

UNIVERSITE KASDI MERBAH OUARGLA

FACULTE DES SCIENCES APPLIQUEES

DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCEDES



Mémoire

MASTER ACADEMIQUE

Domaine: Sciences et Techniques

Filière: Génie des procédés

Option : Raffinage et Technologie des Hydrocarbures

Présenté par :

Zerrouk Rached

Manane Tahar

Thème

**Optimisation et Simulation des Pertes du glycol au
niveau de la section de déshydratation dans l'unité
(RGTE) à In Amenas par HYSYS**

Soutenu publiquement le : 02/06/2015

Devant le jury composé de :

Mr. LATI Moukhtar	Maitre assistant- A	UKM, Ouargla	Président
Mr. SELLAMI M ^{ed} Hassen	Maitre de Conférences	UKM, Ouargla	Examineur
Mr. GUERGUEB Nabil	Ingénieur de secteur	DP, IN AMENAS	Invité
M ^{lle} MOKHBI Yasmina	Maitre assistant- A	UKM, Ouargla	Promotrice

Année universitaire : 2014/2015

Sommaire

Dédicace.....	I
Remerciements.....	II
Liste des tableaux.....	III
Liste des figures.....	IV
Nomenclature.....	V
Résumé.....	VI
Introduction générale.....	01

Partie théorique

Chapitre I : Généralités

I-Présentation de la région.....	03
I-1- Direction régionale In Amenas.....	03
I-2- Historique des champs.....	05
I-3-Généralités sur le gaz naturel.....	06
I-4- Sources du gaz naturel.....	06
I-5- Origine des constituants du gaz naturel.....	07
I-6- Caractéristiques du gaz naturel.....	07
I-7- Différents types de gaz naturel.....	08
I-8- Le traitement de gaz naturel.....	08
I-9-Le gaz naturel dans le monde et en Algérie.....	09
I-9-1- Le gaz naturel dans le monde.....	09
I-9-2- Le gaz naturel en Algérie.....	11

Chapitre II : Description de Champ Edjeleh (DL)

II-Champ Edjeleh (DL).....	14
II-1- Section huile.....	14
II-1-1- Installation principale.....	14
II-1-2- Description des centres de séparation.....	14
II-2- Section maintien de pression (MPDL).....	15
II-3- Unité RGTE.....	15
II-3-1- La section soufflante.....	16
II-3-2- La section de compression 20-K-001.....	17
II-3-3- Unité de déshydratation par TEG 20-V-00.....	18
II-4- Récupération des gaz torchés.....	25

Chapitre III : Hydrates

III-1- Introduction.....	26
III-2- Les eaux de gisement.....	26
III-2-1-La teneur en eau dans le gaz naturel.....	26
III-2-2-Mesure de la teneur en eau.....	26
III-3-Les hydrates et conditions de leur formation.....	27

III-3-2-Les conditions de formations des hydrates	27
III.3.3- Structures des hydrates	28
III-4- Prévention des hydrates	29
III.4.1- Chauffage	30
III.4.2- Réduction de pression	30
III.4.3- Utilisation d'inhibiteurs.....	30

Chapitre IV : Déshydratation de gaz naturel

IV-1-Introduction.....	32
IV-2- Méthodes de déshydratation	32
IV-2-1-Processus de l'absorption.....	32
IV-2-2-Processus d'adsorption	33
IV-2-3-Déshydratation par perméation gazeuse.....	34
IV-3-Comparaison des méthodes.....	35
IV-4- Glycols utilisés pour la déshydratation.....	35
IV-4-1- Pourquoi le glycol ?.....	35
IV-4-2- Le glycol.....	36
IV-4-3-Les différents types de glycol.....	37
IV-4-4- C'est quoi Tri éthylène glycol?.....	37
1- Propriétés des glycols	38
IV-4-5-Les avantages et les inconvénients des glycols.....	39

Partie calcul

Chapitre V : Calcul et vérification

V-1- Cas de service.....	40
V-1-1- Calcul des propriétés du gaz humide.....	40
V-1-2-Calcul de quantité d'eau dans le gaz humide	45
V- 1-3-Débit volumique du glycol frais	46
V-1-4-Bilan matière de l'absorbeur	47
V-1-4-1-Détermination du débit massique du gaz humide	48
V-1-4-2-Débit massique du gaz sec	49
V-1-4-3- Débit massique du glycol frais	50
V-1-4-4-Débit massique du glycol humide.....	50
V-1-4-5-Teneur en eau du solvant humide (X_2).....	50
V-1-4-6- Rapport d'eau/glycol dans le glycol frais (X_e).....	51
V-1-4-7- Gaz de stripping.....	51
V-2- Cas actuel.....	52
V-2-1-Taux d'humidité du gaz.....	53
V-2-2-Quantité d'eau à récupérer dans le contacteur.....	54
V-2-3- Quantité d'eau absorbée.....	54

V-3- Perte par évaporation dans la colonne absorbeur.....	55
V-4- Pertes dans la Colonne de régénération.....	57
Chapitre IV : Simulation	
VI-1- Introduction.....	59
VI-2- Méthodes de simulation.....	60
VI-3- Modèle et simulation.....	61
VI-4- Types de simulation.....	61
VI-4-1 Simulation statique.....	61
VI-4-2 Simulation dynamique.....	61
VI-5- Logiciels de simulation des procédés.....	62
VI-5-1- Présentation de HYSYS	64
VI-5-2-Utilisation de HYSYS.....	65
VI-5-3 Conception et simulation d'une unité de production.....	66
VI-6-Résultat de simulation.....	68
VI-7- Estimation des pertes.....	69
VI-7-1-Cas Design	69
VI-7-2- Pertes actuel.....	69
VI-7-3- Pertes HYSYS	69
VI-7-4-Les pertes annuelles.....	69
Conclusion.....	70
Bibliographie.....	71
Annexes.....	VII



REMERCIEMENTS

À la fin de cette étude .Nous remercions dieu le tout puissant de nous avoir aidé, lui seul sait comment nous avoions pu résister pour avoir atteindre au but.

*Sans oublier nos chaleureux remerciements à tous les enseignant de département de Génie des procédés surtout l'encadreur M^{elle} : **Yasmine Mokhbi**, pour ses conseils et ses encouragements, et Mr : **K. BOULLAL** ; bureau d'ingénieur d'exploitation niveau-2 à DP In Amenas qui nous proposé le*

*thème de cette étude. Et ne tenons à transmettre les remerciements à Mr : **GUERGUEB Nabil** et Mr : **Moulay M^{ed} Larbi** qui nous ont trop aidé pour réaliser ce travail.*

Nous voudrions aussi remercier tous les membre de jury,

*Mr : **SELLAMI M^{ed} Hassen** Maître de Conférences à l'UKMO , et Mr. **LATI Moukhtar** Maître assistant- A- à*

l'UKMO ,avec notre profonde gratitude de l'intérêt ont porté à ce travail et d'voire accepté de le juger



Z. Pached et M. Tahar



DEDICACES



J'ai le grand honneur de dédier ce travail à :

*Ceux qui m'ont encouragé dans ma vie et qui m'ont donné
tant d'amour,*

La lumière de mes yeux, mes très chers parents :

Ma mère FOUZIA et mon père HAMED

Mes chères grand-père et grandes-mères

Mon cher frère OUSSAMA, et ma chère sœur DJIHAD

Toute ma famille, mes tantes, mes cousins et mes cousines.

A tout mes amis que j'ai connus dans la vie

*A tous les enseignants et toutes les enseignantes de génie des
procédés*



ZERROUK RACHED



Dédicace

A ma très chère mère et très cher père, pour leurs patiences et leurs confiances.

Mes très chers frères

MA famille : MANANE

Tous mes amis surtout « Z. Rached »

J'adresse aussi mes sincères remerciements à l'ensemble des enseignants de l'université d'Ouargla et Toute ma promotion.

Je dédie également toute personne ayant contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

MANANE Tahar



Liste des tableaux

Tableaux	Pages
Tableau I.1 : Périmètres constituant la direction régionale In Amenas.	05
Tableau I.2 : Evolution historique des différentes installations d'In Amenas.	05
Tableau I.3 : Les réserves mondiales approuvées.	09
Tableau I.4 : La croissance de la demande mondiale de gaz.	11
Tableau II.1 : Equipements de section de régénération du glycol.	20
Tableau IV.1 : propriétés de MEG, DEG, TEG.	38
Tableau IV.2 : la différence entre les types de glycol.	39
Tableau V.1 : Constituant physiques des corps purs présents dans le gaz naturel.	41
Tableau V.2 : Coordonnées critiques et pseudo-critiques des constituants du gaz.	42
Tableau V.3 : Variation de température de formation d'hydrate selon la pression.	44
Tableau V.4 : Variation du point de rosée du gaz en différentes concentrations du TEG.	44
Tableau V.5 : Variation du taux d'absorption du TEG aux différentes concentrations.	46
Tableau V.6 : Bilan matière.	50
Tableau V.7 : Variation de la concentration du TEG avec débit de gaz de stripping.	51
Tableau V.8 : Influence de la température et la pression sur le taux d'humidité du gaz.	53
Tableau V.9 : Influence de température et pression sur la quantité d'eau récupérer.	54
Tableau V.10 : Influence des paramètres sur le débit d'eau récupérée.	54
Tableau V.11 : Perte de TEG à différence de pression et de température.	55
Tableau V.12 : Reflux minimale par rapport à la température d'alimentation.	58
Tableau VI.1 : Composition du gaz	66

Liste des figures

Les figures	Pages
Figure I-1: Les secteurs constituant la région In Amenas.	04
Figure I-2 : La production mondiale de gaz naturel.	10
Figure I-3 : production de gaz naturel en Algérie.	12
Figure I-4: La répartition des réserves gazières en Algérie.	13
Figure II-1 : Schéma fonctionnel de réseau de collecte gaz Edjelleh.	16
Figure II-2 : La section soufflante.	17
Figure II-3 : Section compression.	18
Figure II-4 : Procédé déshydratation de gaz par TEG.	19
Figure III-1 : Polyèdre consommant les cavités des hydrates (dodécaèdre).	28
Figure III-2 : Structure de la glace (Structure II).	28
Figure IV-1: Procédé de déshydratation par adsorption.	33
Figure IV-2 : Schéma de principe de perméation gazeuse.	34
Figure IV-3 : Déshydratation par abaissement de la température.	35
Figure V-1 : Amélioration de point de rosée par la concentration TEG.	45
Figure V-2 : Influence de circulation rate sur l'eau absorbée.	47
Figure V-3 : Effet de gaz stripping sur la concentration du TEG.	52
Figure V-4 : Variation du taux d'humidité avec la température et la pression.	53
Figure V-5 : Perte par évaporation en colonne contacteur.	56
Figure VI-1 : Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus.	60
Figure VI-2 : Modèle de simulation de déshydratation par HYSYS.	67
Figure VI-3: Interface de calcul par HYSYS.	68
Figure VI-4: La variation de fraction massique de TEG en fonction de la pression.	69
Annexes	VII

Nomenclature

1-Liste des abréviations :

CE :	Central Electrique
DEG :	Di éthylène glycol
DL :	Champ Edjeleh
DP :	Division Production
FGL :	Unité pour la fourniture du Gaz-Lift
LKP :	Kesler-Plocker
MEA :	Mono-éthanol amine
MEG :	Mono éthylène glycol
MPDL :	Unité de maintien de pression Edjeleh
Pci :	Pouvoir calorifique inférieur
Pcs :	Pouvoir calorifique supérieur
PR :	Peng –Robinson
PTMG :	Poly tétra méthylène glycol
RGTE :	Unité de récupération des gaz torchés Edjeleh
SRK :	Soave –Redlick-Kwong
UDA :	Unité de déshydratation du gaz

2-lise des symboles

G_{abs} :	Quantité total d'eau a enlever	[kg/jour]
G_{eau} :	Quantité d'eau dans le gaz humide	[kg/ jour]
G_{hdiss} :	Quantité des hydrocarbures dissouts dans le glycol	[kg/ jour]
G_{gh} :	Débit massique du gaz humide	[kg/ jour]
G_{gl} :	Débit massique du glycol frais	[kg/ jour]
G_{glh} :	Débit massique du glycol riche	[kg/ jour]
$G_{gsé}$:	Débit massique du gaz séché	[kg/ jour]
M_{air} :	Masse molaire de l'air	[g/mole]
M_i :	Masse moléculaire de l'élément " i "	
M_m :	Masse molaire moyenne du gaz	[g/mole]

Nomenclature

M_{mglycl}	Masse molaire du TEG	[g /mole]
P:	Pression	[bar]
P_{cr}	la pression critique	[MPa]
P_{hdiss}	Masse volumique des hydrocarbures dissouts	[Kg/M ³]
P_{Gaz}	La masse volumique du gaz	[Kg/M ³]
P_{pc}	Pression pseudo critique moyenne du mélange	[MPa]
P_r	Pression réduite	[bar]
P_{TEG}	La masse volumique du TEG	[Kg/M ³]
P_v	Pression de vapeur du TEG	[MmHg]
R:	Constante de gaz parfaits ($R = 8.31451 \text{ j}\cdot\text{k}^{-1}\cdot\text{mol}^{-1}$)	[J/Mole.K]
Rate :	Taux de circulation de TEG par rapport au l'eau absorbée R= 2 Gal	[TEG/Lb H ₂ O Rate]
T:	Température	[°C]
T_{cr}	La température critique	[K]
T_{pc}	Température pseudo critique moyenne du mélange	[K]
T_r	Température réduite	[K]
V :	Débit volumique du gaz dans les conditions standard	[Mmscf/Day]
V_{hdiss}	Solubilité des hydrocarbures gazeux dans le TEG.	[m ³ gaz /m ³ TEG]
V_{gh}	Débit volumique du gaz humide	[Kg/J]
V_{gl}	Débit volumique de glycol	[M ³ /J]
V_{stgaz}	Gaz de stripping	[Ft ³ /Gal TEG]
W_0	Teneur en eau du gaz sec	[Lb/MMscf]
W_i	Teneur en eau de saturation du gaz	[Lb/Mmscf]
X_1	Concentration minimum de glycol = 99,9.	[%]
X_2	Teneur en eau du Solvant Humide	
X_e	Rapport d'eau/glycol dans Le Glycol Frais	
Y_i	Fraction molaire de l'élément " i"	
Z :	Facteur de compressibilité	

Résumé

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 déshydratation de gaz naturel est réalisée par le procédé d'absorption, en utilisant le triéthyle glycol (TEG) comme solvant d'extraction de l'eau. Cette dernière provoque les 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 : les hydrates, glycol, HYSYS, déshydratation.

Abstract

The presence of water in natural gas causes different problems for the exploitation: following the conditions of temperature and pressure which reign in an installation, the steam can condense and cause the formation of hydrates. To avoid these phenomena, it is necessary to reduce the water rate content of natural gas by means of the suitable techniques of treatment.

In our study the natural gas dehydration is carried out by the process of absorption, by the use of triethyl glycol (TEG) as a solvent of water extraction. This method causes the losses of TEG by evaporation in the unit of dehydration; therefore it is necessary to follow optimal parameters to minimize the losses of TEG.

Key words: hydrates, glycol, HYSYS, dehydration.

ملخص

تواجد الماء في الغاز الطبيعي يشكل مختلف المشاكل في الاستغلال : حسب شروط الحرارة و الضغط , فإن بخار الماء يحرص على تشكيل الماءات , 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 ايثانول غليكول كمحلول استخلاص الماء , هذه الأخيرة تسبب ضياع الغليكول بالتبخير في وحدة التجفيف , إذن يجب احترام المقادير الفيزيائية من أجل التقليل من ضياع الغليكول.

الكلمات المفتاحية : ماءات، غليكول، المجففات.

Introduction générale

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant; l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan de l'environnement favorisent son utilisation.

Les coûts techniques de production, de traitement et surtout de transport du gaz naturel restent toute fois élevés et représentent un handicap; cette difficulté est d'autant plus réelle que la part des réserves de gaz naturel situées en mer ou dans des zones difficiles (arctique, Sibérie) tend à augmenter.

Dans ces conditions, les progrès techniques permettent de réduire ces coûts, devraient jouer dans l'avenir un rôle majeur dans le développement du commerce international du gaz naturel.

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 processus et le ralentissement du processus de corrosion des pipes.

La présence de l'eau dans le gaz occasionne dans les conditions idéales de température et de pression, la formation de «clathrates» appelées communément les hydrates de gaz naturel, qui engendrent à leur tour l'obturation des tubes d'échangeurs, et peuvent en cas échéant conduire même à l'arrêt momentané du traitement.

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

Le tri éthylène glycol est l'un des glycols, qui se prête le mieux à l'inhibition, toute fois l'injection et la régénération du TEG s'accompagnent des pertes quotidiennes; nous avons fait une étude d'optimisation des pertes du TEG, et ce dans le but de réduire ces pertes.

Introduction générale

Ce mémoire est composé de deux parties principales. La première partie a été consacrée au point d'aperçu théorique. La deuxième partie présente l'étude de calcul. Les deux parties comportent six chapitres :

- ✓ Un premier chapitre qui traitera en premier lieu des informations d'ordre général.
- ✓ Un deuxième chapitre ; nous rappelons une présentation sur le champ Edjeleh (DL).
- ✓ Un troisième chapitre concerne des généralités sur Les hydrates
- ✓ Un quatrième chapitre ; concerne des généralités sur la déshydratation
- ✓ Un cinquième chapitre ; concerne une partie de calcul et vérification
- ✓ Un sixième chapitre ; est consacré pour une simulation par Hysys
- ✓ A l'issue de ce travail, une conclusion générale.



Chapitre I

I-Présentation de la région

I-1- Direction régionale In Amenas [1]

SONATRACH est la plus importante compagnie d'hydrocarbures en Algérie et en Afrique, elle intervient dans l'exploration, la production, le transport par canalisations, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures et de leurs dérivés. Adoptant une stratégie de diversification, elle se développe dans les activités de génération électrique, d'énergies nouvelles et renouvelables, de dessalement d'eau de mer, de recherche et d'exploitation minière.

SONATRACH est divisé en quatre Activités : Amont, Aval, Transport par canalisation et Commercialisation. La Division Production (**DP**) fait partie intégrante de l'Activité Amont. Les sites de production de la Division Production sont répartis selon les neuf Directions Régionales.

La direction régionale In Amenas se situe dans le chef lieu de daïra (In Amenas) dans la partie centrale du bassin d'Illizi à 1600 km au SSE d'Alger, à 820 km au sud-est d'Ouargla sur le plateau de Tinhert et à 200 km au nord-est d'Illizi (chef lieu de wilaya), dont elle relève administrativement. L'altitude moyenne est plus ou moins 560 m par rapport au niveau de la mer. La superficie des champs producteurs de la région est de l'ordre de 30 000 km². Cette région se divise en trois (3) secteurs:

1. Secteur Nord : Zarzaitine dépendant de l'association SH&SINOPEC.
2. Secteur Est: Edjeleh.
3. Secteur Ouest: Tiguentourine, El-adeb Larache et Assekaifaf.

La figure (I-1) présente les principaux secteurs constituant la région In Amenas.

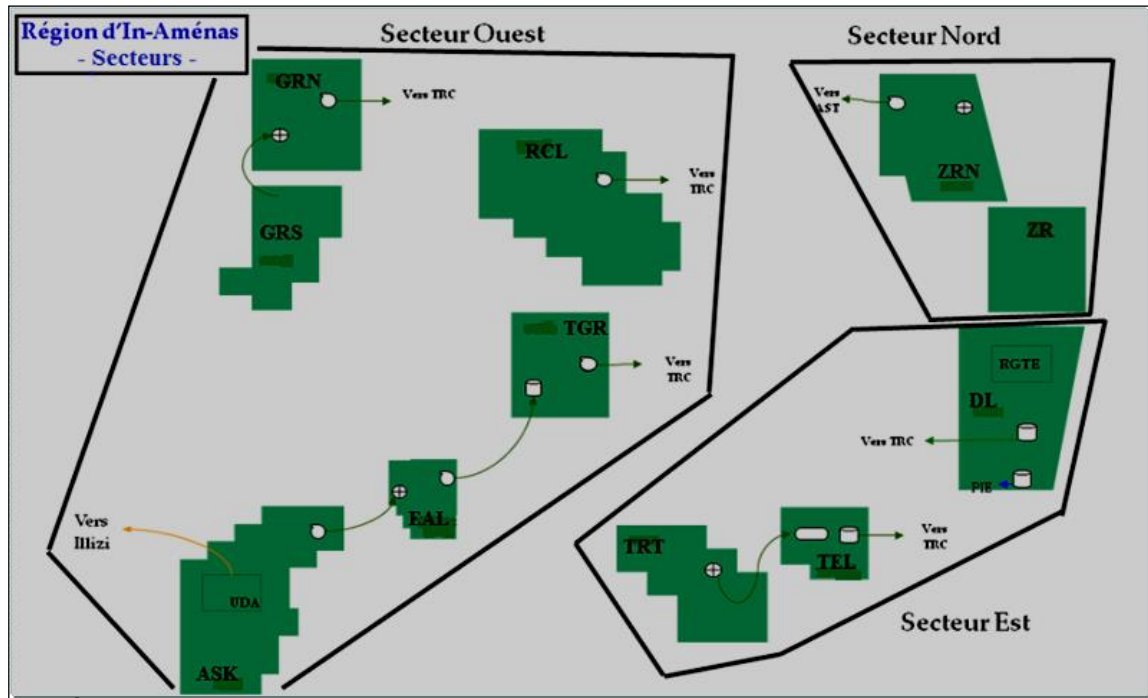


Figure (I.1): Les secteurs constituant la région in amenas

Les unités et les installations stratégiques les plus importantes sont :

- a. Un Central Electrique (CE): mise en service en 1960.
- b. Des Unités de production et traitements d'hydrocarbures qui sont :
 - FGL : unité pour la Fourniture du Gaz-Lift dépendante de l'association SH&SINOPEC ;
 - MPDL: Unité de maintien de pression Edjeleh (DL), son rôle est de fournir l'eau nécessaire aux puits injecteurs ;
 - RGTE: Unité de récupération des Gaz Torchés Edjeleh (champ pétrolier)
 - UDA: Unité de Déshydratation du Gaz, réalisée en 2005, son but est d'alimenter en gaz naturel-sec la centrale électrique d'Illizi et la distribution publique de la ville à partir du champ d'Assekaifaf.

Le tableau (I.1) ci-dessous illustre les périmètres constituant la direction régionale In Amenas.

Secteur	Nom		constituants
Nord	TAOURATINE	NIA	♦ unité à l'arrêt
Nord	ZARZAITINE	ZRN	♦ 1 centre de séparation de pétrole brut
Est	EDJELEH	DL	♦ 10 centres de séparation et de stockage de brut ♦ 1 centre de maintien de pression (MPDL) ♦ 1 unité de récupération des gaz torches (RGTE)
Est	TAN EMELLEL	TEL	♦ unité à l'arrêt
Est	OUAN TAREDERT	TRT	♦ unité à l'arrêt
Est	DOME A COLLENIAS		♦ unité à l'arrêt
Ouest	TIGUENTOURINE	TGR	♦ 4 centres de séparation et de stockage de pétrole brut
Ouest	EL ADEB LARACHE	EAL	♦ 1 centre de traitement d'eau ♦ 2 centres de séparation et stockage de pétrole brut
Ouest	GARA	GRN-GRS	♦ 1 centre de séparation de pétrole brut
Ouest	ASSIKAIFAF	ASK	♦ 1 centre de séparation et de stockage de pétrole brut
Ouest	LA RECULEE	RCL	♦ 1 centre de séparation et de stockage de pétrole brut

Tableau (I.1) : Périmètres constituant la direction régionale In Amenas

I-2- Historique des champs :

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

Date	Evènement
1956	Découverte du champ d'Edjelleh
1956	Découverte du champ de TIGUENTOURINE
1956	dDécouverte du champ de ZARZAITINE
1957	Découverte du champ de la RECULEE
1958	Découverte du champ d'ASSEKAIFAF
1958	Découverte du champ d'OUAN TAREDERT
1958	Découverte du champ d'EL ADEB LARACHE
1959	Découverte du champ de DOM A COLINEAS
1960	Découverte du champ de TAN AMELLAL
1962	Découverte du champ de GARA
1980	Mise en service de la raffinerie d'In Amenas

1986	Arrêt de la raffinerie d'In Amenas
1988	Découverte du champ de GARA SUD
1997	Mise en service unités MPDL d'El ADEB LARACHE
2003	Mise en service unité UDA d'ASSEKAIFAF
2005	Mise en service unité RGTE et d'El ADEB LARACHE

Tableau (I.2) : Evolution historique des différentes installations d'In Amenas

I-3-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 de méthane. Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure. [2]

I-4- 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 couches de charbon et des lits de schistes argileux ou "shales". [3]

I-5- 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. [3]

I-6- Caractéristiques du gaz naturel

a) Densité du gaz naturel

En faisant l'hypothèse que dans les conditions de références considérées, une mole du gaz étudié occupe le même volume qu'une mole d'air, alors, elle est définie comme étant le rapport de sa masse molaire à celle de l'air dans les conditions normales de température et de pression.

b) Pouvoir calorifique (Pc)

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète d'une quantité unitaire du gaz, la combustion étant effectuées à la pression atmosphérique et à une température. Le pouvoir calorifique s'exprime en joules par mètre cube (J/m^3), il se divise en deux:

- **Pouvoir calorifique supérieur (Pcs)**

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

- **Pouvoir calorifique inférieur (Pci)**

Il correspond à la réaction de combustion, dans laquelle l'eau formée restait à l'état de vapeur.

I-7- Différents types de gaz naturel

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

- ✓ **Gaz sec:** ne forme pas de gaz liquide dans les conditions de production.
- ✓ **Gaz humide :** forme une phase liquide au cours de production dans les conditions de surface, sans qu'il y ait condensation rétrograde dans le gisement.
- ✓ **Gaz à condensât:** forme une phase liquide dans le réservoir lors de productions par condensation rétrograde.
- ✓ **Gaz associé :** coexistant dans le réservoir avec une phase « huile ». le gaz associé comprend le gaz de couverture et le gaz dissous. [3]

I-8- Le traitement de gaz naturel

D'une façon générale, le traitement des gaz naturels consiste à retirer spécifiquement certains constituants présents dans les gaz « bruts » en sortie des puits de production (gisements ou après stockage en nappes aquifères) pour rendre le gaz compatible avec les spécifications requises pour son transport et/ou pour le rendre compatible avec des spécifications de qualité commerciales (contractuelles) et réglementaires.

Les principaux composés qu'il peut être nécessaire de retirer du gaz sont les suivants : [4]

- a) l'hydrogène sulfuré (H_2S) à la fois toxique et corrosif (constituant acide).
- b) le dioxyde de carbone (CO_2) également corrosif (constituant acide).
- c) les hydrocarbures lourds qui sont susceptibles de se condenser dans les réseaux de transport et de distribution (phénomène de condensation rétrograde) en causant des incidents d'exploitation.
- d) les mercaptans pouvant être présents naturellement dans certains gisements.
- e) le mercure, corrosif pour les installations de liquéfaction et regazéification.

- f) l'azote, de valeur thermique nulle, pour « remonter » le Pcs et/ou l'indice de wobble du gaz.
- g) l'eau, qu'est gênante pour le transport et la distribution du gaz de plus et le milieu privilégié pour la plupart des réactions chimiques.

I-9-Le gaz naturel dans le monde et en Algérie

I-9-1- Le gaz naturel dans le monde

- Les réserves de gaz naturel

Les ressources sont abondantes et très largement distribuées à travers le monde. Environ 2/3 des réserves prouvées mondiales de gaz naturel – dont la durée de vie au rythme de consommation actuel est de 60 ans – sont concentrées en Russie et au Moyen-Orient (Iran, Qatar). Grâce à la découverte de nouveaux champs (notamment dans la zone offshore d'Asie/Océanie) et à la réévaluation de champs existants en dehors de l'Europe, les réserves mondiales ont augmenté de 30 % durant la dernière décennie. Les réserves offshore ont acquis de l'importance : elles représentent actuellement 40 % des réserves gazières mondiales.

rang	pays/région	réserves prouvées (m ³)	% du total	date de l'information
01	Russie	47 570 000 000 000	22,82 %	janvier 2012
02	Iran	33 070 000 000 000	15,86 %	
03	Qatar	24 300 000 000 000	11,66 %	
04	Turkménistan	24 300 000 000 000	11,66 %	
05	Arabie saoudite	8 028 000 000 000	3,84 %	
06	Etats-Unis	7 716 000 000 000	3,69 %	
07	émirats arabes unis	6 089 000 000 000	2,91 %	
08	Venezuela	5 224 000 000 000	2,49 %	
09	Nigeria	5 110 000 000 000	2,45 %	
10	Algérie	4 502 000 000 000	2,16 %	
/	Monde	208 400 000 000 000	100 %	

Tableau (I.3) : Les réserves mondiales approuvées [5]

- La production mondiale du gaz naturel

En 2009, la production mondiale de gaz naturel a diminué de 2,8 % en 2010 était de 3127 milliards de mètres cubes. Différentes tendances ont été observées parmi les plus grands producteurs de gaz, l'Algérie a connu une baisse substantielle de sa production (-6 %). la courbe suivante présente la production de gaz naturel, exprimée en milliers de milliards de mètres cubes, qui comprend le gaz naturel conventionnel et non conventionnel.

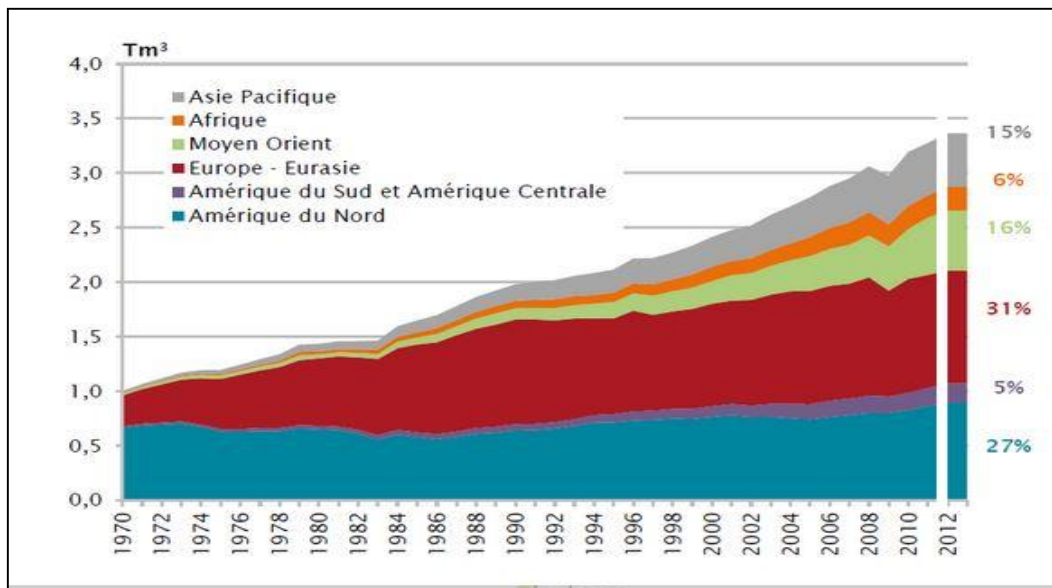


Figure (I.2): La production mondiale de gaz naturel

La production mondiale de gaz naturel augmente de manière constante depuis 40 ans. Elle a triplé entre 1970 et 2010. en 2012 les plus gros producteurs mondiaux sont les états unis avec 20% de la production mondiale (incluant le gaz naturel non conventionnel), la Russie (18%), le Qatar (5%), l'Iran (5%) et le Canada (4%). les 2/3 de la production mondiale sont assurés par 10 pays. il est important de noter que si le moyen orient représente près de 43% des réserves mondiales prouvées, il ne représente que 16% de la production mondiale. [5]

- Demande de gaz naturel

Actuellement, la demande de gaz croîtra, le commerce international et interrégional se développera de façon spectaculaire, le commerce interrégional pourrait croître de 11% en 1995 à 17% en 2010 et 22% de la demande mondiale totale de gaz vers 2030.

La croissance de la demande de gaz est observée en toutes régions, sauf toutefois en Europe de l'est Asie du nord.

unité : gm3 (10 ⁹ m3)	potentiel			
	1995	2000	2010	2020
Année				
Afrique	49	68	105	145
Asie centrale & de l'est	145	233	342	441
Asie du sud est & Océanie	74	103	132	157
Europe de l'est - Asie du nord	522	614	740	812
Proche-Orient	144	203	278	337
Amérique du nord	727	760	899	980
Amérique du sud	75	99	134	164
Europe centrale & occidentale	384	467	560	614
Monde	2,120	2,547	3,190	3,650

Tableau (I.4) : La croissance de la demande mondiale de gaz [5]

I-9-2- Le gaz naturel en Algérie

1- Développement de l'industrie de gaz naturel en Algérie

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

A 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.

2- Richesse algérienne en gaz naturel

L'Algérie possède des réserves immenses en gaz naturel à savoir le champ de Hassi r'mel, qui est le plus grand à l'échelle mondiale et celui de Ain- Salah. 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.3).

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

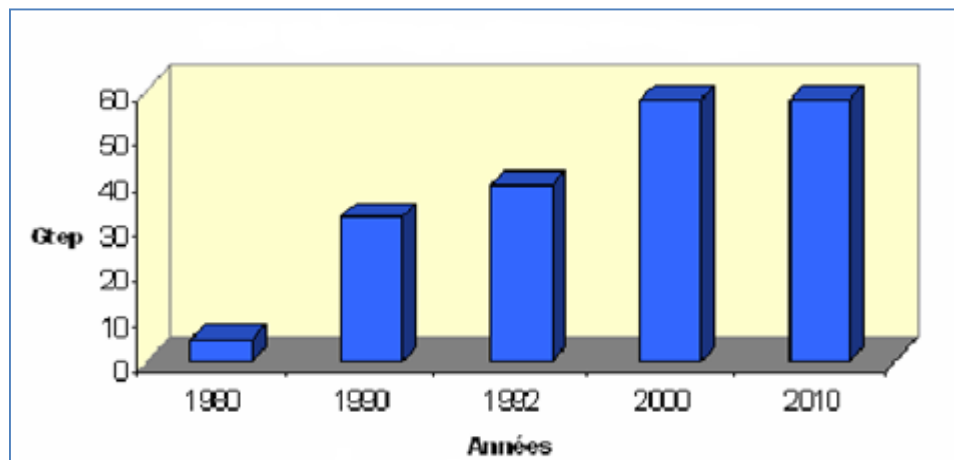


Figure (I.3) : production de gaz naturel en Algérie

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'Illizi ont enregistré les taux de réussite les plus élevés dans l'exploration, avec respectivement 51% et 50%. Parmi les autres bassins de Berkine qui se classent comme les plus fructueux figure le bassin d'oued mya ou ils ont effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de Timimoune et Hassi Messaoud (voir figure I.4).

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.

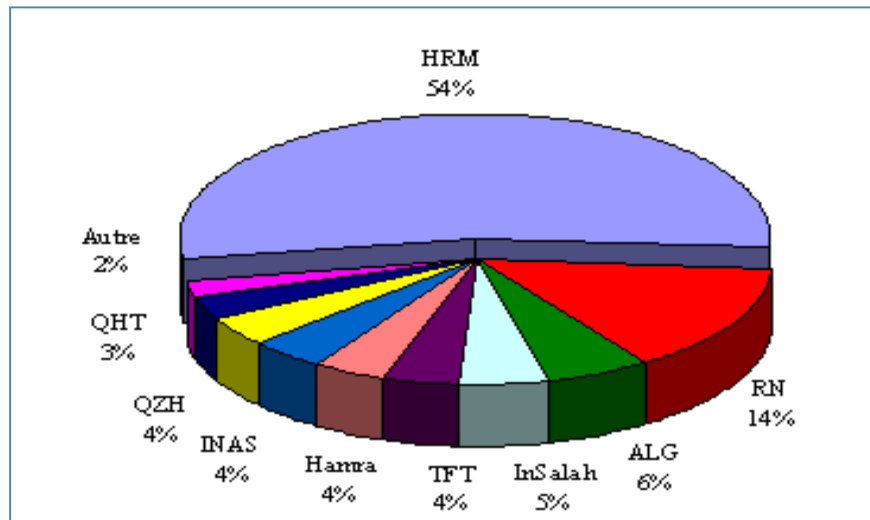


Figure (I.4) : La répartition des réserves gazières en Algérie (2004)



Chapitre II

II-Champ Edjeleh (DL)

Le champ d'Edjeleh est situé dans la partie Sud-Est du bassin d'Illizi, dans le Block 241, à environ 60 km au Sud-Est d'In-Amenas. Il s'étend sur une superficie d'environ 170 km², il comporte les sections suivantes :

II-1- Section huile

II-1-1- Installation principale

La production d'huile du gisement d'Edjeleh est traitée dans:

- 1) 10 centres satellites de séparation d'huile qui comprennent chacun :
 - a) Un manifold arrivé des puits producteurs d'huile.
 - b) Une batterie de séparation triphasique (huile, gaz et eau).
 - c) Un séparateur test triphasique.
- 2) Un réseau de collecte (production) et de desserte (injection) permet le transport entre les puits et les divers centres de séparation.

Les capacités nominales des unités de traitement sont illustrées et détaillées ci dessous. La production d'huile des 10 centres (CS1 à CS10) est acheminée par une pipe de 10'' d'une longueur 16 km qui reçoit aussi la production des champs de Tan Emellel, Dôme A Collenias et Ouan Tardert.

La production d'huile de CS2 et CS4 est collectée d'une pipe de 8'' d'une longueur de 9 km vers le pipe 10'' près du CS1, d'ou la production d'huile du champ d'Edjeleh est acheminée vers In- Amenas par un pipe de 12'' et d'une longueur de 50 km.

Un important réseau de collecte et de desserte assurent le transport du hydrocarbure entre les puits et les diverses unités. [6]

II-1-2- Description des centres de séparation

- 1) Pour Test de production des puits: Un séparateur vertical SAPAG, capacité liquide 500 m³/j, capacité gaz 100 000 m³/j, pression service 9 bars, muni d'une chambre de mesure de capacité 159 litres.

2) Pour séparation de la production : Un séparateur vertical SAPAG, capacité liquide 2000 m³/j, capacité gaz 500 000 m³/j, pression service 9 bars.

3) Pour stockage de l'huile: Deux réservoirs capacités 540 m³ avec décantation automatique.

4) Pour expédition d'huile :

- a) Deux pompes GUINARD DVMX 3*4*9 à 8 étages.
- b) Deux moteurs JEUMONT 125 cv. 3000 Tr/min.

II-2- Section maintien de pression MPDL

Il se situe dans le secteur I-D2/D4, l'unité a pour but le maintien de pression des puits injecteurs, elle est mise en service en Décembre 1997. L'eau provenant de la région de Stah avec un débit estimé par 4500 m³/J est filtrée et renvoyé vers les 51 puits existants. La station d'injection d'eau HP comprend:

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

II-3- Unité RGTE

Le projet (récupération des gaz torchés du champ d'Edjeleh) a pour but, la récupération, la compression, la déshydratation et la réinjection pour assurer le gaz d'injection dans puits de pétrole du champ par la ligne de gaz de 8" existante. Le surplus de gaz sera envoyé vers l'unité FGL à Zarzaitine par la ligne de diamètre 8" et de longueur de 45Km. [7].

La figure (II.1) présente le schéma fonctionnel de réseau de collecte gaz Edjelleh.

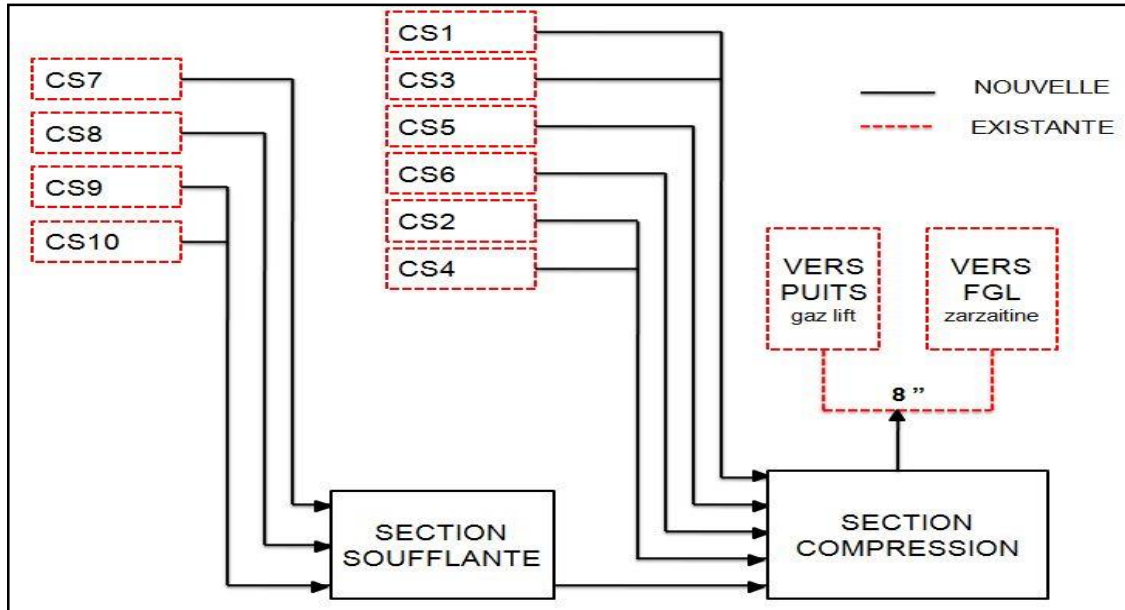


Figure (II.1) : schéma fonctionnel de réseau de collecte gaz Edjelah

II-3-1- La section soufflante

Les gaz récupérés des quatre centres de séparation CS7, CS8, CS9 et CS10 sont comprimés par la soufflante 11-K-001 de 0,1 bar à 2,3 bar, ensuite le gaz comprimé est refroidi par les aëroréfrigérants 11-E-001 à une température de 45°C et envoyé vers la section compression par la canalisation à basse pression (18').

Le ballon de séparation pour la soufflante 11-B-001 est un séparateur de type vertical il peut recueillir des particules de liquide qui pourraient être amenés par la ligne de collecte d'aspiration.

L'ouvrage 11-K-001 est un compresseur centrifuge entraîné par un moteur électrique de type ABB. La figure (II.2) indique la section soufflante.

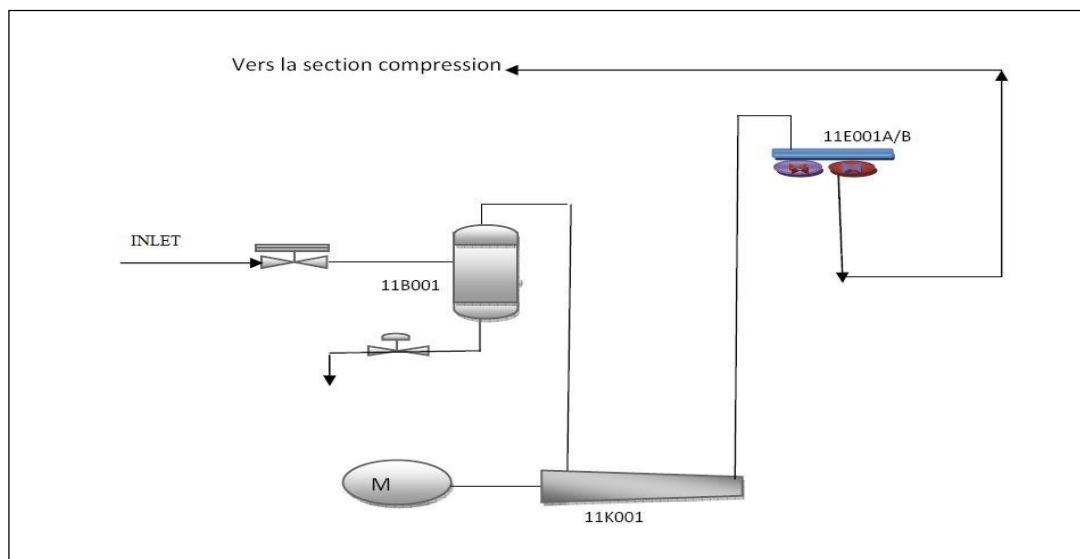


Figure (II.2) : la section soufflante

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

Les gaz provenant de la section soufflante et de centre de séparation CS1, CS2, CS3, CS4, CS5 et CS6 sont transportés vers le ballon 20-B-001 par le manifold de 32" à une pression 0,1 bar, le compresseur 20-K-001 de type centrifuge à quatre étages entraîné par une turbine à gaz de type SIEMENS GT10B.

1^{er} étage de compression : Le gaz sortant du ballon 20-B-001 est aspiré à une pression de 0,1 bar par le premier étage de compresseur où il est comprimé jusqu'au 2,6 bar ensuite, il est refroidi à une température de 55°C par les aéro-réfrigérants 20-E-001A/B le liquide formé est récupéré au niveau de ballon 20-B-002; la pression d'aspiration est réglée par une vanne anti-pompement section BP.

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

3^{ème} étage de compression: Le gaz de ballon 20-B-003 est aspiré avec une pression de 7,1 bar par le troisième étage de compresseur où il est comprimé jusqu'au 23,9 bar puis il va

refroidir à une température de 55°C par les aéro-réfrigérants 20-E-003A/B le liquide formé est récupéré au niveau de ballon 20-B-004.

4^{ème} étage de compression: Le gaz de ballon 20-B-004 est aspiré avec une pression de 23,1 bar par le quatrième étage de compresseur ou il est comprimé jusqu'au 65 bar puis il va refroidir jusqu'à sa température atteint 55°C par les aéro-réfrigérants 20-E-004 A/B, le liquide formé est récupéré au niveau de ballon 20-B-005.

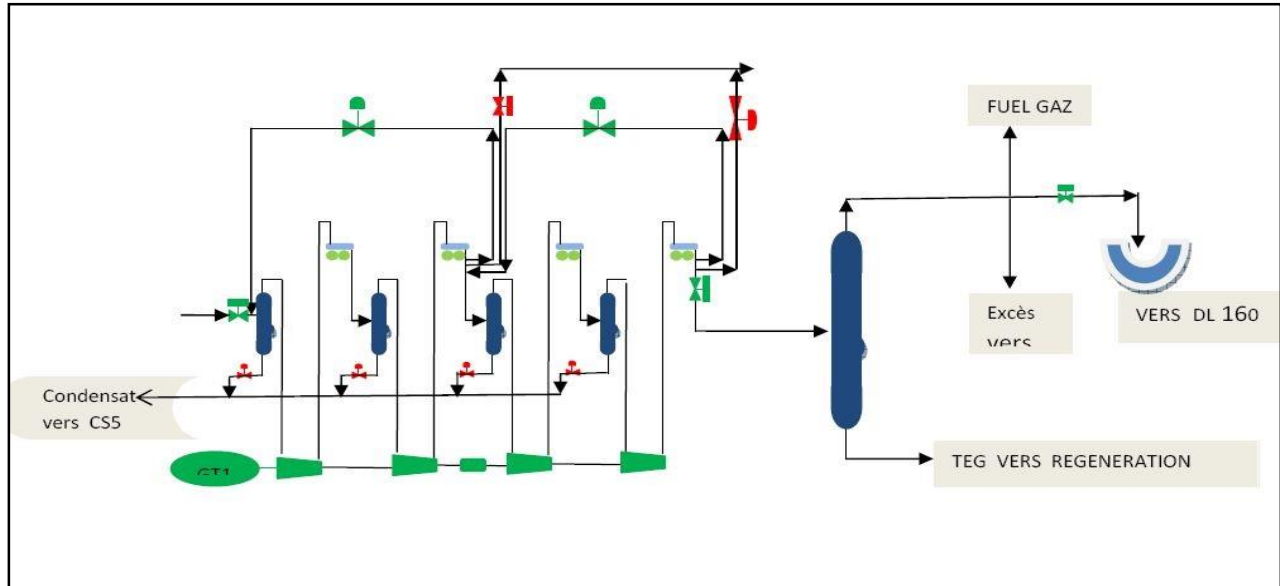


Figure (II.3) : Section compression

II-3-3- Unité de déshydratation par TEG 20-V-00

L'unité de déshydratation au TEG a pour objet de déshydrater le gaz comportant la vapeur d'eau en saturation en utilisant le tri éthylène glycol (TEG) comme agent absorbant, cette unité est composée d'une section de déshydratation du gaz, et d'une section de régénération et de stockage du glycol.

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

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

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

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

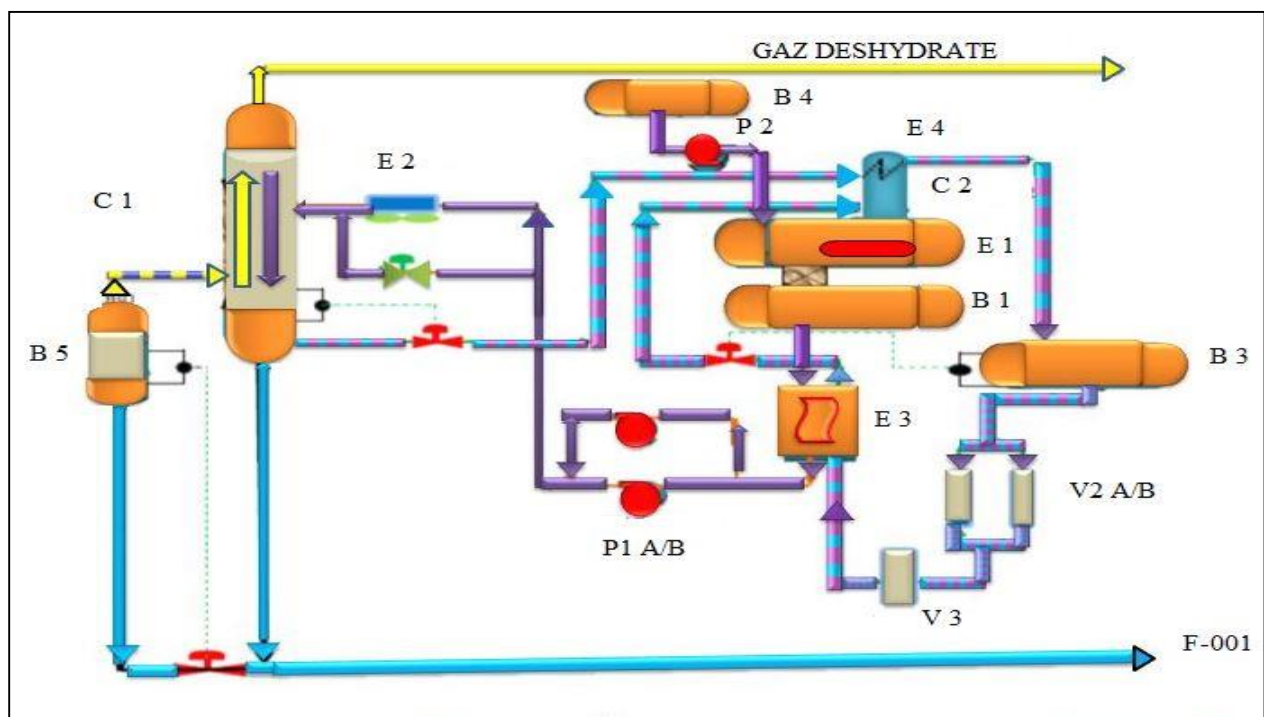


Figure (II.4) : Procédé déshydratation de gaz par TEG

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

L'unité de stockage comprend les équipements suivants:

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

20-V-001-P2 : Une pompe de transfert du glycol

La cuve de stockage du glycol sert de réserve de TEG. Lorsque la quantité de ce dernier se trouvant dans l'unité de déshydratation est insuffisante, le TEG est aspiré de la cuve de

stockage à l'aide de la pompe de transfert. La cuve de stockage est équipée d'un réchauffeur électrique à immersion qui maintient une température interne à environ 15 °C, lorsque la pompe de transfert de glycol est utilisée au cours de la saison froide.

II-3-3-3- Section de régénération du glycol

L'unité de régénération est composée des équipements suivants

20-V-001-B3	Récipient d'inflammation de glycol
20-V-001-E3	Echangeur de glycol appauvri/riche
20-V-001-E1	Régénérateur de glycol à tubes-foyer
20-V-001-C2	Colonne de distillation de glycol
20-V-001-E4	Condenseur de reflux
20-V-001-B1	Tambour de monté de glycol
20-V-001-P1A/B	Pompe de circulation du glycol
20-V-001-V2A/B	Filtres de glycol riche
20-V-001-V3	Filtre de carbone

Tableau (II.1) : Equipements de section de régénération du glycol

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

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

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

Dans le régénérateur de glycol l'eau absorbée est éliminée et le glycol re-concentré au niveau de concentration requis. La colonne de distillation du glycol récupère le glycol débarrassé

de l'eau dans la partie haut afin de minimiser les pertes de glycol qui peut s'échapper avec les effluents.

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

II-3-3-4- Description des équipements de procédé

1) Conjointeur de glycol (20-V-001-C1)

Le contacteur est équipé d'une garniture structurée, modèle SULZER MELLAPAK 250Y. Un éliminateur de buée à engrenage métallique est situé au dessus du conjointeur pour éviter que le glycol ne soit aspiré avec le gaz déshydraté.

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

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

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

La température du glycol appauvri -pénétrant dans le conjointeur- a un impact très important sur le point de condensation du gaz produit et sur les pertes en glycol. En règle générale le glycol appauvri entrant dans le conjointeur doit avoir une température de 5 °C de plus que celle du gaz humide. Par exemple si le gaz humide est à 55 °C le glycol appauvri doit être à 60 °C, afin de maintenir ce rapport de température, l'installation est équipée d'un refroidisseur de glycol à ailettes. La température du glycol appauvri est stabilisée par le TIC-111 qui utilise le conduit de dérivation du liquide, fournit avec le refroidisseur à ailettes. Ce dernier est munit d'un volet manuel pouvant être ouvert ou fermé pour régler le degré de refroidissement selon la température chaude ou froide de la saison.

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

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

4) Récipient d'inflammation de glycol (20-V-001-B3)

Ballon flash, séparateur horizontal triphasé constitué d'un déversoir à plateaux de débordement est situé en aval du condenseur de reflux et sert à séparer et à éliminer le gaz d'inflammation et les liquides libres de condensation des hydrocarbures du glycol liquide riche. S'ils ne sont pas éliminés les liquides des hydrocarbures peuvent avoir un impact négatif sur la prestation du régénérateur –rebouilleur– (20-V-001-E1).

Le liquide de condensation des hydrocarbures est séparé du glycol riche liquide en débordant du déversoir vers la partie de surpression. Le surplus de gaz et de liquide vont aller vers la torchère. Le glycol riche s'écoule continuellement à travers les filtres de glycol riche, le filtre de carbone et l'échangeur de glycol appauvri/riche vers la colonne de distillation du glycol, le niveau étant contrôlé par un régulateur de niveau d'interface.

5) Filtres de glycol riche (20-V-001-V2 A/B)

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

6) Filtres de carbone (20-V-001-V3)

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

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

Garni de bagues de PALL, la colonne de distillation est directement montée sur le haut du régénérateur de glycol (20-V-001-E1) pour permettre une parfaite distillation de glycol et de l'eau, le glycol riche chaud provenant de l'échangeur de glycol appauvri/riche (20-V-001-E3) est déversé au milieu du percolateur de la colonne de distillation. C'est dans le point bas du percolateur que le pré-réchauffement et la distillation partielle du glycol riche sont effectués. Le point haut du percolateur sert à minimiser les pertes de glycol qui s'évapore avec la vapeur d'eau, en utilisant l'eau de reflux.

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

C'est une partie intégrante de la colonne de distillation (20-V-001-C2), le glycol riche provenant du joncteur de glycol (20-V-001-C1) travers le condenseur de reflux pour être transformé en vapeur d'eau froide dans la colonne de distillation. Ce reflux assure le retour de tout le glycol contenu dans la vapeur d'eau vers le percolateur de la colonne de distillation. La différence de la température du glycol riche entre l'entrée et la sortie est fixée à 12,4 °C pour maintenir le bon rapport du reflux vers le haut de la colonne de distillation.

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

Le régénérateur est un rebouilleur sert à re-concentrer le glycol thermiquement par l'évaporation et l'élimination de l'eau qui a été absorbée par le joncteur de glycol (20-V-001-C1). Un ensemble de bruleur de gaz naturel sont situées dans le tube-foyer pour conserver la chaleur de rebouilleur. Le régénérateur fonctionne à 0.1 bar et à 204 °C alors que 99,9 wt% de la concentration de glycol est obtenue par une vitesse appropriée du débit de gaz de stripage. La colonne isolante sert à réaliser une haute concentration de glycol, un gaz de stripage excessif produit de grandes pertes de glycol dues à la température élevée de la partie supérieure de la colonne de distillation de glycol. Il faut donc s'assurer du bon réglage de la vitesse et débit du gaz de stripage.

10) Réservoir de montée de glycol (20-V-001-B1)

La plupart de glycol se perd en vapeur de TEG au niveau de joncteur du récipient d'inflammation de glycol et de condenseur de reflux. Le tambour de montée sert à maintenir une

quantité appropriée de glycol dans le système afin de laisser aux opérateurs le temps nécessaire pour rajouter du glycol. Le tambour est également conçu pour stocker le glycol appauvri et contenir les poussées du glycol dues à la dilatation produite par le réchauffement du système.

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

Les deux moteurs électriques actionnés par des pompes à engrenage sont destinés à aspirer le glycol appauvri de l'échangeur de glycol appauvri/riche (20-V-001-E3) vers le refroidisseur de glycol appauvri (20-V-001-E2). Les pompes sont conçues pour avoir une différence de pression de 68,2 bars et un moteur électrique de 15 KWx4P. L'une est en marche alors que l'autre est en réserve.

12) Cuve de stockage de glycol (20-V-001-B4)

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

13) Pompe de transfert de glycol (20-V-001-P2)

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

II-3-3-5- Produits chimiques

L'unité utilise les quatre produits chimiques suivants :

- 1) Le tri éthylène glycol (TEG) : Solution de glycol-eau à 99,5 wt% (min).
- 2) Le régulateur du PH : Le PH normal de la solution du TEG appauvri est de 7 à 7,5. Si le PH de la solution baisse en dessous de 7 (acidifié), un agent de régulateur du PH doit être ajouté. Il est recommandé que le régulateur de PH soit le mono-éthanol amine MEA.
- 3) L'anti mousse : Un test moussant peut renseigner sur la tendance à produire de la mousse, on peut utiliser par exemple l'émulsion anti mousse ONDEO Nalco EC9076A, il s'agit d'une émulsion huile-eau hautement miscible d'un composé de diméthylpoly-siloxane silotage.

- 4) L'inhibiteur de corrosion : Il est très rare de recourir à un inhibiteur de corrosion dans l'unité. Certains types d'inhibiteurs de corrosion produisent rarement de la mousse dans le glycol. Aussi, il est préférable d'en utiliser le moins possible. N'appliquez l'inhibiteur de corrosion dans l'unité que si la teneur en fer de glycol dépasse la concentration permise.

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

II-3-3-6- Système de gaz combustible

Le gaz combustible est utilisé comme source d'énergie principale pour la turbine à gaz, le compresseur de gaz-lift, pour le régénérateur, le stripping de la solution de glycol dans l'unité de déshydratation, les brûleurs pilotes de bourbier (20-F-001) et pour la purge de la ligne de collecteur de torche.

Le gaz combustible est envoyé à partir du refoulement de l'unité de déshydratation après qu'il a été comprimé et déshydraté; lorsque le gaz n'est pas disponible au moment du démarrage et de l'arrêt du compresseur (20-K-001), le gaz combustible doit être fourni par FGL.

Le collecteur de gaz combustible a trois niveaux de pression, soit 25 bar pour la turbine à gaz, 7 bar pour l'unité de déshydratation et 2,8 bar pour le collecteur de torche. Pour la turbine, le gaz est dépressurisé et contrôlé à 24 bar, ensuite il va subir un réchauffage par le réchauffeur de gaz combustible (20-E-005). [7]

II-4- Récupération des gaz torchés

Ce sont les gaz brûlés au niveau des torchères avant d'être envoyés vers l'atmosphère. Ces gaz proviennent de séparateur au niveau des centres de séparation, Le torchage est considéré comme une façon sûre et efficace de se débarrasser du gaz naturel associé à la production pétrolière, mais il n'est plus à cause de contraintes environnementales, la protection de l'environnement naturel est devenue une des principales préoccupations de la population dans la plus part des pays industrialisés et même dans les pays en voie de développement, et constitue aujourd'hui une composante essentielle dans la stratégie des entreprises.



Chapitre III

III-1- Introduction

L'exploitation du gaz naturel s'est heurtée à des difficultés liées au bouchage des canalisations par dépôt de cristaux, d'abord considérés comme étant de la glace ces cristaux sont en fait, constitués par des hydrates de gaz naturel apparaissant bien ou dessus de la température de formation de la glace .il s'agit de composés d'inclusion que forment avec l'eau certains des constituants du gaz naturel et en tout premier lieu le méthane.

Pour éviter le bouchage des canalisations les installations de production et de transport doivent être protégées des risques de formation d'hydrates une première façon d'y arriver consiste à déshydrater le gaz naturel.

Lorsque ce n'est pas possible, il faut se placer dans des conditions de température et de pression pour éviter la formation des hydrates ou introduire des inhibiteurs. Au cours de ces dernières années il existe des gisements très importants de gaz naturel sans forme d'hydrates. [8]

III-2- Les eaux de gisement

Les eaux de gisement proviennent de l'aquifère sous –jacent au cours de l'exploitation d'un gisement la mise en mouvement de l'aquifère (poussée des eaux ou water drive) contribue à ralentir le déclin de pression du réservoir.

Il peut même être nécessaire de restreindre le régime de production de certains puits de production par cristallisation des sels Les eaux de gisement peuvent être d'origine marine elle sont alors caractérisées par teneur élevées en chlorures particulièrement en chlorure de sodium quelque fois très supérieures à la teneur dans l'eau de mer dissous[8].

III-2-1-La teneur en eau dans le gaz naturel

La teneur en eau dans le gaz naturel dépend essentiellement de la température et de la pression.

Les sels en solution dans l'eau réduisent sa pression partielle en phase vapeur et la teneur en eau du gaz se trouve donc diminuée.

III-2-2-Mesure de la teneur en eau

La teneur en vapeur d'eau peut être mesurée par trois méthodes par observation du point de rosée, par rétention d'eau sur un adsorbant et par adsorption dans un liquide (karl-Fisher).

1. La méthode du point de rosée consiste à observer au moyen d'un miroir refroidi la température de condensation de l'eau .le point de rosée –hydrocarbure.
2. La teneur en eau peut être également mesurée après adsorption sur du perchlorate de magnésium, la quantité d'eau adsorbée étant déterminée par une méthode gravimétrique.

3. La méthode de Karl-Fisher, qui est largement employée, consiste à adsorber l'eau dans une solution et à mesurer la teneur en eau par la quantité de gaz nécessaire pour neutraliser le réactif (solution d'iode, de pyridine et d'anhydride sulfureux dans un méthanol appelée réactif de Karl-Fisher).

Connaissant l'évolution des conditions de température et de la pression dans une installation, il est possible au moyen de la courbe de rosée eau du gaz naturel, de déterminer la zone de formation des hydrates.

La quantité d'eau déposée peut être ensuite calculée à partir de la différence entre les teneurs en eau dans le gaz à saturation respectivement à l'entrée et à la sortie. [8]

III-3-Les hydrates et conditions de leur formation

III-3-1-Définition

Les clathrates de gaz, appelés couramment hydrates, sont des solides cristallins non stœchiométriques, qui se forment à partir d'eau et de gaz. Ils se forment sous certaines conditions de pression et de température, dans les conduites de transport d'hydrocarbures qu'ils finissent par s'obstruer totalement. Le bouchage des équipements pétroliers entraîne pour les exploitants un surcoût considérable, lié à l'arrêt de la production, à la réparation ou au remplacement d'une pièce cassée, ou à la mise en place d'une procédure de destruction des bouchons d'hydrate. Outre cet aspect économique, les hydrates posent des problèmes de sécurité liés à leur instabilité, et à la quantité de gaz qu'ils renferment dans un volume restreint. C'est pourquoi la connaissance des conditions de la formation des hydrates de gaz est devenue un enjeu majeur de l'industrie pétrolière, et le sujet de recherches abondantes. [9]

III-3-2-Les conditions de formations des hydrates

1. présence d'eau dans le gaz naturel;
2. les Basses températures;
3. les haute Pression;

Les autres paramètres qui favorisent la formation d'hydrates, mais qui sont d'ordre moins important sont :

- L'augmentation de la turbulence de l'écoulement, tels que la vitesse d'écoulement élevée, pulsation de pression et toutes types d'agitation ;
- La présence des fines particules jouant le rôle de germes de cristallisation tels que microcristaux d'hydrates et particules solides (poussières, oxydes de corrosion) « jouent un rôle catalytique dans la réaction de formation ». [8]

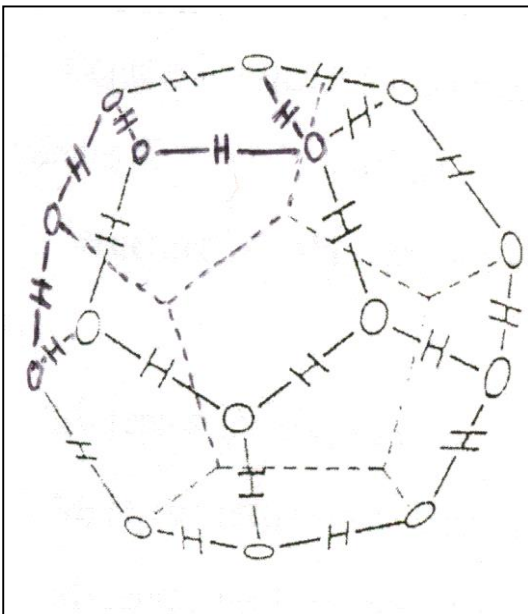
III.3.3- Structures des hydrates

En présence d'un gaz léger, les molécules d'eau peuvent former une structure cristalline régulière comprenant des cavités ou cages dans les quelles sont piégées les molécules de gaz. En raison de cette structure en cage les hydrocarbures appartiennent à la catégorie des composés d'inclusion appelés cathares. Le réseau cristallin est du aux liaisons hydrogène entre les molécules d'eau et il est stabilisé par les molécules de gaz qui sont elles mêmes retenues dans les cages par des forces de Van Der Waals.

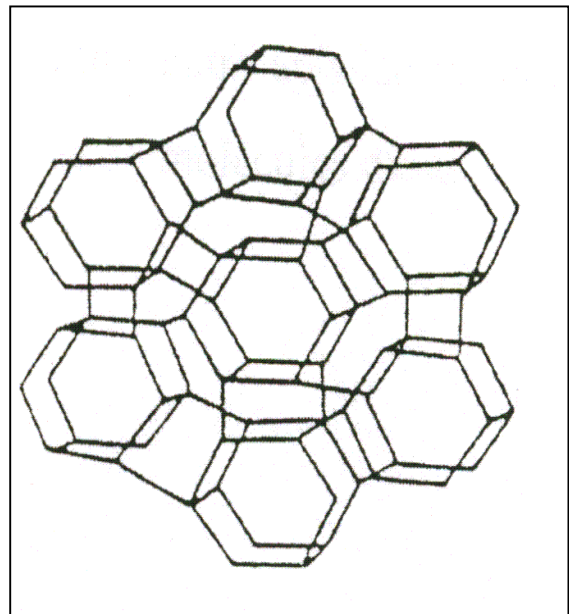
Seules les molécules dont le diamètre est compris dans une certaine fourchette peuvent former ces inclusions en effet, le diamètre de la molécule doit être inférieur au diamètre de la cavité pour que la molécule puisse entrer dans la cavité et en même temps suffisamment grand, pour que le réseau cristallin soit stable.

Deux structures différentes du réseau cristallin appelées structure I et structure II.

Dans ces structures, le motif de base est un pentagone formé par les molécules d'eau reliées par des liaisons hydrogènes. Alors que la face dans sa structure la plus courante (structure II) est formée d'anneaux hexagonaux empilés (fig. 1). Ces motifs pentagonaux s'assemblent dans l'espace en formant des dodécaèdres à faces pentagonales, désigné par la notation 5^{12} (fig. 2).



Figure(III.1) : Polyèdre consommant les cavités des hydrates (dodécaèdre)



Figure(III.2) : Structure de la glace (Structure II)

III.3.3.1-Hydrates de structure I

Aux conditions d'équilibre de pression et température de formation et de dissociation des hydrates, le cristal unitaire de cette structure est composé de 46 molécules d'eau mélangées avec des composants gazeux : méthane, éthane, dioxyde de carbone.

Structure I : $2M_1$ $6M_2$ $46H_2O$

Ou: M_1 représente deux petites cavités (polyèdres constitués de 12 faces pentagonales et référencées 5^{12}).

M_2 représente les six grandes cavités (polyèdres constitués de 12 faces pentagonales et de 2 faces hexagonales et référencées $5^{12} 6^2$).

III.3.3.2-Hydrates de structures II

Le cristal unitaire de cette structure est composé 136 molécules d'eau mélanges avec les hydrocarbures suivants : propane, iso butane, n-butane.

Structure II : $16M_1$ $8M_3$ $136H_2O$.

Ou:

M_3 représente les huit grandes cavités (polyèdres constitués de 12 faces pentagonales et de 4 faces hexagonales et référencées $5^{12} 6^4$).

III.3.3.3-Hydrates de structure H :

Comme il s'ajoute à ces deux structures une autre appelée structure H des Hydrates dont le cristal est composé de 34 molécules d'eau.

Structure H: $3M_1$ $2M_3$ $34H_2O$.

Ou :

M_1 représente les petites cavités.

M_2 représente la cavité intermédiaire.

M_3 représente la grande cavité.

III-4- Prévention des hydrates

La formation des hydrates peut être évitée en se plaçant en dehors de conditions thermodynamiques de formation. Ceci peut être réalisé en augmentant la température à une pression donnée ou en baissant la pression à une température donnée. Si c'est impossible, il

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

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

III.4.1- Chauffage

Un chauffage momentané peut être également utilisé pour éliminer un bouchon d'hydrates. Cette opération nécessite de nombreuses précautions.

III.4.2- Réduction de pression

Une faible pression effectuée à fixée représente un des moyens pour sortir du domaine de formation des hydrates. Toute fois une détente du gaz s'accompagne généralement d'une baisse de température qui va à l'encontre de l'effet recherché.

III.4.3- Utilisation d'inhibiteurs

a. Sels

Les électrolytes constituent des inhibiteurs très efficaces. Les sels en solution agissent par attraction des dipôles formés par les molécules d'eau ; les molécules d'eau tendent à s'associer avec les ions en solution, plutôt qu'à former un réseau autour des molécules de gaz en solution. Pour la même raison, la solubilité du gaz dans l'eau diminue.

Les sels les plus efficaces comme inhibiteurs dépendent aux cations suivants :



Le chlorure de calcium est fréquemment choisi en raison de son efficacité et de son faible coût par contre, en raison des risques de corrosion et dépôt, les sels ne sont que peu utilisés en pratique comme inhibiteurs.

b. Alcools

Les alcools notamment les glycols et le méthanol, sont très largement utilisés comme inhibiteurs.

L'éthylène glycol parmi les glycols, celui qui se prête le mieux à l'inhibition des hydrates. En raison de sa masse moléculaire plus faible.

L'emploi de di éthylène glycol peut toute fois se justifier lors il s'agit de réduire les pertes de solvant dans le gaz. Il est plus efficace à une concentration massique fixée.

Le méthanol est peu visqueux et n'est pas corrosif, par contre, sa forte TVR entraîne des pertes importantes en phase gazeuse, de plus la régénération par distillation du méthanol est relativement coûteuse, de ce fait le méthanol est souvent consommé en permanence sans être récupéré.

c. Autres inhibiteurs

L'ammoniac est l'un des inhibiteurs très efficaces, mais il est corrosif, toxique et forme avec le dioxyde de carbone en présence d'eau, des carbonates qui risquent de constituer un dépôt solide. En outre, sa tension de vapeur est élevée il est difficile à récupérer.

Le mono-éthanol amine a été préconisée comme inhibiteur à une concentration massique donnée.



Chapitre IV

IV-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.

IV-2- Méthodes de déshydratation

IV-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 utilisés est le tri-éthylène glycol.

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. [10]

Après avoir quitté le flash récipient, le glycol riche est chauffé dans un échangeur a 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 trim cooler avant d'être alimenté à l'absorbeur.

IV-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.

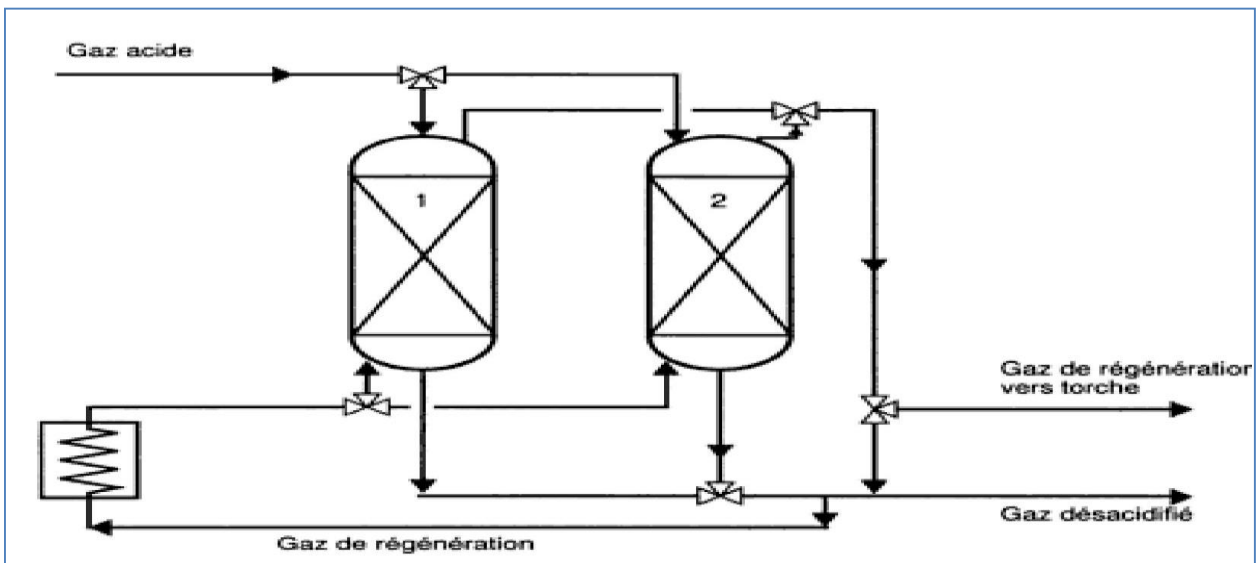


Figure (IV.1): Procédé de déshydratation par adsorption. [11]

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.

IV-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 :

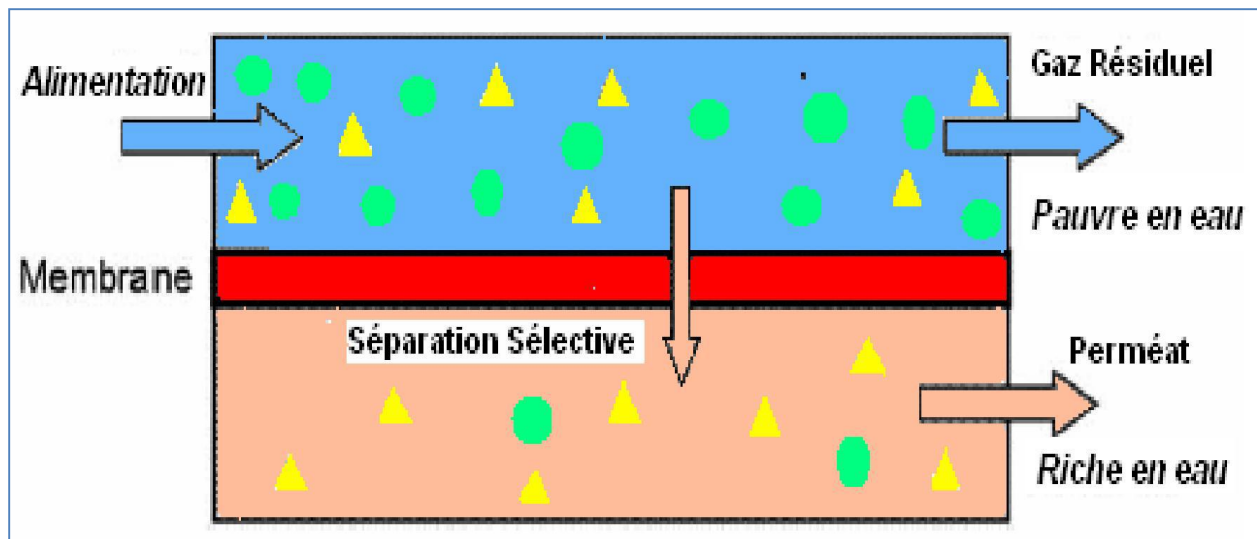


Figure (IV.2) : Schéma de principe de perméation gazeuse. [12]

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 membranes élevées, qui s'expriment généralement en milliers de mètres carrés. [11]

- **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. [13]

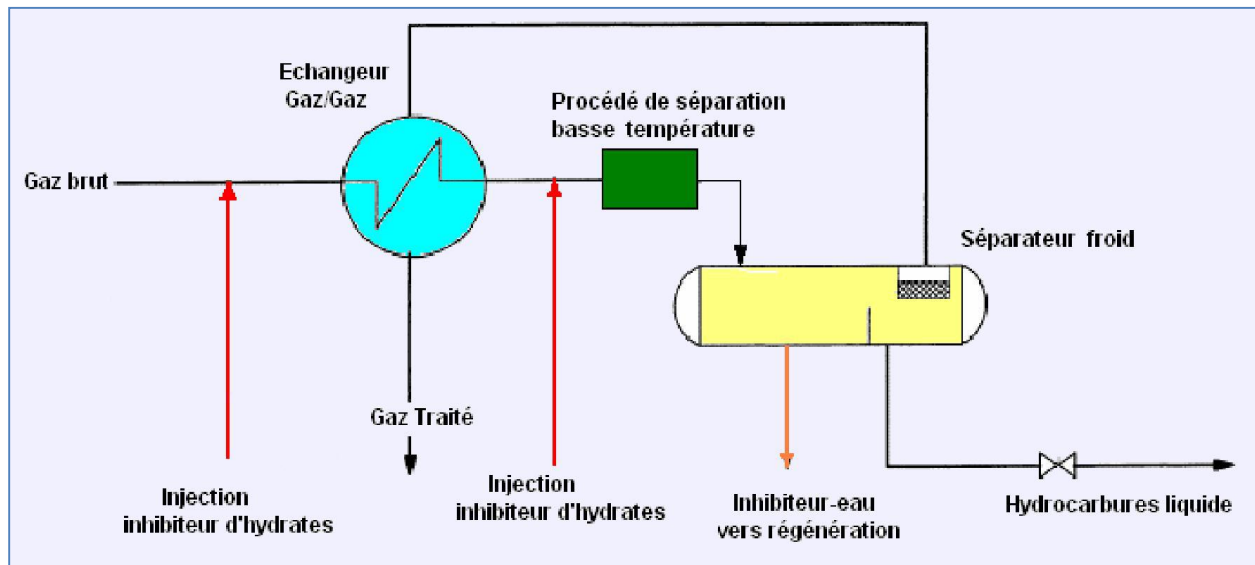


Figure (IV.3) : Déshydratation par abaissement de la température.

IV-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.

IV-4- Glycols utilisés pour la déshydratation

IV-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 éthos 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. [14]. [15]

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.

IV-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.[17]

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. [16]

IV-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) :
- $$\begin{array}{c} CH_2-OH \\ | \\ CH_2-OH \end{array}$$
- b. Le di éthylène glycol (DEG)
- $$\begin{array}{c} O \\ / \quad \backslash \\ CH_2-CH_2-OH \\ CH_2-CH_2-OH \end{array}$$
- c. Le tri éthylène glycol (TEG) :
- $$\begin{array}{c} CH_2-O-CH_2CH_2-OH \\ | \\ CH_2-O-CH_2CH_2-OH \end{array}$$

IV-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 $-7\text{ }^\circ\text{C}$ et bout à $285\text{ }^\circ\text{C}$. 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 (IV.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.

	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

Tableau (IV.1): propriétés de MEG, DEG, TEG. [18], [19]

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. [18]

IV-4-5-Les avantages et les inconvénients des glycols

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

Tableau (IV.2) : Différences entre les types de glycol

Dans la lumière de ces propriétés 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 par de sa viscosité qui ne change pas même à des degrés de températures élevés de régénération. [1]



Chapitre V

V-1- Cas de service:

Débit du gaz	45.909 MMscf/Day = 1,3 Mm ³ /jour
Pression d'entrée du gaz	64 bars = 928.24 psi = 6.4 MPa
Température de contact	55 °C = 131 °F = 328.15 K
La concentration du glycol à l'entrée du contacteur	99,9% au minimum
Teneur en eau du gaz sec	2.914 Lb/MMscf = 46.6778 kg/Msm ³ .

Les exigences requises concernant la teneur en eau du gaz sec inférieure que 50 ppm en mol et cela signifie que :

$$1\text{ppm} = \frac{\text{Mol H}_2\text{O}}{10^6 \text{ Mol gaz}} = \frac{18,015 \text{ g}}{10^6 \text{ Mol gaz}} \quad \text{et ce résulte que}$$

$$1\text{ppm} = \frac{18,015 \text{ g}}{20363,27235 \text{ sm}^3} = \frac{0,018015 \text{ Kg}}{0,02036327235 \text{ Msm}^3} \quad \text{Donc}$$

$$W_o = 50 \text{ ppm} = 44,2340 \frac{\text{Kg}}{\text{M sm}^3} = 2.7614 \frac{\text{Lb}}{\text{MMscf}}$$

V-1-1- Calcul des propriétés du gaz humide**V-1-1-1-Calcul de la densité**

Par définition égale au rapport de la masse volumique du gaz à celle de l'air aux mêmes conditions de pression et de température elle est sans dimension Cette propriété est déterminée pour un gaz réel :

$$D = \frac{\rho_{\text{gaz}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{M_{\text{m}}}{M_{\text{air}}} \cdot \frac{Z_{\text{air}}}{Z_{\text{gaz}}} \dots\dots\dots (\text{V.1})$$

$$M_{\text{air}} = 28,964 \text{ g/mole.}$$

V-1-1-2-Composition du gaz

La composition chimique du gaz est un paramètre de base et a une influence très importante sur les résultats dans le comptage de gaz, la concentration de chaque constituant nous permet de calculer un facteur clé qui est le pouvoir calorifique supérieur et aussi la densité et la masse volumique du gaz.

Constituants	M _i (g/mole)	% molaire	% molaire × M _i
CH ₄	16	0,7803	12,4848
C ₂ H ₆	30	0,0906	2,718
C ₃ H ₈	44	0,0427	1,8788
i- C ₄ H ₁₀	58	0,0103	0,5974
n- C ₄ H ₁₀	58	0,0158	0,9164
i- C ₅ H ₁₂	72	0,0073	0,5256
n- C ₅ H ₁₂	72	0,0046	0,3312
C ₆ H ₁₄	86	0,0036	0,3096
C ₇ H ₁₆	100	0,0018	0,18
C ₈ H ₁₈ ⁺	114	0,0004	0,0456
N ₂	28	0,0090	0,252
CO ₂	44	0,0307	1,3508
H ₂ O	18	0,0029	0,0522
Σ	-	1,0000	21,619

Tableau (V.1): Constituant physiques des corps purs présents dans le gaz naturel

$$M_{\text{gaz}} = \sum M_i \times Y_i \dots\dots\dots(V.2)$$

Donc : $D = 21,619 / 28,964$ $D = 0,746$

VI-1-1-3-calcul du facteur de compressibilité

La détermination du facteur Z est obtenue à partir des coordonnées réduites P_R et T_R en utilisant comme méthode les corrélations empiriques de la (Figure A.1).

$$P_R = P / P_{pc} \dots\dots\dots (V.3)$$

$$T_R = T / T_{pc} \dots\dots\dots (V.4)$$

Les termes T_{pc} et P_{pc} représentent respectivement la température et la pression pseudo-critique du gaz et sont définis par les relations de Kay :

$$P_{pc} = \sum_{i=1}^{13} Y_i \times P_{cr} \dots (V.5)$$

$$T_{pc} = \sum_{i=1}^{13} Y_i \times T_{cr} \dots (V.6)$$

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

Tableau (V.2) : Coordonnées critiques et pseudo-critiques des constituants du gaz.

Donc : $T_R = 328,150 / 223,994 = 1,465$.

$$P_R = 6,400 / 4,6913 = 1,3642$$

Les abaques sont établis expérimentalement par Standing Katz en 1941 [20], 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.[21]

En utilisant ces données et la (Figure A .1) on obtient : $Z = 0,85$.

V-1-1-4-Détermination de la masse volumique du gaz (ρ_{gaz})

En appliquant la formule (V.7), on obtient :

$$\rho_{\text{gaz}} = \frac{P M_{\text{gaz}}}{Z R T} \dots\dots\dots(V.7)$$

Où :

$$R = 8,314 \text{ J/mol.k}$$

$$\rho_{\text{gaz}} = [64 \times 10^5 \times 21,692 \times 10^{-3}] / [0,85 \times 8,314 \times 328,15] = 59,865720 \text{ kg/m}^3.$$

$$\rho_{\text{gaz}} = 3.7373 \text{ lb/ft}^3.$$

V-1-1-5- Prédiction des conditions de formation des hydrates

Plusieurs méthodes ont été développées dans ce domaine parmi eux on adopte la méthode d'utilisation des abaques, le Dr. D. L. Katz a développé une méthode qui est un ensemble des courbes donnant la T_{FH} en fonction de la densité du gaz et la pression de service (Figure A.2), l'application de ce dernier est basée sur la très faible teneur du gaz naturel en CO_2 et N_2 et surtout l'absence de H_2S le cas échéant pour notre gaz.

On peut dire que la formation d'hydrates au niveau de la colonne absorbeur ou la canalisation est inévitable, pour l'éviter il faudra se placer en dehors des conditions de formation d'où le traitement par TEG s'avère obligatoire.

Pour déplacer le domaine de formation d'hydrate dans le gaz naturel le graphe suivant (approximatif) permet de mieux positionner le domaine aux conditions actuelles.

Densité	Pression (Bar)	55	60	65	70
0,749	Température T_{FH} ($^{\circ}C$)	15 .6771	17,9168	18,3594	18,8021
Ecart $\Delta T = T_{Service} - T_{FH}$		39,3229	37,0832	36,6406	36,1979

Tableau (V.3) : Variation de température de formation d'hydrate selon la pression

Le tableau ci-dessus nous montre l'écart entre la température de service et les températures de formation d'hydrate dans les conditions de fonctionnement actuel et ce due à raison de la chute de pression de service ou le changement de la composition de gaz

V-1-1-6- Point de rosée hydrocarbure

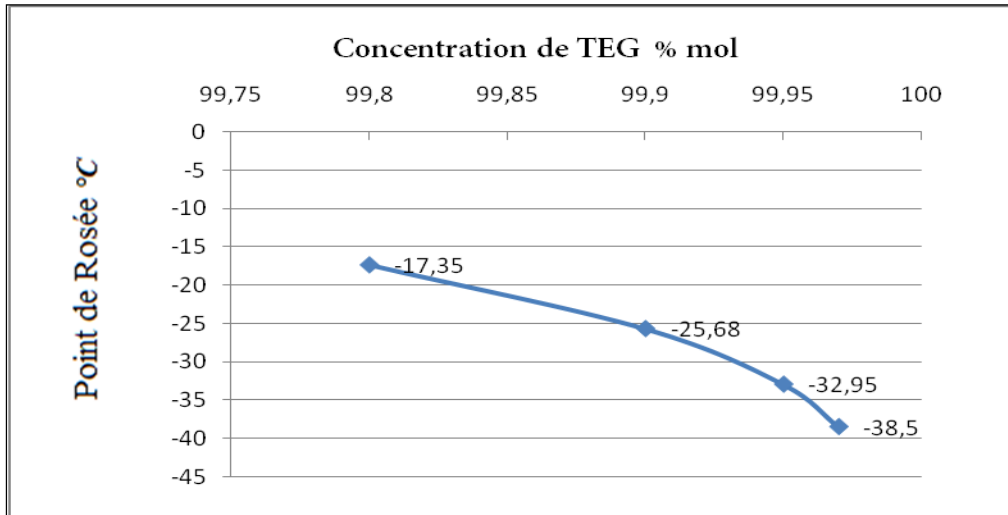
Le point de rosée hydrocarbure d'un gaz est déterminé par un couple de valeur de pression et de température, plusieurs définitions peuvent être donnée néanmoins, chacune d'elle traduit la même réalité physique, parmi celles-ci la définition suivante peut être retenue :

Le point de rosée hydrocarbure d'un gaz soumis à un refroidissement à pression constante est déterminé par la valeur de la température à laquelle apparait la première goutte de liquide constitué d'hydrocarbures, tous les constituant présente dans le gaz sont également présent dans la goutte mais avec des concentrations plus important pour les constituants lourds (Figure A.3). [22]

N°	Concentrations du TEG %	Point de rosée	
		$^{\circ}F$	$^{\circ}C$
1	99.97	-37.30	-38.50
2	99.95	-27.31	-32.95
3	99.90	-14.224	-25.68
4	99,80	+0.77	-17.35

Tableau(V.4): Variation du point de rosée du gaz en différentes concentrations du TEG

À noter que le point de rosée dépend de la concentration des constituants lourds présent dans le gaz aussi du nombre d'atome de carbone, plus ce nombre est élevé plus la valeur du point de rosée est élevé. Le TEG agit comme un inhibiteur et faire abaisser l'avaleur de température de rosée.



Figure(V.1): Amélioration de point de rosée par la concentration TEG

V-1-2-Calcul de quantité d'eau dans le gaz humide

En faisant appel à l'équation mentionnée ci- dessous, on détermine cette quantité comme :

$$G_{\text{eau}} = V \times W_i \dots\dots\dots (V.8)$$

V-1-2-1-Teneur en eau de saturation du gaz

La teneur de l'eau dans le gaz entrant dans la colonne absorbeur est donnée par la corrélation de MEKETTA and WEHE [23], qui est déterminé à l'aide du diagramme (Figure A.4) qui donne la teneur en eau dans le gaz naturel en fonction de la pression et de la température du gaz on a trouvé :

Sous une pression (P = 942.75 PsiA) et une température (T = 131 °F)

$$W_i = 157.5 \text{ lb/MMscf} = 0,00253 \text{ kg/m}^3.$$

Dans 1 MMscf de gaz, nous avons 157.5 lb d'eau. Pour notre charge journalière qui est de l'ordre de $V = 45.909$ MMscf. On a :

$$G_{eau} = V \times W_i = 157.5 \times 45.909 = 7230,668 \text{ lb/day} = 3279,775 \text{ kg/j.}$$

V-1-2-2-Quantité d'eau à absorber par MMscf

$$W_i - W_0 = 157.5 - 2.914 = 154.586 \text{ lb/MMscf} = 2476.23 \text{ kg/MMsm}^3.$$

V-1-2-3-Quantité total d'eau à enlever :

Celle-ci est donnée par :

$$G_{abs} = (W_i - W_0) \times V \dots\dots\dots (V.9)$$

$$G_{abs} = 154.586 \times 45.909 = 7096,888 \text{ lb/day} = 3219.094 \text{ kg/j.}$$

V-1-2-4-Rendement de l'eau enlevée

$$(W_i - W_0) / W_i = 154.586 / 157.5 = 98.15 \text{ \%}.$$

V- 1-3-Débit volumique du glycol frais

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

D'après la (Figure A.4), on obtient les résultats suivants :

TEG% Concentration	Circulation Rate (gal TEG/Lb H ₂ O)	1	1.9	2.2	2.5	3	3.5
99.90	$(W_i - W_0) / W_0$	97.13	97.95	98.51	98.82	99.12	99.25
99.95	$(W_i - W_0) / W_0$	97.42	98.20	98.77	99.08	99.37	99.50
99.99	$(W_i - W_0) / W_0$	97.62	98.42	98.98	99.27	99.55	99.70

Tableau(V.5): Variation du taux d'absorption du TEG aux différentes concentrations

Si on prend la concentration du TEG minimale qui est de 99,90%, 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 la même taux d'absorption. On transforme les résultats obtenue sous forme le graphe suivant :

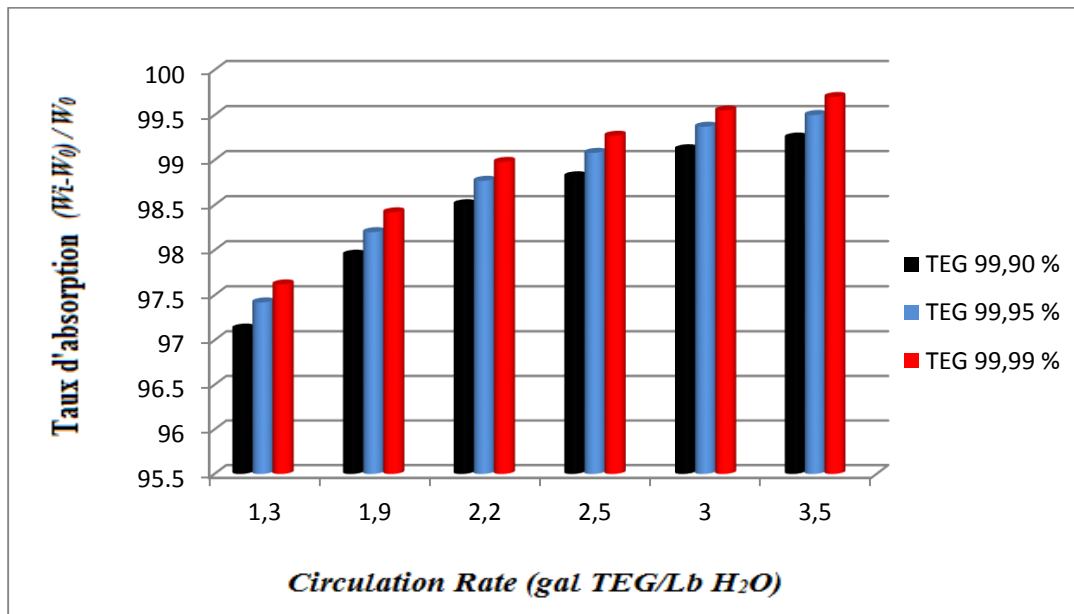


Figure (V.2): Influence de circulation rate sur l'eau absorbée

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).

V-1-3-1-Débit volumique de glycol

Il peut être déterminé en utilisant la formule suivante :

$$V_{gl} = G_{abs} \times Rate \dots\dots\dots (V.10)$$

$$V_{gl} = 7096,888 \times 2 = 14193,776 \text{ gal TEG/day} = 53.729 \text{ m}^3/\text{j}.$$

V-1-4-Bilan matière de l'absorbeur

Entrée : $G_E = G_{gh} + G_{gl}$

Sortie : $G_S = G_{gsé} + G_{glh}$

$$G_E = G_S \quad \Leftrightarrow \quad G_{gh} + G_{gl} = G_{gsé} + G_{glh}$$

V-1-4-1-Détermination du débit massique du gaz humide

V-1-4-1-1-Débit volumique du gaz humide (V_{gh})

a. Conditions service

$$T = 55 \text{ °C} = 328,15 \text{ °K} = 131 \text{ °F.}$$

$$P = 64 \text{ bars} = 928.242 \text{ Psi.}$$

$$V_{gh} = (Z n R T) / p \dots\dots\dots (V.12)$$

b. Conditions standards

$$T_0 = 15 \text{ °C} = 288,15 \text{ °K} = 59 \text{ °F.} \quad Z \approx 1$$

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

$$V = (Z_0 n R T_0) / P_0 \dots\dots\dots (V.13)$$

De (V.12) et (V.13) on trouve :

D'après l'équation (V.13) on trouve :

$$nR = V \times P_0 / T_0 \dots\dots\dots (*)$$

donc : (*) dans (V.12):

$$V_{gh} = V \times (Z T P_0) / P T_0 \dots\dots\dots (V.14)$$

$$V_{gh} = 1.3 \times 10^6 (0,85 \times 14,696 \times 131 / 928.242 \times 59) = 38843.60 \text{ ft}^3/\text{day.}$$

$$V_{gh} = 1099.928 \text{ m}^3/\text{j}$$

V-1-4-1-2-Débit massique du gaz humide

$$G_{gh} = V_{gh} \times \rho_{gaz} \dots\dots\dots (V.15)$$

$$G_{gh} = 38843.60 \times 3.7373 = 145170.186 \text{ lb/day} = 65848.088 \text{ kg/j.}$$

V-1-4-2-Débit massique du gaz sec

Cette propriété est déterminée grâce à la formule suivante :

$$G_{\text{gsé}} = G_{\text{gh}} - G_{\text{abs}} - G_{\text{hcdiss}} \dots\dots\dots(\text{V.16})$$

V-1-4-2-1-Détermination de la quantité des hydrocarbures dissouts dans le glycol

En application de la formule (V.17), on obtient :

$$G_{\text{hcdiss}} = V_{\text{hcdiss}} \times \rho_{\text{hcdiss}} \times V_{\text{gl}} \dots\dots\dots (\text{V.17})$$

V_{hcdiss} : Solubilité des hydrocarbures gazeux dans le TEG, $V_{\text{hcdiss}} = 0,224 \text{ ft}^3 \text{ du gaz} / \text{ft}^3 \text{ de TEG} = 1,67 \text{ m}^3 \text{ du gaz}/\text{m}^3 \text{ TEG}$).

V-1-4-2-2- Calcul de la masse volumique des hydrocarbures dissouts

$$\rho_{\text{hcdiss}} = (M_{\text{gaz}} / 22,4) \times (273,15 / 273,15 + T) \times (P / P_0) \times (1 / Z) \dots\dots\dots(\text{V.18})$$

$$\rho_{\text{hcdiss}} = (21,619 / 22,4) \times (273,15/(273,15+55)) \times (64/1) \times (1/0,85) = 60,282 \text{ kg}/\text{m}^3.$$

$$\rho_{\text{hcdiss}} = 3.763 \text{ lb}/\text{ft}^3.$$

Donc :

$$G_{\text{hcdiss}} = 1.67 \times 60,282 \times 53.729 = 5408,948 \text{ kg}/\text{j}.$$

$$G_{\text{hcdiss}} = 11924.691 \text{ lb}/\text{day}.$$

Alors: d'après l'équation (V.16)

$$G_{\text{gsé}} = 145170.186 - 7096,888 - 11924.691 = 126148.607 \text{ lb}/\text{day}.$$

$$G_{\text{gsé}} = 57220.045 \text{ kg}/\text{j}.$$

V-1-4-3- Débit massique du glycol frais

En faisant appel à l'équation mentionnée ci- dessous, on détermine cette quantité comme :

$$G_{gl} = V_{gl} \times \rho_{gl} \dots\dots\dots (V.19)$$

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

Alors :

$$G_{gl} = 53,729 \times 1096,412 = 58909,120 \text{ kg/j.}$$

$$G_{gl} = 129872.379 \text{ lb/day.}$$

V-1-4-4-Débit massique du glycol humide

Celle-ci est donnée par :

$$G_{glh} = G_{gl} + G_{hcdiss} + G_{abs} \dots\dots\dots(V.20)$$

On a trouvé:

$$G_{glh} = 58909,120 + 5480,948 + 32189.094 = 67609,162 \text{ kg/j.}$$

$$G_{glh} = 149052.569 \text{ lb/day.}$$

Désignations	Entrée (Kg/j)	Désignations	Sortie (Kg/j)
G_{gh}	65848.088	$G_{gsé}$	57220.045
G_{gl}	58909.120	G_{glh}	67609.162
Σ	124757.208	Σ	151745,691

Tableau (V.6): Bilan matière

V-1-4-5-Teneur en eau du solvant humide (X_2)

Cette propriété est déterminée grâce à la formule suivante :

$$X_2 = X_1 \times (G_{gl} / G_{glh}) \dots\dots\dots (V.21)$$

$$X_2 = 99,9 \times (58909,120 / 67609,088162) = 87,044 \%$$

V-1-4-6- Rapport d'eau/glycol dans le glycol frais (Xe)

En application de la formule (V.21), on obtient :

$$X_e = (100 - X_1) / X_1 \dots\dots (V.22)$$

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

V-1-4-7- Gaz de stripping

D'après les données, la hauteur de la colonne de gaz de stripping (la hauteur du garnissage) est de 10 ft donc elle correspond à 2 étages et d'après la (Figure A.6) on peut déterminer le gaz de stripping (ft³/gal TEG). On calcule le débit du gaz de stripping par la formule suivante :

$$V_{stgaz} = V_{gl} \times \text{gaz de stripping Rate} \dots\dots\dots (V.23)$$

Gaz de stripping sm ³ /m ³ TEG T = 204 °C	Gaz de stripping sm ³ /m ³ TEG T = 186 °C	TEG wt %	V _{stgaz} (Nm ³ /h) T = 204 0C	V _{stgaz} (Nm ³ /h) T = 186 0C
68.5	-	99,975	130,2139	-
49.84	-	99,95	94,7425	-
35.16	89.03	99,90	66,8368	169,2400
27.58	70.66	99,85	52,4277	134,3199
21.29	58.07	99,80	40,4709	110,3872

Tableau (V.7) : Variation de la concentration du TEG avec débit de gaz de stripping

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 quelque 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 suivante bien le montre.

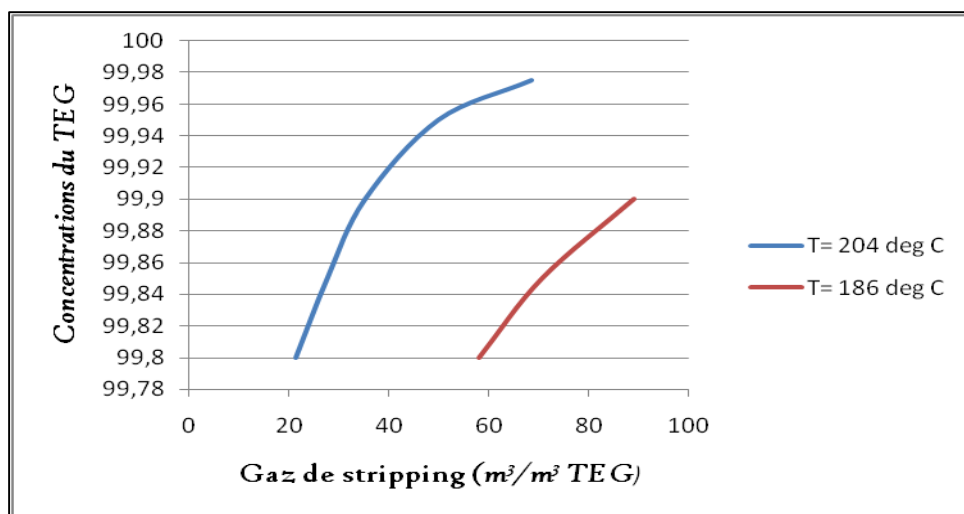


Figure (V.3): Effet de gaz stripping sur la concentration du TEG

V-2- Cas actuel

Paramètres d'exploitation :

Pression	[45 - 68] bar = [652.67 - 986.26] Psi
Température	[45- 65] °C = [113 - 149] °F
Débit maximum	1.4 Mm ³ /j = 49.44 MMscf/day
Concentration de glycol	99,9 % minimum

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

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

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

- La hauteur du contacteur.
- Le débit de circulation du glycol.
- La pureté du glycol pauvre et ça dépend de la régénération.

V-2-1-Taux d'humidité du gaz

D'après la (Figure A.7) on a :

Température °F	Taux d'humidité W_i (Lb/MMscf)			
	652.66Psi	800.46Psi	899.95Psi	986.25Psi
113	106	100	95	87.5
129.99	164	155	145	135
140	212	202	186	175
149	260	251.11	230	216

Tableau (V.8) : Influence de la température et la pression sur le taux d'humidité du gaz

Le tableau (V.8) est converti en colonnes de comparaison pour mieux comprendre le phénomène

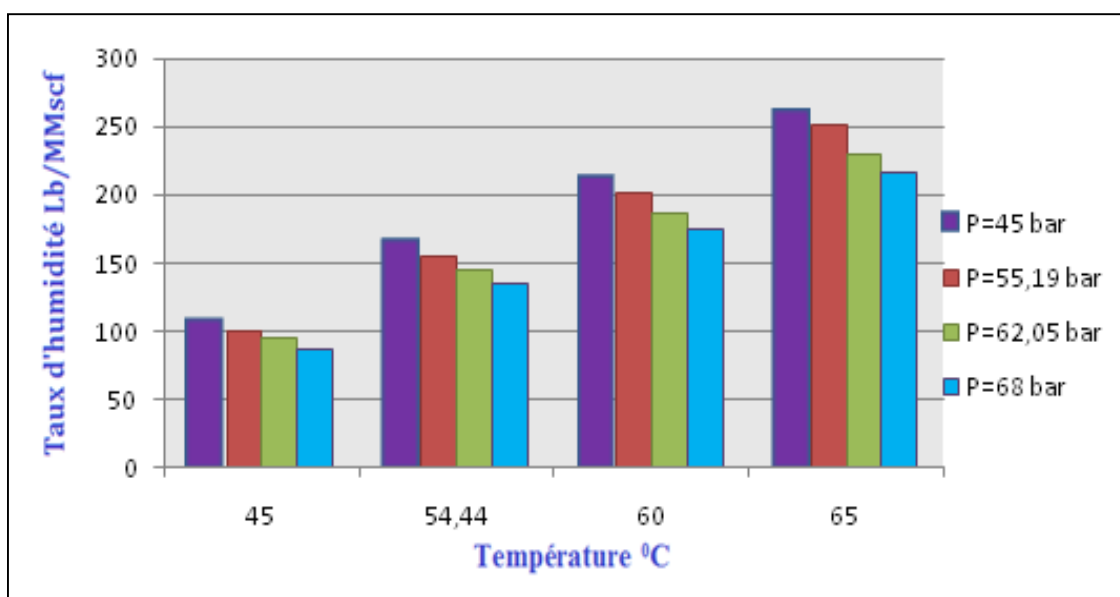


Figure (V.4): Variation du taux d'humidité avec la température et la pression

Le taux d'humidité (ou la teneur en eau du gaz) dépend de deux paramètres : la température et la pression. En fixant la température, le taux d'humidité diminue avec l'augmentation de la pression.

Et contrairement, en fixant la pression, le taux d'humidité augmente avec l'augmentation de la température.

V-2-2-Quantité d'eau à récupérer dans le contacteur

En utilisant la formule suivante :

$$G = W_i - W_0 \dots\dots(VI.24)$$

Température °C	G (Kg/Msm ³)			
	45 bar	55.19 bar	62.05 bar	68 bar
45	1651,27897	1555,16821	1475,07591	1354,93746
54.44	2580,34965	2436,18351	2275,99891	2115,81431
60	3349,23573	3189,05113	2932,75577	2756,55271
65	4118,12181	3975,7177	3637,56801	3413,30957

Tableau (V.9) : Influence de température et pression sur la quantité d'eau récupérer

V-2-3- Quantité d'eau absorbée

La quantité d'eau présente dans un Mm³ de gaz varie en fonction de la pression et de la température. En travaillant avec des différents débits de gaz, la quantité d'eau est déterminée grâce à la formule suivante :

$$G_{abs} = G \times \text{débit du gaz} \dots\dots\dots(V.25)$$

Le tableau représenté Influence des paramètres sur le débit d'eau récupérée

Température °C	G_{eabs} (Kg/j)			
	45,00 bar	55.19 bar	62.05 bar	68 bar
45	2146,662658	2021,71867	1917,59868	1761,41869
54.44	3354,454542	3167,03856	2958,79858	2750,5586
60	4354,006446	4145,76647	3812,5825	3583,51852
65	5353,55835	5168,43301	4728,83841	4437,30244

Tableau (V.10) : Influence des paramètres sur le débit d'eau récupérée

V-3- Perte par évaporation dans la colonne absorbeur

La pression et la température qui règnent peut amener le gaz à entraîner le TEG avec lui, Le perte par évaporation en présence d'un courant de gaz naturel, est déterminer par la formule de Raoult :

$$M = (P_v \times M_m \times 492 \times 14.7 \times 10^6) / (760 \times 359(460+T) \times P) \dots\dots\dots (V.26)$$

L'analyse mathématique de la formule cité en dessus montre que les pertes varie proportionnellement avec la variation de la pression de vapeur de tri ethylene glycol P_v qui est à son role varie proportionnellemnt avec les valeur de la température, les pertes varie aussi avec la masse molaire de constituant si celle-ci est grand on prévue des pertes importants sinon, y'a pas mal de transfert de matiere.

La pression est un facteur essentiel dans le phenoméne de vaporisation, l'évaporation se varie inversement avec l'augmentation de pression comme la variation du température mais ce dernier agit sur la pression de vapeur. Les pertes autorisée par le designe au niveau de la colonne absorbeur sont de valeur $P = 23,6 \text{ Kg/j}$ et ce due si on opère les paramètre de fonctionnement de celui-ci mais le process subit des varition des paramètres d'exploitation et donc la perturbation des résultat prévu.

P_1	T ($^{\circ}\text{C}$)	T ($^{\circ}\text{F}$)	P_v (mmHg)	(kg /Mm ³ de gaz)	(kg /jour)
1015.264 Psi = 70 bar	37,778	100	0,0044	0,502	0,653
	48,889	120	0,01131	1,263	1,643
	55	131	0,02	2,208	2,870
	60	140	0,03	3,280	4,264
	65,556	150	0,042	4,544	5,907
	70	158	0,063	6,759	8,787
	75	167	0,085	9,034	11,745
	80	176	0,13	13,690	17,797
	85	185	0,18	18,781	24,416
P_2	T ($^{\circ}\text{C}$)	T ($^{\circ}\text{F}$)	P_v (mmHg)	(kg /Mm ³ de gaz)	(kg /jour)
928.2415 Psi = 64 bar	37,778	100	0,004353	0,543914	0,707088
	48,889	120	0,011305	1,381	1,796
	55	131	0,02	2,415	3,140
	60	140	0,03	3,588	4,664
	65,556	150	0,042074	4,979	6,473
	70	158	0,063	7,393	9,611
	75	167	0,085	9,881	12,846
	80	176	0,13	14,041	18,253
	85	185	0,18	20,542	26,705

P ₃	T (°C)	T (°F)	Pv (mmHg)	(kg /Mm ³ de gaz)	(kg /jour)
797.7076 Psi = 55 bar	37,778	100	0,004	0,632	0,822
	48,889	120	0,0113	1,607	2,09
	55	131	0,02	2,810	3,65
	60	140	0,03	4,175	5,428203
	65,556	150	0,042	5,794	7.532
	70	158	0,063	8,603	11,184
	75	167	0,085	11,498	14,948
	80	176	0,13	17,423	22,65102
	85	185	0,18	23,904	31,075
P ₄	T (°C)	T (°F)	Pv (mmHg)	(kg /Mm ³ de gaz)	(kg /jour)
725.1887 Psi = 50 bar	37,778	100	0,004	0,696	0.905
	48,889	120	0,0113	1,768	2,299
	55	131	0,02	3,091792	4,019
	60	140	0,03	4,593	5,971
	65,556	150	0,042	6,373	8,28563
	70	158	0,063	9,463	12,302
	75	167	0,085	12,648	16,443
	80	176	0,13	19,166	24,916
	85	185	0,18	26,294	34.182

Tableau (V.11): Perte de TEG à difference de pression et de temperature

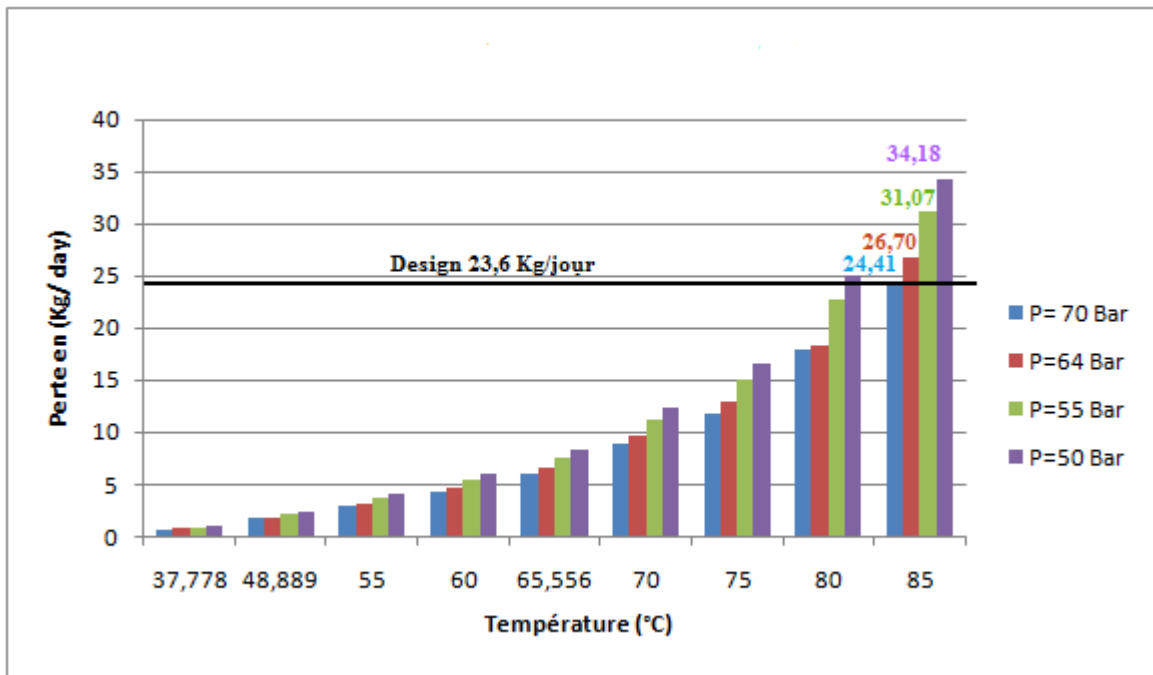


Figure (V.5) : Perte par évaporation en colonne contacteur

On constate que les degrés élevés de température influe proportionnellement sur l'évaporation de solvant qui s'entraîne avec le gaz à épurer contrairement à l'action de pression de TEG, s'il est important on avoir le minimum de perte, s'il est diminuée on aura des entrainement significatif

V-4- Pertes dans la Colonne de régénération

La chaleur nécessaire à fournir au rebouilleur consiste en :

1. La chaleur pour réchauffer la solution de glycol riche

Il se chauffe de $179^{\circ}\text{C}=354.2^{\circ}\text{F}$ jusqu'à $198.9^{\circ}\text{C}= 390^{\circ}\text{F}$, en utilisant $T_{\text{moyen}} = 372,1^{\circ}\text{F} = 189^{\circ}\text{C}$ et $C_P =$ chaleur spécifique de la solution riche à $T_{\text{moyen}} 372,1^{\circ}\text{F}$.

$C_P = 0.751 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$ pour 99.90 % TEG.

$$Q_{R1} = M C_P \Delta T \dots\dots (V.27)$$

$$Q_{R1} = (6206,93 \text{ lb}_m\text{sol TEG/hr})(0.751 \text{ Btu/lb}_m^{\circ}\text{F})(390 - 354.2)$$

$$Q_{R1} = 166878,368 \text{ Btu/hr.}$$

où : $M = G_{\text{glh}} = 67570,081 \text{ Kg/J} = 148966.4 \text{ lb/day} = 6206,93 \text{ lb/hr}$ débit massique de la solution riche.

2. Chaleur pour vaporiser l'eau enlevée de l'absorbeur

$$Q_{R2} = G_{\text{H}_2\text{O}} h_{fg} \dots\dots (V.28)$$

$$Q_{R2} = 295,66 \text{ lb/hr} .970.3 \text{ Btu/lb}$$

$$Q_{R2} = 286885 \text{ Btu/hr.}$$

3. Chaleur pour vaporiser l'eau provenant du reflux

$$Q_{R3} = 25 \% Q_{R2}$$

$$Q_{R3} = 0.25 \times 286885 = 71721,251 \text{ Btu/hr.}$$

4. Chaleur pour compenser les pertes

$$Q_{R4} = 0.24 A (T_F - T_A) \dots\dots(V.29)$$

où :

0.24 = coefficient de transmission thermique.

A : Volume d'une colonne (cylindre) D = 90 cm et H = 2.6m

$T_F = 372,1^\circ\text{F} = 189^\circ\text{C}$ température moyenne du fluide dans la colonne de régénération

$T_A =$ température ambiante. $86^\circ\text{F} = 30^\circ\text{C}$

Volume du cylindre $A = \pi \times r^2 \times h = 3.14 \times (0.45)^2 \times 2.6 = 1.66 \text{ m}^3$

$Q_{R4} = 0.24 \times 1.66 (189 - 30) = 63.3456 \text{ W}$ (énergie perdu).

$Q_{R4} = 2460,144 \text{ but/hr.}$

Chaleur totale à fournir :

$$Q_T = Q_{R1} + Q_{R2} + Q_{R3} \dots\dots\dots (V.30)$$

$Q_T = 166878,368 + 286885 + 71721,251 + 63.3456 = 525547.9636 \text{ But/ hr}$

V-4-1- Influence de taux de reflux

Un reflux minimum doit être assuré pour minimiser les pertes de glycol qui s'évapore avec l'eau, la température d'alimentation est très important dans les opérations de distillation parcequ'elle concerne l'état physique de melange binaire soit en ébullition soit un mélange liquide/ vapeur soit en phase vapeur.

T (°C) alimentation	179	170	165	160	155	150
Taux de reflux minimale %	16.5	12.9	10.5	9	7.2	6.2

Tableau (V.12): Reflux minimale par rapport à la température d'alimentation



Chapitre VI

VI-1- Introduction

La modélisation est une démarche qui permet, à partir de faits expérimentaux, de construire un outil mathématique reliant les sorties d'un système à ses entrées. Elle est la plus répandue ; on la retrouve principalement dans les logiciels commerciaux de simulation statique ou dynamique

Ces logiciels extrêmement performants s'appuient sur des modèles thermodynamiques calculant les propriétés de mélange à partir de celles des corps purs (équilibre entre phases, enthalpie, entropie) et sur des variables intensives (température, pression et composition).

La simulation numérique est l'un des outils permettant de simuler des phénomènes réels. Appelée aussi simulation informatique, elle désigne un procédé selon lequel on exécute un programme informatique sur un ordinateur en vue de simuler par exemple un phénomène physique complexe; (ex: chute d'un corps sur un support mou, résistance d'une plateforme pétrolière à la houle, fatigue d'un matériau sous sollicitation vibratoire, usure d'un roulement à billes, ...). Les simulations numériques scientifiques reposent sur la mise en œuvre de *modèles théoriques* utilisant souvent la technique dite des *éléments finis*. Elles sont donc une adaptation aux moyens numériques de la modélisation mathématique, et servent à étudier le fonctionnement et les propriétés d'un système modélisé ainsi qu'à en prédire son évolution. On parle également de calcul numérique. [24]

Ces simulations informatiques sont rapidement devenues incontournables pour la modélisation des systèmes naturels en physique, chimie et biologie, mais également des systèmes humains en économie et en science sociale.

La simulation informatique est apparue en même temps que l'informatique pour les besoins du projet Manhattan pendant la Seconde Guerre mondiale, afin de modéliser le processus de détonation nucléaire. La première simulation numérique « civile » en physique théorique fût l'expérience de Fermi –Pasta -Ulam (1953). Depuis, elle a évolué parallèlement à l'informatique.[25]

VI-2- Méthodes de simulation [24]

- Méthodes de Runge-Kutta pour le traitement numérique des équations différentielles;
- Méthode des éléments finis ou Méthode des caractéristiques pour le traitement des équations aux dérivées partielles;
- Simulation atomistique en physique des matériaux;
- Méthode de Monte-Carlo en physique statistique, physique des matériaux, physique nucléaire, physique des particules, mathématiques, statistiques et économétrie;
- Méthode ab initio en mécanique quantique, chimie quantique;
- Discrétisation des équations (éléments finis, volumes finis, différences finies) en mécanique, aérodynamique, acoustique;
- Dynamique moléculaire, Dynamique d'amas en chimie, physique;
- Simulations PIC (Particle-in-Cell) en physique.

VI-3- Modèle et simulation

Lorsque le système réel que l'on souhaite observer devient trop complexe et que de nombreuses variables sont en jeu, la modélisation intervient pour prendre en charge et traiter les problèmes : un modèle est élaboré pour essayer de rendre compte de la complexité du système tout en essayant de réduire le nombre de paramètres. la figure (VI.1) présente schéma simple de la modélisation et la simulation d'un processus. [24]

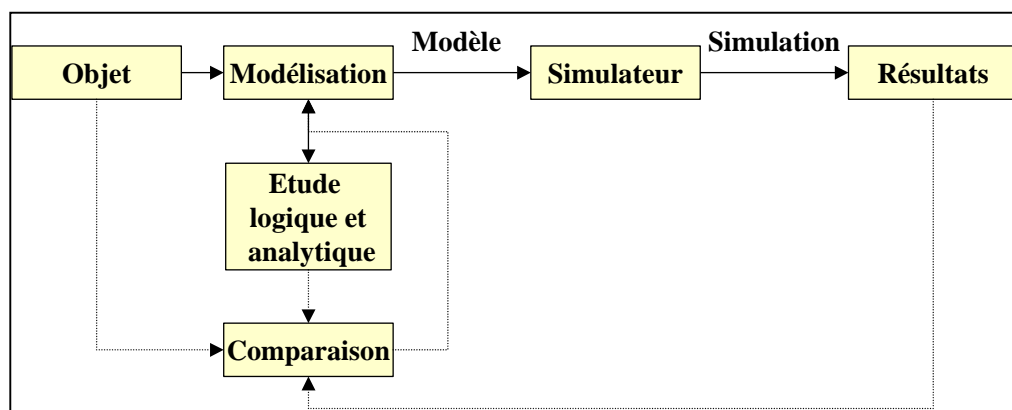


Figure (VI.1) Schéma nécessaire pour la modélisation et la simulation d'un processus.

L'analyse du système, la modélisation et la simulation constitue les trois étapes fondamentales de l'étude du comportement dynamique des systèmes complexes[26] :

- **L'analyse du système**

Consiste à définir les limites du système à modéliser, à identifier les éléments importants ainsi que les types de liaison et d'interaction entre ces éléments et à les hiérarchiser.

- **La modélisation**

Vise à représenter de la meilleure façon possible un objet réel par un ou des modèles sous forme mathématique. D'une manière générale, lors de l'élaboration du modèle, trois types de données sont nécessaires : les paramètres chimiques (réactions, produits formés, cinétiques et mécanismes), les paramètres de transfert (matière, énergie, quantité de mouvement) et l'hydrodynamique caractérisant les équipements.

- **La simulation**

Étudie le comportement d'un système. Elle permet, en particulier, d'étudier l'évolution du système en faisant varier un ou plusieurs facteurs et en confrontant les valeurs calculées aux valeurs observées.

VI-4- Types de simulation

On peut distinguer principalement deux types de simulation dans le cas des procédés chimiques : la simulation statique (steady state) et la simulation dynamique (transient state).

VI-4-1 Simulation statique

La simulation statique d'un procédé vise à définir les propriétés des flux (débit, température, fraction vaporisée, ...), ainsi que les bilans matière et d'énergie en régime stabilisé. Le procédé est décomposé en blocs représentant les différentes opérations unitaires mises en œuvre. Les blocs sont liés entre eux par des flux de matière ou d'énergie.

VI-4-2 Simulation dynamique

La simulation dynamique d'un procédé vise à définir les propriétés des courants en fonction du temps, pendant des situations transitoires où le régime n'est pas stable.

VI-5- Logiciels de simulation des procédés

Il existe un très grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques sur le marché. Ci-après, on présente une liste non exhaustive des logiciels les plus utilisés au niveau mondial [24] :

- ABAQUS: logiciel français de simulation (formulations implicite et explicite),
- Abinit, logiciel libre international pour la simulation de la structure électronique et atomique de matériaux.
- Actran, logiciel belge de simulation acoustique,
- ADINA, système logiciel pour le calcul mécanique, thermique et fluide - possibilité de couplage des solveurs
- ANSYS, logiciel américain de simulation par éléments finis des comportements en mécanique des structures, mécanique des fluides, électromagnétisme, etc.
- ANSYS CFX, logiciel de CFD pour le couplage fluide structure avec ANSYS
- AnyLogic, outil de simulation des processus et des systèmes dans différents domaines.
- CADFLOW, logiciels de simulation et Ingénierie pour la Plasturgie
- CalTox , logiciel libre de calcul de la toxicité d'une émission dans l'air
- Castor, logiciel français de simulation du comportement d'une structure mécanique,
- CFDdesign, logiciel de simulation d'écoulement de gaz et de fluides
- Code_Aster : logiciel libre de simulation numérique en mécanique des structures.
- Code Mascaret : logiciel libre de simulation numérique d'écoulements unidimensionnels.
- Code_Saturne, Logiciel libre, élaboré par EDF, de simulation en Mécanique des fluides
- COMSOL MULTIPHYSICS, logiciel élément finis alliant généralité (mécaniques des fluides, électromagnétisme, mécaniques des structures, thermique) et puissance de calcul, permettant d'étudier un nombre illimité d'interactions entre différentes physiques (fluide caloporteur par exemple),
- EFD.Lab, logiciel de simulation des écoulements pour les non spécialistes
- Fluent, logiciel américain de simulation des écoulements fluides,
- FRED (développé par SHELL), logiciel de dispersion atmosphérique , utilisé pour des études de danger
- LMS Imagine.Lab logiciel de simulation système multiphysique
- LMS Virtual.Lab Motion, logiciel Belge (Société LMS) de simulation des efforts dans les mécanismes,
- LMS Virtual.Lab fatigue, logiciel Belge (Société LMS) de simulation de la fatigue dans les structures (y compris point et cordons de soudure)
- NIMTOH Kadviser, logiciel français de simulation des raisonnements déductifs,
- PHAST,(développé par DNV), logiciel de dispersion atmosphérique , utilisé pour des études de danger

- Plate-forme Salomé, Plate-forme d'intégration libre et open source pour la simulation numérique
- PHUN, logiciel de simulation 2D gratuit
- SAMCEF, logiciel belge de simulation des comportements en mécanique des structures,
- SIGMA (développé par l'IRSN), logiciel de dispersion atmosphérique, utilisé pour des études de danger
- Solid Dynamics, logiciel français de simulation des efforts dans les mécanismes,
- Sysnoise, logiciel Belge de simulation acoustique, éléments finis et de frontières
- Systus, logiciel français de simulation notamment utilisé par l'industrie nucléaire,
- TRUE (Temporal Reasoning Universal Elaboration) : logiciel français (société True-World) de modélisation, de simulation et d'intelligence artificielle, interface wysiwyg, restitution en 2D, 3D et 4D,
- VASP (Vienna Ab initio Service Package), logiciel de calcul ab initio,
- Working Model, logiciel de simulation de mouvements, de collisions etc...

Les logiciels de simulation des procédés chimiques les plus utilisés dans le domaine pétrolier sont :

- <http://www.aspentec.com/> (Aspen)
- <http://www.chemstations.net/> (Chemcad)
- <http://www.winsim.com/> (DesignII)
- <http://www.hyprotech.com/> (Hysys)
- <http://www.ideas-simulation.com/home.php> (Ideas)
- <http://www.rsi-france.com/> (Indiss)
- <http://www.prosim.net/english.html> (Prosim)
- <http://www.simsci-esscor.com/us/eng/default.htm> (ProII)
- <http://www.rsi-france.com/> (Sim42)

Le logiciel dont nous disposons est le logiciel Aspen HYSYS de la société Hyprotech qui est une filiale du groupe Aspentech. Il existe deux versions du logiciel : HYSYS. Process (simulation à l'état stationnaire) et HYSYS. Plant (simulation dynamique).

VI-5-1- Présentation de HYSYS [27]

HYSYS n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris.

HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole, il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problème allant des séparations bi et tri –phasiques simple, de compression à la distillation et la transformation chimique bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques.

Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour la construction des diagrammes du procédé (PDF – Process Flow Diagrams). Une importante banque de données sur les corps purs est incorporée avec le logiciel HYSYS, ces corps sont regroupés en plusieurs familles :

- ✓ Hydrocarbures: paraffines normales et iso paraffines, oléfines, naphènes, aromatiques
- ✓ Hydrocarbures oxygénés, azotes et sulfurés (amine, alcools, nitriles, aldéhydes...
- ✓ Halogènes
- ✓ Solides (soufre)
- ✓ Corps hypothèques (pures, complexes, solides)
- ✓ Diverses (O₂, N₂, CO₂, H₂O, HCL.....)

HYSYS présent plusieurs modèles thermodynamiques avec leur domaine d'application on peut avoir :

- ✓ Modèles spéciaux pour les amines ;
- ✓ Modèles utilisant la pression de vapeur (équation d'Antoine, NK10et table Esso) ;
- ✓ Modèles spéciaux pour la vapeur d'eau (ASTM stream, NBS stream) ;
- ✓ Modèles semi empiriques ;
- ✓ Modèles hybrides (pour les systèmes à forte polarité, forte déviation par rapport à l'idéalité, azéotropes)

- ✓ Modèles basés sur les équations d'état ; tels que Peng -Robinson (PR), Soave – Redlick-Kwong (SRK), le domaine d'application de ces modèles aux calcule les équilibre entre les phases et limité aux fluides normaux ;
- ✓ Aux équations SRK, PR, il convient d'ajoute l'EDE de Lee-Kesler-Plocker (LKP) leur domaine de préférence est l'industrie de raffinage, de la pétro- chimie et de traitement du gaz.

Le Simulateur HYSYS est un ensemble de model mathématiques des opérations unitaire (ballon, colonne de distillation, compresseur, vanne...etc.), ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'information généré dans ces opérations.

Donc le HYSYS est un programme informatique pour la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinage et de la pétrochimie,

- A l'état stationnaire.
- En situation dynamique.

VI-5-2-Utilisation de HYSYS : [27]

Le HYSYS peut être utilisé pour :

- Engineering.
- Établissement des bilans matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Dimensionnement des équipements.
- Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation.
- Détermination des performances des équipements.

Pour l'utilisation du HYSYS l'utilisateur doit :

- Choisir un modèle thermodynamique et les constituants.
- Établir le schéma de procédées PFD.

- Spécifier les paramètres nécessaires de chaque opération.
- Il peut aussi dimensionner des équipements.

VI-5-3 Conception et simulation d'une unité de production

- **Les étapes de simulation**

- 1- Le choix de model thermodynamique : Peng- Robinson.
- 2- Le choix de la composition du gaz :

Les constituants pris en compte dans la simulation ainsi que leurs formules chimiques présentés ci-après.

Composition	Formule Chimique	Fraction molaire%
Méthane	CH ₄	0.7803
Ethane	C ₂ H ₆	0.0906
Propane	C ₃ H ₈	0.0427
n-Butane	C ₄ H ₁₀	0.0103
i-Butane	C ₄ H ₁₀	0.0158
n-Pentane	C ₅ H ₁₂	0.0073
i-Pentane	C ₅ H ₁₂	0.0046
n-Hexane	C ₆ H ₁₄	0.0036
n- Heptane	C ₇ H ₁₆	0.0018
n-Octane	C ₈ H ₁₈	0.0004
Nitrogène	N ₂	0.0090
Carbone dioxide	CO ₂	0.0307
Water	H ₂ O	0.0029
Tri éthylène glycol	C ₆ H ₁₄ O ₄	0.0000

Tableau (VI.1) : Composition du gaz

3- Conditions opératoires

Alimentation du procédé

Gaz:

- Débit: 2424 k mol /h
- Température: 55 °C
- Pression : 67.01 bar

4-Création de la configuration de procédé de décarbonatation :

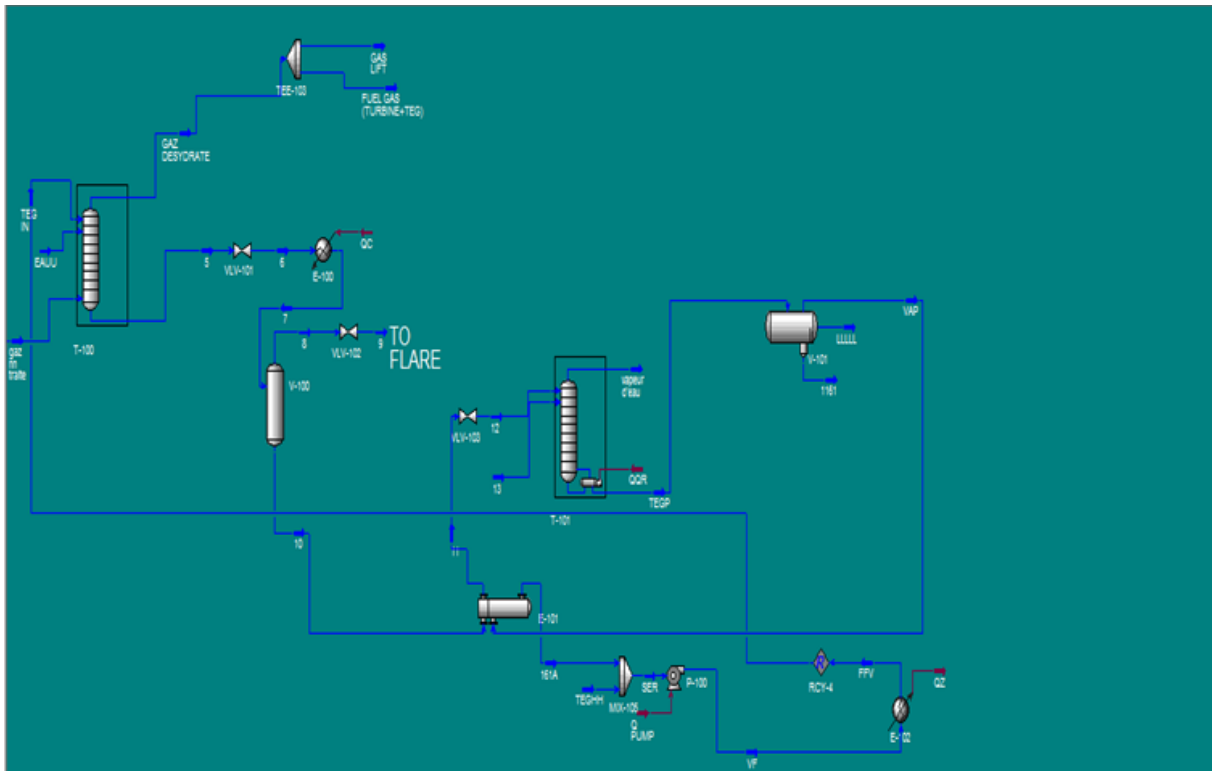


Figure (VI.2) : Modèle de simulation de déshydratation par HYSYS.

Légende :

T-100 : Absorbeur.

E-100 : Echangeur de chaleur.

T-101 : Rebouilleur Absorbeur.

E-100 : chauffage.

E-102 : condenseur.

V-100 : Séparateur.

V-101 : 3 Phases séparateur.

RCY-1 : Recycleur.

VI-6-Résultat de simulation :

	Mass Flows	Vapour Phase
H2O	63.673	63.673
Nitrogen	1.8251	1.8251
CO2	11.883	11.883
Methane	36.996	36.996
Ethane	15.189	15.189
Propane	15.336	15.336
i-Butane	6.3938	6.3938
n-Butane	9.8245	9.8245
i-Pentane	6.9848	6.9848
n-Pentane	4.3981	4.3981
n-Hexane	5.6980	5.6980
n-Heptane	2.8735	2.8735
n-Octane	0.95537	0.95537
TEGlycol	1.8898	1.8898

Total: 183.91945 kg/h

Tooltip for TEGlycol: 1.8898 kg/h, 4.1663 lb/hr, Calculated by: VE

Figure (VI.3) : Interface de calcul par HYSYS

D’après la figure (VI.3) en remarque que la récupération de glycol (TEG) dans la section de régénération (colonne de régénération) causer par la vaporisation d’une certain quantité de TEG = 1.8898 kg/h dans la phase vapeur(VE).

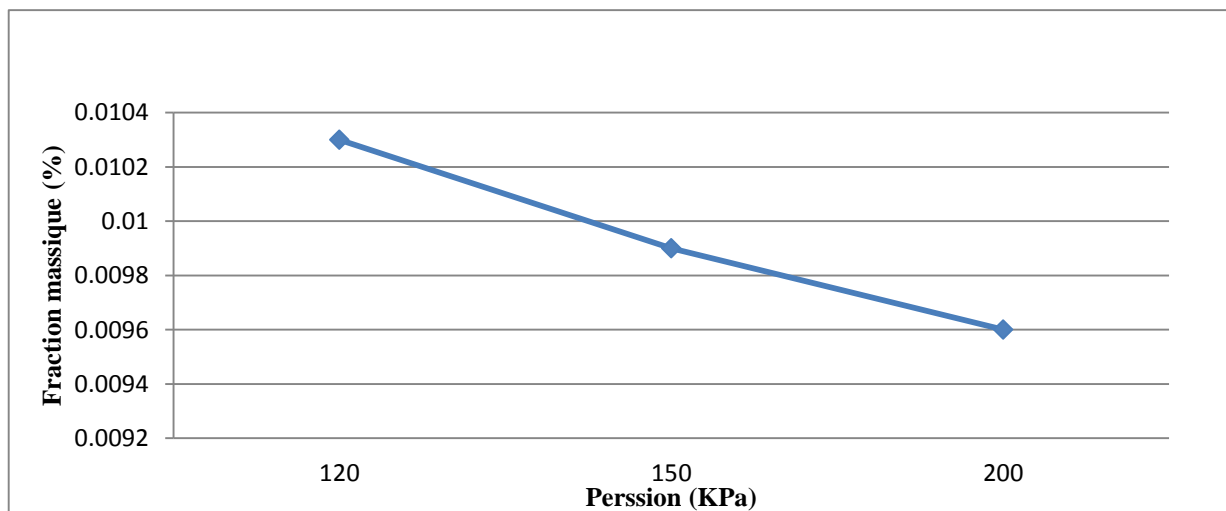


Figure (VI.4) : La variation de fraction massique de TEG en fonction de la pression

D’après la figure (VI.4) On se base sur les résultats trouvés dans le cas précédent, on a essayé de minimiser au maximum la quantité de TEG dans le rejet atmosphérique, c'est-à-dire

l'augmentation de la pression de vapeur condensé le plus en plus de TEG qui entraîne dans le (VE).

VI-7- Estimation des pertes

VI-7-1-Cas Design

- ◆ Donné du constructeur : Pertes TEG: 35 L/ 1.3Msm³ .
- ◆ $\rho_{\text{TEG}} = 1130 \text{ kg/m}^3$ donc Pertes TEG = $1130 \times 0.035 = 39.55 \text{ kg}$

Et pour une duré d'un mois: $39.55 \times 30 = 1186.5 \text{ kg/mois}$.

VI-7-2- Pertes actuel

- ◆ L'appoint de glycol est estimé à 6 futs (200 L) par mois :

$$6 \times 200 = 1200 \text{ L} = 1.2 \text{ m}^3$$

$$1.2 \times 1130 = 1356$$

Donc l' Appoint = $1356 \text{ kg /mois} = 45.2 \text{ kg / jour}$

VI-7-3- Pertes par HYSYS

Simulation de l'unité déshydratation par le HYSYS

- ◆ Perte de glycol transporter par VE est de : 1.8898 kg /hr

Equivalent de: $1.8889 \times 24 = 45.3552 \text{ kg/jour}$ et de 1360 kg/mois

VI-7-4-Les pertes annuelles

- ◆ Conditions du design

$$\text{TEG} = 39.55 \times 360 = 14238 \text{ kg.}$$

- ◆ Selon les appoints : $\text{TEG} = 45.2 \times 360 = 16272 \text{ kg}$

- ◆ Selon HYSYS $\text{TEG} = 16320 \text{ kg de TEG}$

$$\text{Ecart design et les appoints : } \text{TEG} = 16272 - 14238 = 2034 \text{ kg.}$$

Le prix unitaire du TEG :

1 kg de TEG = 2,2 \$ (D'après les années 2012-2013).

Donc : $2034 \text{ kg de TEG} = 4474.8 \text{ \$}$

Conclusion générale

La protection de L'environnement et L'économie d'énergie sont Les préoccupations majeures de L'industrie mondiale.

Pour atteindre ces objectifs Les actions ci-dessous doivent être entreprises :

- Minimiser les pertes de TEG par la diminution de la température et l'augmentation de la pression.
- Pour minimiser les pertes par l'évaporation dans le rebouilleur il faut réduire (diminution) la température de glycol pauvre dans le ballon tampon.
- Eviter le colmatage fréquent des filtres (le bouchage des filtres fait des pertes de TEG).
- Le débit de gaz est plus varie que le débit de TEG.

Les résultats de notre étude montrent qu'on peut minimiser les pertes de TEG en ajustant les paramètres suivants :

1. La perte par évaporation dans le rebouilleur s'avère comme étant la plus importante en constituant 53.33 % de la perte global. C'est ce qui nous a incité à prêter une attention particulière.
2. La pression du ballon tampon fait varier la quantité de gaz de stripping et les performances du régénérateur. Ces deux paramètres font varier la teneur en eau dans le TEG sec.
3. Analyse des vapeurs d'eau sortie colonne de distillation (teneur du glycol dans les vapeurs d'eau) ainsi que la teneur d'eau dans le glycol régénéré. Echantillonnage et analyses jouent un rôle très important dans la prédiction de l'état de marche de process.
4. Pendant l'hiver, pour maintenir la température différentielle entre glycol et gaz supérieure à 5.5°C, il faut prévoir l'installation d'un calorifuge sur les lignes refoulement pompe jusqu'au contacteur.

Ce ci nous permet d'économiser une quantité de TEG de **2034 kg / an** qui assurera un prix de **4474,8 \$**.

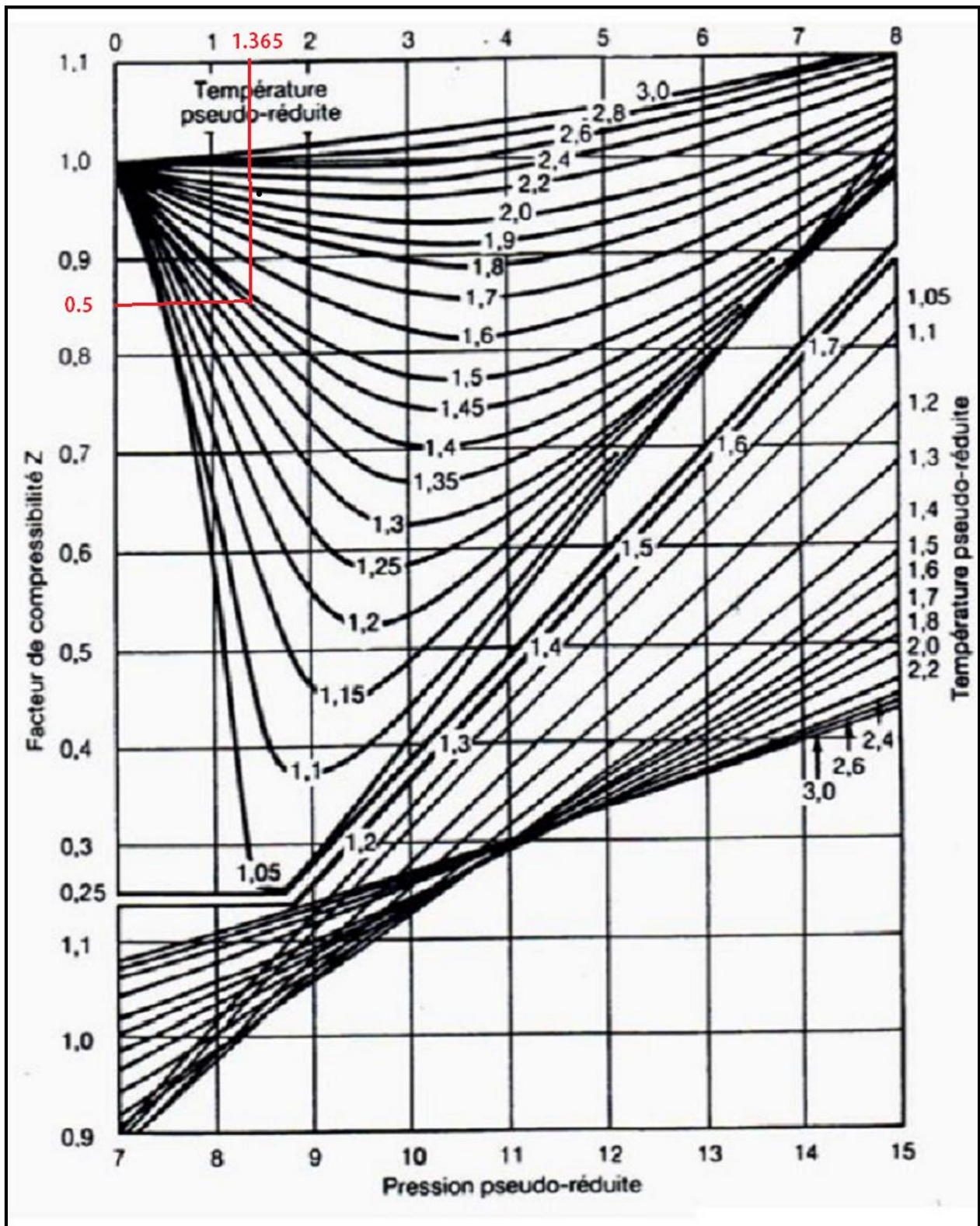
BIBLIOGRAPHIE

- [1] Site www.sonatrach.com
- [2] SONATRACH. La Revue de SONATRACH. Edition N°54.Djenane el Malik Hydra-Alger ; la Direction Communication et Stratégie d'Image, octobre 2007.46p. (Publication de l'Entreprise SONATRACH).ISSN 1111-1070.
- [3] ROJEY, Alexandre. *Le gaz naturel, production traitement transport* ; TECHNIP, 1994.430p. (L'Institut Français du Pétrole).
- [4] Jérôme Peureux, *Synthèse bibliographique sur les procédés de traitement des gaz exploités sur les stockages souterrains (déshydratation, désulfuration)*, Rapport GDF/DR M. CERMAP-JP/MM 961527,1996.
- [5] -Site internet www.google.fr source: Secrétaire de le CNUCED selon les données de
- * BP Amoco . statistical Review of world Energy Juin 2004 .
 - * BP Amoco . statistical Review of world Energy Juin 2005 .
 - Revue trimestriel de sonatrach . Revue Décembre 2005 .
- [6] Rapport annuel 2011 de l'unité RGTE
- [7] Manuel opératoire d'exploitation RGTE.
- [8] GHODBANE. AEK, *optimisation de la consommation du glycol au niveau de module .I. à Hassi R'mel*, mémoire de fin d'études, Université de Boumerdes 2004.
- [9] MEHTA. A.P et SLOAN E.D, *Structure Hydrates: The state-of-the-art*, Proceeding 2nd International Conference on Natural Gaz Hydrate, p.1-9, Toulouse, France, 1996.
- [10] 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.
- [11] A.ROJEY, B.DURAND, et al. *Le gaz naturel production traitement transport*, Ed Technip Paris 1994.
- [12] M.MEYER, G.RENESME, *Les procédés de séparation par perméation gazeuse à travers des membranes polymères organiques*, Recueil des communications du 18^{ème} congrès du gaz .pp :3-54, Montpellier, 1991.
- [13] Dan Laudal Christensen, *thermodynamic simulation of the water/ glycol mixture*, Master thesis, Aalborg University Esbjerg, February 2009.
- [14] Engineer's data book, *gas process suppliers association (GPSA)*, third revision, USA, 1977.

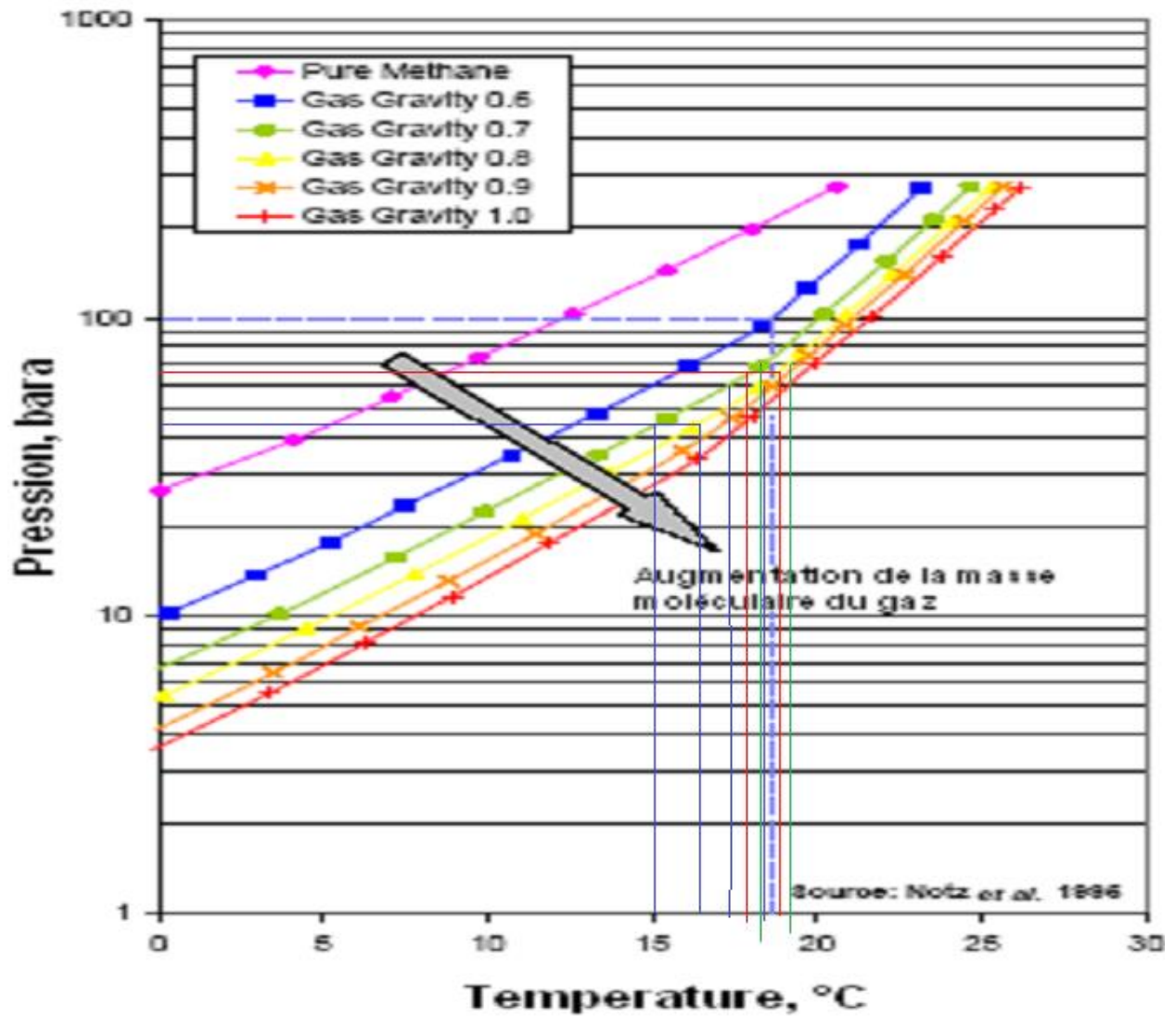
BIBLIOGRAPHIE

- [15] Gas conditioning fact book, Dow chemical's USA 1962.
- [16] Manuel 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.
- [17] Association Technique de l'industrie du Gaz en France, *Manuel pour le transport et la distribution du gaz* Tome IV.1980
- [18] A. Rojey et, al; *Natural Gas – Production, Processing, Transport*; Ed Technip; 1997.
- [19] Robert H. Perry and Don W. Green; *Perry's Chemical Engineers' Handbook*; 8th ed; McGraw-Hill 2007.
- [20] The Dow Chemical Products Company, site www.dow.com.
- [21] WICHERT. E et AZIZ. K, *Calculate Z for sour gases, Hydrocarbon processing*, p119-126, May 1972.
- [22] AFNOR Norme X20-522, *Gaz Naturel, Calcul du pouvoir calorifique de la masse volumique et de la densité* Association français de normalisation, Paris –la défense. Unité International ISO DIS 6976.1984
- [23] MC Ketta and Wehe *Water contents of natural gases with correlations for salinity and relative density* Hydrocarbon Processing, 1958.
- [24] “**Simulation informatique**” wikipédia encyclopedia.
- [25] [http: www.wikepdia.com](http://www.wikepdia.com), [http : www.technique-ingenieur.fr](http://www.technique-ingenieur.fr).
- [26] Paola GOATIN “*Analyse Numérique*” Université du sud Toulon-Var 2005
- [27] *Hysys Process Documentation*, Hyprotech, Ing, AEA Groupe, Calgary, 2000 (CD.ROM).

Annexe 1



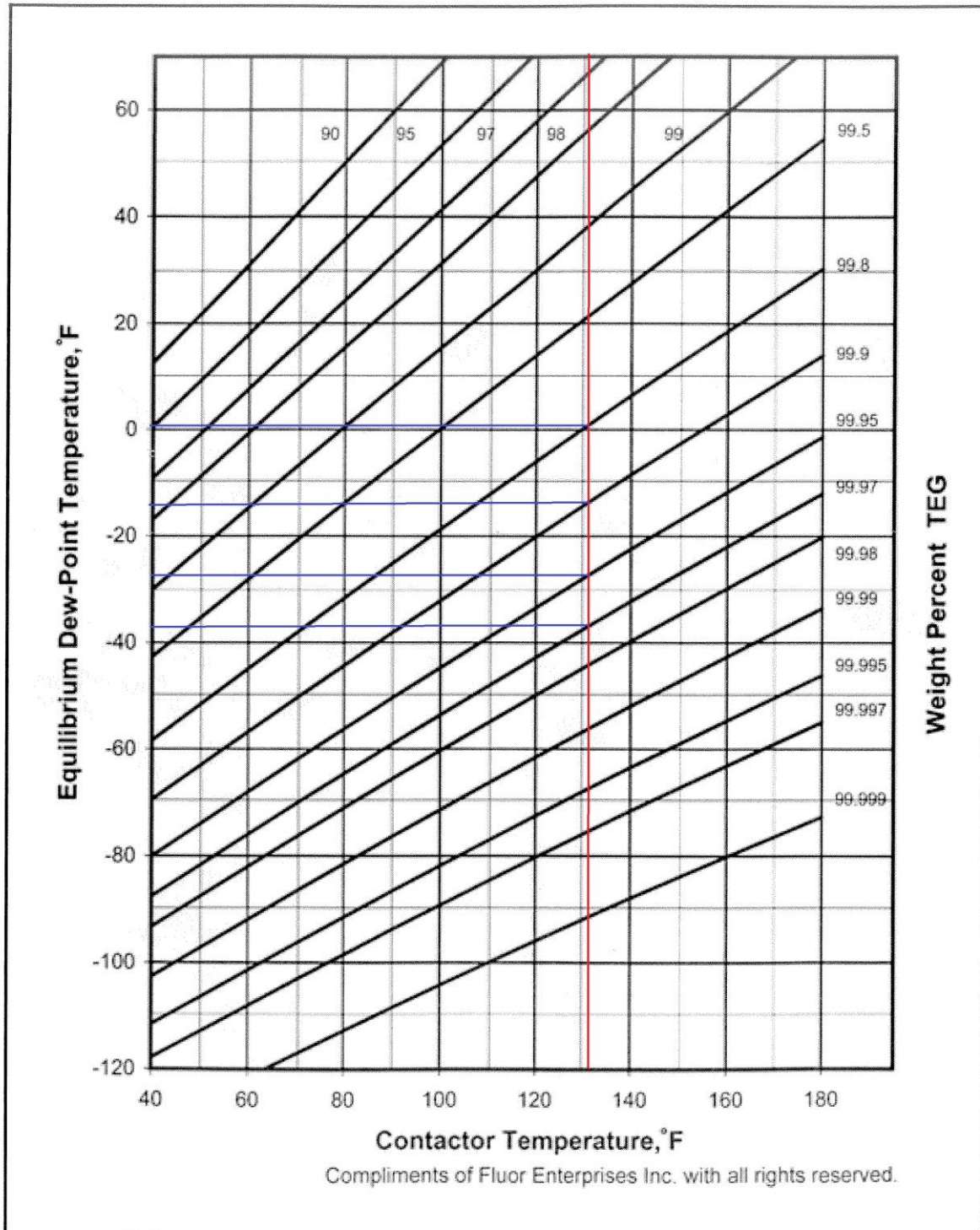
Annexe 2



Annexe 3

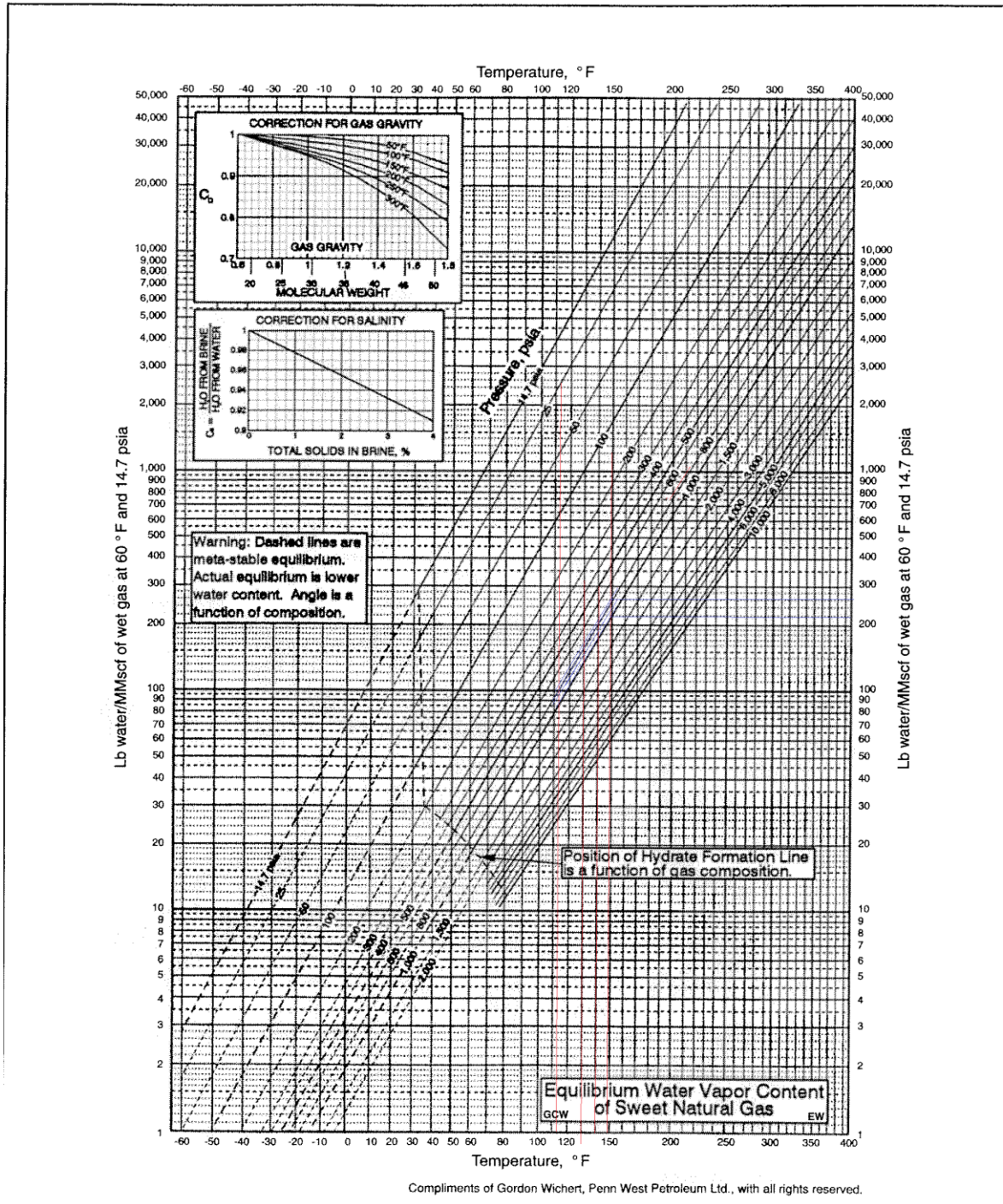
F4

Equilibrium H₂O Dewpoint vs. Temperature at Various TEG Concentrations



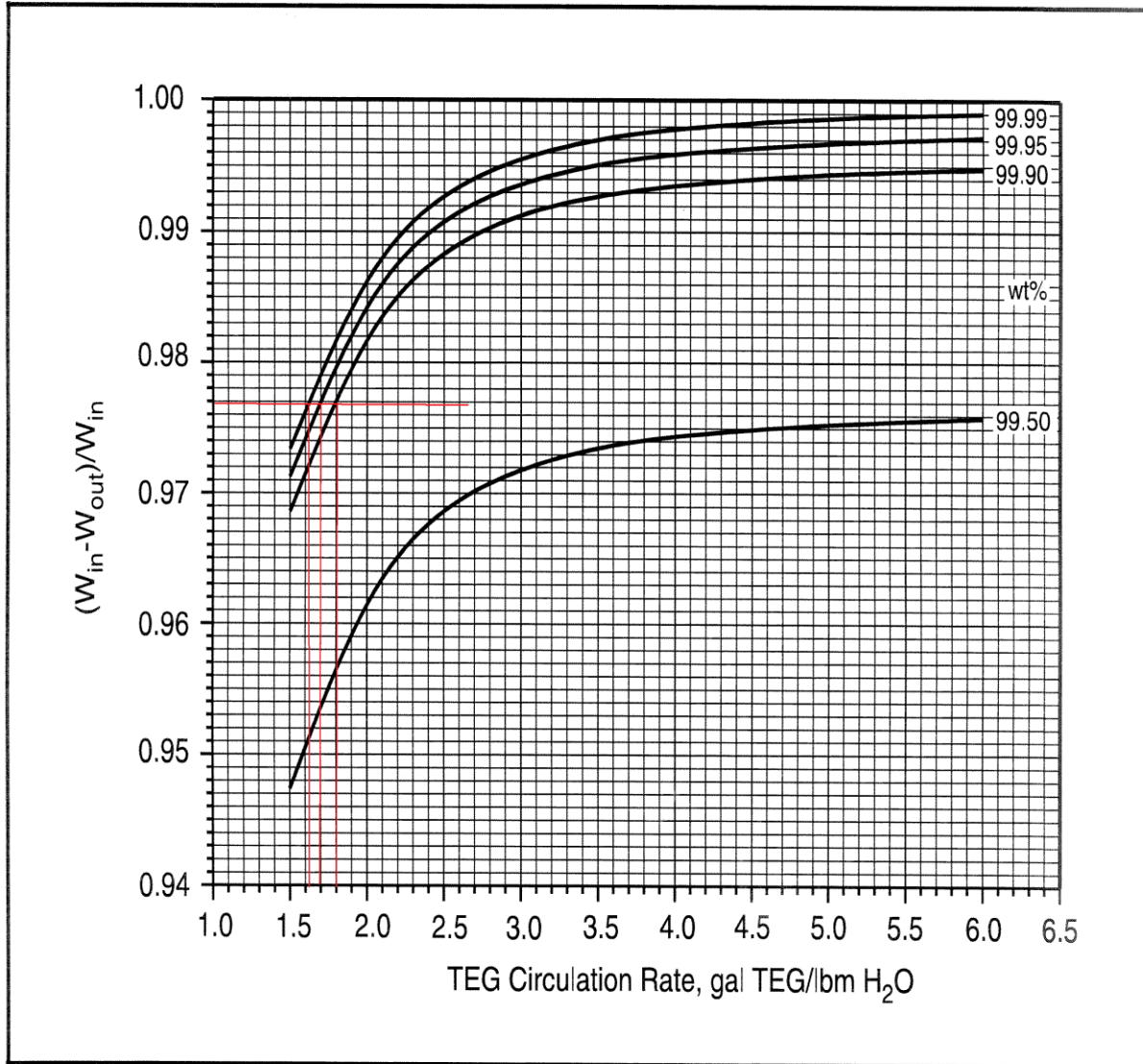
Annexe 4

Water Content of Hydrocarbon Gas



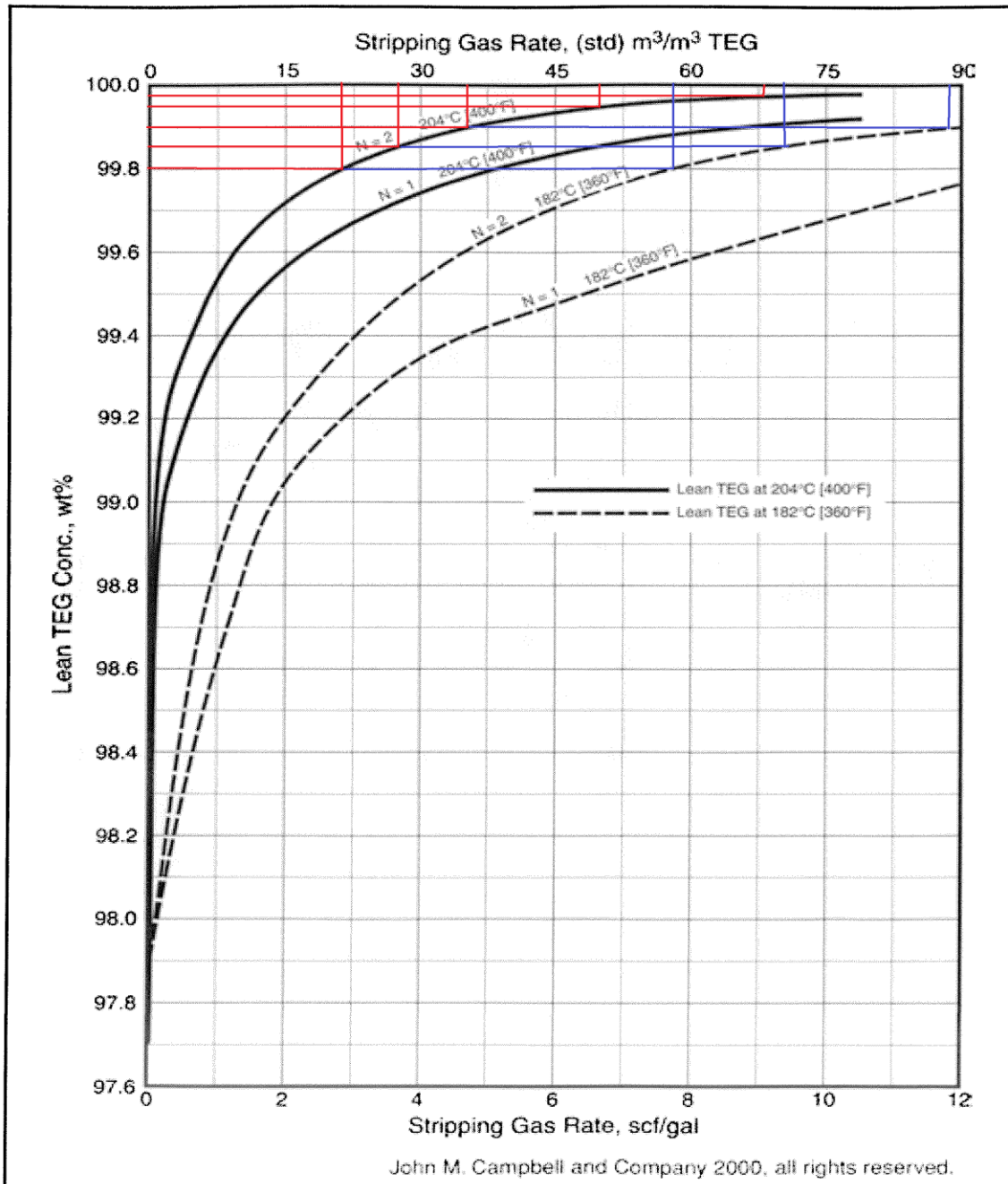
Annexe 5

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



Annexe 6

Effect of Stripping Gas on TEG Concentration



Annexe 7

