix pour le 21^{ème} siècle, en raison de sa disponibilité et de sa qualité d'énergie propre qui joue un rôle de plus en plus grand dans la génération électrique.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme l'huile ou le charbon présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeuse. C'est un mélange dont le constituant principal, de 70% à 95% est du méthane. Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure. [1]

I:1.1. Sources du gaz naturel :

Le gaz naturel remplit les pores et les fractures des roches sédimentaires par les profondeurs de la terre et des fonds marins. La partie d'une formation sédimentaire qui renferme le gaz naturel est souvent désignée sous les noms de "réservoir", ou "gisement".

Le gaz naturel existe partout dans le monde, seul ou associé à du pétrole brut. Il peut être piégé dans différents types de roches sédimentaires, notamment des grès, des carbonates, des filons de charbon et des lits de schistes argileux ou "shales". [2]

I:1.2. Origine des constituants du gaz naturel :

Il existe trois modes possibles pour la formation des hydrocarbures gazeux naturels :

1) Gaz bactérien

Ce mode est dû à l'action de bactéries sur les débris organiques qui accumulent le sédiment, le gaz formé est appelé gaz bactérien ou organique.

2) Gaz inorganique

Ce mode reste très secondaire. Les gaz volcaniques ou les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et les inclusions fluides des roches métamorphiques ou magmatiques renferment souvent des hydrocarbures légers, principalement du méthane.

3) Gaz thermique

Au cours de l'évolution des sédimentaires, les sédiments sont portés à des températures et pressions croissantes, vont subir une dégradation thermique qui va donner à côté des hydrocarbures une large gamme de composés non hydrocarbonés. [2]

I:2. La composition chimique du gaz naturel :

Le constituant principal du gaz naturel (GN) est le méthane (souvent plus de 80%) ; viennent ensuite les hydrocarbures saturés (éthane, propane, butane, pentane) dont les proportions décroissent avec l'augmentation du nombre d'atomes de carbone et à des concentrations plus faibles, des hydrocarbures plus lourds.

Les hydrocarbures en C3 et C4 forment la fraction GPL (Gaz de Pétrole Liquéfié). La fraction la plus lourde correspondant aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus (fraction C5+) est appelée condensat (gazoline).

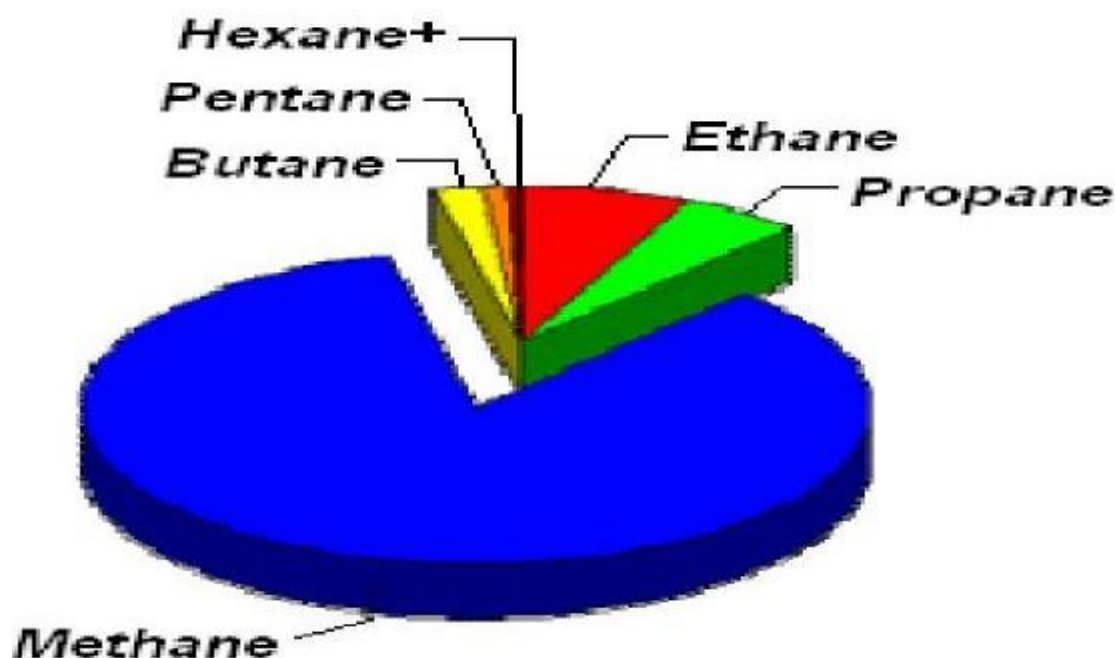


Figure I.1 : La composition chimique du gaz naturel. [1]

La composition chimique d'un gaz est utilisée pour l'étude 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 l'exploration (extraction des produits liquides). [3]

I:2.2. Propriétés et caractéristiques du Gaz naturel :

Le gaz naturel est incolore, inodore, insipide, sans forme particulière et plus légère que l'air, Il se présente sous sa forme gazeuse au-delà de « -161°C ». Pour des raisons de sécurité, un parfum chimique, le mercaptan, qui lui donne une odeur spécifique, lui est souvent ajouté afin de permettre de détecter une fuite de gaz éventuelle.

Le gaz naturel n'est ni corrosif, ni toxique, sa température de combustion est élevée et il possède un intervalle restreint d'inflammabilité, ce qui en fait un combustible fossile sûr comparé à d'autres sources d'énergie. En outre, en raison de sa densité de 0,60, inférieure à celle de l'air, le gaz naturel a tendance à s'élever et peut, par conséquent, disparaître facilement du site où il se trouve par n'importe quelle fissure.

A la pression atmosphérique, si le gaz naturel est refroidi à une température de « -161°C » environ, il se condense sous la forme d'un liquide appelé le gaz naturel liquéfié (GNL). Un volume de ce liquide occupe environ le six centième d'un volume de gaz naturel et est deux fois moins lourd que l'eau (45% environ).

Le gaz naturel ne brûle dans l'air que dans une concentration de 5% à 15%.

Au stade final de son exploitation le gaz naturel peut être caractérisé par :

➤ Densité :

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

Densité du gaz = Masse Moléculaire du gaz /28.966

La masse moléculaire de l'air est : 28.966.

➤ **Pouvoir calorifique :**

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en joules par mètre cube (J/M3)

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique

➤ **Pouvoir calorifique supérieur :**

Il correspond à la chaleur dégagée lorsque tous les produits de combustions sont ramenés à la température ambiante, l'eau formée étant à l'état liquide.

➤ **Pouvoir calorifique inférieur :**

Il correspond à la combustion, dans laquelle l'eau resterait à l'état vapeur. Le PCI diffère du PCS d'une quantité de chaleur qui est égale à la chaleur latente de vaporisation de l'eau.

➤ **La masse volumique (kg / m3) :**

Représente la masse d'une unité de volume du gaz, elle est fonction de la température et de la pression

➤ **Le volume massique (m3 /kg) :**

Il représente le volume occupé par une unité de masse. [3]

I:2.3. Les types de gaz naturel :

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

- **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.

- **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.

- **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.

- **Le gaz associé:**

C'est un gaz de couverture qui coexiste avec la phase d'huile dans le réservoir d'huile (Gisement de pétrole).

I:2.4. Avantages et inconvénients du Gaz naturel :

I:2.4.1. Avantage :

- Le gaz naturel est une source d'énergie relativement propre
- Le gaz naturel est une source d'énergie bon marché (le kWh de gaz naturel est environ deux fois moins cher que celui du fuel).
- Le gaz naturel possède un pouvoir calorifique raisonnable ($PCS=10 \text{ kWh/Nm}^3$)
- Le gaz naturel permet de produire de nombreux produits de base pour l'industrie chimique et pétrochimique, comme l'hydrogène, le méthanol et l'ammoniac.

Il est mieux réparti à la surface du globe que le pétrole, lequel a ses réserves massivement concentrées dans les pays du Moyen Orient.

Il contient moins de constituants mineurs produisant de la pollution locale (soufre, particules, métaux lourds, etc.) que le pétrole ou le charbon. [3]

I:2.4.2. Inconvénient :

- Les réserves de gaz naturel sont limitées.
- Le délicat stockage du gaz naturel.
- Le prix du gaz naturel est indexé sur celui du pétrole. [3]

I:2.5. Traitement du Gaz naturel :

Un gaz naturel brut est rarement transporté et utilisé en l'état. Le producteur est, en effet, contraint de livrer à la consommation un gaz conforme aux spécifications réglementaires édictées par les pouvoirs publics pour assurer la sécurité du transport et des usagers. Le gaz doit être sec, dans les conditions de température et pression de transport, c'est-à-dire qu'il ne devra pas présenter de phase liquide sous forme d'eau ou d'hydrocarbures, et être débarrassé des composés acides ou des corps toxiques comme l'hydrogène sulfuré.

La répartition des traitements entre les lieux de production et de livraison résulte de considérations économiques, Il est généralement préférable de ne réaliser sur le site de production que les seuls traitements qui rendent le gaz transportable. [4]

I:2.5.1. Séparation des condensats :

A la sortie des puits, dans le cas d'un gaz associé ou à condensat, le gaz naturel se trouve en présence d'une phase liquide .Dans certaines circonstances, notamment en mer, cette phase liquide peut être transportée en même temps que le gaz, en milieu biphasique.

Néanmoins, elle est nécessairement séparée à un stade ultérieur, le gaz devant encore subir des opérations de traitement complémentaires avant d'être envoyé dans le réseau de distribution.

Dans une première étape, la phase liquide est séparée à une pression proche de la pression en tête de puits.

Elle contient alors, surtout lorsque la pression est relativement élevée, une proportion importante de méthane et d'hydrocarbures légers dissous et doit être 'stabilisée' par réduction de la pression. Cette opération permet de produire, d'une part du gaz supplémentaire et d'autre part une phase liquide, condensat ou 'huile', pouvant être stockée et transportée à la pression atmosphérique.

I:2.5.2. Opérations de fractionnement et de purification :

L'ajustement requis de la teneur en eau, en gaz acides et hydrocarbures lourds , est réalisé par des opérations de traitement, qui permettent de purifier le gaz naturel en séparant les constituants à éliminer du gaz traité. Ces opérations de traitement font appel à des procédés de séparation divers : absorption par solvant, adsorption, fractionnement par réfrigération, perméation gazeuse.

I:2.5.3. Déshydratation :

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

Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz naturel au moyen de techniques de traitement appropriées.

La déshydratation du gaz naturel est réalisée par différents types de procédés : adsorption, absorption, perméation gazeuse.

I:2.5.4. Fractionnement des hydrocarbures :

Lorsque le gaz naturel contient une fraction relativement importante d'hydrocarbures autre que le méthane (gaz à condensat ou gaz associé), la séparation d'au moins une partie de ces hydrocarbures peut devenir nécessaire pour éviter la formation d'une phase liquide au cours du transport.

Cette opération est en général réalisée par abaissement de température avec formation d'une phase liquide ; elle peut être également effectuée par une opération d'absorption ou d'adsorption.

I:2.5.5. Désacidification :

La désacidification consiste à séparer du gaz naturel les gaz acides, essentiellement CO₂ et H₂S. Comme nous l'avons vu, l'élimination de l'hydrogène sulfuré doit être en général beaucoup plus poussée que celle du dioxyde de carbone.

Les principaux procédés utilisés pour réaliser la désacidification font appel à l'absorption, la sélectivité du solvant vis-à-vis des gaz acides étant basée sur une affinité soit de type chimique, soit de type physique, l'adsorption est également employée pour réaliser des purifications poussées. [4]

I:2.6. Utilisation de Gaz naturel :

Le gaz naturel est une source d'énergie qui peut être employée dans des domaines très variés; Traditionnellement, la fourniture le chauffage et l'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.

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.

Applications commerciales :

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

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, engrais, résines, plastiques, solvants, Raffinage du pétrole.

Production d'électricité :

Les installations électriques et les fournisseurs d'énergie indépendants emploient de plus en plus le gaz naturel pour alimenter leurs centrales du fait de son coût d'exploitation. En général, les centrales fonctionnant au gaz naturel sont moins coûteuses, plus rapides à construire, plus productives et moins polluantes que des centrales utilisant d'autres combustibles fossiles.

Industrie automobile :

Le gaz naturel peut être utilisé comme combustible pour les véhicules à moteur de deux manières : gaz naturel comprimé (GNC), qui est la forme la plus répandue ou en tant que gaz naturel liquéfié (GNL).

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.[4]

I:3. L'eau dans le gaz :

L'eau est un problème dans la phase gazeuse, en traitement du gaz et de transport par pipeline.

Les principaux problèmes avec l'eau dans le gaz sont :

- La corrosion
- La formation de glace
- La formation d'hydrate

Dans les pipelines où il est connu que le gaz est humide, le problème peut être contré. Si c'est connue dans la phase de conception que du pipeline peut être conçu avec la corrosion

plus résistante les matériaux ou l'épaisseur matérielle accrue. Si le problème se produit lors de la production, le problème peut être minimisé en injectant des inhibiteurs dans le gaz.

Dans les pipelines de gaz sec les problèmes ne devraient pas se produire, mais peut se produire en cas de déshydratation. Si ne pas découvert les problèmes sont plus sérieuses ici, parce que les pipelines ne sont pas conçus pour ces conditions. Lorsque les inhibiteurs des découvertes peuvent être ajoutés avant déshydratation adéquate est de nouveau disponible.

La formation de glace est seulement un problème lorsque les températures sont suffisamment basses pour glace à formulaire. La glace est particulièrement un problème dans l'équipement de processus et de vannes, où la glace peut créer des blocages. Glace sont viril un problème dans le traitement des gaz à basse température. [5], [6]

I:4. Hydrates de gaz :

Les hydrates de gaz sont des cristaux de gaz naturel. Les hydrates de gaz sont une structure en cage contenant une molécule de gaz comme le méthane, la cage est formée par l'eau par le biais de liaisons d'hydrogène, comme illustré dans la Figure I.2. Parce que les cristaux de l'hydrate de gaz sont semblables à des cristaux de glace, les problèmes avec les hydrates de gaz sont semblables aux problèmes avec la glace.

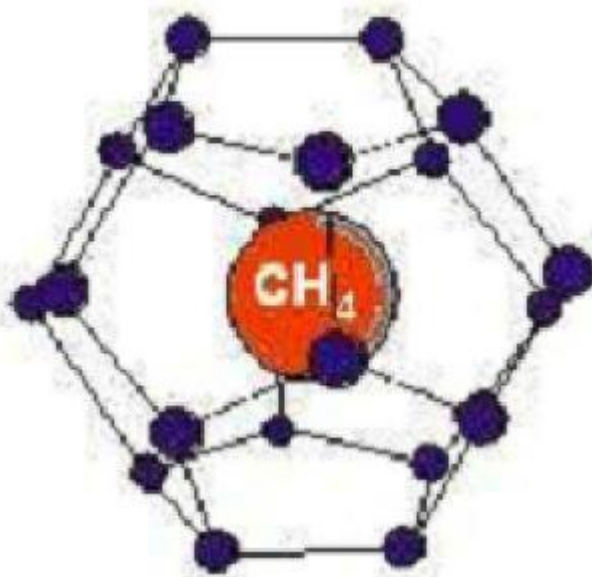


Figure I.2: L'hydrate de gaz . [4]

Parce que les hydrates peuvent se former dans les canalisations, grandes quantités d'hydrates peuvent être dans le gaz simultanément ; ce qui peut créer des bouchons dans la canalisation.

En raison de l'hydrate potentiellement élevé contenu dans le gaz, le blocage peut se produire dans quelques minutes sans aucun avertissement préalable.

Prévention :

En raison des dangers potentiels d'hydrates de gaz qui doivent être évités, Il existe plusieurs méthodes pour empêcher la formation d'hydrates de gaz, elles sont :

- Déshydratation du gaz
- L'élévation de la température
- Réduction de la pression
- L'addition des inhibiteurs

La déshydratation du gaz est le moyen le plus efficace pour prévenir la formation des hydrates, mais il peut y avoir une limitation pratique à l'utilisation de la déshydratation, par exemple une seule unité centrale de déshydratation, si le gaz ne peut pas être déshydraté, une des autres méthodes de prévention doit être utilisée, L'élévation de la température d'une canalisation n'est pas très pratique, même la réduction la pression, parce que la réduction permettra la réduction de débit de la canalisation, la seule solution est donc l'addition des inhibiteurs au gaz.

Inhibiteurs :

Les Inhibiteurs agissent comme antigel dans le gaz, les inhibiteurs habituels sont :

- Alcools
- Glycols

Le Méthanol et le mono-éthylène glycol (MEG) sont des inhibiteurs les plus couramment utilisées, des faibles doses sont souvent injectées en continu dans la canalisation où la formation d'hydrate est un problème. Des doses plus élevées de surtout le méthanol sont utilisés temporairement pour dissoudre les bouchons de l'hydrate.

Il y a des autres inhibiteurs possibles qui empêchent la formation d'hydrates sont :

- Sels
- L'ammoniac

- Mono-éthanol amine

Les sels sont rarement utilisés en raison du risque de corrosion et des résidus.

L'ammoniac est toxique, corrosif et peut former des résidus solides des carbonates obtenus avec le dioxyde de carbone et l'eau. Le Mono-éthanol amine est seulement intéressant après la canalisation de transport est utilisé (et ainsi récupéré) pour l'édulcorant de gaz.

I:5. Le gaz naturel dans le monde et en Algérie :

I:5.1. Le gaz naturel dans le monde :

- Production de gaz dans le monde :

La production de gaz dans le monde est restée quasiment stable en 2016, alors qu'elle avait progressé de 2,2 % entre 2014 et 2015. Une des causes est la production américaine, la première du monde depuis le développement des gaz de schiste, qui a baissé de 2,6 % entre 2015 et 2016 alors qu'elle avait progressé de 5,4 % entre 2014 et 2015. La baisse des cours mondiaux du pétrole rend plus difficile la rentabilité des exploitations d'hydrocarbures de schiste. Le deuxième producteur mondial de gaz, la Russie, a en revanche enrayé sa baisse. Le retour de l'Iran sur les marchés mondiaux a également dopé sa production. La production aux Pays-Bas continue sa baisse spectaculaire provoquée par l'épuisement des gisements de Groningue et par la crainte de mouvements telluriques provoquées par les poches désormais vides.

- Les réserves de gaz naturel

Trois pays – l'Iran, la Russie et le Qatar – abritent actuellement près de 49 % des réserves conventionnelles de gaz naturel identifiées dans le monde.

Avec une production en croissance annuelle de près de 3 % en moyenne depuis plus de trente ans, le gaz est l'énergie fossile dont la progression est la plus soutenue. Les gaz non conventionnels (gaz de schiste, et gaz de houille) devraient permettre de prolonger cette croissance et de renouveler les ressources en gaz.

Le volume des ressources non conventionnelles est estimé à 51 % des ressources gazières mondiales. Les gaz de schiste, bien répartis sur la planète, concentrent la plus grosse part de ce potentiel.

Essentiellement exploitées aux États-Unis, d'importantes ressources non conventionnelles existent en Chine, Argentine et Algérie Et la photo de groupe donne un

résultat peu connu de mes concitoyens : l'essentiel des réserves prouvées est détenu par des compagnies d'état, donc non cotés.

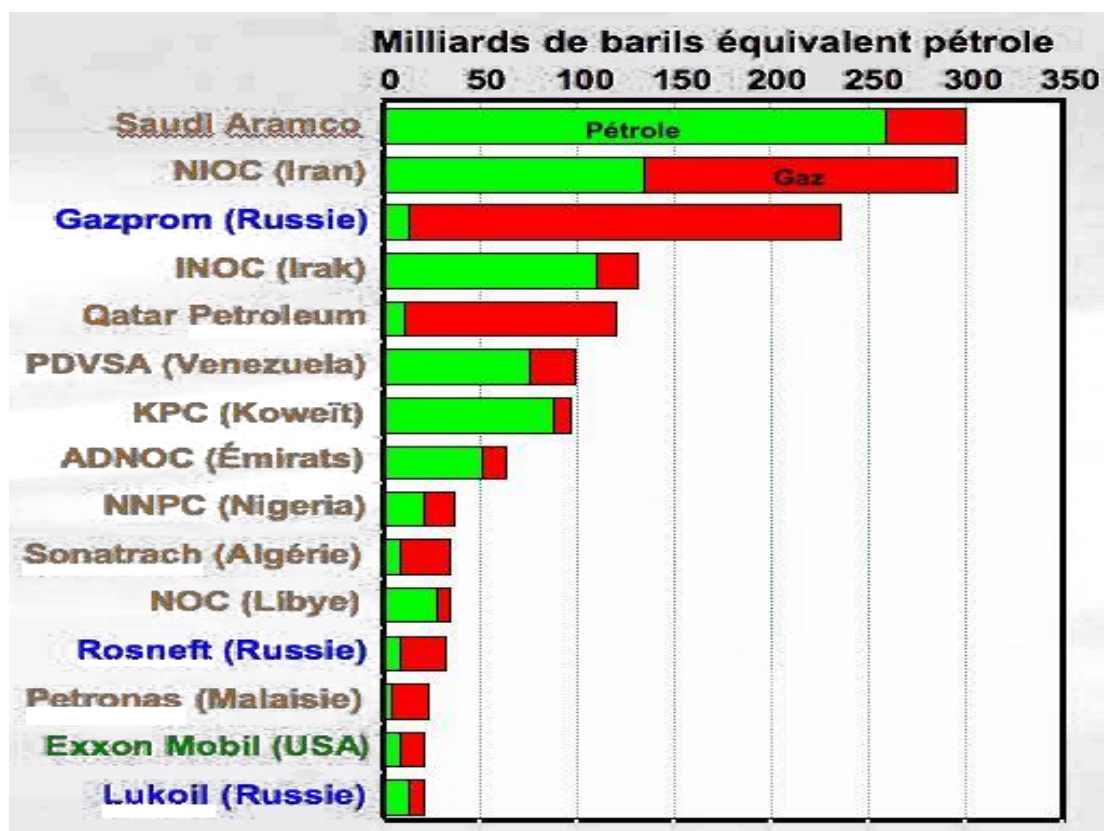


Figure I.3 : Les réserves de gaz naturel dans le monde . [4]

I:5.2. Le gaz naturel en Algérie :

L'Algérie a une importante industrie du gaz naturel, et est un important producteur de gaz au niveau mondial.

À la fin de 1953, plusieurs campagnes de sismiques aboutirent à la mise en évidence d'une zone haute pouvant constituer un anticlinal, notamment dans la région de Hassi r'mel, un premier forage (hr1) a été réalisé en 1956. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz.

Ce premier développement du champ permet de préciser de vicié des niveaux géologiques et d'approfondir les connaissances sur le réservoir et son effluent. Depuis la mise en exploitation, plusieurs étapes ont été marquées avant d'atteindre la phase actuelle de développement. De 1961 à 1971, la production annuelle de gaz brut passe de 0,8 à 3,2

milliards de m³ et celle du condensât passe de 126 000 à 623 000 tonnes. De 1971 à 1974.

Des études des réservoirs permettent de définir le mode d'exploitation du champ.

En 1974, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de 300.106 m³/j.

Un programme de forage complémentaire était porté sur 23 nouveaux puits réalisés entre 1971 et 1974. depuis 1980, l'Algérie est devenue l'un des grands exportateurs mondiaux de gaz naturel. Une particularité à souligner est que l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction de gaz naturel qui lui permettent de le commercialiser sous forme liquide et le transporter dans des méthaniers vers le marché extérieur (Etats-Unis, Europe.. etc.).

Parallèlement à ce mode de transport l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement Hassi r'mel à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc trans-méditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie. [7]

I:5.2.1. Richesse algérienne en gaz naturel

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

L'exploitation de gaz naturel en provenance de l'Algérie atteindra 80 milliards m³ de production (voir figure I.4).

Autrement dit l'Algérie deviendra le premier exportateur dans ce secteur.

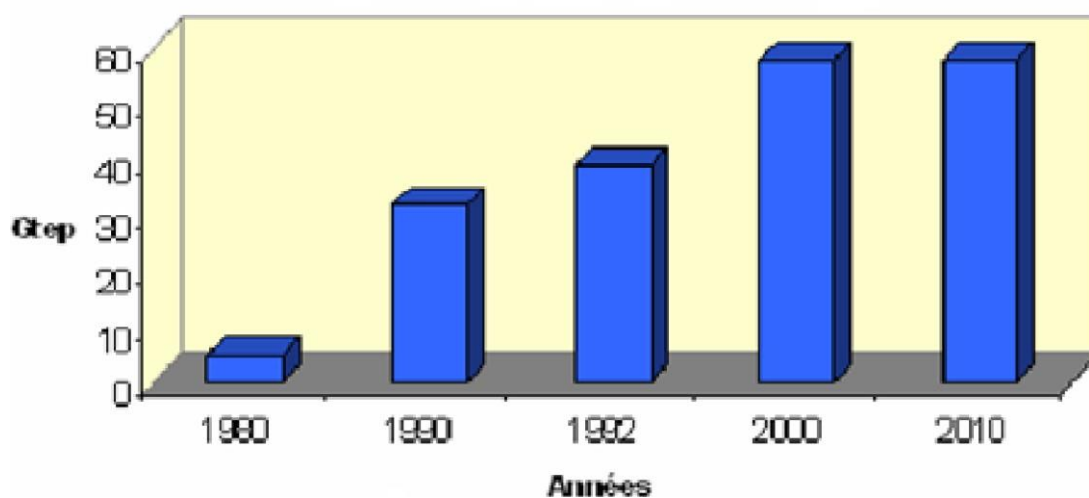


Figure I.4 : production de gaz naturel en Algérie . [5]

3- Les réserves gazières en Algérie

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

Parmi les autres bassins de Berkine qui se classent comme les plus fructueux figure le bassin d'oued mya ou ils ont effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de Timimoune et Hassi Messaoud (voir figure I.5).

Il est estimé actuellement que des investissements de l'ordre de 7 milliards de \$ devront être débloqués les prochaines années afin de développer toute les découvertes réalisées.

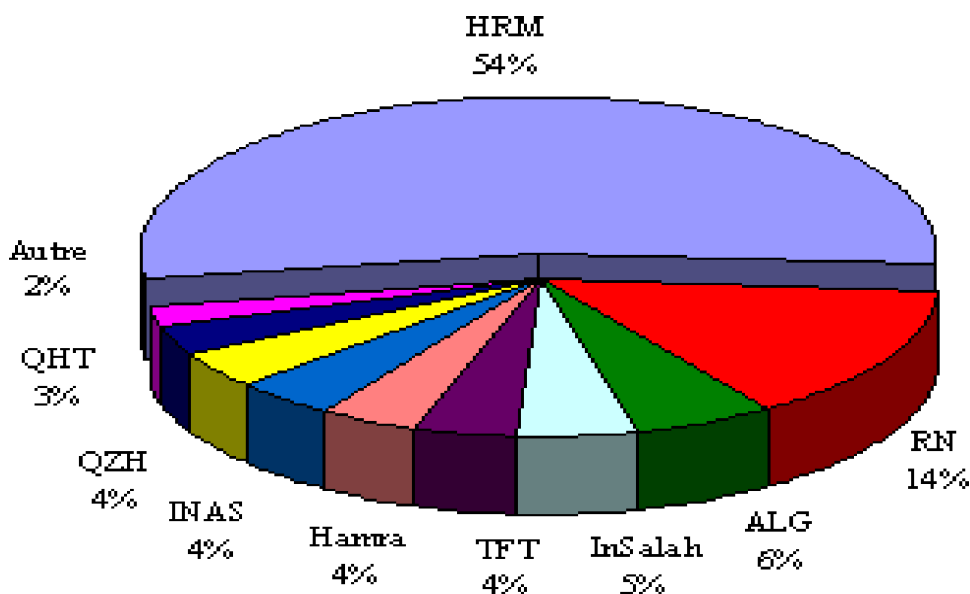


Figure I.5 : La répartition des réserves gazières en Algérie (2004). [5]

I: 6. Conclusion :

Le gaz naturel est composé de 95 % de méthane, moins de 4 % d'éthane et d'azote, ainsi de 1 % de dioxyde de carbone et de propane.

Il provient de la transformation naturelle de matières organiques pendant des millions d'années.

Le gaz naturel est la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde (après le pétrole et le charbon), principalement dans :

- La production de chaleur pour la cuisson et le chauffage
- Le secteur industriel, comme matière première pour l'industrie chimique (Pétrochimie et raffinage)
- La production d'électricité
- Les transports : le gaz naturel pour véhicules (GNV) est de plus en plus utilisé
Pour les transports publics urbains comme les bus ou les camions-bennes.

CHAPITRE II

| Présentation de La région

II: Présentation de la région :**II:1. Introduction :**

Parmi les richesses de l'Algérie, la principale matière première et la principale source de revenus c'est le pétrole, produit stratégique, le pétrole est la base de nombreux produits eux aussi tout aussi stratégiques (divers carburants et produits plastiques etc...) , pour la recherche, l'exploration, l'extraction, le forage, la transformation et son transport, le pétrole nécessite toute une gamme de moyens humains et matériels importants.

Tous ces moyens matériels ont nécessairement un coût afin de maintenir les outils de production en bon état de marche.

Le principal paramètre régulateur est le coût de maintenance et formation, pour qu'une société prouve sa présence et assure sa continuité et atteindre le rendement attendu, elle doit répondre aux exigences de la qualité et de la technologie nouvelle.

Elle doit aussi assurer la sécurité de son personnel et ces équipements et les maintenir à long vie en faisant des maintenances préventive et corrective de ces équipements. Elle doit aussi avoir un stock bien étudié des pièces de rechange pour maintenir la production.

Le personnel qualifié et formé d'une entreprise assure l'exécution de la stratégie et la prévision des dirigeants et améliore la performance du champ, avec le personnel bien formé en HSE (Hygiène sécurité -Environnement) peut éviter sûrement des accidents dangereux ou les éliminer en les déclarons aux responsables de sécurité.

Une entreprise qui investit gros dans le développement et l'amélioration des systèmes de commande et de contrôle arrive à augmenter la fiabilité de ses appareils de production qui deviennent aujourd'hui de plus en plus compliqués, le gisement ou le réservoir est le facteur principal de production. Les puits producteurs et injecteurs forés sur champ doivent avoir le maximum ou exclusive attention d'entretien et d'intervention.

II:2. Description générale de REB :

Le champ de RHOURE EL BAGUEL (REB) s'étend sur une superficie de 164.02 km² au Nord Est du Sahara algérien à environ 90 Km au Sud –Est de Hassi Messaoud.

Dans le cadre du projet de récupération assistée du pétrole brut à REB, SONARCO exploite ce champ avec trois manifolds : Nord, Sud et Centre, qui regroupe l'ensemble des 43 puits producteurs d'huile de la région de REB.

Afin d'optimiser leur exploitation, le champ est doté de deux centres d'exploitation à savoir le centre CPF (Center Production Facilities) et le centre TCF (Turbo Compressor Facilities).

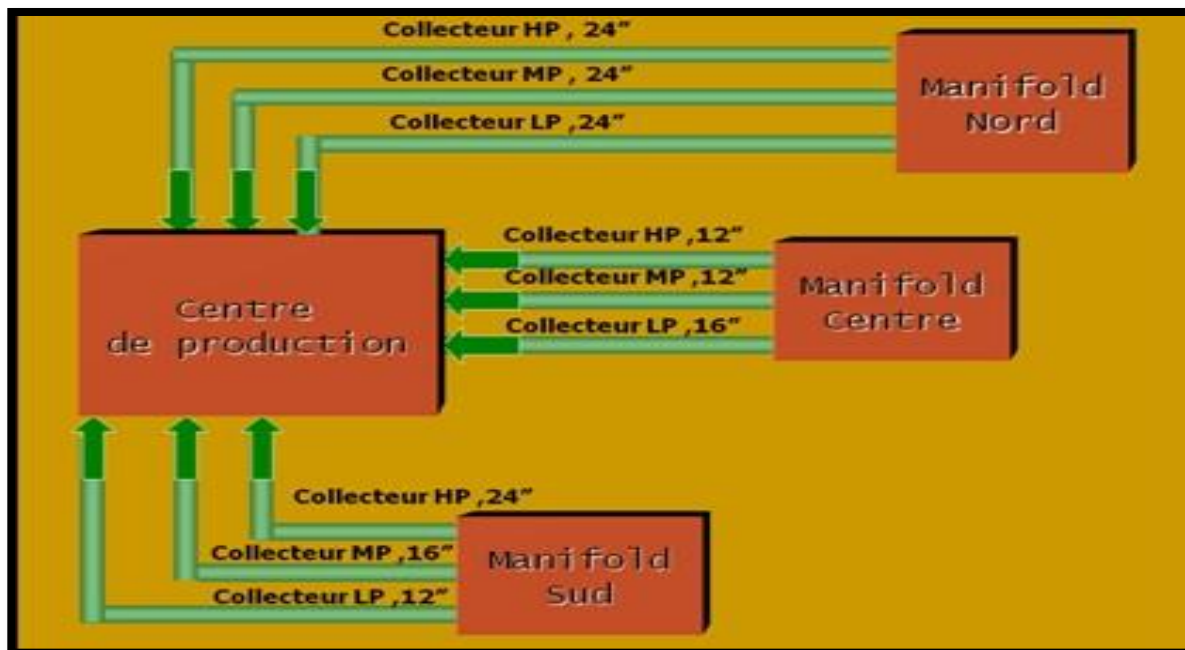


Figure II.1: Le champ de RHOURE EL BAGUEL .

Le gisement de RHOURE EL BAGUEL a été découvert et mis en production en 1962 par la compagnie SINCLAIR-OIL.

A ce jour, le champ produit approximativement 22 mille barils de pétrole par jour, d'une densité de 51°API (pour American Pétroleur Institut) à partir d'une moyenne de 43 puits producteurs d'huile qui ont été rassemblés par trois Manifolds (Nord, Centre et Sud) dont chacun possède trois systèmes d'exploitation Haute Pression (HP – 35 bar), Moyenne Pression (MP – 15 bar) et Basse Pression (BP – 3 bar). La réinjection d'environ 700 millions pieds cube (soit 19 810 000 m³) de gaz par jour dans une moyenne de 12 puits d'injection permettant le maintien de la pression du gisement.

Les principales caractéristiques du gisement sont les suivantes :

- ❖ Mise en production : 1962.
- ❖ Niveau producteur : Cambrien.
- ❖ Profondeur moyenne : 2 850 m;
- ❖ Pression initiale du réservoir : 403 bar.

- ❖ Hauteur totale du réservoir : 530 m.

En fonction des caractéristiques du réservoir, un plan de développement permet de définir les modalités de la stratégie d'exploitation et de développement du gisement. La dernière mise à jour du document date de juin 2001. Actuellement, le champ REB est exploité au travers de 43 puits producteurs et 12 puits injecteurs. [3]

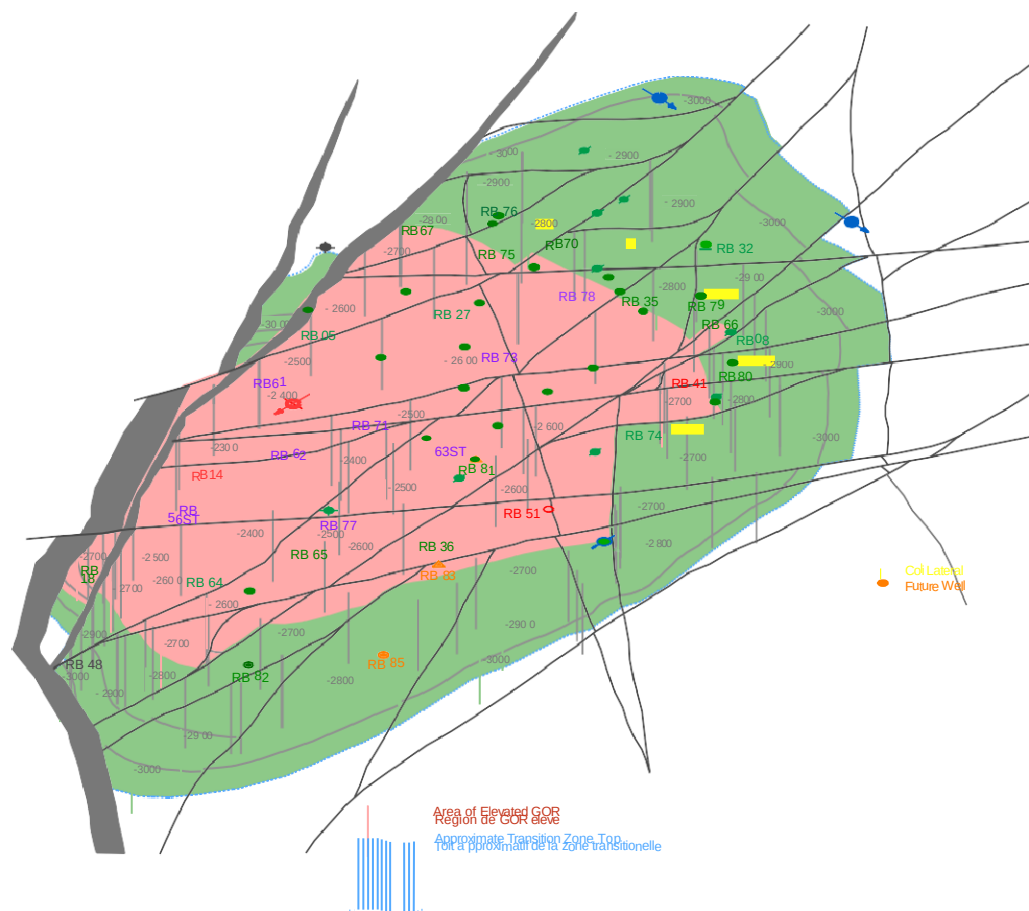


Figure II.2 : Le champ de RHOURE EL BAGUEL .

II:2.1. Situation géographique du champ Rhourde El Baguel :

Le Sahara algérien a été divisée en trois provinces pétrolières différentes :

- ❖ Province occidentale
- ❖ Province d'Illizi et Ghadamès
- ❖ Province triasique

Chaque province est composée de plusieurs bassins séparés par des séries d'axes majeures, le champ de Rhourde El Baguel se trouve sur le système de structures qui borde la province d'Illizi et de Ghadamès vers l'Ouest.

Le mot Rhourde El Baguel signifie « Grande Dune », il est situé à 90 km au Sud-est de Hassi Messoud sur la bordure ouest du bassin de Ghadamès et de 1000 km d'Alger dans la partie Nord-est du Sahara Algérien

Cette dune sert à repérer l'entrée du champ, elle est présentée sous une forme d'un anticlinal asymétrique orienté Nord-est et Sud-ouest limité par deux failles majeures, la formation productrice est constituée des grès du cambrien, de porosité moyenne et faible perméabilité dont l'épaisseur est de 750 m en moyenne.

Ce gisement de pétrole est situé à quelque 2400 à 3200 mètres au-dessous de la surface, d'une envergure approximative de 10,000 acres.

Rhourde El Baguel fait partie de la commune D'El-Borma (245 km de Rhourde El Baguel et de 10 km des frontières Tunisiennes) -Daïra Hassi Messaoud -Wilaya de OUARGLA, le champ Rhourde El Baguel s'étend du sud-ouest au nord-ouest sur une superficie de 164.05 km. [1]

Coordonnées géographiques :

X= 6° 54' 00" à 7° 01' 00" (Longitude Est)

Y= 31° 20' 00" à 31° 28' 00" (Latitude Nord)

Altitude moyennes du champ par rapport au niveau de la mer est de 170.68 m.

Le site d'exploitation de Rhourde El Baguel se situe à 90 km au Sud Est de la ville d'Hassi Messaoud, au Nord Est du Sahara Algérien et sur la bordure Ouest du bassin de Ghadamès.

Le champ de Rhourde El Baguel s'étend sur 164 km² et se situe à une altitude moyenne, pour le site et les bases de vie, de 150 m environ. [1]

Les localisations du site d'exploitation et des bases de vie voisines figurent sur la carte ci-dessous :

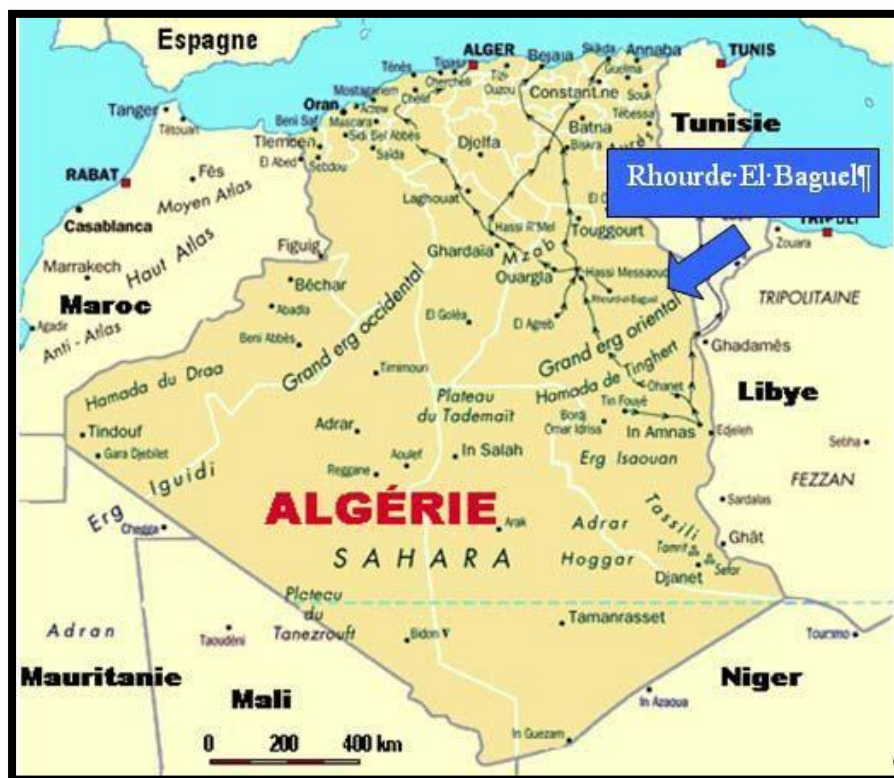


Figure II.3: Localisation du site RHOURE EL BAGUEL sur la carte .

II:2.2. Historique du champ Rhourde El Baguel

Le champ de Rhourde El-Baguel a été mis en production en 1962 par la société américaine Sinclair Oil et Sonatrach avec une production de 17000 mètres cube de pétrole brut par jour.

En octobre 1991, Sonatrach lance un appel d'offre auprès des compagnies pétrolières internationales ayant pour objectif principal, l'augmentation du taux de récupération des réserves de pétrole brut du gisement de Rhourde El-Baguel.

Le 18 novembre 1992 « Arco » présente une offre définitive et se déclare être en mesure d'atteindre l'objectif principal de l'appel d'offres par la mise en œuvre d'un procédé d'injection de gaz miscible.

Le 12 juillet 1994, un accord cadre est conclu entre Sonatrach et Arco, cet accord contient les principes fondamentaux régissant leurs relations dans le cadre du contrat. Une lettre d'accord est signée le 15 février 1996. En juillet 1996, le contrat entra en vigueur, ce contrat est de type partage de production, la part revenant au partenaire est de 49%. Ce contrat est d'une durée de 25 ans avec la possibilité d'extension à 30 ans.

La production cumulée pendant la durée du contrat est estimée à 563 millions de barils. Mais cette société a été rachetée en 2000 par BP (British Petroleum), cette association fut appelée « Sonarco ». [1]

II:2.3. Description générale de CPF:

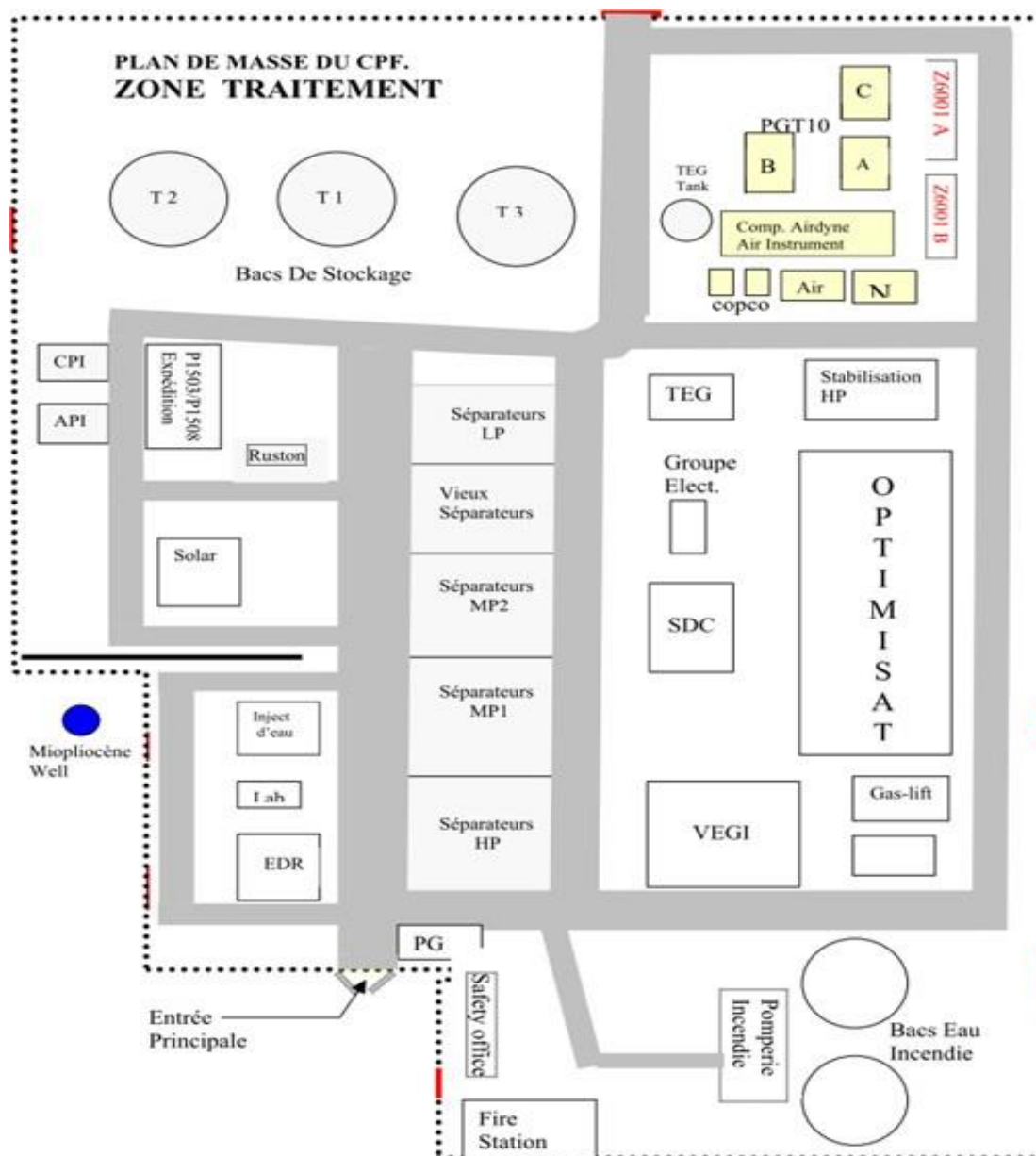


Figure II.4: Plan de masse du CBF Zone Traitement .

II:2.3.1. Présentation générale :

Les installations se répartissent en trois unités distinctes.

- Centre de Production Huile appelé CPF (Central Processing Facility).
- Unité de Compression Gaz TCF (Turbo Compression Facility).
- Trois Manifolds.

Les huiles HP, MP, BP venant des puits sont séparés dans l'unité CPF. Après séparation, le brut extrait des huiles est dirigé vers les bacs de stockage à toit flottant avant d'être expédié vers Mesdar via une conduite réservée à cet effet. [1]

L'unité CPF possède une salle de contrôle à l'intérieur de l'unité et la majorité des bâtiments à savoir la « fire station », le laboratoire, les ateliers, les entrepôts, les bureaux d'ingénierie et de l'administration sont localisés au Sud Est de l'unité CPF.

La production de chaque puits est envoyée vers un collecteur de séparation via des conduites d'écoulement.

Les collecteurs de séparation sont composés de plusieurs séparateurs et de la tuyauterie associée.

La production est divisée en trois phases (huile, gaz, eau) et les composants qui en résultent sont envoyés vers le centre CPF pour y être traités et séparés.

L'unité CPF « Center Production Facilities » est le siège des opérations suivantes :



Traitement du pétrole et du gaz



Optimisation du pétrole et du gaz

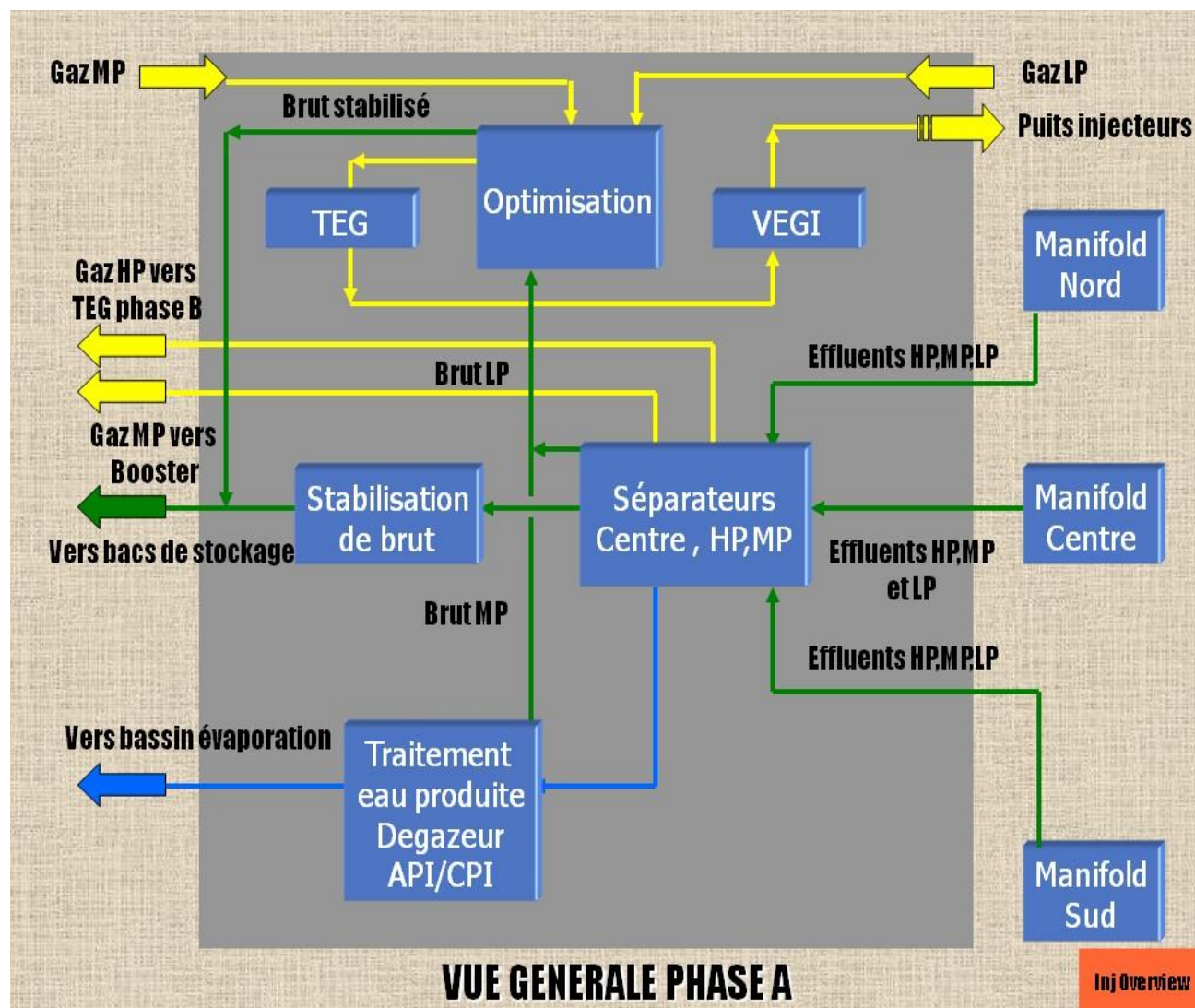


Figure II.5: Schéma général de l'unité CPF.

II:2.3.2. La zone Traitement est composée :

**Séparation**

Equipement	Fluide	Pression max de service	Température maximale de service
Séparateur HP V1509	Huile, eau et gaz	40 bar	71°C (température de calcul)
Séparateur HP V1523	Huile, eau et gaz	40 bar	71°C (température de calcul)
Séparateur HP V1527	Huile, eau et gaz	40 bar	71°C (température de calcul)
Séparateur MP(1) V1511	Huile, eau et gaz	16 bar (MP) 38 bar (HP)	71°C (température de calcul)
Séparateur MP(1) V1521	Huile, eau et gaz	16 bar (MP) 38 bar (HP)	71°C (température de calcul)
Séparateur MP(1) V1522	Huile, eau et gaz	16 bar (MP) 38 bar (HP)	71°C (température de calcul)
Séparateur MP(2) V1529	Huile, eau et gaz	12 bars	71°C (température de calcul)
Séparateur MP(2) V1530	Huile, eau et gaz	12 bars	71°C (température de calcul)
Séparateur MP(2) V1531	Huile, eau et gaz	12 bars	71°C (température de calcul)
Séparateur BP V1532	Huile, eau et gaz	5,2 bar	160°C (température de calcul)

Tableau II.1: les Equipement des séparateurs

- **03 Séparateurs HP:**

V1523, V1509, V1527. Ce dernier peut être converti en séparateur basse pression. L'écoulement de gaz des séparateurs HP est dirigé vers les compresseurs HP du TCF. L'écoulement d'huile est envoyé directement vers les séparateurs qui leurs sont en aval. L'eau est directement drainée vers le V3002 ou V3003

- **03 Séparateurs MP:**

Les séparateurs MP sont composés de deux batteries :

MP1 (V1521, V1522, V1511) et MP2 (V1529, V1530, V1531)

Les séparateurs MP1 sont alimentés par la charge provenant des manifolds MP et aussi par 8le brut soutiré des séparateurs HP pour être séparé de nouveau. Ils fonctionnent actuellement à une pression 15 bars et température de l'ordre de 42°C.

Le débit gazeux des séparateurs MP1 à deux chemins, une partie vers (TCF) au ballon V2007 pour alimenter le compresseur MP Booster et l'autre partie s'achemine vers le ballon d'aspiration FA4510 du compresseur GBT4502 (2^{ème} étage).

- **03 Séparateurs MP2:**

Les séparateurs MP2 reçoivent leur charge de brut des séparateurs MP1 et une charge de condensats venant de la phase B, Les bruts de cette batterie seront envoyés à l'aide de pompes P1501 et P1507 vers la colonne de la nouvelle stabilisation V1513, en cas d'indisponibilité de cette dernière, les pompes seront arrêtées, et le brut sera dirigé vers le séparateur LP V1532 ; Le gaz est dirigé avec l'écoulement venant du V1532 vers l'aspiration du compresseur GBT01 via FA4507. L'eau est directement collecté dans les collecteurs des dégazeurs albien et cambrien V3002 et V3003, la pression de service est de 12 bars.

- **01 Séparateur LP:**

Le séparateur V1532 reçoit le brut du manifold puits LP, manifold des séparateurs MP2 ainsi qu'une autre charge de condensat venant de la phase B.

L'huile sortant du V1532 s'écoule vers le ballon FA4504 et sera orientée par la suite vers la colonne de stabilisation basse pression LP (DA4501). Les gaz sortant de MP2 et LP se rencontrent dans le ballon FA4507 pour alimenter le ballon d'aspiration FA4501 du compresseur GBT4501 (1^{er} étage). L'eau est drainée vers API et CPI.

Pression normale de service 75 psi mais nous avons toujours travaillé à 40 psi pour éviter de freiner les puits LP

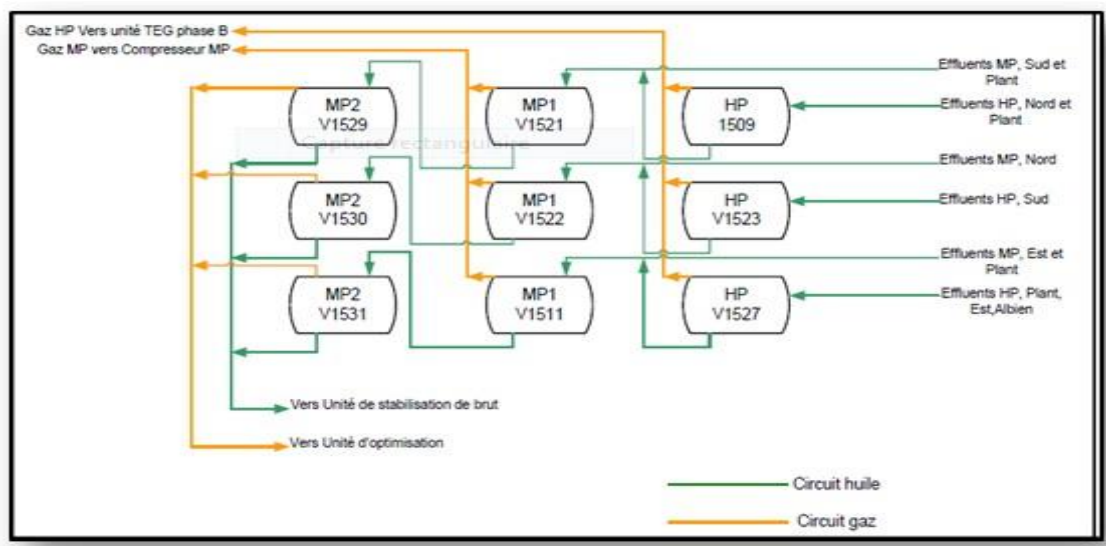


Figure II.6: Séparateur LP.

- **01 Séparateur surélevé:**

Le séparateur V1524 travaille à la pression atmosphérique, toute la quantité de brut stabilisé y transite, pour dégazage avant d'être stocké dans des bacs à toit flottant.

Tous les séparateurs HP, MP, et MP2 ont le même principe de démarrage.

Les panneaux de contrôle, d'alarme et de commande, se situent à l'extérieur à proximité du séparateur lui-même, ils sont identiques en tout point de vue à l'exception du V1529 et du V1530 qui ont connus un léger changement suite à la connexion d'une nouvelle ligne véhiculant le condensât venant du TCF équipée de SDV dont le boîtier d'ouverture se trouve à proximité du premier et dont les alarmes lumineuses ont été placées sur le panneau de contrôle local du V1529 et V1530.



Figure II.7: Séparateur Surélevé.

Bacs de stockage

03 Bacs de Stockage (d'une capacité de 20.000 m³ chacun)

Les bacs de stockage sont équipés de toits flottants externes en acier et une purge de fond de bac est effectuée régulièrement.

Le brut est stocké à pression atmosphérique et il est laissé en décantation (30 h) afin de purger l'eau libre. Les émulsions eau/huile exigent un temps pour le dépôt des fines particules d'eau au fond. Ainsi, en fonctionnement normal, deux réservoirs sont en service (un réservoir en phase de remplissage et un réservoir en phase d'expédition), alors que le 3^{ième} réservoir est en stand-by avant expédition. Mais ces jours ci on travaille juste avec les bacs R1 et R3 car le bac 2 hors service pour travaux.



Figure II.8: Bacs de stockage .

Pompes d'expédition

02 Pompes Booster et 02 Pompes Principale :

L'expédition se fait par systèmes de pompière d'expédition pour acheminer le brut vers HEH via Masdar transport et pour cela on utilise les pompes :

BOOSTER : P1508 A&B pompes nourricières.

PRINCPALE : P1503 A&B pompes principales d'expédition. Ce système est conçu pour l'expédition du brut vers HEH via MESDAR. Une seule pompe peut faire jusqu'à 1200 m³/hr. Mais le débit moyen est de 600 m³/hr le contrôle de débit est assuré par la vanne automatique FCV2280A au niveau du DCS.

Le débit d'expédition minimum est de 400 m³/hr. La perte de charge due à la friction au niveau de la ligne 20" à un taux de 600 M³/hr sera environ 7 ½ bars.

La hauteur d'élévation totale disponible à 400 M3/H, à partir du système de pompe (P1508A et P1503A travaillant en série). Est de 40 barg, par conséquent le système peut exporter jusqu'à l'ancienne ligne Mesdar (la pression opératoire ne doit pas dépasser 12 barg) ou la ligne HEH (pression opératoire de 35 barg.)



Figure II.9: Pompes d'expédition.



Unité EDR (Traitement de l'eau par Electrodialyse reverse)

Cette unité a été conçue pour traiter de l'eau provenant des puits albiens, ce traitement est basé sur l'électrodialyse réversible qui utilise des stacks renfermant des électrodes pour éliminer les sels présents dans l'eau tels que, NaCl, CaSo₄, Mgcl₂,....., cette élimination rend l'eau conforme aux normes requises pour être utilisée ultérieurement comme eau de service.

La conductivité requise de l'eau à traiter doit être inférieure à 800 µcm, un PH entre 6-8 est requis, A cause du problème d'indisponibilité d'eau durant le jour, il a été décidé de faire fonctionner l'EDR pendant la nuit seulement.



Air Instrument et Unité d'Azote (Production de Gaz Inerte à partir de l'air instrument.) 03 Compresseurs Air dyne et 02 Atlas Copco

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, trois compresseurs **AIRDYNE** ont été prévus à cet effet, l'air aspiré passe à travers des filtres aux tamis moléculaires 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 utilise comme air instrument pour l'unité CPF et TCF.

D'autre part, une partie d'air traité est acheminée vers l'unité azote, pour être dépourvue De l'oxygène; L'azote produit est utilisé pour l'inertage. La pression d'air dans le réseau est maintenue à 7.6 bars. Il y a aussi deux compresseurs d'air entraînés par moteur Diesel :

✚ **Atlas Copco** pour usage d'urgence.

L'opérateur doit contrôler la pression de refoulement des compresseurs d'air pour assurer que les limites, minimum acceptable et maximum toléré ne sont pas dépassées et un débit adéquat est maintenu à tout moment pendant le fonctionnement de l'unité.



Figure II.10: Air Instrument et Unité d'Azote.

✚ **Génération d'énergie.**

- **03 Groupes à 2.5 MW.**
- **03 PGT10 à 10MW**

L'unité est composée de 3 turbo-compresseurs de type PGT10 (PGT10 A/B/C) d'une puissance de 10 MW, 2 turbo-compresseurs fonctionnent en redondance active et le 3^{ième} est à l'arrêt.

Le gaz combustible qui alimente les turbo-compresseurs est du gaz en provenance de Zina, il s'agit d'un gaz sec, sous pression de 60 bars.

La centrale électrique alimente ainsi les centres de production et la base de vie en électricité.

- **Plusieurs Groupe Diesel de Secours.**



Figure II.11: vue générale de PGT10.

✚ **API-CPI.**

Système de récupération des huiles et drainage de l'eau.

Ce système traite séparément les eaux provenant de la nappe Albienne et l'eau provenant de la nappe Cambrienne.

Les hydrocarbures entraînés avec l'eau à partir des séparateurs et des bacs de stockage sont récupérés et recyclés.

L'eau extraite au cours du process est collectée :

- ❖ Dans le dégazageur V3003 si l'huile provient d'un puits de l'Albien
- ❖ dans le dégazageur V3002 si l'huile provient d'un puits du Cambrien

En sortie des réservoirs V3002 et V3003, l'eau est acheminée vers l'unité de déshuilage API-CPI. Il s'agit d'un bâti en béton armé muni de plaques ondulées pour intercepter le brut contenu dans l'eau drainée des séparateurs.



Figure II.12: *Système de récupération des huiles et drainage de l'eau.*

II:2.3.3. La zone Optimisation est composée :**La Section stabilisation basse pression**

Le brut sortant du ballon est refoulé par la pompe à 7 bars vers la colonne de stabilisation, cette dernière contient 18 plateaux et fonctionne sous une basse pression

(2-3) bars pour assurer la séparation gaz-brut afin de modéliser (diminuer) la tension de vapeur TVR du brut.

Le rebouillage de la charge à une température de 132 °C est assuré par deux rebouilleurs, le brut circule cote calandre et l'huile chaude cote faisceau (tube). Le brut ainsi stabilisé, après avoir été refroidi dans l'aéroréfrigérant à 40 °C sera envoyé vers le séparateur 3ème étage pour le dégazer ainsi l'huile s'écoulera par gravité vers le Bac de stockage. Le débit gazeux sortant de la tête de la colonne, le gaz provenant des séparateurs LP, MP2 et alimentent le ballon.

La partie gazeuse est envoyée vers le ballon d'aspiration (Eliot 1^{er} étage) tandis que les condensats seront recyclés vers le ballon d'aspiration. Le gaz du ballon d'aspiration est aspiré à une pression de 1.6 Bars et comprimé par l'intermédiaire d'un compresseur 1^{er} étage à une pression de 14 bars puis refoulé vers le ballon puis envoyé vers le ballon d'aspiration (Eliot 2^{ème} étage).



Figure II.13: La Section stabilisation basse pression.

✚ La section stabilisation haute pression:

Le brut sortant des séparateurs V1529, V1530 et V1531 est pompé à une pression de 17bars, chauffé dans les échangeurs E1502, puis alimente la colonne de stabilisation HP.

La colonne V1513 comprend 20 plateaux et assure la même fonction que la colonne DA4501, mais la stabilisation se fait à une pression de 17 bars. La circulation du rebouillage se fait par les pompes P1502A /B en échangeant la chaleur dans les échangeurs E1503 avec l'huile chaude provenant du four F5001, Le brut stabilisé, après avoir été refroidi dans l'aéro E1501, ce dirige vers le ballon V1524 pour être séparé des gaz légers , puis envoyer vers les bacs de stockage , tandis que les gaz de tête s'acheminent vers FA4510 et le réseau fuel gaz existant .

Actuellement, la stabilisation haute pression est à l'arrêt à causes des problèmes d'étanchéité des échangeurs E1503 A/B.



Figure II.14: La section stabilisation haute pression.

✚ Unité de déshydratation et régénération:

Le gaz provenant du ballon FA4503 est dirigé vers le séparateur MV-1401-I pour éliminer les condensats puis alimente le contacteur MV-1401-A où se fait la l'absorption à contre-courant, l'effluent ascendant et le TEG descendant l'absorption se fait à une température avoisinante de 40°C, le TEG humide sortant du fond du contacteur est dirigé vers la section régénération, tandis que le gaz de tête du contacteur alimente le ballon séparateur à cyclone V-1404 où s'effectue la récupération des traces du TEG entraînées dans le gaz, le gaz de tête est

envoyé vers compresseurs VEGI et gaz lift tandis que le TEG récupéré au fond est acheminé vers la section régénération TEG.



Figure II.15: Ballon FA4503 est dirigé vers le séparateur MV-1401-I.

La section régénération TEG est constituée d'un rebouilleur MH-1401, ballon tampon Mv-1401F et une colonne de distillation MV-1401B où se fait le stripping du TEG pour éliminer les traces d'humidité par du fuel gaz chaud, la température de rebouillage est maintenue à 196 °C et les vapeurs d'eau de tête de colonne sont condensées dans l'aéro E2509 à une T° 39°C puis recueillies dans le ballon V2509 pour être pompé vers API/CPI.

Le TEG récupéré au fond du ballon tampon Mv-1401F est refroidi dans les échangeurs MX1401-A2 et Mx1401-A1, ensuite récupéré dans le ballon MV-1401C pour être pompé au moyen des pompes MP-1401A/B vers le contacteur TEG.

Unité de compression GBT01 et GBT02:

Le gaz BP subit 2 étapes de compression à travers les 2 turbocompresseurs GBT4501 (1^{er} étage) et GBT4502 (2^{ème} étage) avant son envoi vers l'unité de déshydratation au TEG.

Le gaz MP quant à lui est comprimé en gaz HP à travers le turbocompresseur GBT4502. Les équipements GBT4501 et GBT4502 sont des turbocompresseurs de gaz, le gaz entre à une pression de 2 bar dans le GBT4501 et en ressort à une pression de 14 bar, puis il est acheminé à

l'unité de compression GBT4502 dans lequel sa pression est portée à 40 bar pour permettre une bonne séparation gaz/condensat.

Le gaz provenant des séparateurs LP et MP2 alimentent le ballon FA4507. La partie gazeuse et le gaz de FA 4504 sont envoyés vers le ballon d'aspiration FA4501 (1^{er} étage) tandis que les condensats seront recyclés vers FA4504.

Le gaz du ballon FA4501 est aspiré à une pression de 1.6 bars est comprimé par le compresseur GBT4501 à une pression de 14 bars puis refoulé vers l'aéroréfrigérant EC4512 pour le refroidissement du gaz à 33°C ; l'effluent est recueilli dans le ballon FF4501 puis envoyé vers le ballon d'aspiration FA4510 (2^{ème} étage).

Le gaz HP à 40 bar transite ensuite par le ballon tampon FA4503 avant l'entrée dans l'unité de déshydratation au TEG.

Au niveau du ballon FA4503, le gaz stabilisé est prélevé en tête du ballon pour rejoindre l'unité de déshydratation TEG, alors que le condensat est dirigé vers la colonne de stabilisation DA4501 après stripping dans la colonne DA4502.



Figure II.16: Unité de compression GBT01 et GBT02.

✚ Bac d'incendie

Le bac d'incendie est alimenté à partir de l'unité EDR en eau traitée, il peut être alimenté aussi directement à partir du puits Méo-Pliocène ou de l'Albien pour un besoin urgent en eau si l'EDR fait défaut.

Cette eau est bien sûre brut, elle ne peut être utilisée qu'en cas d'une extrême urgence.

L'objectif primordial de l'EDR est de fournir une eau traitée en grande quantité à l'ensemble des installations de CPF et TCF surtout pour le réseau d'eau d'incendie afin de palier à n'importe qu'elle urgence en matière de sécurité. Le bac T3201 alimente aussi le réseau d'eau de service utilisée pour les besoins de nettoyage des installations ainsi que les salles de contrôle CPF et TCF

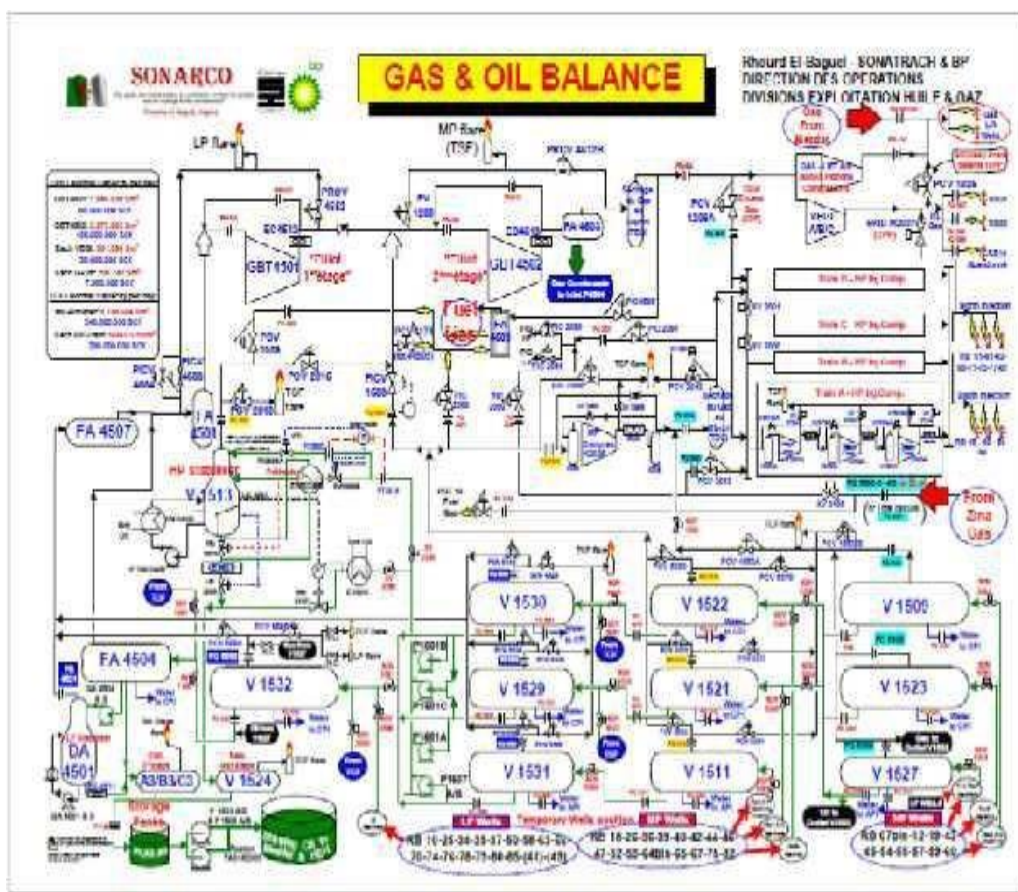


Figure II.17: Schéma de L'unité CPF et TCF.

II:2.4. Unité compression de gaz TCF :

Le but de cette unité est d'injecter du gaz sec et comprime dans le réservoir pour augmenter la pression du réservoir à la pression de miscibilité, cette augmentation de la pression de réservoir augmentera la production de pétrole brut



Figure II.18: Vue général du TCF.

Le gaz injecté est constitué de :

- Gaz associés HP provenant des séparateurs HP situés dans l'unité de traitement de brut.
- Gaz associés MP provenant des séparateurs MP situés dans l'unité de traitement de brut.
- Gaz en excès de la VEGI, ce gaz provient du refoulement du compresseur GBT 4502 de l'unité d'optimisation après déshydratation dans l'unité de TEG de la phase A.
- Gaz importé de GR1, c'est un gaz sec ayant les spécifications du gaz de vente.

II:2.4.1. Description de l'unité :

L'unité d'injection de gaz est constituée de : 4 trains turbocompresseurs parallèles, chaque train est constitué de trois compresseurs entraînés par une seule et même turbine :

- ✓ La turbine KT2002A entraîne les compresseurs K2002A, K2003A, K2004A.
- ✓ La turbine KT2002B entraîne les compresseurs K2002B, K2003B, K2004B.
- ✓ La turbine KT2002C entraîne les compresseurs K2002C, K2003C, K2004C.

- ✓ La turbine KT2002D entraîne les compresseurs K2002D, K2003D, K2004D

Un train turbocompresseur moyenne pression constitué de la turbine KT2005 entraînant le Compresseur K2005.

4 trains de déshydratation de gaz au TEG, ces 4 trains sont identiques et parallèles :

- ✓ Le train M1403A appelé train A.
- ✓ Le train M1403B appelé train B.
- ✓ Le train M1403C appelé train C.
- ✓ Le train M1403D appelé train D.

Une ligne de 30 pouces de diamètre et 60 Km de long permet d'importer du gaz a partir du gazoduc GR1 au niveau de la station de ZINA. Un réseau de distribution qui partant du refoulement des turbocompresseurs permet d'alimenter les puits injecteurs.

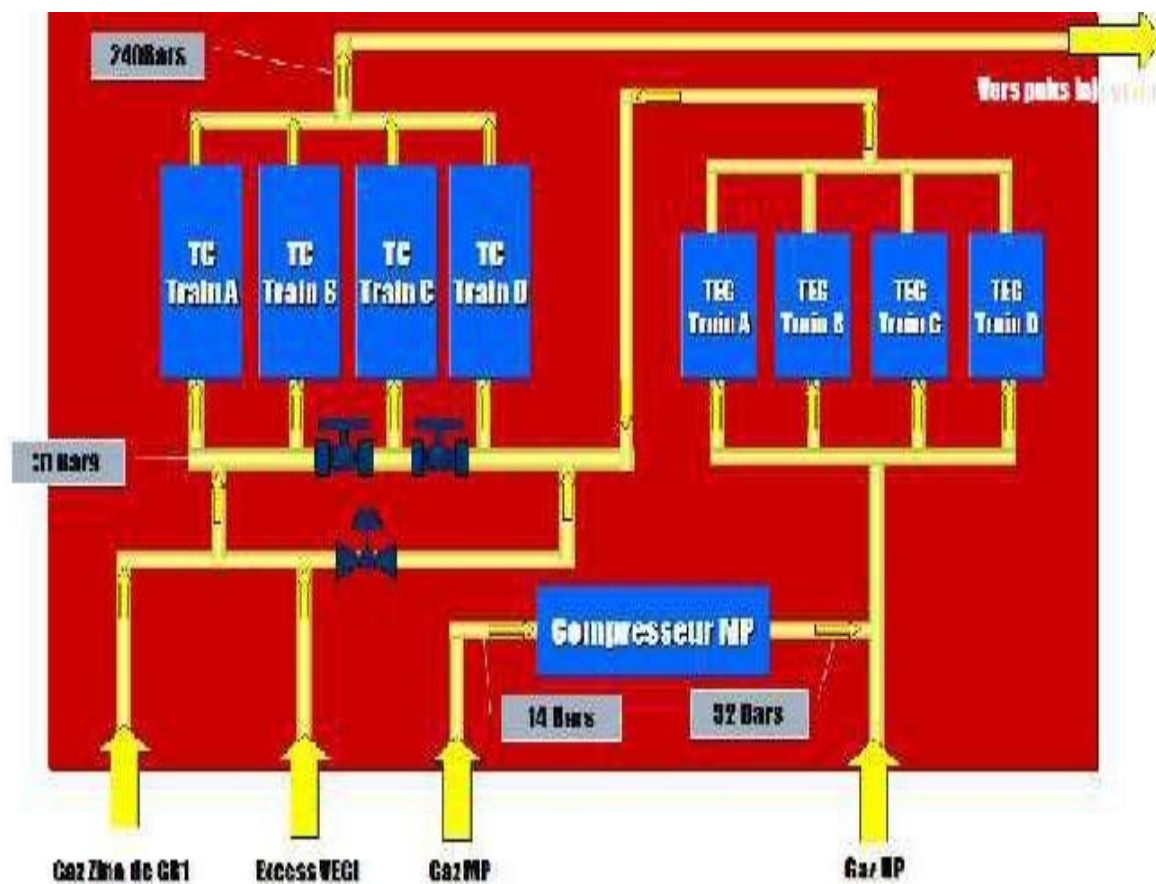


Figure II.19: Schémas descriptif du TCF.

II.3. Description de l'unité de déshydratation

L'unité de déshydratation du gaz au TEG est conçue pour déshydrater le gaz naturel avant compression et injection dans la formation en production. Le gaz d'alimentation contient des quantités importantes de vapeur d'eau, ainsi que de l'eau libre entraînée et des hydrocarbures liquides condensés. L'unité a deux capacités de conception, l'un pour l'été et l'autre pour l'hiver.

Le gaz produit alimente les unités à partir des limites de batterie et entre dans le séparateur d'admission MV-1401-I. L'eau et les hydrocarbures condensés dans le courant de gaz d'alimentation se séparent du gaz et sont éliminés du séparateur par un contrôleur de niveau et envoyés vers les limites de batterie pour traitement ultérieure. Le gaz qui contient encore des quantités importantes de vapeur d'eau et de vapeurs d'hydrocarbures, sort du récipient en passant par un dispositif de séparation gaz/liquide à ailettes. L'eau condensée et les hydrocarbures liquides quittent le séparateur sous l'action de deux contrôleurs de niveau et s'écoulent par l'intermédiaire vers FA-4504 pour traitement ultérieur. Le gaz s'écoule alors par l'intermédiaire vers le contacteur au glycol MV-1401-A. Le gaz pénètre dans le récipient légèrement au-dessus du milieu du récipient et monte à travers une série de sept plateaux de barbotage à calotte dans lesquels il entre en contact avec un courant de glycol descendant. Le glycol absorbe la plupart des vapeurs d'eau et d'hydrocarbures du gaz. Le gaz déshydraté passe à travers un tamis anti-entraînements au-dessus du plateau supérieur et sort du haut de la colonne vers l'épurateur de gaz de sortie V-1404.

L'épurateur de gaz de sortie utilise un séparateur pour retirer le glycol et/ou les gouttes de mousse. Le courant de gaz sort par le haut du récipient et traverse les limites de batterie vers les compresseurs d'injection. Le liquide récupéré sort par le fond du récipient sous l'action de deux contrôleurs de niveau.

Ceci termine la phase de déshydratation de l'unité. Le reste de l'équipement de l'unité est utilisé pour la régénération et la recirculation du courant de glycol.

Le glycol riche contenant l'eau absorbée du gaz, s'écoule du fond du contacteur sous l'action de deux contrôleurs de niveau et est envoyé vers le séparateur flash de glycol. Avant d'entrer dans le séparateur flash, une partie du courant de glycol riche est envoyée vers le condenseur à reflux de la colonne de distillation situé au sommet de la colonne de distillation de glycol MV-1401-B, dans lequel le glycol sert à condenser une partie de la vapeur d'eau quittant la colonne de distillation. La quantité de glycol circulant à travers le serpent. Le reflux sert à condenser

toute trace de glycol dans les vapeurs de la colonne de distillation et. Le glycol condensé est renvoyé au rebouilleur de glycol (MH-1401).

La vapeur d'eau et le gaz d'extraction sortent par le sommet de la colonne de distillation et s'écoulent par l'intermédiaire vers le refroidisseur d'évent de glycol E-2509-A/B, puis vers le ballon tampon d'évent de glycol V-2509. L'eau condensée s'accumule au fond du ballon et s'écoule vers l'aspiration d'une paire de pompes P-2509-A/B pour pomper le liquide vers le séparateur eau-pétrole CPI.

Le courant de glycol riche quittant le serpentin du condenseur de la colonne de distillation est réchauffé par l'échangeur de glycol MX-1401-A2. Le courant de glycol riche, maintenant réchauffé et s'écoule vers le séparateur flash de glycol MV-1401-E. La vapeur de tête provenant du séparateur flash est dirigée vers l'épurateur de gaz combustible MV-1401-G. Tout hydrocarbure lourd est envoyé à l'extérieur des limites de batterie pour traitement ultérieur.

Le glycol s'écoule du fond du séparateur flash sous l'action d'un contrôleur de niveau vers le filtre à cartouche MS-1401-A1. De ce filtre à cartouche, un courant dérivé de glycol s'écoule vers le filtre à charbon MS-1401-A2. Il est essentiel que ces contaminants soient éliminés pour empêcher l'encrassement de l'équipement et la formation de mousse dans le rebouilleur et le contacteur. Du filtre à charbon, le courant de glycol s'écoule vers l'échangeur MX-1401-A2 dans lequel il est réchauffé par le glycol pauvre provenant de la colonne d'extraction du glycol MV-1401-F avant de s'écouler vers la section à garniture de la colonne de distillation au-dessus du rebouilleur de glycol MH-1401.

Le rebouilleur de glycol, du type à tube en "U" réchauffe le glycol riche. L'eau et le glycol évaporés par la chaleur sortent à travers de la colonne de distillation à garniture et sont fractionnés avec les vapeurs de tête s'écoulant à travers le refroidisseur d'évent de glycol vers le ballon tampon d'évent de glycol comme décrit précédemment.

Le glycol chaud sort du rebouilleur par débordement dans la colonne d'extraction de glycol à garniture MV-1401-F qui est fixée au rebouilleur. Le gaz d'extraction chaud et sec est introduit par le fond de cette colonne.

Le glycol pauvre chaud quittant la colonne d'extraction s'écoule à travers l'échangeur MX-1401-A2 dans lequel il est refroidi à, puis vers l'échangeur MX-1401-A1 dans lequel il est refroidi.

De l'échangeur, le glycol pauvre refroidi s'écoule vers le réservoir tampon de glycol MV-1401-C. Les pompes de recirculation de glycol MP-1401-A/B aspirent dans le fond du réservoir tampon de glycol et refoulent vers le contacteur. Le glycol s'écoule du refoulement de la pompe vers le refroidisseur de glycol pauvre à ailettes et ventilateur MX-1401-B. Ceci termine le cycle de régénération du glycol.

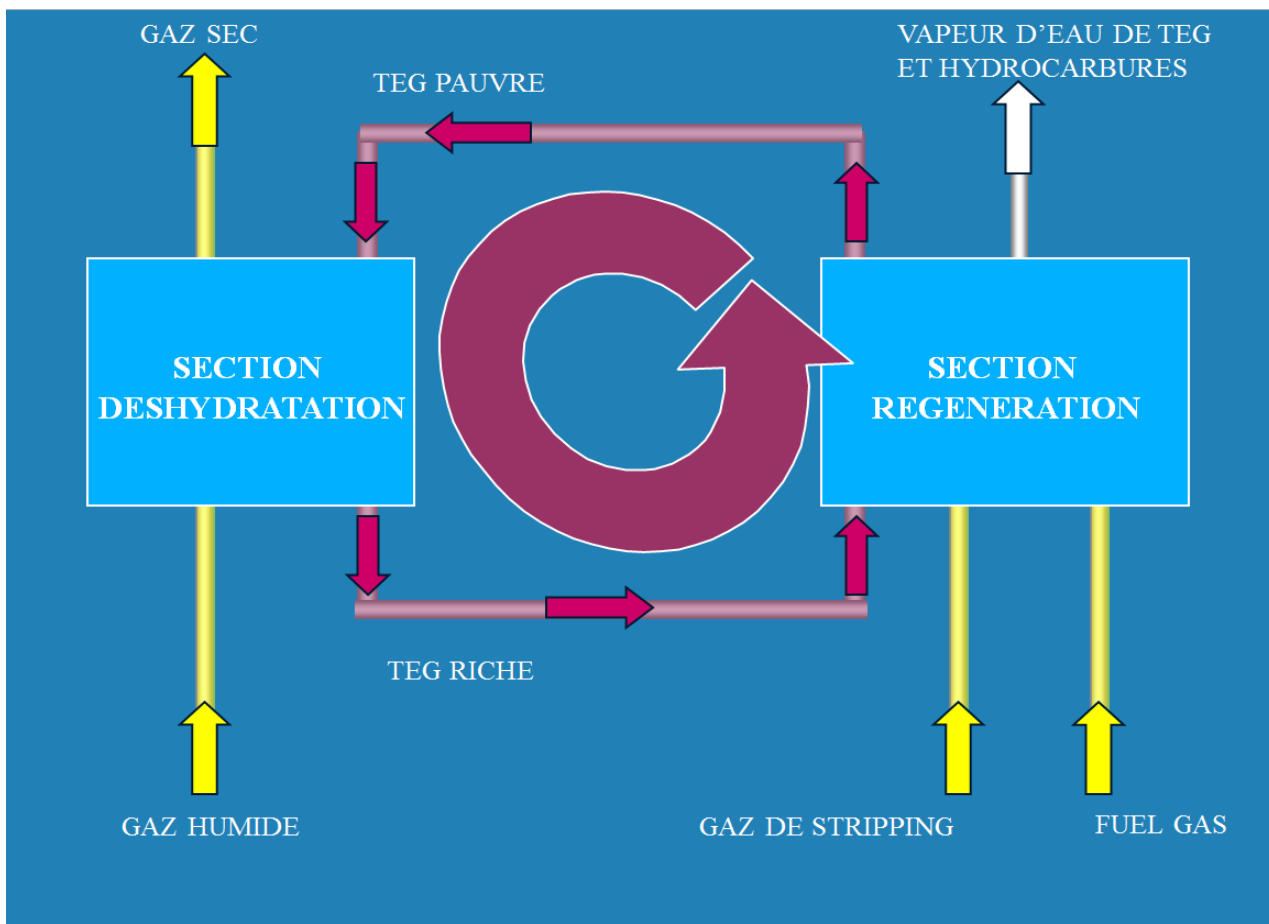


Figure .II.20. Schéma descriptive de la section déshydratation

CHAPITRE III

La déshydratation De gaz naturel

III: La déshydratation de gaz naturel :**III:1. Introduction :**

La présence d'eau entraîne différents problèmes pour les exploitants : suivant les Conditions de température et de pression qui règnent dans une installation, la vapeur d'eau peut condenser et provoquer la formation d'hydrates, se solidifier ou favoriser la corrosion si le gaz contient des acides. Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz naturel au moyen de techniques de traitement appropriées.

La déshydratation du gaz naturel est réalisée par différents types de procédés : adsorption, absorption, perméation gazeuse.

III:2. Méthodes de déshydratation :**III: 2.1. Processus de l'absorption :**

La déshydratation de Glycol est un processus d'élimination de l'eau du gaz naturel à l'aide du Glycol. C'est le moyen plus économique et commun d'élimination de l'eau de gaz. Il existe plusieurs types de glycol utilisés dans l'industrie, mais les plus couramment et largement utilisé est le tri-éthylène glycol (TEG).

Pour le processus, pure tri-éthylène glycol est alimenté vers le haut de l'absorbeur où il est en contact avec le flux de gaz naturel humide, Le glycol élimine l'eau du gaz naturel par absorption physique et effectué par le bas de la colonne. Le gaz naturel sec quitte le haut de la colonne d'absorption et alimenté à un système de canalisation ou à une usine de gaz.

Après avoir quitté l'absorbeur, le glycol riche est alimenté à un flash récipient où les vapeurs d'hydrocarbures sont éliminés et les hydrocarbures liquides sont écrémés de glycol.

Cette étape est nécessaire car l'absorbeur est habituellement exploité à haute pression et la pression doit être réduite avant l'étape de régénération. En raison de la composition du glycol riche, une phase vapeur est formée lorsque la pression est abaissée ayant une teneur élevée d'hydrocarbures. [2]

Après avoir quitté le flash récipient, le glycol riche est chauffé dans un échangeur à Contre-courant et alimenté à le stripper (également connu comme le régénérateur). Le Glycol stripper se compose d'une colonne, un condenseur au-dessus et un rebouilleur.

Le glycol est thermiquement régénéré pour enlever l'excès d'eau et de retrouver la pureté du glycol élevé.

Le chaud pauvre Glycol est refroidi par échange a contre-courant avec le Glycol riche entrant dans le stripper, Il est ensuite alimenté à une pompe où la pression est élevée à celle de l'absorbeur de glycol, Après l'augmentation de la pression, le solvant pauvre est refroidi à nouveau avec un refroidisseur avant d'être alimenté à l'absorbeur.

III:2.2. Processus d'adsorption

Le schéma de principe d'une opération de déshydratation par adsorption en lit fixe est représenté sur la figure ci-après, Le procédé fonctionne d'une manière alternée et périodique .

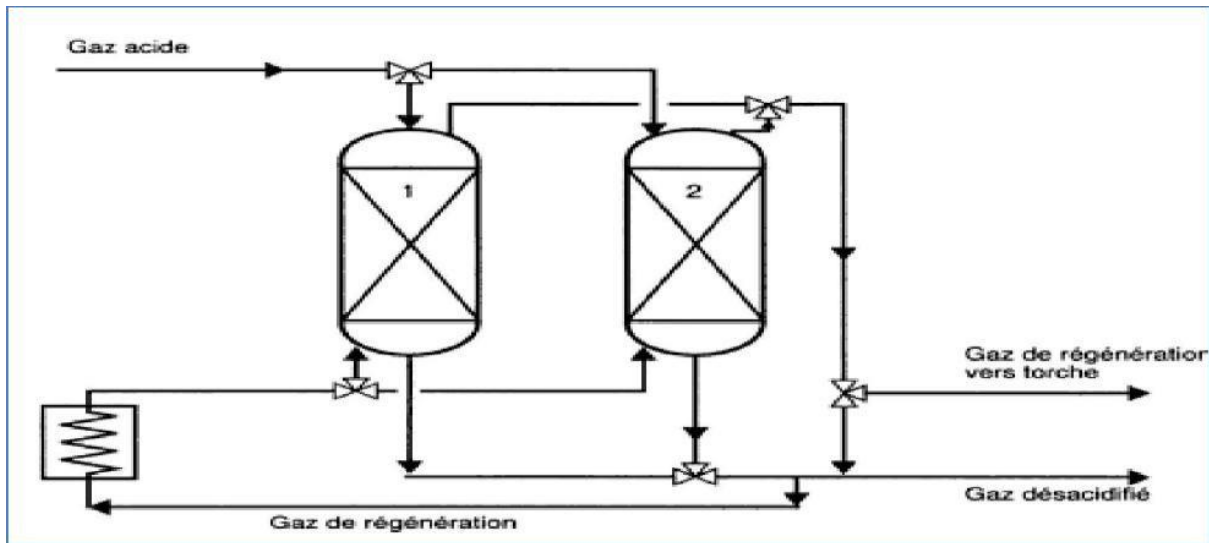


Figure III.1: Procédé de déshydratation par adsorption. [3]

Au cours de l'étape d'adsorption, le gaz traité est envoyé sur le lit d'adsorbant qui fixe l'eau lorsque le lit est saturé, du gaz chaud est envoyé pour régénérer l'adsorbant, après régénération et avant l'étape d'adsorption, le lit doit être refroidi, ceci est réalisé en envoyant du gaz froid, après réchauffage, ce même gaz peut servir à effectuer la régénération.

Pour un adsorbant soit efficace, il doit présenter les caractéristiques suivantes :

Capacité d'adsorption à l'équilibre importante;

- ✓ Adsorption réversible permettant de régénérer l'adsorbant;
- ✓ Cinétique d'adsorption rapide;
- ✓ Faible perte de charge;
- ✓ Pas d'effet de dilatation de volume avec la température et la saturation

III:2.3. Déshydratation par perméation gazeuse :

Le schéma de principe d'une opération de séparation par perméation gazeuse est Représenté sur la figure ci-dessous :

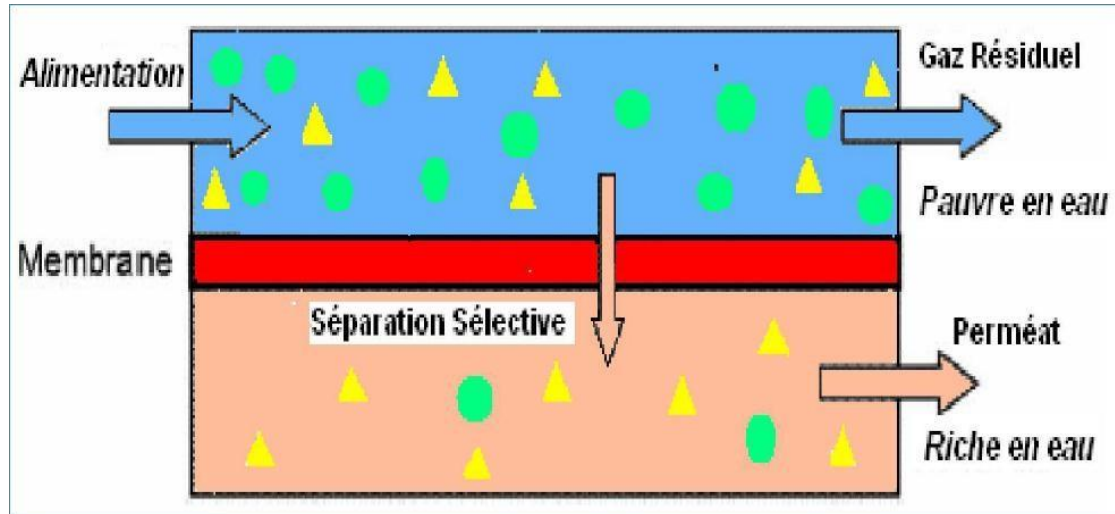


Figure III.2 : Schéma de principe de perméation gazeuse. [4]

Pour que la séparation soit efficace, la membrane doit être très perméable vis-à-vis de l'impureté à séparer, qui passe à travers la membrane sous l'effet de la pression et très peu perméable vis-à-vis du méthane.

Les procédés de séparation par membranes mettent en jeu des surfaces de membrane élevées, qui s'expriment généralement en milliers de mètres carrés.[3]

III:2.4. Par réfrigération

La déshydratation du gaz par réfrigération est un procédé de déshydratation à faible coût. L'eau se condense quand le gaz est refroidi ; l'eau est ensuite retirée dans un séparateur, la méthode de séparation peut être effectuée plusieurs fois, la méthode est plus efficace à haute pression, la quantité d'eau dans le processus de réfrigération est souvent insuffisante, en raison du faible coût du processus de réfrigération sont souvent utilisés avant les autres processus de déshydratation. [5]

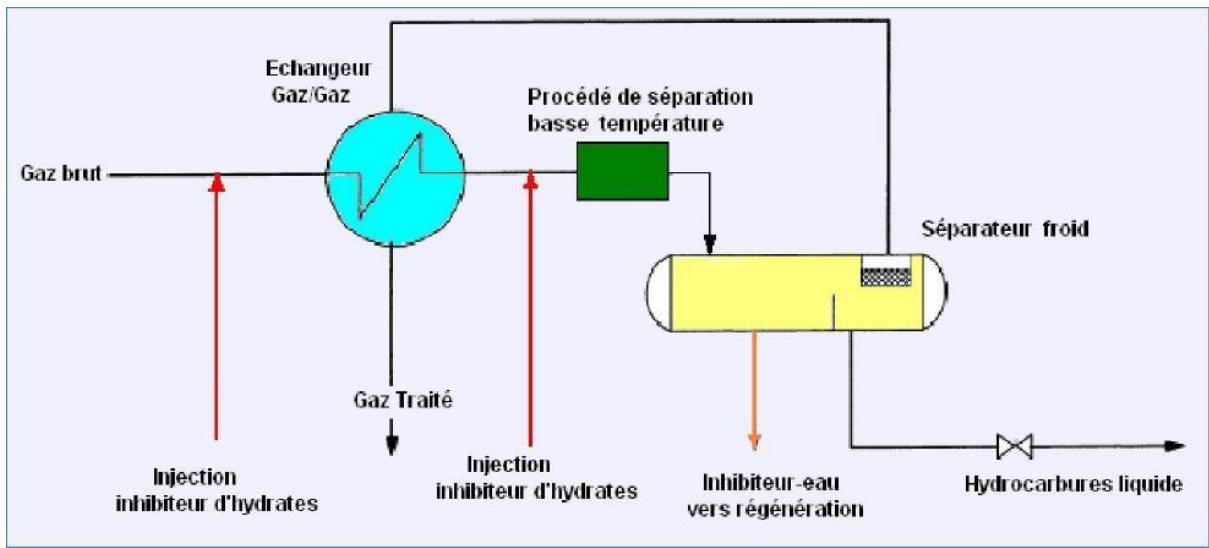


Figure III.3 : Déshydratation par abaissement de la température.

III:3. Comparaison des méthodes :

Les deux méthodes les plus efficaces de la déshydratation sont l'absorption et l'adsorption. L'absorption avec le Glycol est la méthode préférée de déshydratation car il est plus économique que l'adsorption. Ceci est dû aux différences entre l'absorption et l'adsorption suivantes :

- ✓ L'adsorbant est plus cher que le Glycol.
- ✓ Elle nécessite plus d'énergie pour régénérer l'adsorbant que le Glycol.
- ✓ Le remplacement de Glycol est beaucoup moins cher que le remplacement d'un lit D'adsorption.
- ❖ Le Glycol peut être modifié en continu, tandis que la modification d'un lit d'adsorption nécessite un arrêt.

III:4. Glycols utilisés pour la déshydratation :

III:4.1. 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, 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, par conséquent, ils ont une haute affinité pour l'eau et hautement associés avec les liaisons hydrogène. [6]. [7]

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 amené à leur emploi sont leur stabilité excellente à la chaleur ainsi que leurs basses tensions de vapeur. Les glycols présentent l'avantage de pouvoir être facilement récupérés en phase liquide, régénérée par distillation et recyclée.

III:4.2. Le glycol :

Un diol ou polyol ou polyalcool ou glycol est un composé chimique organique caractérisé par un certain nombre de groupes -OH (groupes hydroxyles). Ils possèdent au moins deux groupements alcool. Lorsque les deux groupes hydroxyle sont portés par le même atome de carbone, on parle de diol géminé.

Parmi ceux-ci, on compte par exemple le méthane diol ($\text{H}_2\text{C}(\text{OH})_2$) ou le 1,1,1,3,3,3-hexa fluor propane-2,2-diol ($(\text{F}_3\text{C})_2\text{C}(\text{OH})_2$), la forme hydratée de l'hexa fluor acétone.[9] On parle de diol vicinal lorsque les deux groupes hydroxyle sont en position vicinale, C'est-à-dire attachés à des atomes de carbone adjacents. On compte parmi ceux-ci l'éthane-1,2- diol ou éthylène glycol ($\text{HO}-(\text{CH}_2)_2-\text{OH}$), un composant courant des produits antigels ou le propane-1,2-diol (propylène glycol, $\text{HO}-\text{CH}_2-\text{CH}(\text{OH})-\text{CH}_3$).

Le terme est cependant également utilisé pour un certain nombre de polymères que l'on obtient par addition d'oxydes d'alcènes à un sucre par exemple mais aussi du glycérol. Des exemples-type sont l'oxyde de polyéthylène ou polyéthylène glycol PEG, le polypropylène glycol PPG et le poly tétra méthylène glycol PTMG.

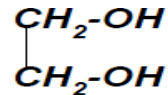
Le mono éthylène glycol MEG, di éthylène glycol DEG, et le tri éthylène glycol TEG sont les principaux produits utilisés pour la déshydratation du gaz naturel. Les facteurs qui ont amené à leur emploi sont leur stabilité excellente à la chaleur ainsi que leurs basses tensions de vapeur. Les glycols présentent l'avantage de pouvoir être facilement récupérés en phase liquide, régénérée par distillation et recyclée. [8]

III:4.3. Les différents types de glycol

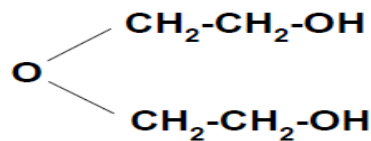
La forme générale des glycols est : $(C_2H_4O)_n HOH$.

Il existe plusieurs types de glycol :

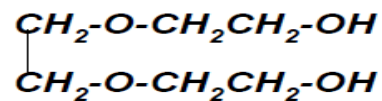
a. Le mono éthylène glycol (MEG) :



b. Le di éthylène glycol (DEG):



c. Le tri éthylène glycol (TEG) :

**III:4.4. C'est quoi Tri éthylène glycol?**

Est un diol vicinal de formule chimique $HO-CH_2CH_2-O-CH_2CH_2-O-CH_2CH_2 OH$ (désigné TEG). Il s'agit d'un liquide visqueux incolore inodore, il fond à $-7^\circ C$ et bout à $285^\circ C$. Il est utilisé comme plastifiant pour vinyle, comme désinfectant, comme absorbeur d'humidité pour le gaz naturel et dans les systèmes de climatisation, ou encore comme additif pour fluides hydrauliques et liquides de frein.

Il est miscible avec l'eau et soluble dans l'éthanol, l'acétone, l'acide acétique, le glycérol, la pyridine et les aldéhydes. Il est faiblement miscible dans l'éther di éthylique et non miscible dans les huiles, les graisses et les hydrocarbures.

1- Propriétés des glycols

Dans le tableau (III.1), les valeurs importantes sont le point d'ébullition normal, la pression de vapeur, la viscosité, la température maximale recommandée de la régénération et le début de la décomposition.

Tableau III.1: propriétés de MEG, DEG, TEG. [10], [11]

	MEG	DEG	TEG
Formule	$C_2H_6O_2$	$C_4H_{10}O_3$	$C_6H_{14}O_4$
Masse molaire [kg/kmol]	62.07	106.12	150.17
Point d'ébullition normale [°C]	197.1	245.3	288.0
Pression de vapeur à 25°C [Pa]	12.24	0.27	0.05
Densité à 25°C [kg/m ³]	1110	1115	1122
Viscosité à 25°C [cP]	17.71	30.21	30.73
Viscosité à 60°C [cP]	5.22	7.87	9.89
Température maximal recommandée de la régénération [°C]	163	177	204
Débit de la composition [kg/h]	-	240	240

Le point d'ébullition normal et la pression de vapeur à une influence dans la distillation.

La séparation entre l'eau et le Glycol est importante parce que le contenu de l'eau dans le Glycol pauvre détermine la quantité d'eau que le Glycol peut retirer le gaz.

Lorsque le TEG se décompose il devient MEG et DEG, donc il n'influencera pas sur le processus de déshydratation, seulement donnent une perte de glycol légèrement plus grande parce que MEG et DEG sont plus volatile que le TEG. [10]

II:4.5. Les avantages et les inconvénients des glycols :**Tableau III.2 : Déférences entre les types de glycol**

<i>Glycol</i>	<i>Avantages</i>	<i>Inconvénients</i>
<i>MEG</i>	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.
<i>DEG</i>	Ne se solidifie pas dans une solution concentrée.	Difficilement régénéré à 95%. Très coûteux. Différence du point de rosée entre l'entrée et la sortie de l'absorbeur minimale par rapport au DEG.
<i>TEG</i>	Ne se solidifie pas dans une solution concentrée. Stable en présence de soufre, oxygène et CO ₂ . Solubilité négligeable pour les hydrocarbures. Grande différence du point de rosée à la sortie de l'absorbeur	coûteux Présente quelques tendances de moussage donc il exige l'anti moussage ou des inhibiteurs qu'il faut ajouter.

Dans la lumière de ces propriété il semble évidemment que le tri éthylène glycol est le plus adéquat pour les procédés de déshydratation du gaz par absorption, de part de sa inertie face aux hydrocarbures, et d'autre part de sa viscosité qui ne change pas mêmes à des degrés de températures élevés de régénération. [1].

CHAPITRE **IV**

| Partie de Calcul

Partie calcul :**IV:1. Calcul les pertes de TEG:**

On a comme donnée la consommation de TEG est considéré comme anormale au-delà de 1 lb TEG par 1 MMSCF du gaz traité.

La consommation maximale de TEG = 0.106 gal/MMSCF.

IV:1.1. Détermination du volume totale maximale de TEG a consommé par train:

Tableau. IV.01 : Nombre des jours de marche du train pour l'année 2017

TRAINS	N° total de jours	Été(j)	Hiver(j)
A	166	66	100
B	362	182	180
C	354	184	170
D	215	95	120

Le calcul des pertes se fait suivant la formule :

..... (IV.1)

Perte X : perte du train X en TEG en gal.

Pertemax = 0.106 gal/MMSCF.

Qgaz : quantité de gaz traité. En MMSCF/D.

Nj : nombre de jour de fonctionnement.

A. TRAIN A

Été :

Qgaz=160 MMSCF/Day. Nj = 66jours.

Perte A été = 1119.36 gal

Hiver;

Qgaz=170 MMSCF/Day. Nj = 100jour.

Perte A hiver = 1820 gal

Les Pertes totales du train A sont donc: (Perte) été +(Perte) hiver.

Perte A = 2921.36 gal/an

B. TRAIN B**Été ;** $Q_{\text{gaz}}=160 \text{ MMSCF/Day. } N_j = 182.$ **Perte B été = 3086.72 gal.****Hiver;** $Q_{\text{gaz}}=170 \text{ MMSCF/Day. } N_j = 180.$ **Perte B hiver = 3 243.6 gal.**

Les Pertes totales du train B sont donc: (Perte) été +(Perte) hiver.

Perte B) = 6 330.32 gal/an.**C. TRAIN C****Été ;** $Q_{\text{gaz}}=160 \text{ MMSCF/Day. } N_j = 184\text{jour.}$ **Perte C été = 3 120.64 gal.****Hiver;** $Q_{\text{gaz}}=170 \text{ MMSCF/Day. } N_j = 170\text{jour.}$ **Perte C hiver = 3 063.4 gal.**

Les Pertes totales du train C sont donc: (Perte) été +(Perte) hiver.

Perte C = 6 184 gal/an.**D. TRAIN D****Été ;** $Q_{\text{gaz}}=160 \text{ MMSCF/Day. } N_j = 95.$ **Perte D été = 1 611.2 gal.****Hiver;** $Q_{\text{gaz}}=170 \text{ MMSCF/Day. } N_j = 120.$ **Perte D hiver = 2 162.4 gal.**

Les Pertes totales du train D sont donc: (Perte) été +(Perte) hiver.

Perte D = 3773.6 gal/an.**IV:1.2. Pertes totale et maximale de l'unité :**

PT.MAX : pertes totale et maximale de TEG.

PT.MAX = Perte A+PerteB+PerteC+Perte D(IV.2)

PT.MAX = 19 209. 2 gal/an

IV:1.3. La surconsommation de TEG:

L'appoint annuelle de TEG est pour l'année 2017 de :

App = 28 980 gal/ans

Donc la surconsommation est de :

Surconsommation= App - PT.MAX..... (IV.3)

Surconsommation= 9 770.8 gal/ans.

IV:2. Calcule des paramètres de fonctionnement de l'unité :

1. Débit du gaz actuel : $Q_{\text{gaz}} = 160/170$ [MMSCF/Day] (été/hiver) par train.

2. La pression opératoire de la colonne d'absorption : $P = 465$ Pisa.

3. La température du gaz à l'entrée de la colonne d'absorption :

$T = 118/112$ °F 48/44 °C (été/hiver).

4. La teneur on eau du gaz a la sortie de la colonne :

$W0 = 5.7/3.5$ [lb/MMSCF] (été/hiver).

Tableau. IV.02 : La composition du gaz de RHOURE ALBAGUE.[14]

Eléments Pourcentage molaire (%)	Eléments Pourcentage molaire (%)
Azote	4.01
Dioxyde de Carbone	3.20
Méthane	67.52
Ethane	13.93
Propane	7.60
i-Butane	0.68
n-Butane	1.82
i-Pentane	0.51
n-Pentane	0.30
Hexane	0.30
Heptane	0.13
Total	100
Densité	0.805
Poids moléculaire (g/mol)	23.39
PCS (Kcal/m3)	11 065.57

IV:2.1. Teneur en eau dans le gaz brut:

Un gaz en présence d'eau se charge de la phase vapeur jusqu'à atteindre l'équilibre gaz Vapeur d'eau, le gaz est alors saturé en vapeur d'eau.

Il existe des méthodes permettant le calcul de la quantité d'eau présente dans un gaz à Savoir :

- ❖ Utilisation de tableau (Annexe 1).
- ❖ Utilisation de l'abaque (Annexe 2).
- ❖ Utilisation de simulateur HYSYS.

IV:2.2.1. Utilisation de tableau :

Pour une pression et une température bien déterminées le tableau donne la quantité d'eau dans

Un MMSCF du gaz, Donc :

Été : $P = 465 \text{ Psia}$, $T = 118,00 \text{ }^{\circ}\text{F}$

On tire par interpolation du tableau :

$$(Q_{\text{eau}})_{\text{été}} = 188.3 \text{ lb/MMSCF}$$

Hiver: $P = 465 \text{ Pisa}$, $T = 112 \text{ }^{\circ}\text{F}$

On tire par interpolation du tableau :

$$(Q_{\text{eau}})_{\text{hiver}} = 159.2 \text{ lb/MMSCF}$$

❖ Utilisation de simulateur HYSYS :

La simulation des procédés industriels (et spécialement ceux du pétrole et du gaz) peut se réaliser par plusieurs simulateurs tels que : Aspen Plus, ChemCAD, HYSIM, HYSYS, Pro-II. Le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation. Le simulateur HYSYS2010 peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin d'établir des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel et de dimensionner les équipements de ce procédé ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements et de déterminer les performances des équipements.

Pour des paramètres opératoires bien définis le simulateur peut donner la teneur en eau dans le gaz, avec une simple simulation on prend un Mixture en introduire une charge de gaz et une vapeur d'eau puis on flashée le mélange dans un ballon de séparation, le gaz saturé en

eau sort au sommet du ballon et l'eau sort au fond du ballon, on détermine la teneur en eau du gaz saturée.

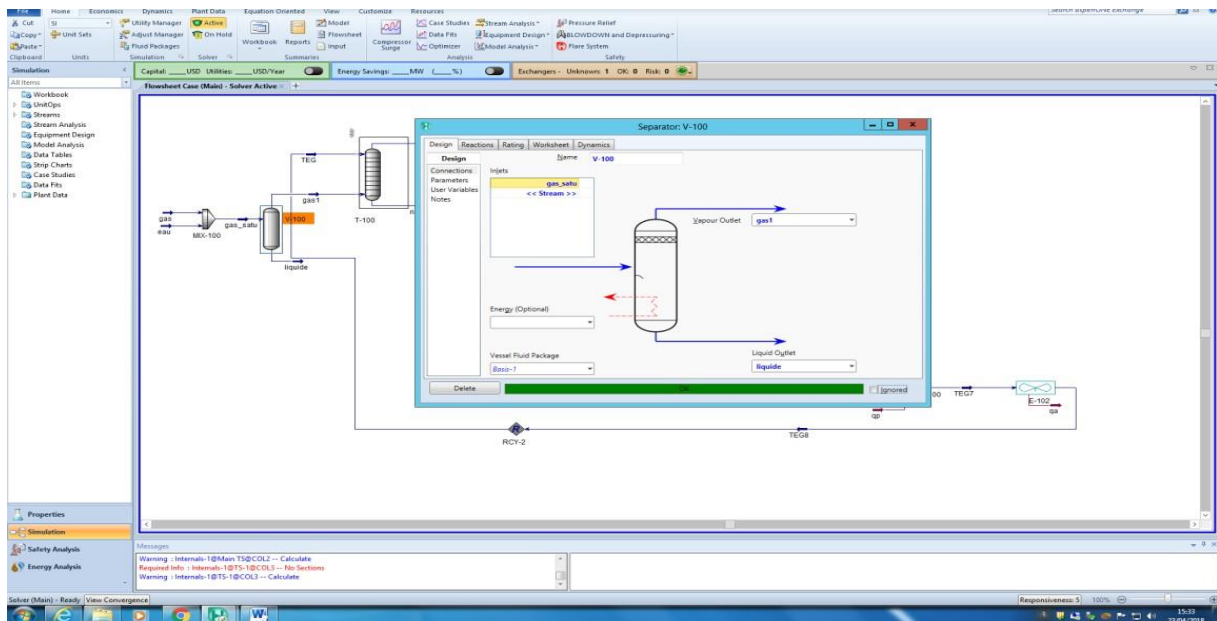


Figure IV.1: Modèle de simulation de déshydratation par HYSYS.

Aspen HYSYS est un outil complet de modélisation de processus utilisé par les plus grands pétroliers et gaziers producteurs dans le monde, les raffineries et les sociétés d'ingénierie pour la simulation des processus et l'optimisation des processus dans la conception et l'exploitation.

IV:2.2.2. Utilisation de l'abaque :

Les abaques sont établis expérimentalement par Standing Katz en 1941 [15], ils ne sont valable que pour les gaz naturels riche en méthane pour les gaz naturels en forte concentration en azote, gaz carbonique, hydrogène sulfuré, des corrections doivent être apportées aux valeurs données par ces abaques. [16]

Spécifications :

- ❖ Faible proportion des hydrocarbures lourds (C₅+).
- ❖ La fraction molaire de l'Azote inférieure à 10%.
- ❖ Faible proportion d'H₂S et de CO₂.

État : P = 465 Psia, T = 118.004 °F

On tire en 1ère lecture de l'abaque :

$$Q_{\text{eau}} = 200 \text{ lb/MMSCF}$$

$$\text{Hiver : } P = 465 \text{ Psia, } T = 111.992 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

On tire en 1ère lecture de l'abaque :

$$Q_{\text{eau}} = 170 \text{ lb/MMSCF}$$

Puis nous effectuons une première correction du poids moléculaire.

$$PM = 23.39 \text{ g/mole}$$

$$\text{Été : } T = 118.004 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

La lecture du facteur multiplicatif sur l'abaque donne $K_1 = 0.98$

$$\text{Hiver : } T = 111.992 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

La lecture du facteur multiplicatif sur l'abaque donne $K_1 = 0.98$

puis nous effectuons une deuxième correction, cette fois ci par **la salinité**

la salinité du gaz est faible ; on prend une valeur constante, été comme hiver, du facteur de correction de salinité :

$$K_2 = 0.99$$

Donc la quantité d'eau finale est de : $Q_{\text{eau}} = Q_{\text{eau}} * K_1 * K_2 \dots \dots \dots (IV.4)$

Nous obtenons finalement :

$$\text{Été : } (Q_{\text{eau}}) \text{ été} = 194 \text{ lb/MMSCF}$$

$$\text{Hiver : } (Q_{\text{eau}}) \text{ hiver} = 165 \text{ lb/MMSCF}$$

Nous remarquons que tous les résultats sont proches avec les deux méthodes.

Tableau. IV.03: L'abaque avec les deux méthodes été et hiver.

	Été	Hiver
Tableau	188.3	159.2
Abaque	194	165

- L'utilisation du tableau n'est pas recommandée par ce qu'elle ne tient pas compte de l'influence du poids moléculaire du gaz et de la salinité de l'eau et dans ce tableau on ne peut pas avoir toutes les valeurs précises de pression et de température.
- L'utilisation de la méthode de l'abaque (nécessitant une bonne lecture) a donné de bons résultats; c'est pourquoi elle est la plus utilisée pour le gaz naturel.

Pour notre calcul, nous prendrons désormais comme référence les résultats de l'abaque.

IV:2.2.3. Détermination de la température de rosée :

Elle est obtenue à partir de la teneur en eau du gaz naturel.

Été :

$P = 465 \text{ Psia}$; $W_0 = 5.7 \text{ lb/ MMSCF}$

D'après l'Abaque (Annexe 2), la température de rosée est : $T_r = 11,67 \text{ F}^\circ$.

*Le point de rosée à considérer :

En prenant une marge de sécurité de -15°F .

$T_{rs} = 11-15 \text{ F}^\circ$

$T_{rs} \text{ été} = -4^\circ\text{F}$

Hiver :

$P = 465 \text{ Psia}$; $W_0 = 3.5 \text{ lb/ MMSCF}$; la température de rosée $T_r = -4^\circ\text{F}$.

*Le point de rosée à considérer :

$T_{rs} = -4 -15 = -18, 99 \text{ }^\circ\text{F}$

$T_{rs} \text{ hiver} = -19^\circ\text{F}$

IV:2.2.4. Détermination de la concentration en TEG:

Pour atteindre le point de rosée du gaz à la sortie de l'absorbeur, la concentration minimale en TEG doit être : [17]

Été : la température de contact est de : $T = 118^\circ\text{F}$; $T_{rs} = -4 \text{ }^\circ\text{F}$.

D'après l'abaque (Annexe 3), la pureté doit être :

$\text{TEG}\% = 99.75 \%$

$\text{TEG} \text{ été} = 99.75 \%$

Hiver : la température de contact est de : $T = 112^\circ\text{F}$; $T_{rs} = -19 \text{ }^\circ\text{F}$.

D'après l'abaque (Annexe 3), la pureté doit être :

$\text{TEG}\% = 99.85 \%$

$\text{TEG} \text{ hiver} = 99.85 \%$

IV:2.2.5. Choix de la température de rebouilleur :

D'après l'abaque (Annexe 4), nous avons :

Été : $\text{TEG}\% = 99.75 \%$ $\Rightarrow T_{\text{reb été}} = 512,01 \text{ }^\circ\text{F}$

Hiver: $\text{TEG}\% = 99.85 \%$ $\Rightarrow T_{\text{reb hiver}} = 525 \text{ }^\circ\text{F}$

Ces deux températures sont en dehors de l'intervalle de températures du rebouilleur et lorsqu'on travaille à des températures supérieures à 404°F il y a possibilité de décomposition du TEG.

La température de rebouilleur est limitée à 400°F, ce qui limite la pureté de TEG à 98.7%, lorsque la concentration exigée de TEG est dépassée 99.1% le stripping gaz est recommandé.

Une pureté plus poussée peut être obtenue par l'injection d'un gaz sec (stripping gaz) ou par diminution de la pression de fonctionnement du rebouilleur.

A pression atmosphérique avec la température du rebouilleur le gaz de stripping peut absorber jusqu'à 100 lb d'eau /MMSCF gaz de stripping.

Notre installation est équipée par une colonne de stripping donc on prend une température de rebouilleur dans l'intervalle [350 : 400], $T_{reb} = 390^\circ\text{F}$ correspondant à une pureté de 98.5% de TEG et on utilise la colonne de stripping gaz. [17]

IV:2.2.6. Détermination le débit de gaz de stripping :

En utilise l'Abaque (Annexe 5).

On a un garnissage équivalent au nombre de plateaux : $N_{plateaux} = 7$

Été : TEG% = 99.75 % $\Rightarrow (Q_{stri\ gaz})_{été} = 2.3\text{ SCF/gal}$

Hiver : TEG% = 99.85 % $\Rightarrow (Q_{stri\ gaz})_{hiver} = 3.66\text{ SCF/gal}$

IV:2.2.7. Détermination du débit de circulation de TEG :

La chaleur cédée par le rebouilleur est directement proportionnelle avec le débit de circulation de TEG ; C'est-à-dire l'augmentation de débit de circulation cause une chute de température dans le rebouilleur et pour maintenir une température fixe dans le rebouilleur, nous devons augmenter la quantité de chaleur cédée.

Toute perturbation de la température de rebouillage engendre d'une perturbation de la pureté de TEG et influent sur le rendement de l'absorbeur. [17]

IV:2.2.8.1. Détermination de la quantité d'eau enlevée :

W_i : teneur en eau du gaz humide

W_0 : teneur en eau du gaz traité

ΔW : teneur en enlevée

$$\Delta W = W_i - W_0 \dots\dots\dots (IV.5)$$

Été : $\Delta W_{\text{été}} = W_i - W_0 = 194.04 - 5.7$

$\Delta W_{\text{été}} = 188.34 \text{ lb}_{\text{eau_enlevée}}/\text{MMSCF}$

Hiver : $\Delta W_{\text{hiver}} = W_i - W_0 = 164.934 - 3.5$

$\Delta W_{\text{hiver}} = 161.43 \text{ lb}_{\text{eau_enlevée}}/\text{MMSCF}$

IV:2.2.8.2. Détermination du rendement du contacteur :

Le rendement : $R_{\text{été}} = \Delta W / W_i$ (IV.6)

$R_{\text{été}} = 0.970$

Le rendement : $R_{\text{hiver}} = \Delta W / W_i$

$R_{\text{hiver}} = 0.978$

On utilise l'abaque (Annexe 6) pour déterminé le débit de circulation TEG :

Eté :

$R_{\text{été}} = 0.97$ et $\text{TEG}\% = 99.75\%$

$(Q_{\text{TEG}})_{\text{été}} = 1.88 \text{ gal TEG/lb}_{\text{eau enlevée}}$

En gal/min (GPM) :

$(Q_{\text{TEG}})_{\text{été}} = 39.918 \sim 40 \text{ GPM}$

Hiver :

$R_{\text{hiver}} = 0.978$ et $\text{TEG}\% = 99.85\%$

$(Q_{\text{TEG}})_{\text{hiver}} = 1.95 \text{ gal TEG/lb}_{\text{eau_enlevée}}$

En gal/min (GPM) :

$(Q_{\text{TEG}})_{\text{été}} = 37.97 \sim 38 \text{ GPM}$

IV:2.2.9. Comparaison des paramètres de fonctionnement :

Tableau IV.04 : comparaison des paramètres de fonctionnement.

Paramètres	Design		Actuel		Calcul	
	Été	Hiver	Été	Hiver	Été	Hiver
P [Psia]	465	465	465	465	465	465
T [°F]	133	122	118	112	118	112
Q_{gaz} [MMSCF/D]	215	230	160	170	160	170
W_0 [lb _{H₂O} enlevé/MMSCF]	5.7	3.5	5.7	3.5	5.7	3.5
TEG% [%]	99.81	99.81	≥99.7	≥99.7	99.75	99.85
T _{reb} [°F]	388	388	356	356	390	390
$Q_{\text{stri.gaz}}$ [MMSCF/D]	0.605	0.605	0.017	0.017	0.13	0.22
Q_{TEG} [GPM]	72	72	11	11	40	38

Discision sur le tableau.

1. Le débit du TEG nécessaire pour arriver à la teneur en eau de sortie souhaitée dans le calcul design et supérieure a la valeur du débit dans le cas actuel, et ceci est directement lié à la température d'entrée du gaz et au débit du gaz a traité .

D'après on a le tableau ci-dessous qui étudie la variation de la teneur en eau dans le gaz a différentes températures et en maintenant la pression constante $p=465\text{psi}$:

TableauIV.05: *Influence de la température sur le taux d'humidité du gaz.*

Température (°F)	Taux d'humidité W_i (Lb/MMSCF)
	P=465 Psia
100	120
110	160
130	250
140	350
149	400
160	510

Le tableau (IV.05) est converti en colonnes de comparaison pour mieux comprendre phénomène .

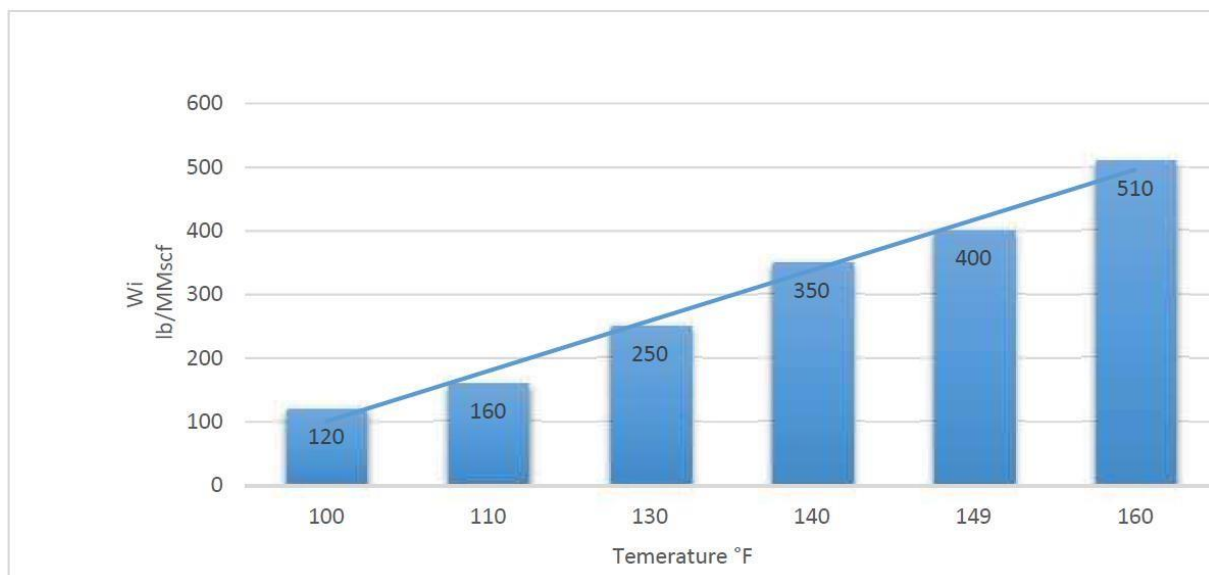


Figure IV.02: *Variation du taux d'humidité avec la température.*

- ❖ Le taux d'humidité (ou la teneur en eau du gaz) dépend fortement de la température du gaz à l'entrée du contacteur. En fixant la pression, la teneur en eau augmente considérablement avec la température, ce qui explique les résultats trouvés précédemment.
- ❖ Pour le cas design, le gaz a l'entrée et a 133°F supérieure a la température dans le cas actuel Et aussi avec un débit plus important, c'est pour cela que le débit du TEG pour enlever la quantité d'eau dans le cas design est supérieure a la quantité pour enlever l'eau dans le cas actuel.

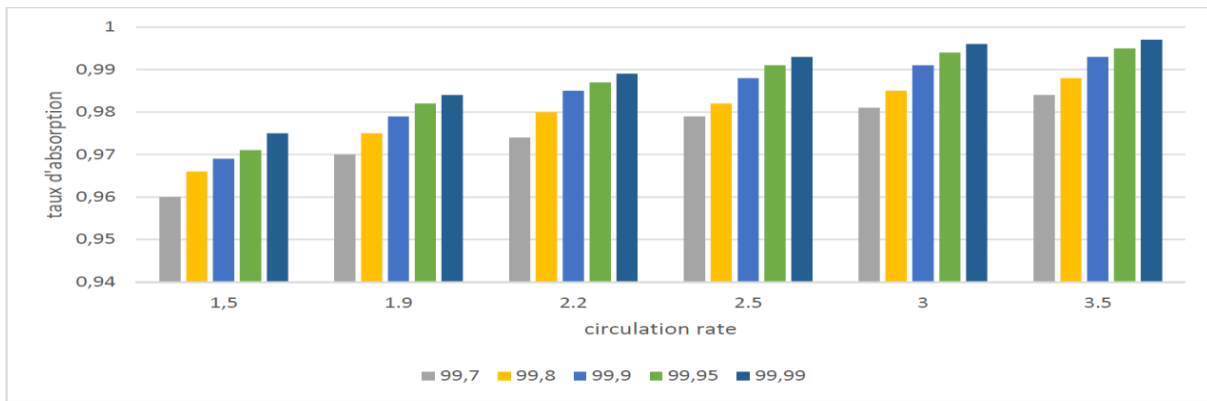
Le débit du glycol à injecter dans le contacteur est aussi lié à la concentration de ce dernier, pour calculer le débit volumique du glycol frais a l'entrée du contacteur, on doit connaitre la capacité d'absorption du glycol proportionnellement à la concentration du glycol car l'un dépend de l'autre.

Tableau IV.06 : Variation du taux d'absorption du TEG aux différentes concentrations.

TEG% Concentration	Circulation Rate (gal TEG/LbH ₂ O)	1,5	1.9	2.2	2.5	3	3.5
99.70	(W _i – W ₀) / W _i	0,960	0,970	0.974	0.979	0.981	0.984
99.80		0,966	0,975	0.980	0.982	0.985	0.988
99.90		0,971	0,982	0.987	0.991	0.994	0.995
99.95		0,971	0,982	0.987	0.991	0.994	0.995
99.99		0,975	0,984	0.989	0.993	0.996	0.997

Si on prend la concentration du TEG minimale qui est de 99,70%, il faut qu'on assure un débit de circulation de glycol (Rate) important pour avoir le meilleur taux d'absorption, mais si on fait circuler un glycol avec une concentration de 99,99%, il suffit un débit (Rate) inférieur au précédent.

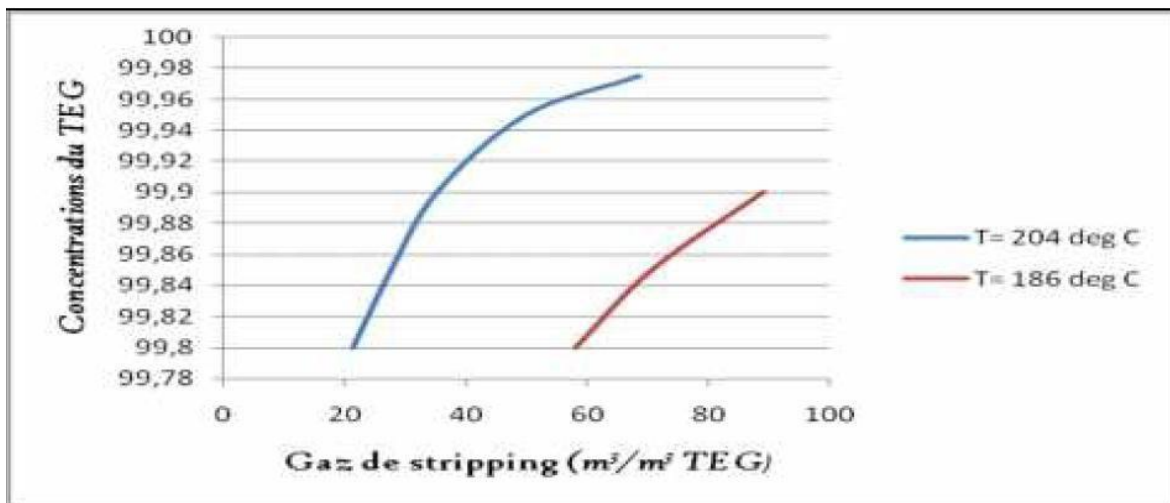
Pour le même taux d'absorption. On transforme les résultats obtenue sous forme le graphe suivant :



FigureIV.03: Influence du débit de circulation du TEG sur l'eau absorbée.

On remarque que le taux d'absorption augmente avec la concentration du glycol frais qui influe à son rôle sur le débit de circulation du glycol, aussi le taux d'absorption augmente avec la circulation rate (Débit de circulation du glycol).

- le débit du stripping gaz $Q_{\text{stri. gaz}}$ [MMSCF/D] dans le cas design est supérieur à celui dans le cas actuel, et cela est causé par le choix de la température de fonctionnement du rebouilleur en sachant qu'on cherche à arriver au même degré de pureté du TEG qui est aux environs de 99,7%.



FigureIV.04: Influence du débit de stripping gaz sur la concentration du TEG à différentes Températures.

Pour les basses valeurs de températures (186°C), on doit fournir un débit de gaz de stripping assez élevé pour arriver à des concentrations considérables de TEG, à noter aussi pour ces températures, y'a des limites de purification on ne peut pas les dépasser quel que soit le débit de Stripping gaz.

D'après le tableau on remarque : une augmentation du débit du stripping gaz avec les concentrations 99,70 % jusqu'à 99,9 %. et la courbe ci-dessus le montre bien.

Tableau IV.07 : Effet de gaz stripping sur la concentration du TEG a différentes températures.

Gas de Stripping Rate sm ³ /m ³ TEG T = 204 0C	Gas de Stripping Rate sm ³ /m ³ TEG T = 186 °C	TEG wt%
68.5	-	99.975
49.84	-	99.95
35.16	89.03	99.90
27.58	70.66	99.85
21.29	58.07	99.80

IV:3. Optimisation des paramètres pour minimiser les pertes de TEG par HYSYS

Conditions opératoires :

Cas actuel :

- Débit du gaz actuel : Gaz = 160/170 [MMSCF/Day] (été/hiver) par train.
- La température du gaz à l'entrée de la colonne d'absorption :
T = 122/112 °F (été/hiver)
- La pression opératoire de la colonne d'absorption : P = 465 Pisa.
- T_{reb} = 356 °F
- débit de circulation de glycol = 11 GPM

La composition du gaz :

Le choix de la composition du gaz (la même que la partie calcul des paramètres établie Précédemment)

Component	Mole Fractions	Vapour Phase	Aqueous Phase
Nitrogen	0.0400	0.0400	0.0000
CO2	0.0319	0.0319	0.0003
Methane	0.6729	0.6729	0.0000
Ethane	0.1368	0.1368	0.0000
Propane	0.0757	0.0757	0.0000
i-Butane	0.0068	0.0068	0.0000
n-Butane	0.0181	0.0181	0.0000
i-Pentane	0.0051	0.0051	0.0000
n-Pentane	0.0030	0.0030	0.0000
n-Hexane	0.0030	0.0030	0.0000
n-Heptane	0.0013	0.0013	0.0000
H2O	0.0034	0.0034	0.9997
TEGlycol	0.0000	0.0000	0.0000

Total: 1.00000

Figure IV.05 : la composition du gaz

Model thermodynamique : Peng- Robinson

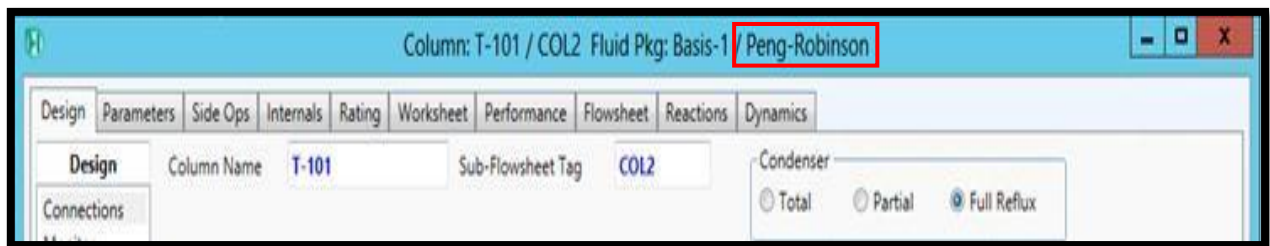


Figure IV.06: Model thermodynamique (Peng-Robinson)

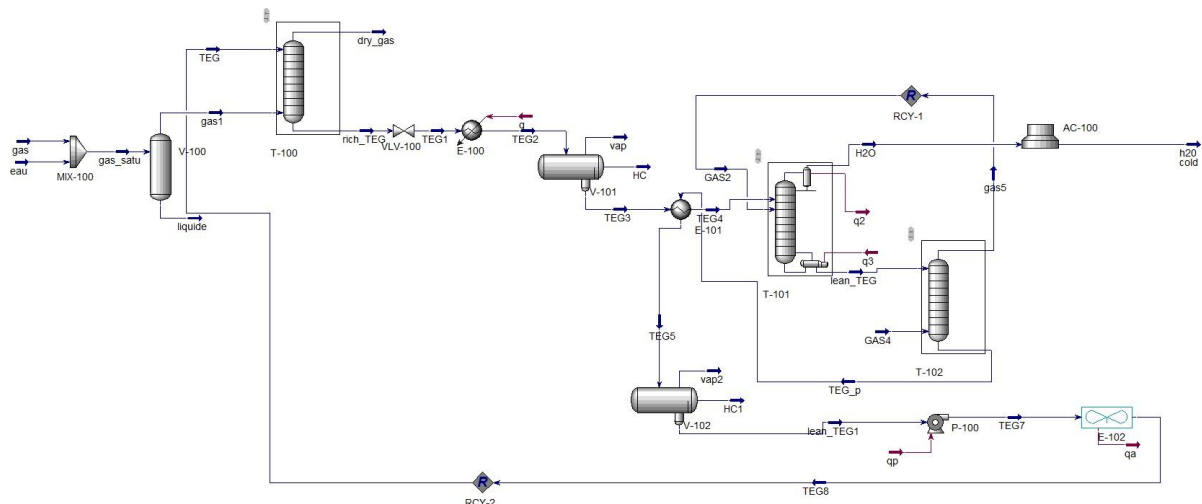


Figure IV.07 : Modèle de simulation de déshydratation par HYSYS.

Légende :

T-100 : Absorbeur.

E-101 : Echangeur de chaleur. Glycol/Glycol

T-101 : Rebouilleur

T-102 : stripeur

V-101 : 3 Phases séparateur. RCY-1 : Recycleur.

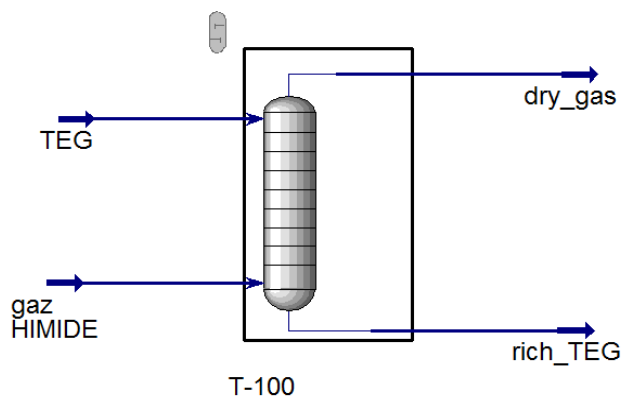
V-102 : ballon tampon

E-102 : aéro- réfrigèrent

Résultats et discussion

IV:3.1. Etude de l'effet de la température sur les pertes par entrainement dans le contacteur :

Nous allons maintenant diminuer au fur et mesure la température de l'entrée du gaz dans le contacteur, et calculer par le simulateur le débit du TEG qu'on trouve dans le gaz sec à la sortie de ce dernier, les résultats sont présentés sur le tableau ci-dessous.



gaz HIMIDE		
Temperature	122.0	F
Pressure	32.06	bar
Std Gas Flow	161.7	MMSCFD

dry_gas		
Temperature	128.4	F
Pressure	31.72	bar
Water Content	7.601	lb/MMSCF
Master Comp Mass Flow (TEGlycol)	3.4869	kg/h

Figure IV.08: Modèle de simulation d'entrée de l'absorbeur T- 100.

Les résultats sont présentés sur le tableau ci-dessous

Tableau IV.08: Influence des températures d'entrée sur les pertes de TEG dans le contacteur.

Température d'entrée du gaz °C	Taux d'humidité dans le gaz déshydraté	perte de TEG à la sortie du gaz Kg/h
50	5.69	3.51
47	5,10	2.73
45	4,57	2,290
41	4,23	1,532
38	3,24	1,203
35	2,49	0,903
30	2,13	0,551

Les résultats sont présentés sur le graphe ci-dessous :

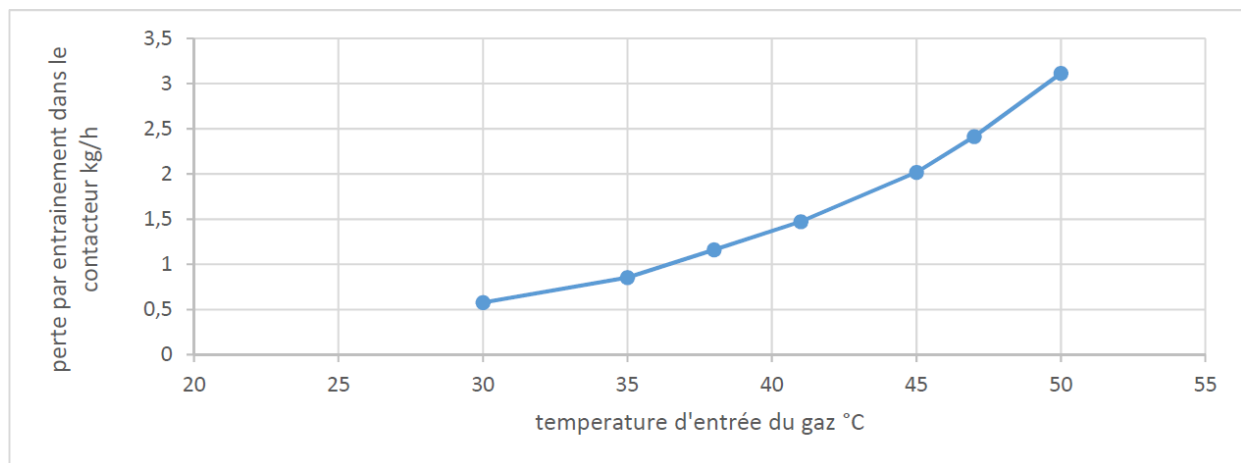


Figure IV.09 : influence de la température d'entrée sur la perte de TEG dans le contacteur.

On remarque bien que lorsque la température du gaz humide à l'entrée du contacteur augmente les pertes par entraînement augmentent aussi et ceci peut-être expliqué comme suit :

Quand la température du gaz augmente, ça vitesse augmente aussi car $v = (3RT)/M$, du coup il aura tendance à entraîner les molécules du TEG a la sortie du contacteur .

Donc il est préférable de maintenir la température du gaz humide a l'entrée du contacteur le plus bas possible afin de minimiser les pertes par entraînement du glycol (pas moins de 60°F pour le bon fonctionnement du TEG qui deviens visqueux à partir de cette température et perd son pouvoir absorbant

IV:3.2. Etude de l'effet de la température du tête de la colonne de stripping sur les pertes par vaporisation dans le condenseur :

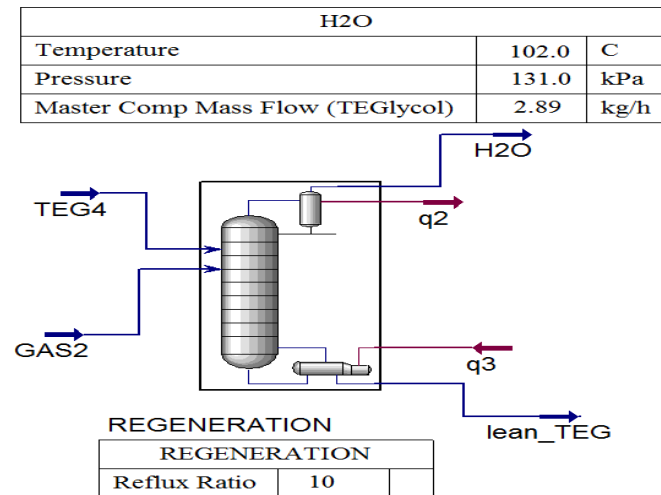


Figure IV.10: influence de la température du tête de la colonne de stripping sur les pertes par évaporation dans le condenseur.

Tableau IV.08: influence de la température du condenseur sur les pertes par évaporation dans la Partie régénération.

Température du condenseur °C	Perte de TEG avec les vapeurs d'eau Kg/h	Taux de Reflux d'eau en %
110	3,96	3
107	3,45	8
102	2,89	10
100	2,56	12
96	2,35	26
90	1,92	35
85	1,25	44
80	0,81	52

Les résultats sont présentés sur le graphe ci-dessous :

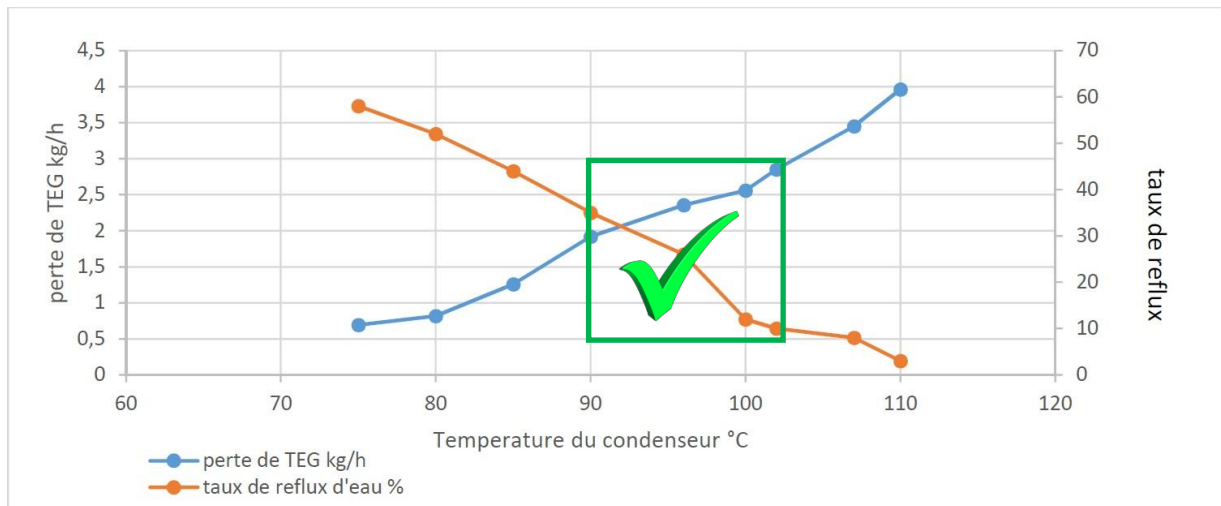


Figure IV.11: influence de la température du condenseur sur les pertes par évaporation dans la partie régénération

On remarque que plus la température du condenseur augmente, plus on aura des pertes de TEG mais moins de reflux d'eau.

Une température plus élevée dans le haut de la colonne (condenseur) peut augmenter les pertes de glycol en raison d'une vaporisation excessive, le point d'ébullition de l'eau est de 100°C, la température recommandée dans le haut de la colonne est d'environ 90 à 102 °C.

Lorsque la température dépasse 102°C, les pertes de vaporisation de glycol peuvent devenir importantes, la température supérieure peut être abaissée en augmentant la quantité de glycol s'écoulant à travers la bobine de reflux.

Si la température dans le haut de la colonne reste trop basse, trop d'eau peut être condensée et augmenter la charge de chaleur du rebouilleur, trop de circulation de glycol frais dans la bobine de reflux peut parfois baisser la température encore supérieure au-dessous de 90°C.

Ainsi, la plupart des bobines de reflux ont une dérivation pour permettre la commande manuelle ou automatique de la température de décapage.

IV:4. Le coût des pertes :

Le prix d'un gallon de TEG égale 848 [DA/gal] (service achat Rhourde El Baguel) donc :
Le coût de surconsommation est de :

$$\text{Coût} = 9\,770.8 \text{ [gal/An]} * 848 \text{ [DA/gal]} = 8\,285\,655.36 \text{ [DA/An]}.$$

$$\text{Coût annuel} = 8\,285\,655.36 \text{ [DA/An]}$$

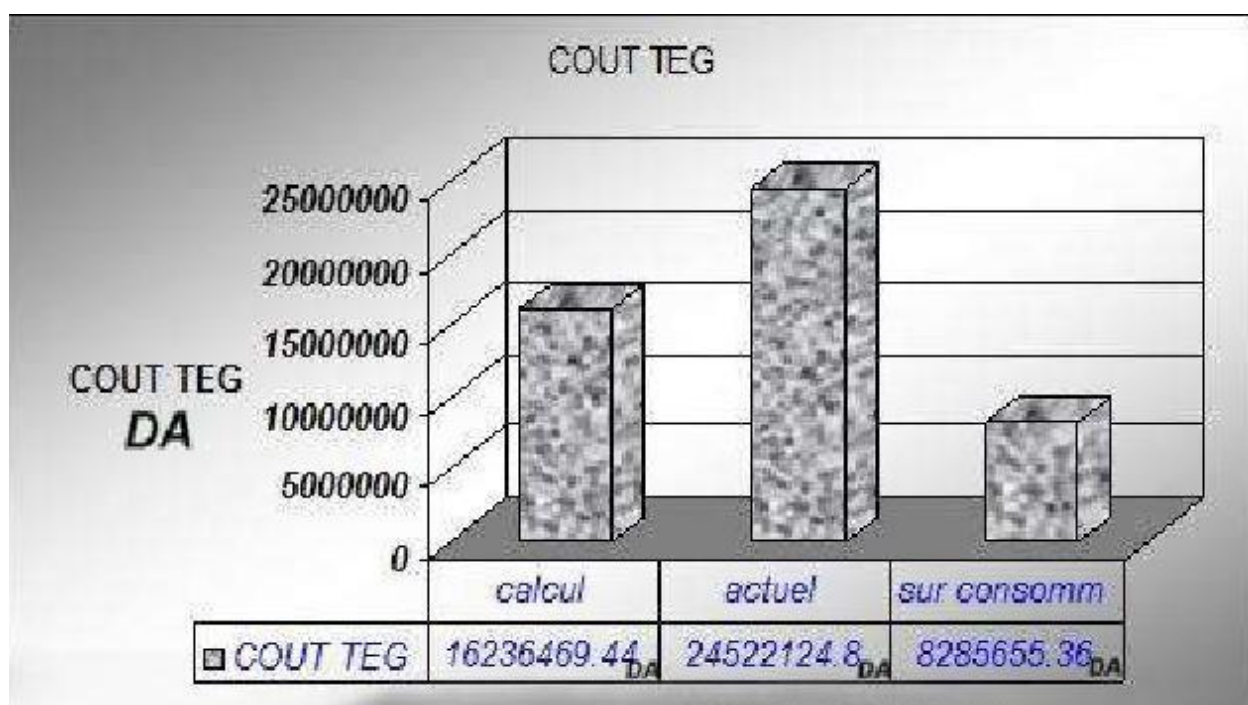


Figure IV.12: Le cout des pertes de TEG.

CONCLUSION

&

RECOMMENDATION

Conclusion et Recommandations

L'optimisation des paramètres de l'unité TEG, nous a permis de cerner les causes majeures de la perte de glycol et aussi d'évaluer l'importance de chacune d'elles, cela nous a permis aussi de travailler sur de bonnes bases pour lier ses problèmes a des solutions adéquates.

Après cette étude on propose les recommandations suivantes :

1. Diminuer la température du gaz à l'entrée du contacteur et la maintenir au environ de 30°C, Cette température est un paramètre très important dans le bon fonctionnement de l'unité, cette action va engendrer :

La Minimisation des pertes de TEG par entrainement dans le contacteur favoriser la condensation des hydrocarbures dans le ballon d'entrée ce qui va réduire les pertes par moussage dans le contacteur et les pertes occasionnelles en réduisant la fréquence de saturation et donc de changement des filtres.

La diminution remarquable de la teneur en eau dans le gaz (par la moitié) et donc la diminution du débit du glycol nécessaire pour la déshydratation de ce gaz.

2. Contrôler la température du condenseur au tête de la colonne dans la partie régénération afin de minimiser les pertes par évaporation du TEG, Lorsque la température dépasse 102°C, les pertes de vaporisation de glycol peuvent devenir importantes.

3. installer des analyseurs de taux d'humidité dans le gaz a l'entrée de l'unité afin de connaitre la teneur en eau exact dans le gaz humide a déshydraté, et optimiser les paramètres de fonctionnement tel que le débit du glycol frai et le débit du stripping gaz.

BIBLIOGRAPHIE

Bibliographies :

- [1] Revue Sonatrach : Rapport annuel 2004. 126, May 1972.
- [2] ROJEY, Alexandre. Le gaz naturel, production traitement transport ; TECHNIP, 1994.430p. (L'Institut Français du Pétrole).
- [3] Site www.sonatrach.com
- [4] KHAIRUL Rafik B ABDULLAH, gas dehydration process by using tri ethylene glycol and silica gel, Bachelor of Chemical Engineering, (Gas Technology), Faculty of Chemical & Natural Resources Engineering University Malaysia Pahang, APRIL 2009.
- [5] A.ROJEY, B.DURAND, et al. Le gaz naturel production traitement transport, Ed Technip Paris 1994.
- [6] M.MEYER, G.RENESME, Les procédés de séparation par perméation gazeuse à travers des membranes polymères organiques, Recueil des communications du 18ème congrès du gaz . pp: 3-54, Montpellier, 1991.
- [7] Dan Laudal Christensen, thermodynamic simulation of the water/ glycol mixture, Master thesis, Aalborg University Esbjerg, February 2009.
- [8] Engineer's data book, gas process suppliers association (GPSA), third revision, USA,1977.
- [9] Gas conditioning fact book, Dow chemical's USA 1962 - 1977.
- [10] Association Technique de l'industrie du Gaz en France, Manuel pour le transport et la distribution du gaz Tome IV.1980Manuel pour le Transport et la Distribution du gaz, tome IV, traitement du gaz naturel en vue du Transport et de la Distribution, Association Technique de l'industrie du Gaz en France (ATG, Paris), septembre 1987.
- [11] Robert H. Perry and Don W. Green; Perry's Chemical Engineers' Handbook; 8th ed; McGraw- Hill 2007.
- [12] A. Rojey et, al; Natural Gas – Production, Processing, Transport; Ed Technip; 1997.
- [13] Engineer's data book, gas process suppliers association (GPSA), third revision, USA,
- [14] Rapport de laboratoire -NAPHTOGAZ -HMD- (2001).
- [15] The Dow Chemical Products Company, site www.dow.com.
- [16] WICHERT. E et AZIZ. K, Calculate Z for sour gases, Hydrocarbon processing, p119-



ANNEXE

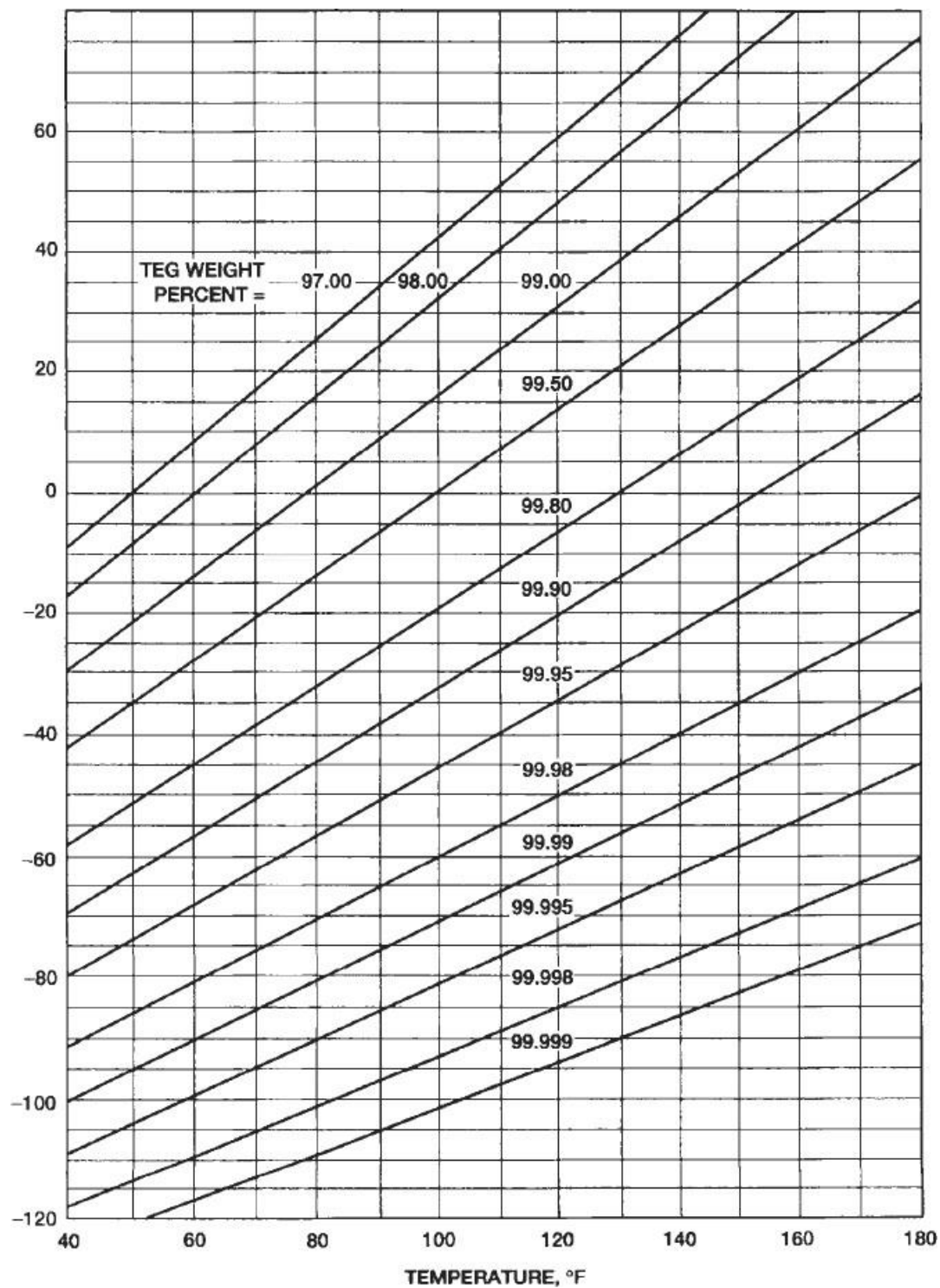
Annexe 1 : Table Equilibrium moisture contents of natural gases above the critical Temperature

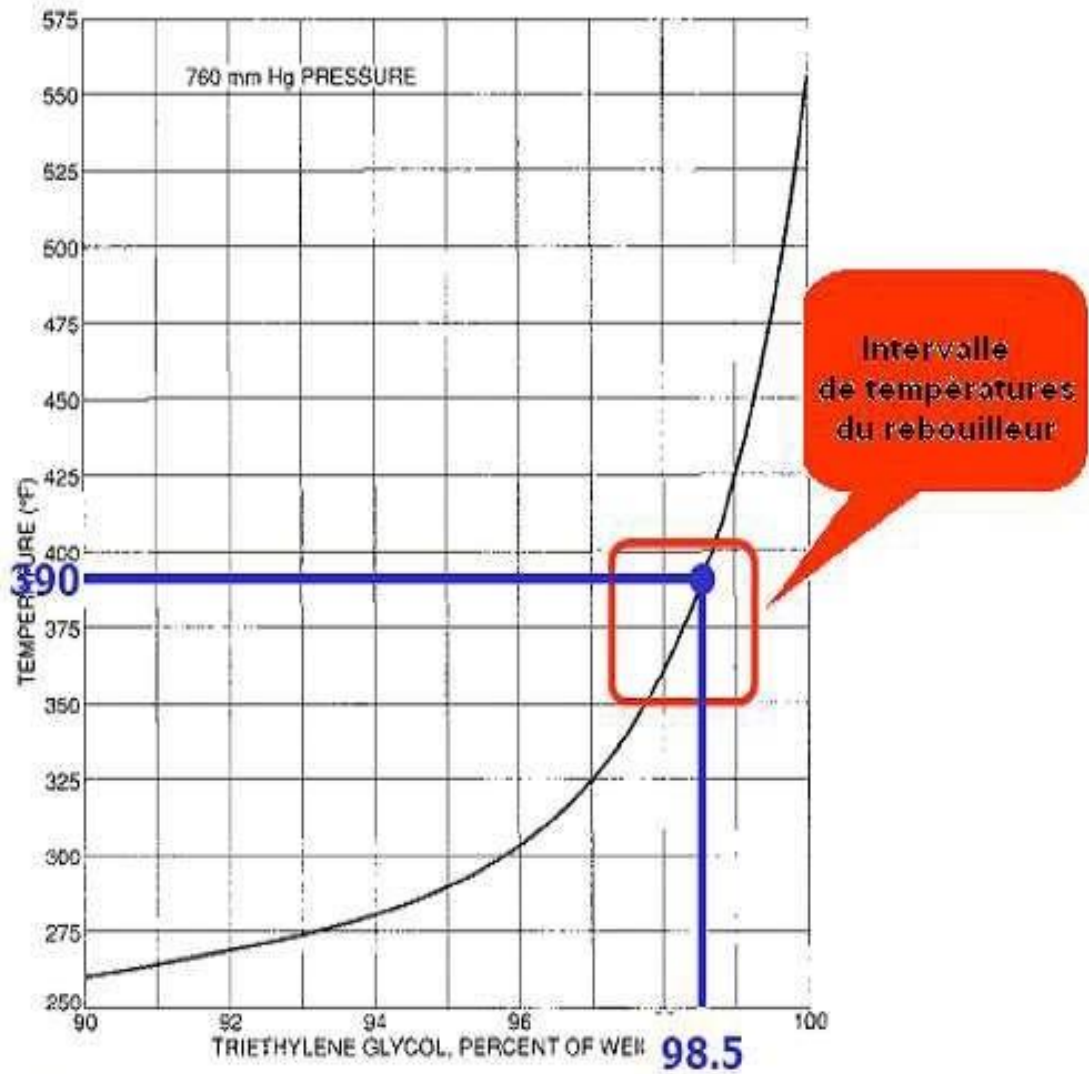
Pounds per MMCF where $P_b = 14.7$ psia, $t_b = 60^\circ\text{F}$

°F	Psia																		
	14.7	100	200	300	400	500	600	700	800	900	1000	1500	2000	2500	3000	3500	4000	4500	5000
100	3080	466	241	166	128	105	90.4	79.7	71.6	65.4	60.4	45.4	37.9	33.3	30.3	28.2	26.6	25.3	24.3
102	3270	495	256	176	136	112	95.8	84.4	75.9	69.2	63.9	47.9	40.0	35.5	32.9	29.7	28.0	26.6	25.6
104	3470	525	271	186	144	118	101	89.3	80.2	73.1	67.5	50.6	42.1	37.0	33.6	31.2	29.4	28.0	26.9
106	3680	557	287	197	152	125	107	94.5	84.9	77.4	71.4	53.4	44.5	39.1	35.5	32.9	31.0	29.5	28.3
108	3900	589	304	209	161	133	114	99.9	89.7	81.7	75.4	56.4	46.9	41.1	37.3	34.6	32.6	31.0	29.7
110	4130	624	322	221	170	140	120	106	94.7	86.3	79.6	59.4	49.4	43.3	39.3	36.4	34.2	32.6	31.2
112	4380	661	341	234	180	148	127	112	100	91.2	84.1	62.7	52.1	45.6	41.4	38.3	36.0	34.2	32.8
114	4640	700	360	247	191	157	134	118	106	96.2	88.7	66.1	54.8	48.0	43.4	40.2	37.8	35.9	34.4
116	4910	740	381	261	201	165	142	124	112	102	93.6	69.7	57.7	50.5	45.7	42.3	39.8	37.8	36.2
118	5190	783	403	276	213	175	149	131	118	107	98.7	73.4	60.7	53.1	48.0	44.4	41.7	39.6	37.9
120	5490	828	426	292	225	185	158	139	124	113	104	77.3	63.9	55.9	50.5	46.7	43.8	41.6	39.8
122	5800	874	449	308	237	195	166	146	131	119	110	81.3	67.2	58.7	53.0	49.0	45.9	43.6	41.7
124	6130	923	474	325	250	205	175	154	138	125	116	85.6	70.7	61.7	55.7	51.4	48.2	45.7	43.7
126	6470	974	500	343	264	216	185	162	145	132	122	89.9	74.2	64.7	58.4	53.9	50.5	47.8	45.7
128	6830	1030	528	361	278	228	195	171	153	139	128	94.7	78.0	68.0	61.3	56.6	53.0	50.2	48.0
130	7240	1090	559	382	294	241	206	181	162	147	135	99.8	82.1	71.5	64.4	59.4	55.6	52.6	50.3
132	7580	1140	585	400	308	252	215	189	169	154	141	104	85.8	74.7	67.3	62.0	58.1	55.0	52.5
134	7990	1200	617	422	324	266	227	199	178	162	149	110	90.1	78.4	70.6	65.0	60.9	57.6	55.0
136	8470	1270	653	446	343	281	240	210	188	171	157	116	94.9	82.5	74.2	68.3	63.9	60.3	57.7
138	8880	1340	684	468	359	294	251	220	197	179	164	121	99.2	86.2	77.5	71.3	66.7	63.1	60.2
140	9360	1410	721	492	378	310	264	231	207	188	173	127	104	90.4	81.3	74.7	69.9	66.0	63.0
142	9830	1480	757	517	397	325	277	243	217	197	181	133	109	94.6	85.0	78.1	73.0	69.0	65.8
144	10400	1560	799	545	419	343	292	256	229	207	191	140	115	99.3	89.2	81.5	76.5	72.3	68.9
146	10900	1640	840	573	440	360	307	269	240	218	200	147	120	104	93.0	85.7	80.0	75.6	72.0
148	11500	1720	882	602	462	378	322	282	252	229	210	154	126	109	97.6	89.6	83.6	78.9	75.6
150	12100	1810	928	633	486	397	338	296	264	240	220	161	132	114	102	93.8	87.5	82.5	78.6
152	12700	1910	975	665	510	417	355	311	277	252	231	169	138	119	107	98.0	91.4	86.2	82.1
154	13300	2000	1020	697	534	437	372	325	296	263	242	177	144	125	112	102	95.4	89.9	85.6
156	14000	2100	1070	732	561	458	390	341	305	276	253	185	151	130	117	107	100	94.0	89.4
158	14700	2200	1130	767	588	480	409	357	319	289	265	194	158	136	122	112	104	98.0	93.2
160	15400	2300	1180	802	615	502	427	374	333	302	277	202	165	142	127	116	108	102	97.1
162		2410	1230	841	644	526	447	391	349	316	290	211	172	149	133	122	113	107	101
164		2540	1300	883	676	552	469	410	366	332	304	221	180	155	139	127	118	111	106
166		2650	1350	922	706	576	490	428	382	346	317	231	188	162	145	132	123	116	110
168		2780	1420	967	740	604	514	449	400	363	332	242	196	169	151	138	128	121	115
170		2910	1490	1010	775	633	538	470	419	379	348	253	205	177	158	144	134	126	120
172		3040	1550	1060	810	661	562	491	437	396	363	263	214	184	164	150	139	131	124
174		3190	1630	1110	847	691	587	513	457	414	379	275	223	192	171	156	145	136	130
176		3330	1700	1160	885	722	613	535	477	432	396	287	233	200	178	163	151	142	135
178		3480	1780	1210	925	754	640	559	498	451	413	299	243	208	186	169	157	148	140
180		3640	1860	1260	967	789	670	585	521	471	432	313	253	217	194	177	164	154	146
182		3800	1940	1320	1010	821	697	609	542	491	449	325	263	226	201	184	170	160	152
184		3980	2030	1380	1060	860	730	637	567	513	470	340	275	236	210	191	177	167	158
186		4150	2120	1440	1100	897	761	664	591	535	490	354	286	245	218	199	184	173	164
188		4340	2210	1500	1150	936	794	693	617	568	511	369	298	256	227	207	192	180	171
190		4520	2300	1570	1200	974	827	721	642	581	531	384	310	266	236	215	199	187	177
192		4720	2410	1630	1250	1020	863	753	670	606	554	400	323	277	246	224	207	194	184
194		4920	2510	1700	1300	1060	900	785	698	631	578	417	336	288	256	233	215	202	191
196		5140	2620	1780	1360	1110	938	818	728	658	602	434	350	299	266	242	224	210	199
198		5350	2730	1850	1410	1150	976	851	757	684	626	451	364	311	276	251	232	218	206
200		5570	2840	1930	1470	1200	1020	885	788	712	651	469	378	323	286	260	241	226	213
202		5810	2960	2010	1530	1250	1060	922	821	741	678	488	393	336	298	271	251	235	222
204		6050	3080	2090	1600	1300	1100	960	854	771	705	507	408	349	309	281	260	243	230
206		6310	3210	2180	1660	1350	1150	999	889	803	734	528	425	363	321	292	270	253	238
208			3340	2270	1730	1400	1190	1040	924	835	763	548	441	377	334	303	280	262	248
210			3480	2360	1800	1460	1240	1080	961	868	793	569	458	390	346	314	290	271	256
212			3620	2450	1870	1520	1290	1120	999	902	824	591	475	405	359	325	301	281	266
214			3760	2550	1950	1580	1340	1160	1040	937	856	614	493	420	372	337	312	291	275
216			3910	2650	2020	1640	1390	1210	1080	973	889	637	512	436	386	350	323	302	285
218			4060	2760	2100	1710	1450	1260	1120	1010	924	662	532	453	401	363	335	313	296
220			4220	2860	2180	1780	1500	1310	1160	1050	959	687	551	469	415	376	347	324	306
222			4390	2980	2270	1840	1560	1360	1200	1090	996	713	572	487	431	390	360	336	318
224			4560	3090	2350	1910	1620	1410	1250	1130	1030	739	593	504	446	404	372	348	328
226			4730	3200	2440	1990	1680	1460	1300	1170	1070	767	615	523	462	418	386	360	340
228			4910	3330	2540	2060	1750	1520	1350	1220	1110	795	637	542	479	433	400	373	352
230			5100	3460	2630	2140	1810	1580	1400	1260	1150	824	660	561	495	448	413	385	363
240				4160	3170	2570	2180	1890	1640	1510	1380	985	787	668	589	532	490	456	430
250					3770	3060	2590	2250	2000	1800	1640	1170	932	790	695	628	577	538	506

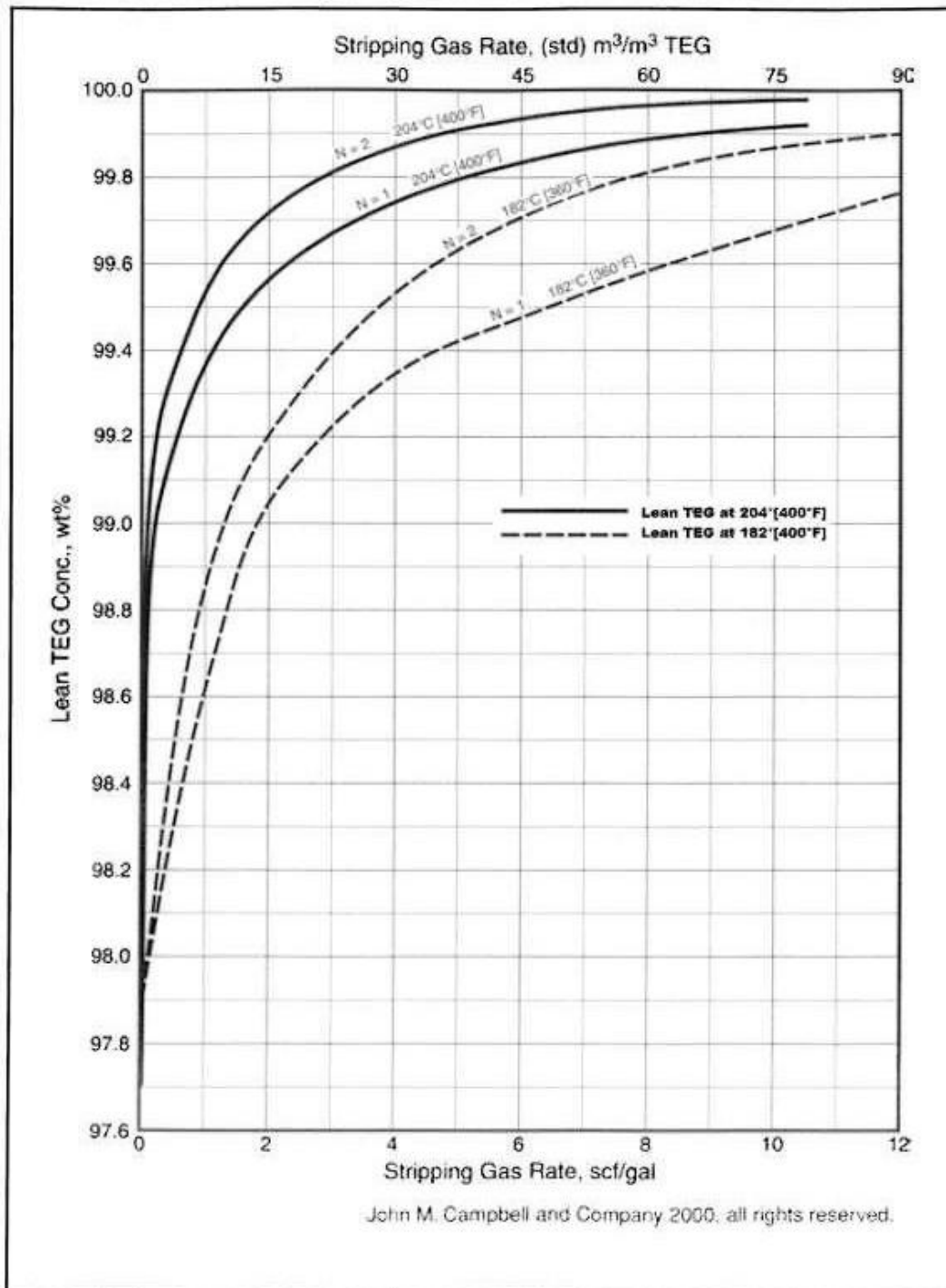
By permission from "Institute of Gas Technology Research Bulletin 8, Equilibrium Moisture Content of Natural Gases," by R. F. Bukacek, Copyright, 1955.

Annexe 2 : La teneur en eau du gaz d'hydrocarbure :

Annexe 3 : température de point de rosée de l'eau à l'équilibre :

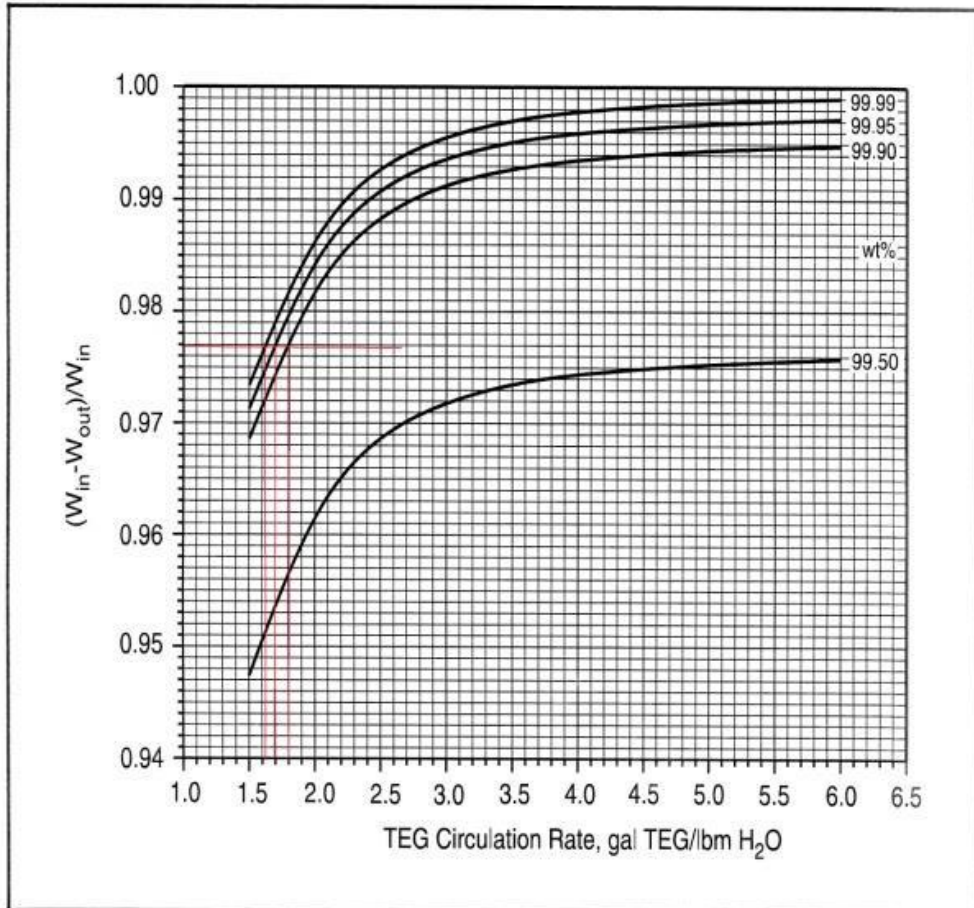
Annexe 4 : Points d'ébullitions des solutions de tri éthylène glycol

Annexe 5 : Effect of stripping Gas on TEG Concentration :



Annexe 6: Le débit de circulation de TEG

Water Removal vs. TEG Circulation Rate at Various TEG Concentrations (N = 3.0)



Résumé :

La présence d'eau dans le gaz naturel entraîne différents problèmes pour les exploitations : suivant les conditions de température et de pression qui règnent dans une installation, la vapeur d'eau peut se condenser et provoquer la formation d'hydrates.

Pour éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau de gaz naturel au moyen des techniques de traitement appropriées.

Dans notre étude, la teneur en eau dans le gaz de gisement de la Région de *RHOURE EL BAGUEL* se varie avec le temps, ce qui nécessite une optimisation de la déshydratation de gaz naturel est réalisée par le procédé d'absorption, en utilisant le triéthylène glycol (TEG) comme solvant d'extraction de l'eau.

En plus des pertes de TEG par l'évaporation dans l'unité de déshydratation, donc il faut suivre des paramètres pour minimiser les pertes de TEG.

Les mots clés : gaz naturel, les hydrates, glycol, déshydratation,

ملخص :

يتواجد الماء في الغاز الطبيعي ويشكل مختلف المشاكل في الاستغلال : حسب شروط الحرارة و الضغط فإن بخار الماء يحرص على تشكيل المئات، من أجل تفادي هذه الظواهر يجب التقليل من نسبة الماء في الغاز الطبيعي بتقنيات المعالجة المناسبة.

في دراستنا يتم تجفيف الغاز الطبيعي بطريقة الامتصاص من خلال استعمال ثلاثي إيثان غليكول كمحلول استخلاص الماء، هذه الأخيرة تسبب ضياع الغليكول بالتبخر في وحدة التجفيف، إذن يجب احترام المعايير الفيزيائية من أجل التقليل من ضياع الغليكول.

الكلمات المفتاحية : مءاءء، غليكول، المجففاءء.