

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE



UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

BEGHDADI Habiba

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés-pétrochimie.

*Etude et vérification des paramètres de fonctionnement
de l'unité de déshydratation du gaz au niveau du champ
BRN.*

Devant le jury :

Mr.SAoud Abdesselam	Prof	UMBB	Président
Mr.HAMADA Boudjemaa	Prof	UMBB	Examineur
Mr.KADDOUR Omar	MCA	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2022/2023

Dédicace

Je dédie ce modeste travail a :

Toutes les personnes qui me respectent et qui m'aiment et
Ceux qui m'ont aidée :

A mes chers parents

Pour tous leurs sacrifices, leur amour, leur tendresse, leur
soutien et leurs prières tout au long de mes études.

A mes chers frères, mes chères sœurs

Pour leur appui et leur encouragement et surtout à
Mon Cher frère Iyes Beghdadi.

A toute ma famille

Pour leur soutien tout au long de mon parcours universitaire.

A tous mes fidèles amies et mes collègues.

Que ce travail soit l'accomplissement de vos vœux tant
allégués, et le fruit de votre soutien infaillible.

Merci d'être toujours là pour moi.

Remerciements

Tout d'abord je remercie dieu qui m'a donné le courage et la volonté pour réaliser ce modeste travail.

Je remercie du fond du cœur toute personne qui a contribué de près ou de loin à la réalisation de ce Travail.

Je souhaiterais remercier toutes les personnes qui m'a aidée et dirigée durant mon stage dans les meilleures conditions possibles au champ de BRN (Bir Rebaa Nord), groupement Sonatrach-ENI, pour leur accueil, le temps que chacun de ses membres m'a accordé, et plus globalement, pour toutes les informations, références bibliographiques, réflexions, corrections... que chacun m'a apportée et qui ont nourrit ce travail. Je remercie également cette entreprise de m'avoir fait découvrir et approcher le monde de l'autogestion en m'ouvrant les portes des réseaux auxquels elle collabore. Je passe un grand merci à l'équipe de département d'exploitation et plus précisément aux ingénieurs qu'ils ont mis tous les moyens pour que mon stage se déroule dans des bonnes conditions, sans oublier aussi les autres départements du champ BRN pour ses efforts au niveau du CTH.

Je remercie également mes professeurs pour la qualité de l'enseignement qu'ils m'ont prodiguée au cours de ces cinq années passées à l'université de Boumerdes.

Je remercie tout particulièrement Monsieur KADDOUR Omar professeur encadrant pour son soutien et pour son aide qui m'a laissé une large part d'autonomie dans ce travail tout en m'aidant sur des pistes de réflexions riches et porteuses.

Je remercie aussi les membres de jury qui nous ont fait l'honneur d'accepter le jugement de mon travail.

Je remercie enfin l'ensemble de mes proches qui ont supporté mes palabres sur l'autogestion.

Mes sincères reconnaissances à mes parents et à tous mes enseignants qui ont fait de moi un ingénieur.

Résumé

Le gaz naturel est l'une des principales sources d'énergie. Il s'agit d'un mélange de gaz composé principalement de méthane, d'éthane, de propane et de butane, ainsi que de certaines impuretés telles que le carbone, l'eau et les dérivés du mercure. La présence d'eau dans le gaz naturel peut entraîner divers problèmes lors de son exploitation. Selon 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. Afin d'éviter ces phénomènes, il est nécessaire de réduire la teneur en eau du gaz naturel en utilisant des techniques de traitement appropriées, telles que la déshydratation.

Au niveau du champ BRN (groupement sontrach -ENI), la déshydratation du gaz naturel est réalisée par le procédé d'absorption en utilisant le tri éthylène glycol (TEG) comme solvant d'extraction d'eau. Cependant, Cette dernière provoque des pertes de TEG par évaporation dans l'unité de régénération, l'objectif de ce travail donc consiste à l'optimisation des paramètres du cas actuel du processus de déshydratation du gaz naturel afin d'avoir minimiser les pertes de tri-éthylène glycol et amélioré la déshydratation en utilisant le simulateur Aspen HYSYS version.11

Mots clés : Gaz naturel, Hydrates, point du rosée, humidité, Déshydratation, absorption, régénération, Tri-éthylène glycol, Aspen HYSYS, pertes.

Abstract:

Natural gas is one of the primary sources of energy. It is a gas mixture composed mainly of methane, ethane, propane, butane, as well as certain impurities such as carbon, water, and mercury derivatives. The presence of water in natural gas can lead to various problems during its exploitation. Depending on the temperature and pressure conditions prevailing in an installation, water vapor can condense and cause the formation of hydrates. To avoid these phenomena, it is necessary to reduce the water content of natural gas using appropriate treatment techniques, such as dehydration.

In the BRN field (Sonatrach-ENI consortium), natural gas dehydration is carried out through the absorption process using triethylene glycol (TEG) as the water extraction solvent. However, this method results in TEG losses through evaporation in the regeneration unit. Therefore, the objective of this work is to optimize the parameters of the current natural gas dehydration process to minimize triethylene glycol losses and improve dehydration using the Aspen HYSYS simulator version 11.

Keywords: Natural gas, Hydrates, Dew point, Moisture, Dehydration, Absorption, Regeneration, Triethylene glycol, Aspen HYSYS.

ملخص:

الغاز الطبيعي هو أحد المصادر الأساسية للطاقة. إنه خليط غازي يتكون أساساً من الميثان والإيثان والبروبان والبيوتان ، بالإضافة إلى بعض الشوائب مثل الكربون والماء ومشتقات الزئبق. يمكن أن يؤدي وجود الماء في الغاز الطبيعي إلى مشاكل مختلفة أثناء استغلاله. اعتماداً على ظروف درجة الحرارة والضغط السائدة في المنشأة، يمكن أن يتكثف بخار الماء ويسبب تكوين الهيدرات. لتجنب هذه الظواهر، من الضروري تقليل المحتوى المائي للغاز الطبيعي باستخدام تقنيات المعالجة المناسبة ، مثل الجفاف.

في مجال BRN (كونسورتيوم Sonatrach-ENI) ، يتم تجفيف الغاز الطبيعي من خلال عملية الامتصاص باستخدام ثلاثي إيثيلين جلايكول (TEG) كمذيب لاستخراج الماء. ومع ذلك ، ينتج عن هذه الطريقة خسائر TEG من خلال التبخر في وحدة التجديد. لذلك ، فإن الهدف من هذا العمل هو تحسين معلمات عملية تجفيف الغاز الطبيعي الحالية لتقليل فقد ثلاثي إيثيلين جليكول وتحسين الجفاف باستخدام الإصدار 11 من برنامج محاكاة Aspen HYSYS.

الكلمات المفتاحية: غاز طبيعي ، هيدرات ، نقطة ندى ، رطوبة ، جفاف ، امتصاص ، تجديد ، ثلاثي إيثيلين جلايكول ، أسبن هيسيس.

Table De matières

Table des matières

<i>Dédicace</i>	
Remerciements	
<i>Résumé</i>	
Table De matières.....	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Liste des annexes.....	
Liste des abréviations	
Introduction générale :	1
Chapitre I : description de groupement Sonatrach-ENI	4
1.1 Introduction :	4
1.2 Présentation du groupement SONATRACH-ENI :	4
1.2.1 Organigramme du Groupement SONATRACH-ENI :	4
1.2.2 Le département d'exploitation :	5
1.3 Champ BRN :	6
1.3.1 Description technique de centre de traitement d'huile CTH:	6
1.3.2 Description du procédé de train 3 :	7
Chapitre II : généralités sur le gaz naturel.	10
II.1 Introduction :	10
II.2 Définition :	10
II.3 Origine des différentes sortes de gaz naturelles :	10
II.4 Les types de gaz :	10
II.5 Composition du gaz naturel :	11
II.6 Propriétés physico-chimiques du gaz naturel :	11
II.7 Le gaz naturel dans le monde :	12
II.8 Le gaz naturel en Algérie :	14
II.9 Utilisation de Gaz naturel :	16
Chapitre III : utilisation du gaz naturel en pétrochimie.	19

III.1 Introduction :	19
III.2 Les différentes utilisations du gaz naturel :	19
III.2.1 L'utilisation de méthane :	19
III.2.2 Utilisation d'éthane :	23
III.2.3 Utilisation du butane :	25
III.2.4 L'utilisation du propane :	26
Chapitre IV : théorie sur l'absorption.	29
IV.1 Introduction :	29
IV.2 Définition :	29
IV.3 Le procédé d'absorption :	29
IV.3.2 Les types d'absorption :	29
IV.3.3 Choix du procédé d'absorption :	30
IV.3.4 Transfert de matière entre phases :	30
IV.3.5 Le concept d'équilibre :	32
IV.3.6 Différents types de solvants :	33
IV.4 Types d'absorbeurs :	34
IV.4.1 Colonnes à plateaux :	34
IV.4.2 Colonnes à garnissages :	36
Chapitre V : procédé de traitement de gaz naturel.	40
V.1 Introduction :	40
V.2 Le choix du procédé de traitement du gaz :	40
V.3 Les étapes de traitement d'un gaz :	40
V.4 Les procédés de traitement du gaz :	41
V.4.1 Le procédé DE PRITCHARD	41
V.4.2 Le procédé HUDSON	42
V.4.3 Procédés mixtes	42
Chapitre VI : Déshydratation du gaz naturel	44
VI.1 Introduction	44
VI.2 Le but de la déshydratation	44

VI.3 Teneur en eau dans le gaz naturel :	44
VI.4 Les hydrates :	45
VI.4.1 Phénomène de formation d'hydrates	45
VI.4.2 Types d'hydrates	46
VI.4.4 Conditions favorisant la formation d'hydrates	47
VI.5 Les différentes méthodes de la déshydratation :	49
VI.5.1 Déshydratation par perméation gazeuse (par membrane)	49
VI.5.2 Déshydratation par adsorption :	49
VI.5.3 Déshydratation par Condensation par refroidissement :	50
VI.5.4 Déshydratation par absorption	50
VI.6 Déshydratation par absorption (avec un solvant physique)	50
VI.6.1 Propriétés d'absorbants	51
VI.6.3 Propriétés des glycols	51
VI.6.5 Pertes de glycol	53
VI.6.6 Influence des paramètres opératoires sur l'absorption	54
VI.6.7 Influence des paramètres opératoires Sur la désorption	55
VI.6.8 Paramètres d'exploitation de la régénération de glycol	55
Chapitre VII : description du procédé de déshydratation du gaz par absorption avec le TEG	59
VII.1 Introduction :	59
VII.2 Fonctionnement de l'unité :	59
Chapitre VIII : sécurité.	69
VIII.1 Introduction	69
VIII.2 Toxicité du tri-éthylène glycol :	69
VIII.2.1 Identification du produit :	69
VIII.2.2 conseils de sécurité :	69
VIII.2.3 Fuites sur le sol et moyens de traiter les fuites	69
VIII.2.4 Moyens de protection	70
VIII.2.5 Stockage et manipulation :	70
VIII.3 Risques encourus US :	70

VIII.4 Utilisation des équipements de protection personnelle (EPP) :	71
VIII.4.1 Sécurité des brûleurs :	71
VIII.4.2 Sécurité des produits chimiques :	71
Chapitre IX : partie calcul.....	74
IX.1 Introduction :	74
IX.2 Modèle et simulation :	74
IX.3 Définition de la simulation :	74
IX.3.1 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs	74
IX.3.2 Modes de fonctionnement des simulateurs.....	76
IX.4 Aspen One.....	76
IX.4.1 Présentation du logiciel de simulation Aspen HYSYS.....	77
IX.5 Simulation de procédé de l'unité de déshydratation avec Aspen Hysys :	78
IX.5.2 Après introduire les différents composants de gaz dans le contacteur, on a la simulation suivante :	80
IX.6 Argumentation et conclusion :	88
Conclusion générale :	91
Référence bibliographique	93
Annexes.....	

Liste des tableaux

Tableau 01 : Composition approximative des APG [9]	11
Tableau 02 : propriétés de MEG, DEG, TEG. [43]	52
Tableau 03 : Différences entre les types de glycol [44]	53
Tableau 04 : la composition du gaz entré dans le contacteur.	79
Tableau 05 : Les résultats obtenue de simulation le cas actuel et le cas design.	83
Tableau 06 : résultats des cas design, actuel et optimisé.	87

Liste des figures

Figure 01 : symbole de groupement sonatrach – ENI.	04
Figure 02 : schéma d'un Organigramme du Groupement SONATRACH-ENI.	05
Figure 03 : schéma d'un Organigramme de département d'exploitation.	06
Figure 04 : vue générale de CTH.	07
Figure 05 : schéma global du procédé de traitement troisième train (ROD).	08
Figure 06 : Réserves de Gaz Naturel dans le monde (Trillions de m ³) [12]	13
Figure 07 : Répartition des réserves gazières en Algérie [12]	15
Figure 08 : Gisements de Gaz Naturel en Algérie. [13]	16
Figure 09 : schéma Production de produits chimiques à partir de gaz de synthèse.	20
Figure 10 : schéma représente la transformation du méthane en éthane .	21
Figure 11 : Principales transformation du butane. [21]	25
Figure 12 : les différentes transformations de propane. [21]	27
Figure 13 : schéma Modèle du double-film [29].	31
Figure 14 : Théorie de la pénétration de Higbie [29].	32
Figure 15 : Distribution du soluté A à l'équilibre entre la phase gazeuse et la phase liquide à une température donnée [29].	32
Figure 16 : plateaux à calottes.	34
Figure 17 : Plateaux perforés .	35
Figure 18 : Plateaux à soupapes.	35
Figure 19 : plateaux à tunnels.	35
Figure 20 : (a) Schéma d'une colonne à garnissage, (b) Garnissage structuré, (c) Garnissage en vrac, (d) Image d'un ruissellement de film liquide le long d'un garnissage [23]	36
Figure 21 : Différents types de garnissage en vrac [37]	37
Figure 22 : Interposition d'anneaux ordonnés entre une grille et du garnissage en vrac [37]	37
Figure 23 : Schéma du bilan de matière dans la colonne d'absorption [38].	38
Figure 24 : Les étapes du procédé PRITCHARD.	41
Figure 25 : Les étapes du procédé HUDSON.	42
Figure 26 : bouchon d'hydrate	45
Figure 27 : les hydrates	45
Figure 28 : Formation des hydrates	46
Figure 29 : Domaines de fonctionnement	48
Figure 30 : Déplacement de la courbe d'hydrates	48
Figure 31 : Analyse de la déshydratation	49
Figure 32 : Schéma de principe de perméation gazeuse. [41]	49
Figure 33 : schéma du principe d'adsorption.	50
Figure 34 : schéma de la déshydratation par abaissement de la température.	50
Figure 35 : les pertes de glycol.	53
Figure 36 : Le mélangeur statique de gaz entré (310-CE-301)	60
Figure 37 : De gauche à droite le Ballon du contacteur, le Contacteur de glycol et le Coalesceur du glycol	61
Figure 38 : L'analyseur d'humidité.	61
Figure 39 : Le ballon de flash.	62
Figure 40 : Les deux filtres à glycol et le filtre à charbon au milieu.	63
Figure 41 : L'échangeur de glycol avant flash au-dessus et l'échangeur après flash au-dessous.	64

Figure 42 : Le régénérateur de glycol (l'échangeur submergé, la colonne de distillation, le rebouilleur, la colonne de stripping et le réservoir tampon.	65
Figure 43 : Le réfrigérant final du glycol	66
Figure 44 : Installation de stockage et de transfert du TEG.	66
Figure 45 : Système des drains de glycol.	67
Figure 46: schéma de Process flow diagrams (PFD).	75
Figure 47 : schéma P&ID d'un contacteur de gaz.	76
Figure 48 : vue global de simulateur HYSYS	78
Figure 49 : schéma global de simulation de procédé déshydratation par Aspen HYSYS.	80
Figure 50 : variation de débit de glycol en fonction du débit de gaz stripping.	82
Figure 51 : effet de la température et la pression sur l'humidité du gaz.	84
Figure 52 : température sur l'humidité et le point de rosée.	84
Figure 53 : influence de débit de tri-éthylène glycol sur la pureté de glycol et l'humidité.	85
Figure 54 : influence de la température de rebouilleur sur la pureté de glycol.	86
Figure 55 : variation de la pureté de TEG pauvre en fonction de débit de gaz stripping.	86
Figure 56 : influence de débit de gaz stripping	87

Liste des annexes

Annexe 01 : composition molaire et propriétés des gaz prélevés au niveau de l'usine de BRN.

Annexe 02 : les résultats obtenue cas actuel.

Annexe 03 : les résultats obtenu cas optimiser.

Annexe 04 : paramètres opératoire du contacteur du glycol.

Annexe 05 : les paramètres opératoire du glycol still column .

Annexe 06 : les paramètres opératoires du glycol stripping glycol.

Annexe 07 : les paramètres opératoires du glycol flash drum.

Annexe 08 : les paramètres opératoires opératoire du glycol final cooler.

Figure 09 : paramètres opératoire de l'échangeur submerger.

Annexe 10 : les paramètres opératoires de la pompe du TEG.

Annexe 11 : les paramètres opératoires du coalescer separator.

Annexe 12 : schéma de l'unité de déshydratation au niveau du champ BRN.

Annexe 13 : schéma PFD de l'unité de déshydratation au niveau du champ BRN

Liste des abréviations

BRN	Bir Rebaa Nord
CPF	Central Production Facility
MEG	Mono éthylène glycol
DEG	Di éthylène glycol
TEG	Tri éthylène glycol
MP	Moyen Pression
HP	Haute Pression
TVR	Tension de vapeur REID
PPM	Partie par million
PCS	Pouvoir Calorifique Supérieur
MMscf	Million standard cubic feet
P	Pression opératoire de la colonne d'absorption
T	Température
TS	Température de service
PFD	process flow diagram
ASME	American society of mechanical engineers.
MTBE	methylnetra-butyleethylene
MDEA	3,4-méthylènedioxy-N-éthylamphétamine
PEG	polyethylene glycol
PTMG	polytetra-methylene glycol
BTX	Benzene Toluene Xylene
DCS	distributed control system
MSDS	material safety data sheet
FDS	fiche de données sécurité
CTH	centre de traitement d'huile
BSW	bassin sediment and water .
DOE	département American de l'énergie
APG	gaz associés au pétrole

GPL	gaz de pétrole liquéfié
GNL	gaz naturel liquéfié
GN	gaz naturel
GNC	gaz naturel comprimé
PLGN	produits liquides extraits du gaz naturel
SMR	reformage du méthane a la vapeur
PVC	Polychlorure de Vinyle
ZNC	catalyser Ziegler-Natta
PID	piping and instrumentation diagram
USA	united states of America

Introduction Générale

Introduction générale :

Le gaz naturel est un combustible fossile qui se présente sous forme gazeuse. Il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures dont le principal constituant est le méthane (CH_4), mais il peut également contenir d'autres hydrocarbures tels que l'éthane, le propane, le butane, le pentane et des hydrocarbures plus lourds en concentrations plus faibles. Il peut également contenir des éléments indésirables tels que de l'eau, du dioxyde de carbone, de l'hydrogène sulfuré, de l'azote, de l'hélium, de faibles quantités d'hydrogène ou d'argon, ainsi que des impuretés métalliques.

L'utilisation croissante du gaz naturel en tant que source d'énergie est soutenue par l'abondance de ses réserves et ses avantages environnementaux. Il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et est considéré comme l'une des énergies fossiles les plus propres et les moins polluantes. Il est de plus en plus utilisé dans des secteurs à forte valeur ajoutée, tels que le chauffage, la cuisson, le transport, l'industrie et la production d'électricité.

Le gaz naturel, à sa sortie des puits, n'est pas directement utilisé. Il doit subir des traitements afin de retirer spécifiquement certains constituants pour rendre le gaz compatible avec les spécifications requises pour son transport et/ou pour le rendre compatible avec les spécifications de qualité commerciales et réglementaires. Parmi ces constituants, on trouve l'eau.

La présence d'eau entraîne plusieurs problèmes. Elle peut être responsable, sous certaines conditions de pression et de température, de la formation d'hydrates par combinaison avec certains constituants du gaz, entraînant ainsi l'obstruction des conduites et des équipements, des arrêts de production et des risques de surpression. Les dépôts d'eau par condensation ou la présence d'eau libre dans le gisement peuvent également entraîner des pertes de charge importantes avec des risques d'érosion et de formation de bouchons liquides. Lorsque l'eau est associée à des gaz acides tels que le dioxyde de carbone ou à des sels tels que les carbonates de calcium, elle peut provoquer différentes formes de corrosion.

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 une technique importante qui permet de réduire la teneur en eau et ainsi de prévenir les problèmes qui y sont associés. Cette technique est réalisée par différents types de procédés, le plus répandu étant la déshydratation du gaz par absorption.

La déshydratation du gaz par absorption est assurée par un lavage à contre-courant avec un solvant présentant une forte affinité pour l'eau. Ce solvant est le plus souvent le glycol.

Sur le champ de BRN, ce problème de présence d'eau dans le gaz s'est présenté et une unité de déshydratation du gaz par tri éthylène glycol (TEG) a été installée comme remède à ce problème. Cette unité a été conçue selon des paramètres de fonctionnement spécifiques (température, pression, débit de glycol, concentration de glycol) pour un débit de gaz donné à traiter.

L'objectif de notre travail consiste à réaliser une étude et une vérification des paramètres de l'unité de déshydratation du gaz et de la régénération du glycol afin d'optimiser son

fonctionnement et de réduire les pertes de glycol. Une consommation excessive d'énergie et de glycol a été observée au niveau de cette dernière.

Le présent mémoire s'articule autour de neuf chapitres :

- Le premier chapitre présente une description du groupement Sonatrach-Agip, du champ BRN et du procédé de traitement au niveau de CTH.
- Le deuxième et le troisième chapitre abordent des généralités sur le gaz naturel, ainsi que son utilisation dans l'industrie pétrochimique. Ces chapitres mettent en évidence le rôle important du gaz naturel en raison de son coût relativement bas et de sa disponibilité, et fournissent quelques exemples d'utilisation.
- Le quatrième chapitre est consacré à la présentation de quelques généralités et théories sur l'absorption.
- Le cinquième chapitre explore les différentes techniques et les étapes de traitement du gaz.
- Le sixième chapitre comprend une revue bibliographique sur la déshydratation et une étude des phénomènes d'hydrates, en mettant en évidence les problèmes potentiels associés aux hydrates et les différentes solutions pour les prévenir. Il détaille également les différents procédés de déshydratation, en mettant l'accent sur le procédé le plus couramment utilisé, la déshydratation par absorption. Une étude descriptive de l'unité de déshydratation du gaz par absorption au niveau de BRN est également présentée dans le septième chapitre.
- Le huitième chapitre est dédié à l'étude des différents risques pour la santé et l'environnement liés aux glycols, ainsi qu'à l'importance de suivre certaines procédures de sécurité lors de leur utilisation.
- Dans le dernier chapitre, nous chercherons à localiser le problème de la consommation excessive de glycol, ainsi qu'à déterminer et vérifier les différents paramètres de bon fonctionnement de l'unité de déshydratation du gaz et de régénération du glycol, afin de minimiser les pertes de glycol.

Enfin, nous terminons ce travail par une conclusion générale.

Chapitre I : Description de groupement SONATRACH -ENI

Chapitre I : description de groupement Sonatrach-ENI

1.1 Introduction :

Dans ce chapitre, nous nous intéressons, d'une manière générale, à une présentation du groupement Sonatrach-ENI et à l'architecture du centre de traitement d'huile de Bir Rebaa Nord (BRN) qui se trouve au sud-est de HASSI MESSAOUD et ces objectifs principaux, et puisqu'on a choisi le département d'exploitation dans notre travail, on va décrire les différentes sections et tâches de ce département.

1.2 Présentation du groupement SONATRACH-ENI :

Le groupement SONATRACH-AGIP a été créé en 1993 de l'association entre la société nationale SONATRACH et l'entreprise italienne ENI. Dans le but d'exploiter tous les gisements pétroliers existants dans 5 blocs : 401,402, 403a, b, c, pendant 30 ans. Cela fut la première association entre SONATRACH et une société étrangère (AGIP), les travaux de construction ont duré 2 ans, et le groupement a démarré la production en 1995. L'usine est en 2e rang en Algérie en termes de capacité de traitement. [1]

En 2020 une conversion d'appellation de ce groupement apparaître sous le nom SH-ENI.



Figure 01 : symbole de groupement sonatrach – ENI.

1.2.1 Organigramme du Groupement SONATRACH-ENI :

Le groupement SONATRACH-ENI contient de différents départements comme illustré dans la figure suivante : [3]

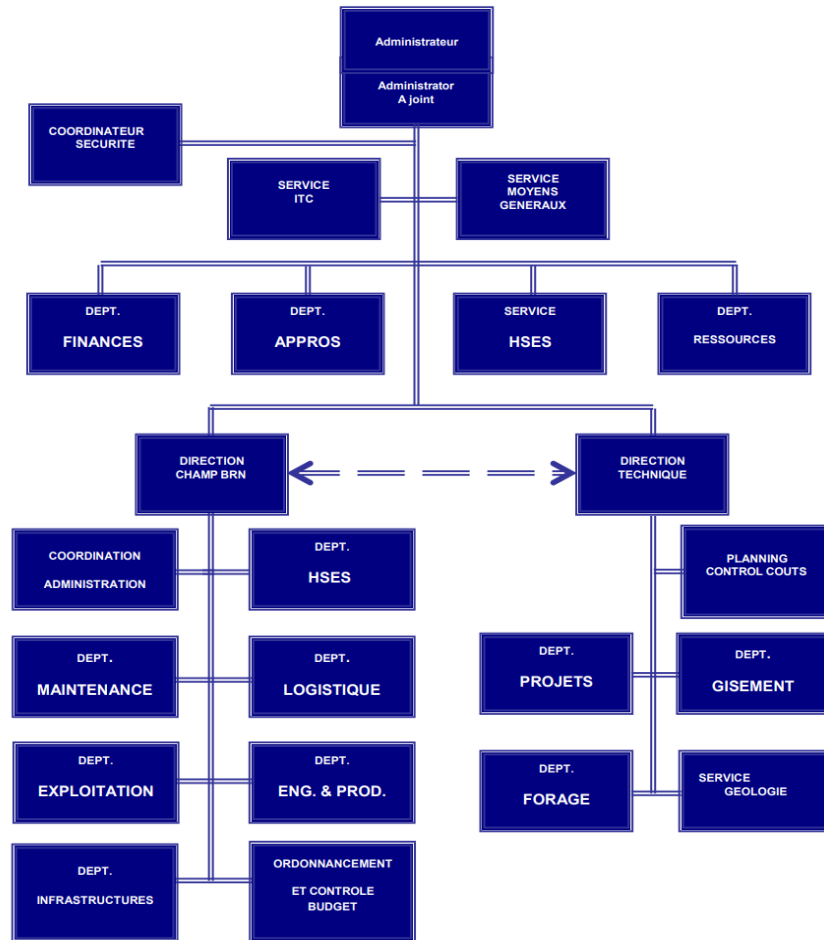


Figure 02 : schéma d'un Organigramme du Groupement SONATRACH-ENI.

1.2.2 Le département d'exploitation :

Veille sur le bon fonctionnement des installations et la sécurité des unités de traitement des équipements et assure la continuité de la production selon les spécifications de transport huile/gaz exigé (TVR, BSW, salinité et l'humidité de gaz...), il permet de réaliser les tâches suivant : Assurer la continuité de la production , Réduire les coûts de maintenance , Maintenir le fonctionnement des machines à un rendement optimal , Renforcer la sécurité des installations , Réduire les pertes de production et le torchage du gaz et garantir une capacité d'injection pour le maintien de pression des gisements en cours d'exploitation.

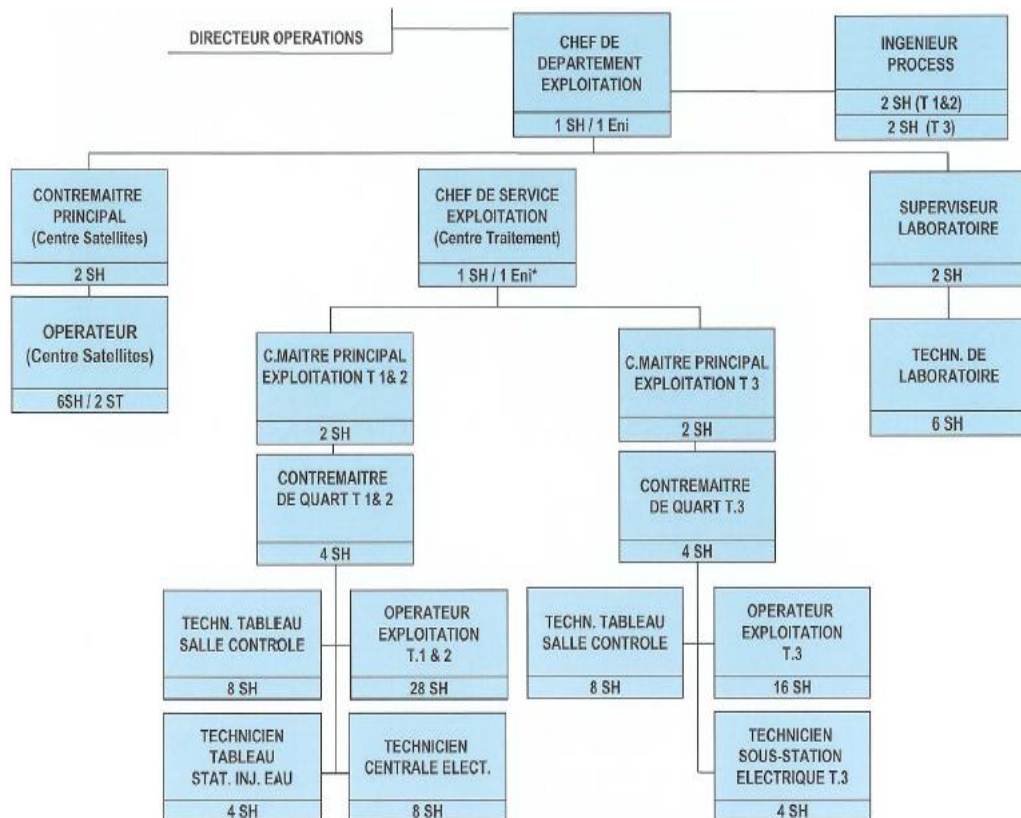


Figure 03 : schéma d'un Organigramme de département d'exploitation.

1.3 Champ BRN :

1.3.1 Description technique de centre de traitement d'huile(CTH) :

Le champ de BRN est conçu pour la production, le traitement et l'expédition de l'huile par oléoduc 20 pouces au terminal de MESDAR distant d'environ 230Km. Le CTH se compose de 03 trains de traitement de brut : [4]

- Le premier train : 54 500 Bbl/J.
- Le deuxième train : 42 000 Bbl/J.
- Le troisième train : 70 000 Bbl/J.

En 2020 ; démarrage d'une ligne d'export de gaz vers centre traitement gaz de champ MLE d'une capacité de 8 MSM³/D est expédié à travers une ligne 16" de 180 Km devers CPF MLE.

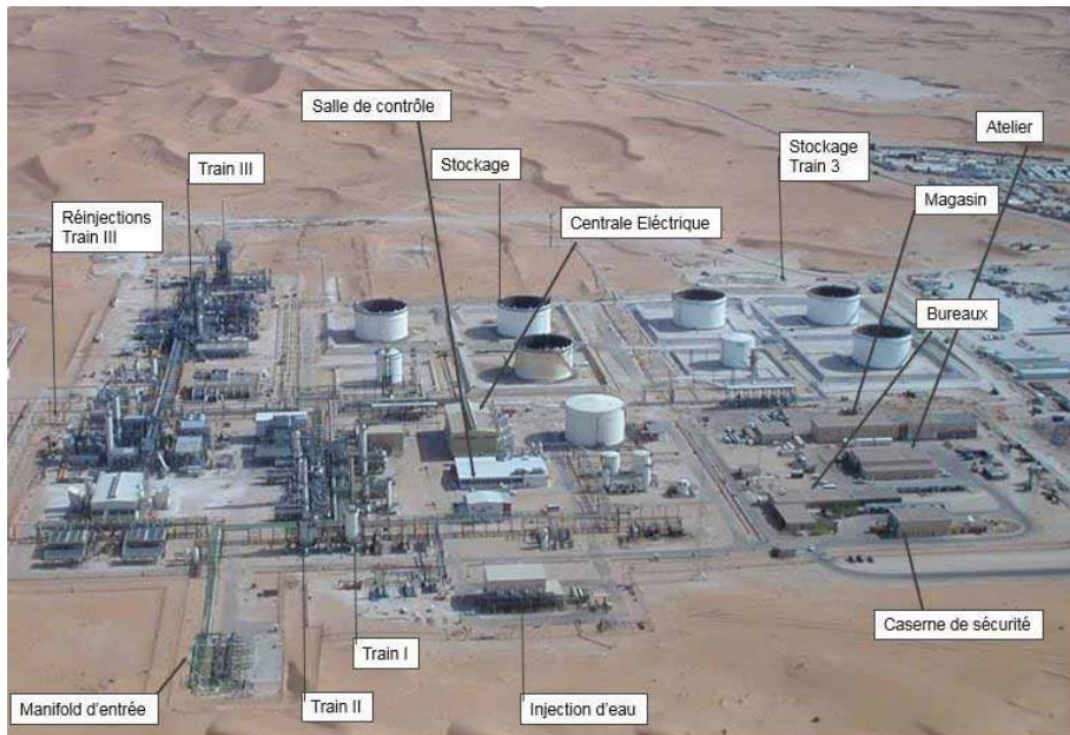


Figure 04 : vue générale de CTH.

1.3.2 Description du procédé de train 3 : [5]

Le train 3 de traitement de pétrole brut à BRN, champ de ROD, est d'une capacité moyenne de traitement de 80 000 Bbl/J, il comprend des unités suivantes (figure 7) :

Unité 100 : Têtes puits producteurs.

Unité 130 : Manifold d'entrée.

Unité 200 : Séparation huile-gaz.

Unité 210 : Traitement de l'huile (dessalage et stabilisation).

Unité 220 : Stockage et expédition.

Unité 230 : Système de torche

Unité 250 : Huile off spec.

Unité 310 : Déshydrations du gaz.

Unité 360 : Compression et réinjection du gaz.

Unité 420 : Système fuel gaz.

Unité 460 : Air comprimé.

Unité 510 : Injection d'eau.

Unité 520 : Eau de service et de lavage.

Unité 540 : Drainage atmosphérique.

Unité 560 : traitement des eaux huileuses.

Unité 600 : Production d'azote.

Sous-station électrique.

Nouvelle ligne export de gaz.

Unité 310 (déshydratation du gaz) : Le circuit de traitement gaz comprend :

- Un ballon scrubber 310VN302 ;
- Une colonne d'absorption 310VE301 ;
- Un filtre absolu 310CQ302 et un mixer de gaz 310CE301 ;
- Un skids de régénération du glycol (Unité 380).

Le gaz issu du séparateur HP est mélangé avec le gaz du refoulement du compresseurs MP (360KA302). Ces derniers sont subits à une opération de déshydratation dans une colonne d'absorption à l'aide l'agent chimique TEG (tri éthylène glycol) a unité 310 puis envoyé aux turbocompresseurs de réinjection de gaz. La capacité de l'unité de déshydratation est de 5400000 Sm³ /j.

Le gaz déshydraté est divisé en deux parties : fuel gaz et gaz de réinjection. Le fuel gaz est utilisé comme combustible pour les fours et les turbines.

Les pompes aspirent de l'eau à partir d'un manifold qui collecte de l'eau douce à partir des puits producteur d'eau.

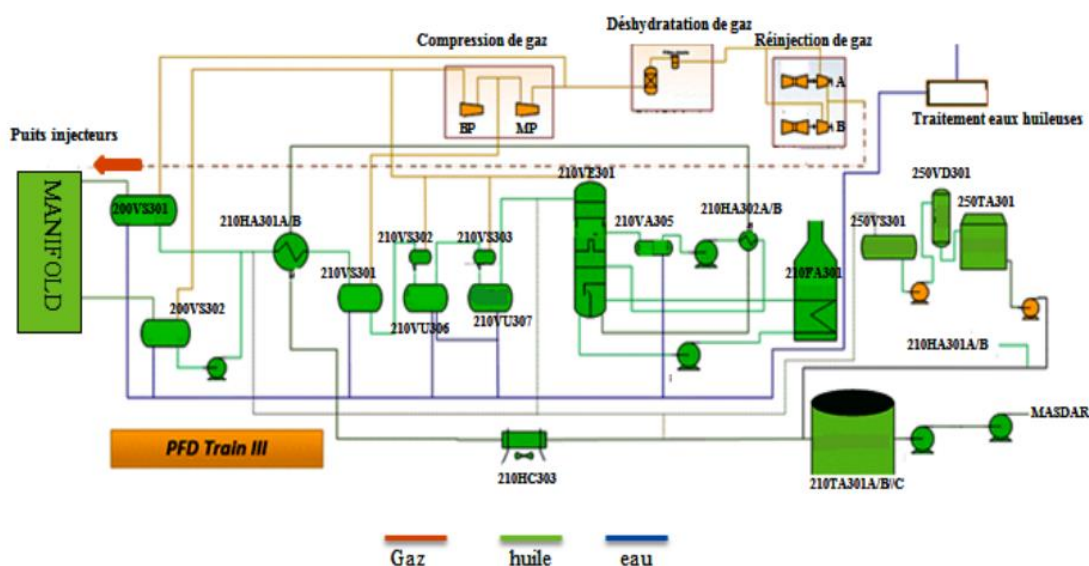


Figure 05 : schéma global du procédé de traitement troisième train (ROD).

Chapitre II :

Généralités sur le Gaz naturel

Chapitre II : généralités sur le gaz naturel.

II.1 Introduction :

Le gaz naturel est une énergie fossile qui dispose de nombreuses qualités : abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques et prix compétitifs ... En raison de ses avantages énergétiques et environnementaux dans de nombreux pays, il représente la deuxième source d'énergie la plus utilisée après le pétrole avec 22% de la production énergétique mondiale, selon le département Américain de l'énergie (DOE). Son usage se développe rapidement, il a connu la plus forte progression depuis les années 70, elle représente la cinquième de la consommation énergétique mondiale.

II.2 Définition :

On peut définir le Gaz comme un état de la matière dans lequel des molécules sont en mouvement aléatoire et chaotique, Également appelée vapeur. Autrement dit c'est un combustible fossile composé d'un mélange d'hydrocarbures présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeuse. C'est une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde propre et de plus en plus utilisée.

II.3 Origine des différentes sortes de gaz naturelles :

On peut classer les gaz naturels selon leur origine en :

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

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.

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. [6]

II.4 Les types de gaz :

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

Gaz humide : Ce type de gaz forme une phase liquide (eau et / ou condensat) et il est moins concentré en méthane. Sans qu'il y ait condensation rétrograde dans le gisement. [7]

Gaz sec : Un gaz sec ne forme pas de phase liquide dans les conditions de production, il est concentré d'un grand pourcentage de méthane (CH_4) et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane (C_2H_6).

Gaz à condensat : ce type de gaz forme une phase liquide (eau et / ou condensat) dans le réservoir, la phase condensée est plus riche en constituants lourds.

Gaz de charbon : le charbon contient naturellement du méthane et du CO_2 dans ses pores.

Gaz de schiste : certains schistes contiennent aussi du méthane dans leurs fissurations. Ce gaz est formé par la dégradation du kérogène présent dans le schiste

Gaz associé : Gaz associés au pétrole (APG) Se trouve généralement dans la couche réservoir avec un gisement de pétrole. Il peut être présent sous forme de gaz dissous dans l'huile, ou sous forme de gaz de couverture situé au-dessus de la réserve de pétrole (huile). [8]

Constituant	Fraction volumique (%)	Fraction massique (%)
Méthane	81	60
Ethane	5.5	7.7
Propane	6.6	3.5
Butane	4	10.8
Pentane	1.4	4.8
Nitrogène	1	1.3
Dioxyde de carbone	0.17	0.33

Tableau 01 : Composition approximative des APG [9]

II.5 Composition du gaz naturel :

Chaque gaz naturel, même s'il reste majoritairement constitué de méthane, a une composition qui varie d'un gisement à un autre. Tous les hydrocarbures présents dans le gaz brut appartiennent à la série des paraffines de formule générale : C_nH_{2n+2} . En dehors du méthane, le gaz naturel peut contenir d'autres hydrocarbures : éthane, propane, butane, pentane et à des concentrations plus faibles, des hydrocarbures plus lourds. Le gaz naturel peut contenir des constituants autres que des hydrocarbures, notamment de l'eau et des gaz acides : dioxyde de carbone et hydrogène sulfuré, ainsi que de l'azote, de l'hélium, de faibles quantités d'hydrogène ou d'argon et même parfois des impuretés métalliques (mercure et arsenic).

II.6 Propriétés physico-chimiques du gaz naturel :

Le gaz naturel autant qu'une source d'énergie est l'une des matières premières qui ont permis la diffusion du progrès économique et social. A son stade d'exploitation, il doit être caractérisé par les propriétés suivantes :

Le pouvoir calorifique :

Le pouvoir calorifique représente l'enthalpie de combustion par unité de volume, de masse ou de mole du gaz à la température de 15°C. L'unité du pouvoir calorifique est donc : (J/m³), (J/kg) ou (J/mol).

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

La densité : La densité d'un gaz est définie comme le rapport de la masse volumique du gaz dans des conditions de référence sur la masse volumique de l'air dans les mêmes conditions, en se référant soit aux conditions normales, soit aux conditions standard.

La masse molaire moyenne : Soit (n) le nombre total de constituants du gaz, (M_i) et (x_i) sont respectivement la masse molaire et la fraction molaire de chaque constituant, la masse molaire moyenne du gaz est calculée par la relation suivante :

$$M_{(\text{gaz})} = \sum_{i=1}^n x_i M_i$$

Masse volumique : c'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimée en Kg/m^3 , elle est en fonction de la température et de la pression, en d'hors de conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards ;

$$\rho = M_{\text{moy}}/V$$

Facteur de compressibilité Z : Le facteur de compressibilité Z est une grandeur utilisée pour caractériser le comportement des gaz réels lorsqu'ils sont soumis à des variations de pression et de température. Il représente le rapport entre le volume réel d'un gaz et le volume qu'il occuperait s'il se comportait comme un gaz parfait (avec un facteur de compressibilité égal à 1). Il dépend des conditions de pression, de température et de la composition du gaz et est utilisé pour corriger les propriétés des gaz réels dans les calculs et les modèles thermodynamiques, tels que les équations d'état.

Le point de rosé :

- a) **Pour les hydrocarbures :** on n'appellera point de rosé d'hydrocarbures à une pression donnée, la température à laquelle apparaissent les premiers gouttelettes liquides.
- b) **Pour l'eau :** lorsqu'un gaz se refroidit, le point de rosé d'eau est sous une pression donnée, la température à laquelle commence la condensation de l'eau ou plus généralement, celle correspondant à l'apparition d'une seconde phase (eau liquide, glace, hydrates...)

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

II.7 Le gaz naturel dans le monde :

a) Développement du gaz naturel dans le monde :

La production de gaz naturel a connu une croissance constante dans le monde ces dernières décennies, avec une augmentation de plus de 50% depuis les années 1990. Le gaz naturel est devenu une source importante d'exportation pour certains pays producteurs. Les

États-Unis sont aujourd'hui le plus grand producteur de gaz naturel, suivis de la Russie et de l'Iran.

Les États-Unis ont connu une croissance exponentielle de la production de gaz naturel grâce à la technologie du fracking, qui permet d'extraire le gaz de formations rocheuses jusqu'alors inaccessibles. La Russie est également un grand producteur de gaz naturel avec une production estimée à plus de 600 milliards de mètres cubes par an. Le gaz naturel est un élément clé de l'économie russe et représente une source importante de revenus pour le gouvernement.

D'autres pays, comme la Chine, l'Australie, l'Inde et le Qatar, ont également vu leur production de gaz naturel augmenter significativement ces dernières années. Le développement du gaz naturel devrait se poursuivre dans les années à venir, avec une demande croissante pour l'énergie propre et une réduction des émissions de gaz à effet de serre. En outre, le gaz naturel apparaît comme une alternative intéressante aux énergies fossiles traditionnelles, permettant des approvisionnements plus stables et évitant les risques géopolitiques liés aux conflits pétroliers.

b) Reserve de gaz naturel dans le monde :

Plus de 65 % des réserves prouvées mondiales de gaz naturel sont concentrées en Russie et au Moyen-Orient (Iran, Qatar, etc.). Les réserves offshore représentent environ 1/3 des Réserves gazières mondiales.



Figure 06 : Réserves de Gaz Naturel dans le monde (Trillions de m3) [12]

II.8 Le gaz naturel en Algérie :

a) Richesse algérienne en gaz naturel :

Le gaz naturel, (en 2019) était la 3^e source d'énergie primaire utilisée dans le monde après le pétrole et le charbon. L'Algérie est avant tout un pays exportateur de gaz, avec des réserves récupérables estimées à plus de 4500 milliards de m³, l'économie algérienne s'appuie sur un patrimoine énergétique où prédomine largement de gaz naturel représente 61% des réserves récupérables. On distingue deux types de gaz : Le gaz humide, riche en fractions condensables, et le gaz dit sec essentiellement constitué de méthane. Pour le gaz sec le traitement consiste simplement à éliminer les impuretés avant de le commercialiser. Le gaz humide, découvert en même temps qu'un gisement d'huiles, est qualifié de gaz associé, Mais ce gaz humide peut également se trouver dans des gisements de gaz uniquement, Il est alors dénommé gaz humide non associé. L'Algérie exporte du gaz naturel par 3 gazoducs transcontinentaux : deux en Espagne et un en Italie. [11]

b) La production de gaz en Algérie :

L'Algérie est un pays traditionnellement fournisseur de gaz naturel à l'Europe depuis 1964, d'abord en Angleterre, puis en France, à travers les flux de GNL. Sonatrach joue un rôle important dans l'économie algérienne, Elle est classée comme étant la treizième compagnie pétrolière mondiale, deuxième exportateur en GNL et GPL, troisième en gaz naturel et premier exportateur de condensat. En 1973, presque 85 % de la production était constituée de pétrole brut. La part de pétrole brut représente actuellement à peine 25 % des exportations, le reste étant réalisé par le gaz naturel sous forme GNL, c'est-à-dire liquéfié, ou par gazoduc, le GPL, le condensat et les produits raffinés [12]. En 2003 l'Algérie a assuré une production brute de gaz naturel de 85 Milliards, y compris la consommation nationale ; en 2010 le volume des exportations sera de 85 Milliards de mètre cube et comme il y a des besoins de gaz en réinjection et en consommation locale, il y aura donc une production de 117 milliards de mètres cubes et en 2020 de 172 milliards de mètres cubes [12].

L'Algérie a exporté la majorité de son gaz, soit un volume de 53 milliards de mètres cubes vers l'Europe en 2003, essentiellement vers l'Espagne, 26%, l'Italie, 45 %, et la France 17 %, et il y a bien sûr les autres pays tels que la Belgique, le Portugal, la Grèce, sans parler aussi de la Turquie, de la Slovénie, de la Tunisie et des États-Unis d'Amérique. Actuellement l'Algérie exporte 62 milliards de m³/ans de gaz naturel dont la moitié environs sous forme de GNL. Au horizon 2010, l'Algérie compte porter ses exportations totales de gaz à 82 milliards de m³, et davantage encore vers 2012 avec l'entrée en service de deux importants projets de production de GNL avec une capacité de 4,5 millions chacun [12].

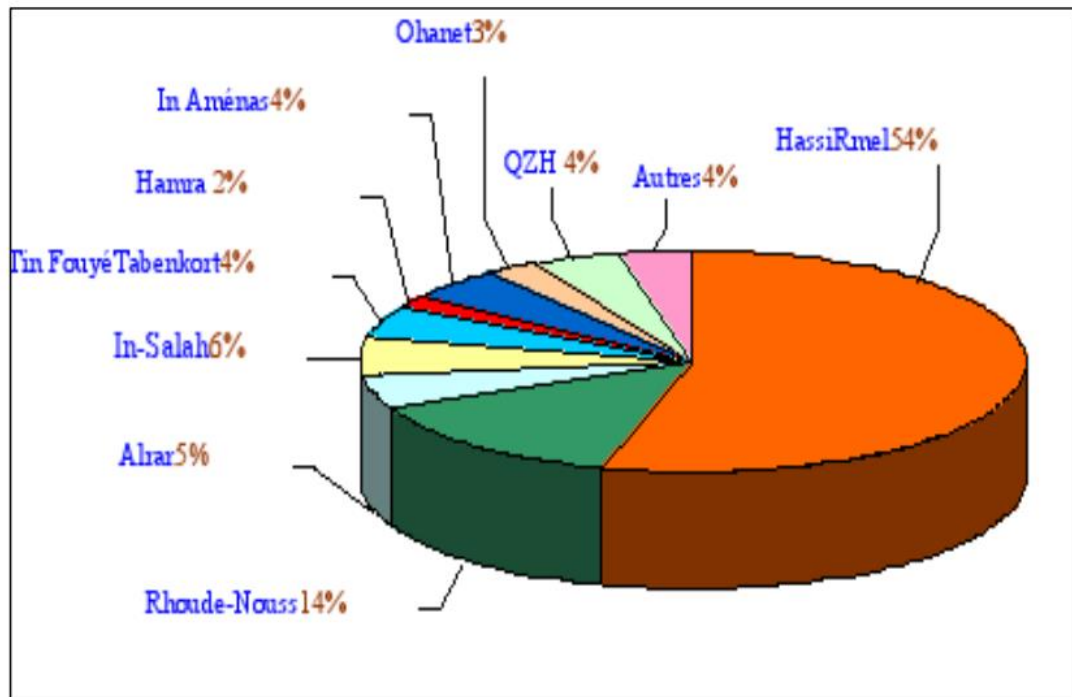


Figure 07 : Répartition des réserves gazières en Algérie [12]

c) La consommation de gaz en Algérie : Troisième exportateur mondial de gaz, l'Algérie fera face à une hausse importante de la demande intérieure de gaz en raison de la croissance soutenue de son économie. En 2006, la consommation locale en gaz naturel est d'environ 17,43 milliards de mètres cubes répartis par type d'utilisation comme suit :

- Distribution publique : 4,32 milliards de m³ (hausse de 9,7% par rapport à 2006).
- Clients industriels : 2,62 milliards m³ (hausse de 2,6% par rapport à 2006).
- Centrales électriques : 10,50 milliards de m³ (hausse de 1,9% par rapport à 2006) [12].

d) Réserves de gaz et gisements : La découverte du gaz naturel pour la première fois en Algérie, remonte à l'année 1956 dans les champs de HASSI R'MEL et AIN AMENAS au sud du pays. Ces champs enferment l'une des plus importantes réserves nationales du GN. Par la suite, ils se sont reliés aux usines de production du gaz naturel liquéfié (GNL) aux côtes est et ouest du pays (Skikda et Arzew), par des gazoducs comme moyen d'acheminement. [13]

[illegible]
$$\lambda_1 = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\lambda_1} + \frac{1}{\lambda_2} \right) \quad \text{and} \quad \lambda_2 = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\lambda_1} - \frac{1}{\lambda_2} \right)$$

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

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

f) Piles à combustible : La pile à combustible est un dispositif électrochimique qui permet de combiner l'hydrogène et l'oxygène contenus dans l'air afin de produire de l'électricité, de la chaleur et de l'eau. Le gaz naturel est un des multiples combustibles à partir desquels les piles à combustible peuvent fonctionner. [14]

Chapitre III :
Utilisation du gaz naturel
en pétrochimie

Chapitre III : utilisation du gaz naturel en pétrochimie.

III.1 Introduction :

La pétrochimie vise à transformer des coupes issues du pétrole ou du gaz naturel pour produire les composés chimiques de base (les grands intermédiaires) de l'industrie de la chimie, tels que les oléfines et les aromatiques... Ces composés servent ensuite à fabriquer des produits chimiques utilisés dans de nombreux usages : plasturgie, pharmacie, agriculture, cosmétique, électronique, automobile, aéronautique, textile, etc. La hausse de la demande en biens de consommation, notamment dans les pays émergents, conduit à une demande en intermédiaires pétrochimiques en forte croissance, en particulier pour l'éthylène, le propylène, le paraxylène, les alpha oléfines et le benzène. [15]

III.2 Les différentes utilisations du gaz naturel :

III.2.1 L'utilisation de méthane :

Le méthane est un hydrocarbure saturé, le plus simple des alcanes. C'est le principal constituant du gaz naturel. Souvent, il est utilisé comme matière première dans l'industrie pétrochimique pour produire une variété de produits chimiques.

L'utilisation de méthane dans la production de produits pétrochimiques est importante pour l'industrie pétrochimique et pour l'économie globale. Cela permet de produire des produits chimiques indispensables tout en réduisant la dépendance à l'égard d'autres sources d'énergie et de matières premières.

- a) **Différentes produits issue de l'oxydation du méthane :** En présence d'oxygène ou d'air, le méthane détone au contact d'une flamme ; suivant la proportion d'oxygène présent, on peut avoir plusieurs produits de cette réaction d'oxydation : $\text{CH}_4 + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$,
Et $\text{CH}_4 + \text{O}_2 \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2 + \text{H}_2\text{O}$.

b) **Le gaz de synthèse :**

La production du gaz synthèse à partir du gaz naturel s'effectuer par différents procédés, on peut citer :

- Le reformage à la vapeur du gaz naturel sur un catalyseur au nickel promu à des températures de l'ordre de 800 °C (1 470 °F) :
$$\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} = \text{CO} + 3\text{H}_2$$
- Gazéification, Ce procédé consiste à chauffer le gaz naturel à une température élevée en l'absence d'oxygène afin de le convertir en gaz de synthèse.
Le gaz de synthèse est un intermédiaire important. Le mélange de monoxyde de carbone et d'hydrogène est utilisé pour produire du méthanol. Il est également utilisé pour synthétiser une grande variété de dérivés d'hydrocarbures allant des gaz au naphta au gazole en utilisant la technologie FischerTropsch, Ce procédé peut offrir une voie alternative future pour l'obtention de dérivés d'oléfines et de produits chimiques.
Le gaz de synthèse est une source importante d'hydrogène, qui est utilisé pour produire de l'ammoniac. L'ammoniac est l'hôte de nombreux produits chimiques tels que l'urée, le nitrate d'ammonium et l'hydrazine. Le dioxyde de carbone, un sous-produit du gaz de synthèse, réagit avec l'ammoniac pour produire de l'urée (H_2NCONH_2).

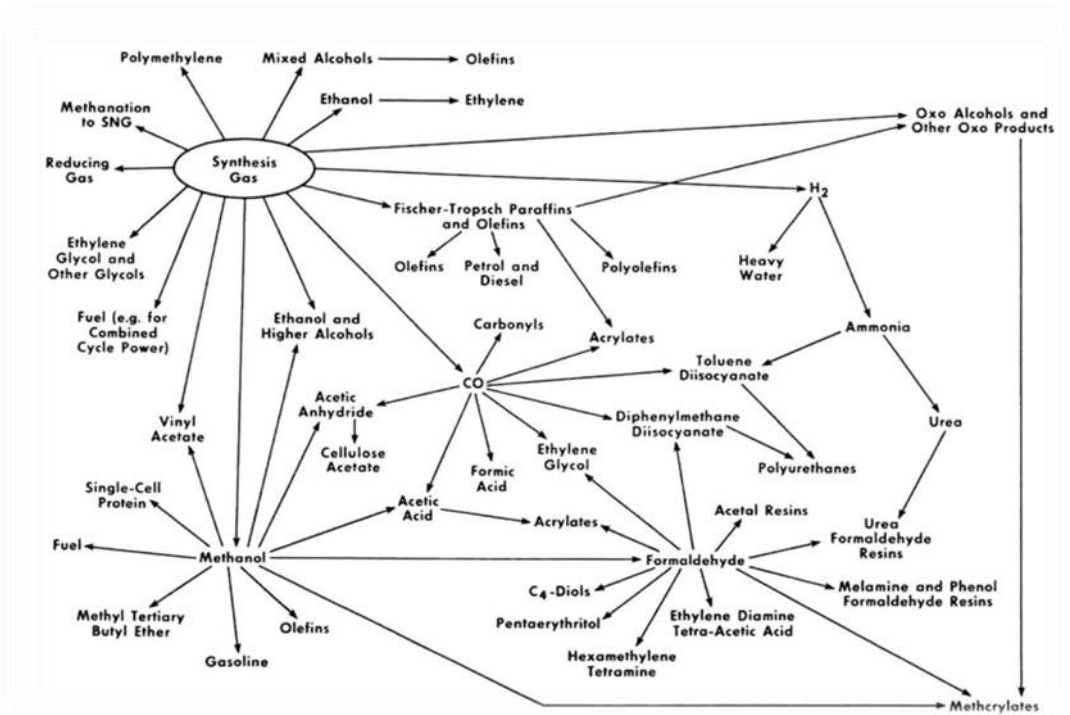


Figure 09 : schéma Production de produits chimiques à partir de gaz de synthèse.

c) Production d'hydrogène : [16]

Le méthane constitue une source d'hydrogène de plus en plus importante pour l'industrie pétrochimique. L'hydrogène se produit soit Par dissociation thermique, soit par oxydation par la vapeur d'eau,

Ou bien on peut utiliser le reformage du méthane à la vapeur (SMR) qui est le procédé de référence utilisé depuis plusieurs décennies pour la production d'hydrogène. Le procédé implique le reformage du gaz naturel dans un procédé catalytique continu dans lequel la réaction principale est la formation de monoxyde de carbone et d'hydrogène à partir de méthane et de vapeur :



On peut aussi utiliser le procédé de Gazéification

d) La production d'éthane : le méthane est converti en éthane, à température ambiante et sous l'influence de la lumière, sans émettre de CO₂. L'éthane peut ensuite être utilisé pour la production d'éthylène.

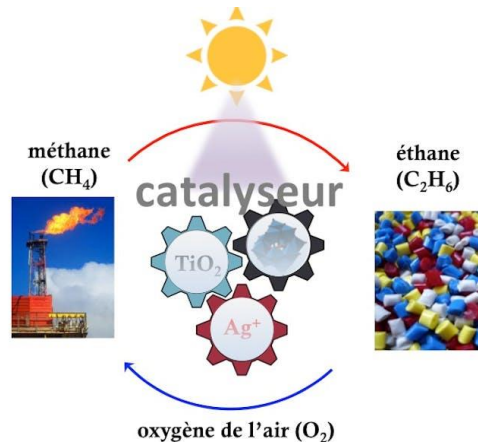


Figure 10 : schéma représente la transformation du méthane en éthane .

e) Les produits oxygénés :

Il est possible d'utiliser le méthane pour produire des produits oxygénés tels que le méthanol, l'éthanol et les oxydes de propylène.

- **Le méthanol :** le méthanol peut être produit en faisant réagir du méthane avec de l'oxygène à haute température et sous pression en utilisant un catalyseur ou bien le méthanol est produit à partir de méthane par un processus appelé reformage à la vapeur. Ce processus implique la conversion du méthane en gaz de synthèse, qui est ensuite converti en méthanol qui est utilisé dans la production de solvants, de plastiques, de peintures et de carburants.
- **L'éthanol :** il peut être produit de manière similaire en utilisant un catalyseur différent.
- **Les oxydes de propylène :** ils peuvent être produits via un procédé de déshydrogénation à base de méthane, où le méthane est transformé en propane, puis en propylène et enfin en oxydes de propylène.

f) Les composés sulfurés :

L'utilisation de méthane pour produire des composés sulfurés peut se faire à travers plusieurs processus.

- **Le sulfure d'hydrogène :** est un composé sulfuré couramment produit à partir du méthane par des processus tels que la désulfuration des gaz de synthèse ou la réduction de soufre dans les gaz d'échappement. Ce processus utilise souvent une technologie appelée désulfuration catalytique, dans laquelle le méthane est mélangé avec de l'air et un catalyseur pour produire H_2S .
- **A partir du gaz acide :** on peut également produire des composés sulfurés à partir de méthane. Le gaz acide est produit lors du traitement du méthane pour en retirer le dioxyde de carbone (CO_2) et le sulfure d'hydrogène (H_2S). Le processus implique généralement l'utilisation d'une solution d'alcoolamine qui réagit chimiquement avec le H_2S pour le convertir en soufre et en eau.

Enfin, certains producteurs de méthane utilisent également une technologie appelée gazéification, qui convertit le méthane en gaz de synthèse. Ce processus peut également produire des composés sulfurés, en fonction du type de technologie de gazéification utilisée.

g) Les composés azotés :

L'utilisation de méthane pour produire des composés azotés peut se faire à travers différents procédés chimiques tels que le procédé Haber-Bosch, le procédé Ostwald ou le procédé de fixation biologique de l'azote.

Le procédé Haber-Bosch est la méthode la plus courante pour produire de l'ammoniac (NH_3) à partir de méthane.

Le procédé Ostwald utilise également du méthane pour produire de l'acide nitrique (HNO_3) à partir d'ammoniac. Dans ce procédé, l'ammoniac est oxydé en oxyde d'azote (NO) par catalyse avec du platine ou du rhodium, puis l'oxyde d'azote est combiné avec de l'eau pour produire de l'acide nitrique.

Le procédé de fixation biologique de l'azote utilise des bactéries pour convertir l'azote de l'air en ammoniac, qui peut ensuite être utilisé pour produire des composés azotés tels que des engrais ou des explosifs. Bien que ce procédé ne nécessite pas directement de gaz naturel, il est couramment utilisé en combinaison avec d'autres sources de gaz naturel pour produire de l'ammoniac.

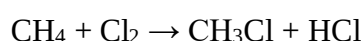
h) Les nitrogènes :

Le méthane peut être utilisé comme source d'azote dans la production de nitrogènes. Cela se fait en convertissant le méthane en ammoniac, qui est ensuite utilisé pour produire les nitrogènes. Ce processus est connu sous le nom de procédé Haber-Bosch.

Le procédé Haber-Bosch est un processus complexe qui implique plusieurs étapes. Tout d'abord, le méthane est converti en gaz de synthèse en utilisant une réaction de gazéification. Ensuite, le gaz de synthèse est combiné avec de la vapeur d'eau pour former de l'ammoniac par une réaction catalytique. Enfin, l'ammoniac est utilisé pour produire les nitrogènes.

i) Production des halocarbures:

Le méthane peut être utilisé pour produire des halocarbures par un procédé de chloruration, où le méthane réagit avec du chlore pour former du chlorométhane.



Ce chlorométhane peut ensuite être utilisé comme une base pour produire d'autres halocarbures en réagissant avec d'autres halogènes, tels que le fluorure ou le bromure.

j) La production d'acide cyanhydrique :

La production d'acide cyanhydrique à partir de méthane implique trois étapes principales :

1. Conversion de méthane en gaz de synthèse : Le méthane est converti en gaz de synthèse, qui est un mélange de dioxyde de carbone et d'hydrogène, par un processus appelé reformage du méthane. Ce processus est généralement réalisé à des températures élevées et à l'aide de catalyseurs.

2. Synthèse d'ammoniac à partir du gaz de synthèse : En utilisant la méthode Haber-Bosch, le gaz de synthèse est transformé en ammoniac par réaction catalytique à haute pression et température.

3. Synthèse d'acide cyanhydrique à partir de l'ammoniac : L'ammoniac est ensuite utilisé pour produire de l'acide cyanhydrique via une réaction catalytique avec du cyanure d'hydrogène.

Cependant, cette méthode n'est pas largement utilisée en raison de la toxicité de l'acide cyanhydrique et de la difficulté à manipuler en toute sécurité. D'autres méthodes de production d'acide cyanhydrique sont préférées, telles que la production à partir de matières premières telles que l'acétylène, le formamide et les sels de cyanure.

k) La production d'acétylènes :

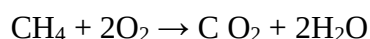
L'utilisation du méthane pour la production d'acétylènes peut se faire grâce à une réaction de pyrolyse catalytique. Cette réaction se déroule à une température élevée (entre 800 et 1000°C) en présence d'un catalyseur, tel que le platine, et permet de produire des acétylènes à partir de méthane. Le procédé consiste en une décomposition du méthane en produits plus simples, notamment l'acétylène, l'hydrogène et le carbone. Cette réaction est exothermique et peut être alimentée en énergie avec un apport de chaleur extérieure

l) La production du Carbone noir :

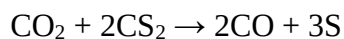
Le méthane peut être utilisé comme matière première dans le processus de production de carbone noir, également appelé noir de carbone ou noir de fumée. Le processus de production de carbone noir à partir de méthane consiste en différentes étapes. Tout d'abord, le méthane est converti en gaz de synthèse par réaction avec de l'oxygène et de la vapeur d'eau. Ensuite, le gaz de synthèse est brûlé dans une flamme type torche pour générer une température élevée et une pression élevée. Dans cet environnement, le gaz de synthèse se décompose en carbone et en hydrogène. Le carbone ainsi obtenu est ensuite collecté et broyé en particules fines pour produire du carbone noir. Ce processus est généralement réalisé dans des fours à torche ou des réacteurs à décharge, qui offrent une grande efficacité énergétique et permettent d'obtenir un produit de haute qualité.

m) La production du sulfure de carbone :

Le méthane peut être utilisé comme matière première pour produire du sulfure de carbone (CS₂), également connu sous le nom de carbonyl sulfure. Le processus de production de CS₂ à partir de méthane implique plusieurs étapes clés. Tout d'abord, le méthane est traité avec du dioxygène (O₂) pour produire du gaz carbonique (CO₂) et de l'eau (H₂O) selon la réaction suivante :



Ensuite, le CO₂ est traité avec du sulfure de carbone liquide (CS₂) à haute température et pression pour produire de l'oxyde de carbone (CO) et du soufre selon la réaction suivante :



Enfin, le soufre est récupéré et recyclé pour être utilisé dans la production de plus de CS₂. Le CO est également récupéré et utilisé dans divers processus chimiques.

III.2.2 Utilisation d'éthane :

L'éthane est un alcane de formule générale C₂H₆. Il est très utilisé à l'échelle industrielle, parmi ses principales applications en pétrochimie, on citera sa transformation en : Ethylène, polyéthylène, mono éthylène glycol(MEG), di éthylène glycol (DEG) et tri éthylène glycol (TEG). [19]

a) Les oléfines :

L'obtention d'oléfines s'effectue avec l'éthane, mélangés avec de la vapeur d'eau, ils sont amenés à environ 800 °C par passage dans des tuyaux chauffés par des fours, pendant un temps très bref, inférieur à la seconde. Les produits de la réaction sont refroidis brutalement afin d'interrompre celle-ci, et d'obtenir le mélange d'alcènes recherché. Des produits de départ légers (éthane,) fourniront une plus grande quantité d'alcènes légers. Une température de craquage plus élevée (« sévérité ») favorise la formation d'éthylène et de benzène, alors qu'une température plus basse fournit plus de propylène, d'hydrocarbures en C₄, et de produits liquides.

L'importance des dérivés d'oléfines se reflète dans leur utilisation comme éléments constitutifs d'une large gamme de matériaux tels que les solvants, les détergents, les adhésifs, les plastiques, les fibres et les élastomères. [18]

b) La production de polyéthylène : [20]

Il existe deux principales procédures pour produire du polyéthylène à partir d'éthane :

1. Procédure de polymérisation en chaîne : Cette procédure est basée sur la réaction de polymérisation en chaîne de l'éthane, qui est un gaz inerte, avec un catalyseur spécial appelé catalyseur Ziegler-Natta (ZNC). Cette méthode implique la suspension de granulés de polyéthylène dans un liquide et l'ajout d'un catalyseur ZNC. Le mélange est ensuite chauffé à une température et une pression spécifiques pour permettre la réaction de polymérisation en chaîne de l'éthane, formant ainsi du polyéthylène.

2. Procédure de polymérisation par réaction en solution : Cette procédure implique la mise en solution d'éthane dans un solvant organique approprié comme l'hexane. Lorsque le catalyseur ZNC est ajouté au mélange, les liaisons C-H dans l'éthane sont activées, ce qui permet la formation de radicaux libres qui peuvent polymériser pour former du polyéthylène.

Aussi le polyéthylène peut être produit à partir d'éthane par le procédé de vapocraquage à haute température et sous faible pression

c) La production de mono éthylène glycol C₂H₆O₂ :

Il existe plusieurs procédés pour produire du mono éthylène glycol à partir d'éthane. Les deux méthodes principales sont les suivantes :

1. Procédé d'oxydation directe : Dans ce procédé, l'éthane est oxydé directement en mono éthylène glycol en présence d'un catalyseur approprié. Cependant, cette méthode nécessite des conditions de réaction très rigoureuses et une grande quantité d'énergie, ce qui rend le procédé coûteux.

2. Procédé d'oxydation indirecte : Dans ce procédé, l'éthane est d'abord converti en éthylène, qui est ensuite oxydé en mono éthylène glycol. Cette méthode est plus efficace et moins coûteuse que la méthode directe, cependant elle nécessite également des catalyseurs et des conditions de réaction spécifiques.

d) Production de l'acétone : L'éthane est converti en acétone par oxydation en présence de catalyseurs spécifiques.

e) Production de l'acide acétique : L'éthane est converti en acide acétique par oxydation en présence de catalyseurs.

- f) **Production du chlore** : L'éthane est utilisé comme matière première pour la production du chlore par réaction avec le chlore gazeux.
- g) **Production de l'ammoniac** : L'éthane est utilisé comme matière première pour la production de l'ammoniac par le processus de synthèse Haber-Bosch.

III.2.3 Utilisation du butane :

- a) Le butane est utilisé pour la fabrication d'essences.
- b) L'isobutane est utilisé pour la production d'alkylats et le n-butane est mélangé directement dans le pool essence pour régler la tension de vapeur,
- c) On utilise ainsi le butane pour l'obtention de :
 - Butadiène par déshydrogénation du n-butane.
 - Anhydride maléique par oxydation.
 - L'iso butylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première pour la fabrication de plastique, caoutchouc et aussi pour la fabrication des produits pharmaceutiques et cosmétiques.
- d) **Production des oléfines** : Le butane est également utilisé dans le processus de déshydrogénation pour produire de l'oléfine. Cela implique le chauffage du butane en présence d'un catalyseur pour produire de l'oléfine. Par exemple :
 - **Le butylène** : Il est produit à partir de butane en utilisant :

Un processus de craquage : Le butane est introduit dans un réacteur à haute température et à haute pression, où il est chauffé à des températures supérieures à 800 °C, Sous cette chaleur et cette pression, le butane se décompose en plusieurs composants, dont le butylène est le principale composant. Le butylène est alors fractionné et séparé des autres composants par distillation.

Un processus déshydratation du butane : qui implique l'utilisation d'un catalyseur tel que l'acide sulfurique ou le phosphore. Le butane est passé sur le catalyseur à une température élevée pour produire du butylène et de l'eau. Le butylène peut ensuite être purifié et utilisé dans divers processus de production.

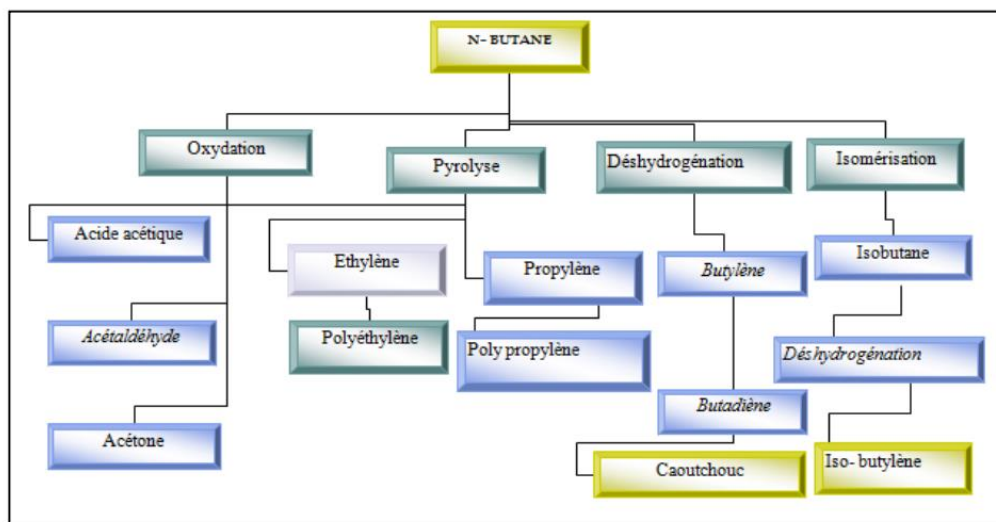


Figure 11 : Principales transformation du butane. [21]

III.2.4 L'utilisation du propane :

a) Production d'Acétaldéhyde :

Il y a plusieurs procédures pour produire de l'acétaldéhyde à partir de propane, mais l'une des plus courantes est la procédure suivante :

1. Propane est converti en propène, également connu sous le nom de propylène : Cela peut être fait en utilisant un réacteur de craquage catalytique, où le propane est exposé à une température élevée et à un catalyseur pour briser les liaisons moléculaires.
2. Le propylène est ensuite oxydé en présence d'un catalyseur approprié et d'un oxydant tel que l'oxygène. Cette réaction produit de l'oxyde de propylène.
3. L'oxyde de propylène est alors hydrolysé, c'est-à-dire qu'il est exposé à de l'eau, ce qui produit de l'acétaldéhyde et du méthanol.
4. Finalement, l'acétaldéhyde est séparé du méthanol et des autres sous-produits à l'aide de méthodes de purification telles que la distillation fractionnée.

Cette procédure peut également être réalisée en utilisant des réactions alternatives telles que l'oxydation du propane en acétophénone, qui est ensuite réduite en acétaldéhyde. Cependant, la procédure décrite ci-dessus est l'une des plus couramment utilisées dans l'industrie.

b) Production d'éthylène : Il existe plusieurs procédés pour obtenir de l'éthylène à partir de propane :

1. Procédé de craquage à la vapeur : le propane est chauffé en présence de vapeur d'eau à haute température (800-900°C) pour produire de l'éthylène, de l'hydrogène et d'autres gaz. Ce procédé nécessite une grande quantité d'énergie et génère beaucoup de chaleur.
2. Procédé d'oxydation partielle : le propane est mélangé avec de l'oxygène et est brûlé dans une flamme pour produire de l'éthylène et d'autres gaz. Ce procédé est moins énergivore mais produit également de grandes quantités de chaleur.
3. Procédé de reformage catalytique : le propane est mélangé avec de la vapeur d'eau et est chauffé en présence d'un catalyseur pour produire de l'éthylène, de l'hydrogène et du dioxyde de carbone. Ce procédé nécessite également une quantité considérable d'énergie, mais permet de produire moins de chaleur que les deux précédents.
4. Procédé de conversion thermique : le propane est chauffé à haute température (1000-1200°C) en absence d'oxygène pour produire de l'éthylène, des hydrocarbures légers et du carbone. Ce procédé est rarement utilisé car il peut conduire à des dépôts de carbone sur les équipements de production.

Ces différents procédés sont utilisés dans l'industrie pétrochimique pour produire de grandes quantités d'éthylène.

c) Production de Nitroéthane et nitropropane :

Il y a plusieurs procédés pour produire le nitroéthane et le nitropropane à partir de propane, voici quelques-uns d'entre eux :

1. Procédé de la nitration : le propane est transformé en nitropropane ou nitroéthane par réaction avec de l'acide nitrique concentré en présence d'un catalyseur tel que de l'acide sulfurique.
2. Procédé de la déshydrogénation : le propane est transformé en propène par déshydrogénation à haute température en présence d'un catalyseur comme de l'oxyde de zinc, puis le propène est ensuite transformé en nitropropane ou nitroéthane par réaction avec de l'acide nitrique.
3. Procédé de l'oxydation : le propane est transformé en acétone par oxydation catalytique en présence d'air ou d'oxygène, puis l'acétone est transformée en nitropropane ou nitroéthane par réaction avec de l'acide nitrique.

Ces procédés sont complexes et nécessitent souvent des conditions rigoureuses de température, de pression et de catalyseurs spécifiques pour produire des rendements élevés et une pureté élevée des produits nitro.

d) Production de propylène : Le propane est converti en propylène par un procédé appelé craquage. Le propylène est ensuite utilisé pour fabriquer du polypropylène, une matière plastique très résistante et flexible utilisée pour la fabrication de produits tels que des emballages, des textiles, des équipements médicaux, etc.

En outre, le propane est également utilisé dans la fabrication de produits chimiques tels que l'acide acrylique, le solvant de peinture, le butanone, le méthyl tert-butyle éther (MTBE), le polycarbonate, etc.

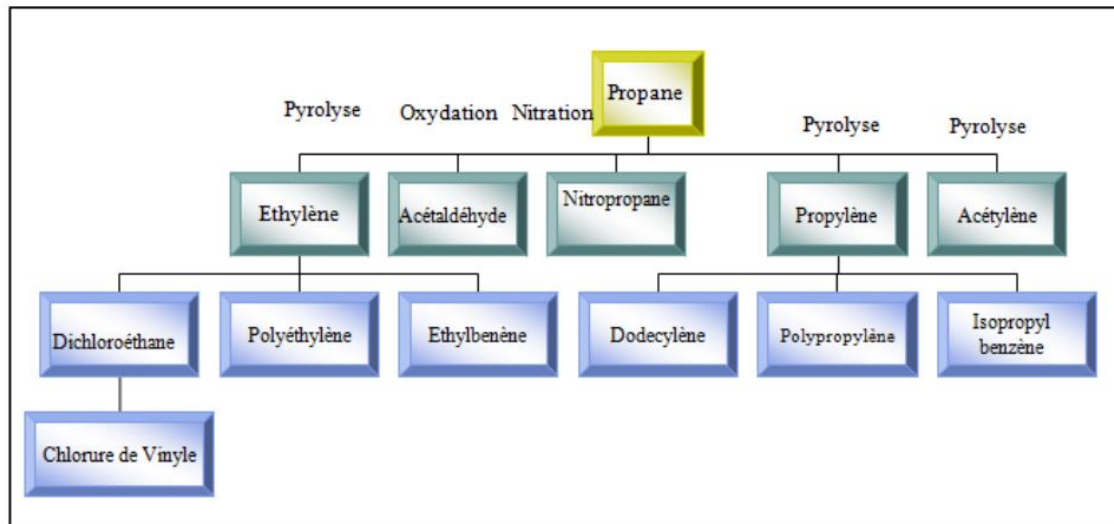


Figure 12 : les différentes transformations de propane. [21]

Chapitre IV : Théorie sur l'absorption

Chapitre IV : théorie sur l'absorption.

IV.1 Introduction :

L'absorption est une opération unitaire de génie des procédés caractérisée par un transfert de matière d'une phase à une autre et parfois ce transfert de matière est accompagné d'un transfert de chaleur. [22]. Cette opération est principalement utilisée pour purifier un flux gazeux ou pour récupérer un constituant désiré présent dans un mélange gazeux. Dans l'absorption, les gaz diffusent principalement dans le sens gaz-liquide et très peu dans le sens inverse [22]. Le contact entre les phases gaz et liquide est réalisé dans une colonne à plateaux ou à garnissage, appelé absorbeur. Le solvant pauvre est introduit en tête de colonne et descend à contre-courant du gaz riche qui remonte la colonne. [23]

IV.2 Définition :

L'absorption est la séparation par voie physique ou physicochimique d'un ou plusieurs constituants d'un mélange gazeux. La phase liquide est constituée par un solvant qui est mis en contact avec la phase gazeuse. Le ou les constituants absorbés doivent le plus souvent être séparés du solvant par détente, stripping (ou stripage) ou distillation.

La désorption est l'opération inverse, le ou les constituants gazeux absorbés sont séparés du solvant. On appelle solutés les constituants qui ont une solubilité notable dans le solvant, et qui sont répartis dans les deux phases, et gaz porteur l'ensemble des constituants dont la solubilité dans le solvant est faible.

IV.3 Le procédé d'absorption :

IV.3.1 Le principe d'absorption :

Le principe de l'absorption alors consiste à mettre en contact à contre-courant un gaz riche avec liquide pauvre en constituant valorisable. Le soluté se dissout dans le liquide, ce qui provoque un dégagement de chaleur, l'absorption est donc un procédé exothermique. Le principe physique de l'absorption reste la mise en contact d'équilibre liquide-vapeur dans une colonne contenant soit des plateaux soit un garnissage. Pour que l'absorption soit possible la pression partielle du soluté dans le gaz doit être supérieure à sa pression partielle dans l'absorbant. Autrement dit, pour avoir un transfert de matière du soluté de la phase vapeur vers la phase liquide, il faut que le gaz et l'absorbant ne soient pas en équilibre.

L'absorption est plus efficace, lorsque la différence entre les pressions partielles est élevée, l'absorption se renverse en désorption dès que la pression partielle du soluté dans la phase liquide devient plus grande que celle en phase vapeur. [24]

IV.3.2 Les types d'absorption :

On peut définir deux types d'absorption " physique et chimique" :

- **L'absorption chimique** : Dans de très nombreuses applications industrielles, l'absorption est accompagnée d'une réaction chimique : le gaz entre en réaction avec le

liquide absorbant et donne une substance plus ou moins stable qui reste dans la solution ou qui peut précipiter. Cette réaction peut être instantanée ou se dérouler plus lentement ; dans le premier cas, le gaz absorbé n'existe dans le liquide que sous la forme d'un corps composé. [25]

- **L'absorption physique :** Lors de l'absorption gaz-liquide sans réaction chimique, le soluté est transféré à travers l'interface de la phase gazeuse vers la phase liquide, puis dissout dans la phase liquide, sans donner lieu à une réaction chimique. Dans ce type d'opération le constituant absorbé ne réagit pas avec le solvant. La concentration à l'équilibre du constituant absorbé dépend fortement de la pression partielle dans la phase gazeuse [26].

IV.3.3 Choix du procédé d'absorption :

- Le processus d'absorption physique est préféré quand : [27]
 - Le mélange de gaz d'alimentation et le constituant à absorber sont présents en grande quantité, à pression élevée ;
 - La fraction de gaz non absorbée doit présenter une très grande pureté ;
 - Un ou plusieurs constituants absorbés sélectivement doivent être obtenus soit sous forme enrichie, soit sous forme pure.
 - Le soluté doit faire l'objet d'une opération de synthèse ultérieure.
- L'absorption par réaction chimique est adoptée si :
 - La récupération du solvant n'exige pas une grande quantité d'énergie ;
 - Les constituants devant être séparés sont fortement acides et subissent une réaction thermique réversible avec le solvant ;
 - Les constituants à séparer à partir du mélange d'alimentation sont présents en faible concentration sous une basse pression.

IV.3.4 Transfert de matière entre phases :

L'absorption est le phénomène global du passage d'un gaz contenu dans un mélange gazeux, dans une solution liquide. Tous les modèles théoriques de transfert de matière en phase liquide ont pour but, de permettre une analyse de la migration du soluté gazeux vers la phase liquide dans les appareils d'absorption. Le flux de transfert de matière est donné par la loi de Fick [23] :

$$N_A = -D_A \frac{\partial c_A}{\partial z}$$

Où :

D_A : Coefficient de diffusion d'A dans le milieu considéré (m/s).

N_A : flux transféré par unité d'aire interraciale (mole/m.s).

Z : distance de transfert (m).

Il y a de nombreux modèles qui représentent le transfert de matière entre les phases liquide et gaz, les plus connus de ces modèles sont [23] :

➤ Théorie du double-film LEWIS et WHITMAN (1924) : [28]

Whitman (1924) considère que la résistance au transfert est localisée aux voisinages de l'interface des phases. La diffusion moléculaire a ainsi lieu sur une épaisseur de δ (film liquide) et sur une épaisseur de δ (film gaz) aux proximités de l'interface. Dans ce film, l'écoulement est laminaire avec une vitesse parallèle à l'interface. Il peut aussi être noté qu'au-delà de l'épaisseur du film, le régime d'écoulement devient turbulent. De même, la concentration du constituant A est uniforme, jusqu'à une certaine distance de l'interface à partir de laquelle elle varie jusqu'à la concentration interfaciale C_{Ai}

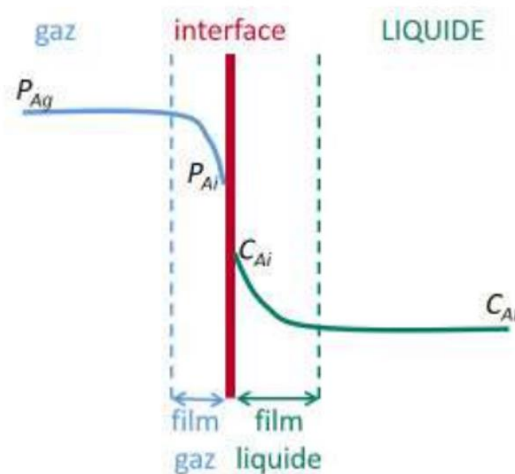


Figure 13 : schéma Modèle du double-film [29].

Dans un processus d'absorption à l'état d'équilibre, le taux de transfert de la matière à travers le film gazeux sera le même que celui à travers le film liquide, et l'équation générale pour la quantité de transfert d'un composant A peut-être écrite comme suit :

$$N_A = K_G (P_{AG} - P_{Ai}) = K_L (C_{Ai} - C_{AL})$$

Où P_{AG} est la pression partielle dans le cœur du mélange gazeux, C_{AL} est la concentration dans le cœur du mélange liquide, et P_{Ai} et C_{Ai} sont les valeurs de concentration à l'interface ou les conditions d'équilibre sont supposées exister.

K_L , K_G : coefficients de transfert de matière côté film gazeux et liquide ($\text{Kmol.m}^2.\text{s}^{-1}$).

➤ Théorie de la pénétration de Higbie :

Au contraire de la théorie du double film, la théorie de la pénétration de Higbie (1935) suggère que généralement le temps d'exposition au transfert de masse est assez court pour que le gradient permanent de concentration de la théorie des deux films puisse se développer. [29]

Dans cette théorie, on suppose que les tourbillons amènent des éléments de fluide à l'interface où ils sont « exposés » à la seconde phase pendant un temps de contact déterminé, puis remélangés dans la masse du fluide. L'équilibre est atteint instantanément à l'interface et un processus de diffusion non stationnaire prend place dans ces éléments pendant le temps de contact (Figure)

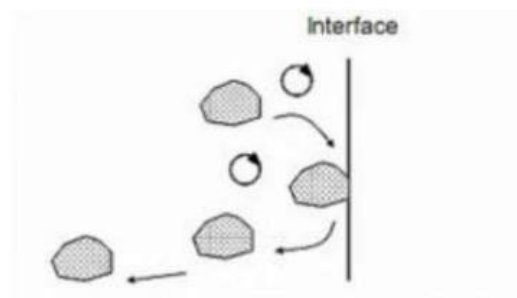


Figure 14 : Théorie de la pénétration de Higbie [29].

➤ **Théorie du renouvellement de surface de Danckwerts :**

Danckwerts (1970) a revu la théorie de Higbie et propose un modèle basé sur le renouvellement de l'interface par des paquets de fluide issus du sein du fluide. L'interface est constituée d'une mosaïque d'éléments dont le temps d'exposition n'est pas constant. Pour résumer, Danckwerts suppose que la probabilité de remplacement d'un élément de surface participant à l'échange est indépendante de la durée de son séjour à l'interface [30].

IV.3.5 Le concept d'équilibre :

La condition essentielle pour qu'il y ait transfert de matière ou diffusion entre deux points situés à l'intérieur d'une seule phase, est donc l'existence d'un potentiel, la plupart du temps exprimé sous forme d'une différence de concentration. Si on envisage maintenant le passage d'un composé d'un mélange d'une phase à une autre, on s'aperçoit que ce concept de différence de concentration n'est plus adéquat. Il faut donc modifier le critère de potentiel et introduire la notion d'équilibre entre phases. Cet équilibre peut exister entre deux phases liquides ou entre une phase liquide et une phase gazeuse ...etc. Donc, dans le cas d'un système hétérogène (c.-à-d. deux phases en contact), la quantité maximale de matière pouvant passé d'une phase à l'autre peut être estimée à partir des principes d'équilibres entre phases. Dans un système à l'équilibre, il n'y a pas de diffusion du composé entre les deux phases. La diffusion du composé entre les phases se produit afin de mener le système vers des conditions d'équilibre. Si le temps de contact est suffisant, les concentrations d'équilibre pourront être observées [31].

La courbe d'équilibre représentant la distribution d'un composé entre une phase gazeuse et une phase liquide à l'équilibre est représentée sur la figure

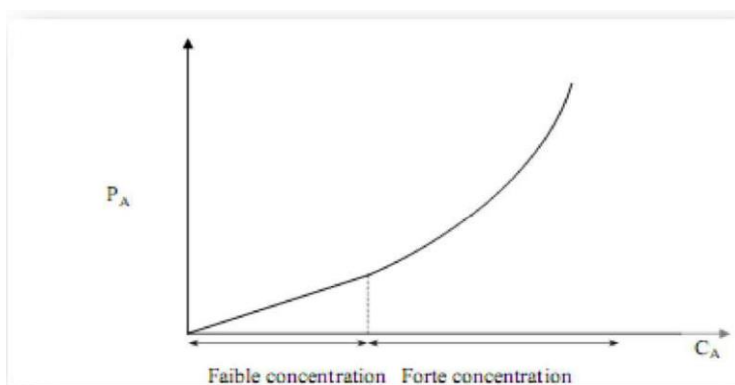


Figure 15 : Distribution du soluté A à l'équilibre entre la phase gazeuse et la phase liquide à une température donnée [29].

Avec :

C_A : Concentration du composé A dans la phase liquide (mole/m³).

P_A : pression partielle du composé A dans la phase gazeuse(atm).

Dans la zone des faibles concentration (solutions diluées), la courbe d'équilibre est caractérisée par une droite. Celle-ci peut être exprimée par une relation linéaire, connue sous le nom de <<loi de HENRY>>. A l'équilibre de dissolution, il y a toujours une proportionnalité entre la pression partielle du soluté dans la phase gazeuse et sa concentration dans la phase liquide (26).

➤ **Loi d'HENRY :**

$$P_A = H' \cdot C_A$$

Où :

H' : étant la constante d'HENRY.

C_A : étant la concentration à l'équilibre dans la phase liquide du composé A (mole/m³).

P_A : étant la pression partielle à l'équilibre dans la phase gazeuse du composé A (atm).

En addition, les lois de Dalton et de Raoult s'appliquent à l'étude théorique des équilibres liquide-gaz de certains mélanges particuliers. Elles relient les pressions partielles du système gaz-liquide à la teneur du gaz dans le solvant ou à sa pression maximale de vapeur.

➤ **Loi de DALTON :** D'autre part, la formule de HENRY se transforme en tenant compte de la formule de DALTON, valable avec les gaz parfaits :

$$P_A = Y \cdot P_T$$

Où :

P_A : pression partielle du soluté A dans la phase gazeuse.

Y : titre molaire du soluté A dans la phase gazeuse.

P_T : pression totale du système.

➤ **Loi de RAOULT :** C'est une loi valable pour les mélanges parfaits (ou idéaux). A température constante, pour un gaz en équilibre avec une solution idéale, la pression partielle du soluté dans la phase gazeuse est égale au produit de la pression maximale de vapeur du soluté par son titre molaire dans la solution [32].

$$P_A = X \cdot P_A^0$$

P_A : pression partielle du soluté A dans la phase gazeuse.

X : titre molaire du soluté A dans la phase liquide.

P_A^0 : pression de vapeur saturante du soluté A dans la phase gazeuse.

IV.3.6 Différents types de solvants :

Du point de vue action sur le soluté, on distingue trois grandes familles de solvants :

- a) **Solvants chimiques :** Ces solvants réagissent chimiquement avec le soluté par des réactions équilibrées. Ces réactions d'absorption sont favorisées par une forte pression et une basse température, le solvant pouvant ensuite être régénéré en inversant ces conditions. [34]

b) Solvants physiques : Ces solvants permettent l'absorption par dissolution des solutés, sans réaction chimique. Ceci est basé sur la différence de solubilité des solutés qui leur confère une propriété d'absorption sélective. Ils sont en général employés pour le traitement des gaz de synthèse, mais peu, voire pas du tout, appliqués en raffinerie [34].

c) Solvants mixtes : Ces solvants sont des mélanges d'un solvant physique et d'un solvant chimique. Le plus connu est le « sulfinol » développé par SHELL, qui est un mélange de sulfolane et d'une éthanol-amine (MDEA). L'utilisation des solvants mixtes en raffinerie reste limitée [34].

IV.4 Types d'absorbeurs :

Il existe plusieurs types de contacteur gaz-liquide. Les absorbeurs les plus couramment utilisés sont les colonnes à garnissage, fonctionnant à contre-courant et les colonnes à plateaux [30].

IV.4.1 Colonnes à plateaux :

Les colonnes à plateaux ont à l'origine été inventées pour la distillation, mais elles peuvent également être utilisées comme absorbeur. Les plateaux munis de déversoirs sont particulièrement bien adaptés pour l'absorption, mais en fait, tous les types de plateaux peuvent être utilisés. Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, sont en fait conçus pour assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion divisent le gaz en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide. Au sein des colonnes à plateaux, le mouvement de la phase liquide a toujours lieu du haut vers le bas. Le passage du gaz se fait de plateau à plateau par des orifices dont la taille et la forme peuvent être très variables. Le liquide passe le plus souvent de plateau à un plateau par des conduites de descente à déversoirs (down-corners) situées le long de la paroi de la colonne, parfois aussi au centre pour des colonnes de très grand diamètre [33]. Mis à part certains dispositifs, dans leur ensemble, les plateaux peuvent être classés en deux grandes catégories [33] :

- **Les plateaux à courants croisés :** Les principaux types de plateaux à courants croisés sont [33] : Plateaux perforés ; à calottes ; à soupapes ; à tunnels et à fentes.

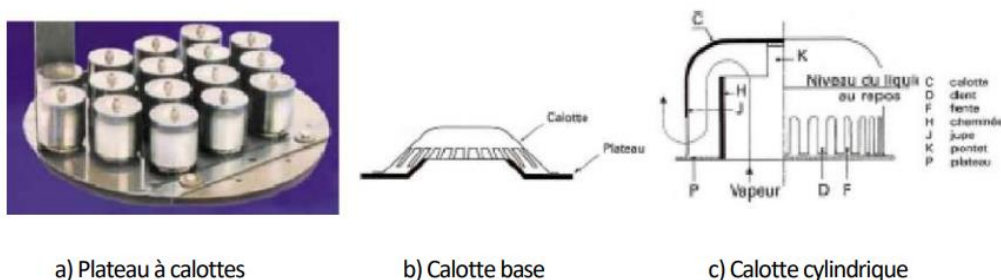


Figure 16 : plateaux à calottes.

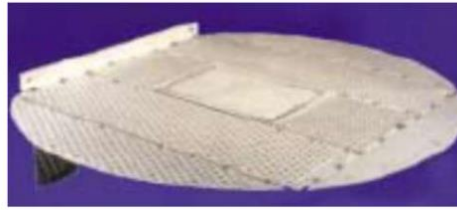


Figure 17 : Plateaux perforées.

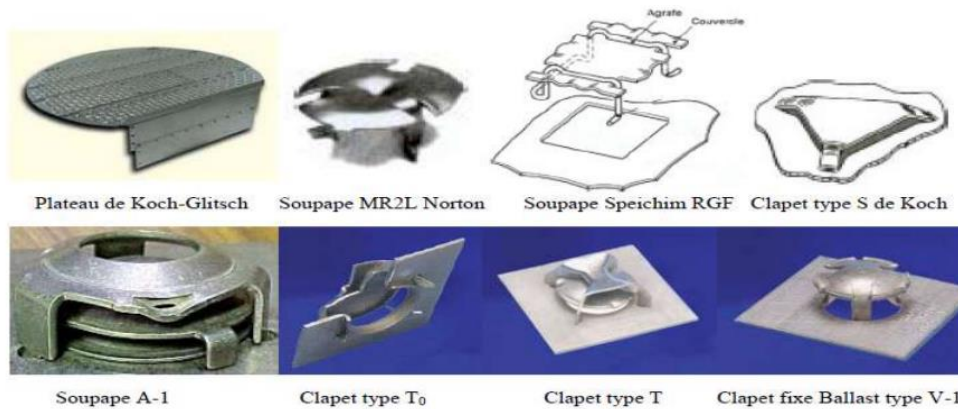


Figure 18 : Plateaux à soupapes.

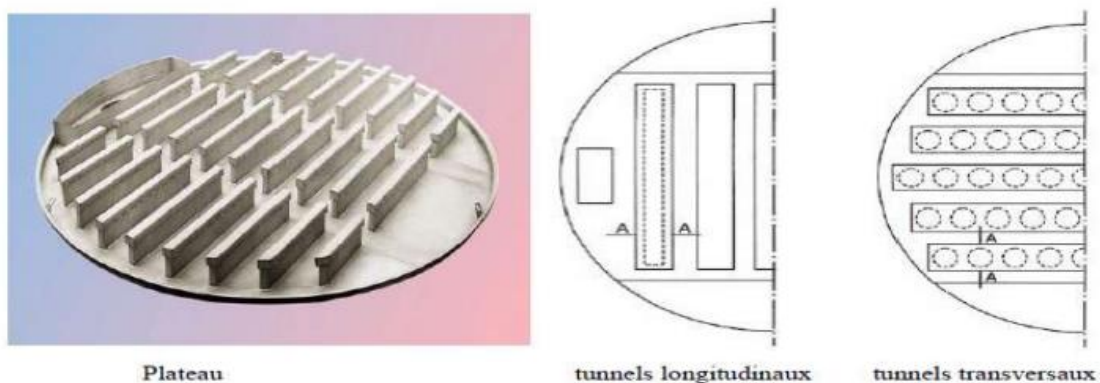


Figure 19 : plateaux à tunnels.

- **Les plateaux à contre-courant :** ne sont composés que de deux zones :
 - Zone implantée d'orifices pour permettre l'écoulement du gaz et du liquide ;
 - zone périphérique.

Les plateaux à contre-courant sont caractérisés par l'absence de trop-plein. Les organes de barbotage, constitués exclusivement par des trous et des fentes permettant à la fois l'ascension de la phase gaz et la descente du liquide [34]. Les colonnes à contre-courant sont généralement équipées de plateaux : perforés sans déversoir et turbogrid.

IV.4.2 Colonnes à garnissages :

La colonne à garnissage est sans doute le plus simple et le plus traditionnel des contacteurs gaz-liquide. En principe, il s'agit d'une colonne munie d'un plateau support, et remplie de garnissage de types très divers. Ces garnissages sont mis en place d'une manière aléatoire le plus fréquemment et parfois d'une manière ordonnée. Le liquide ruisselle par gravité le long de ce garnissage après avoir été distribué au moyen d'un plateau situé au sommet de la colonne. Le gaz circule généralement à contre-courant du liquide, quoique des réalisations à co-courant ou à courants croisés soient utilisées [35]. Les garnissages sont des pièces formées régulièrement en métal, céramique, verre, graphite, ou matière plastique. Le nombre de types de garnissages inventés depuis une cinquantaine d'années est impressionnant. [36]

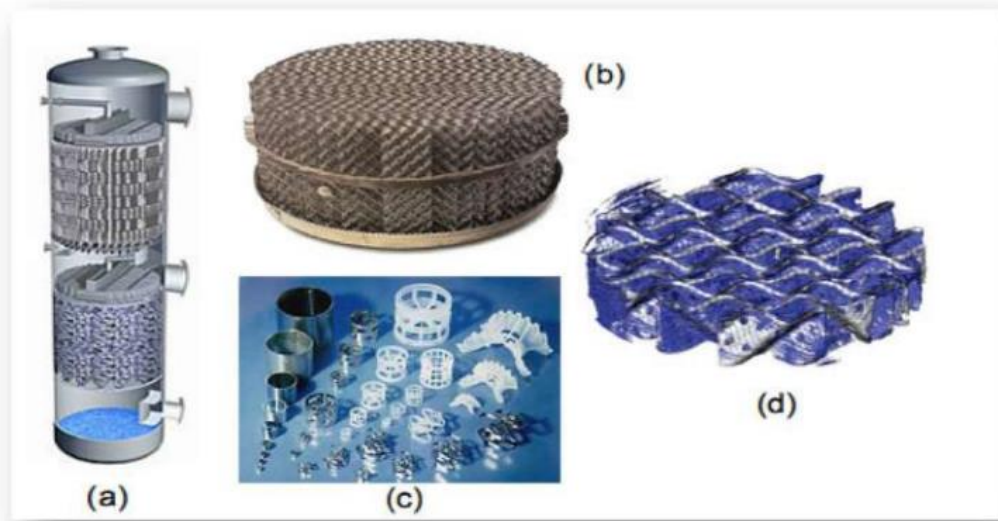


Figure 20 : (a) Schéma d'une colonne à garnissage, (b) Garnissage structuré, (c) Garnissage en vrac, (d) Image d'un ruissellement de film liquide le long d'un garnissage [23]

Types de garnissage : on peut distinguer :

- **Garnissages en vrac :** Les principaux types de Garnissages en vrac sont : Anneaux Raschig, Anneaux Pall, Selles de Berl, Selles Intalox. [37].

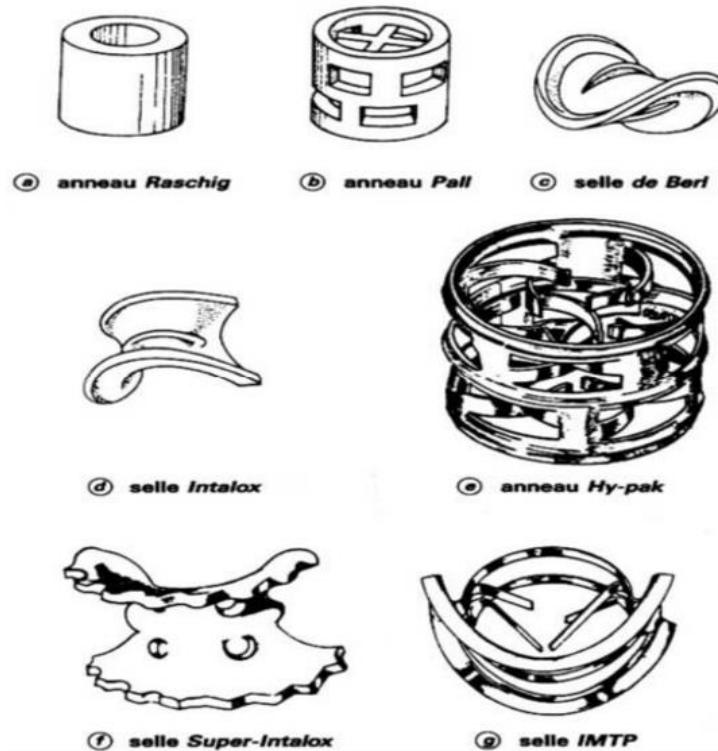


Figure 21 : Différents types de garnissage en vrac [37]

- **Garnissages systématiques :** Les principaux types de Garnissages systématiques sont : Anneaux ordonnés et Matelas [37].

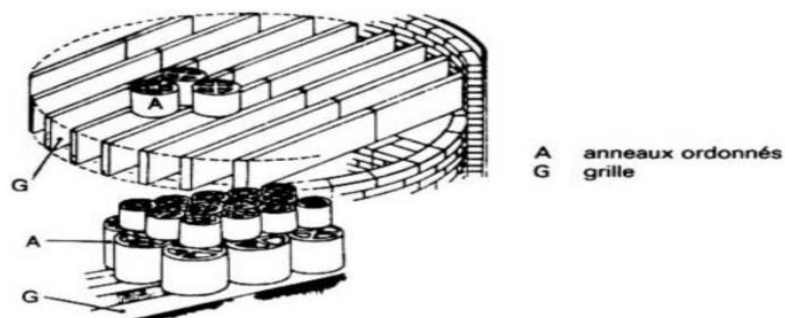


Figure 22 : Interposition d'anneaux ordonnés entre une grille et du garnissage en vrac [37]

IV.5 Bilan de matière : Que ce soit une colonne à plateaux ou à garnissage le schéma général d'une colonne d'absorption est représenté sur la figure suivante [38] :

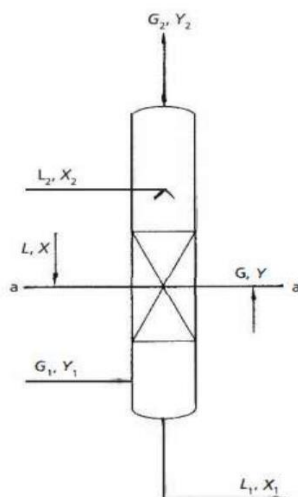


Figure 23 : Schéma du bilan de matière dans la colonne d'absorption [38].

Où :

G_1, G_2 : Débit molaire du gaz à l'entrée et la sortie de la colonne (soluté + inerte) (mole/s) :

L_2, L_1 : Débit molaire du liquide à l'entrée et la sortie de la colonne (soluté + solvant) (mole/s)

X_2, X_1 : Rapport molaire du soluté dans la phase liquide à l'entrée et la sortie de la colonne ; (mole/mole de solvant) :

Y_1, Y_2 : Rapport molaire du soluté dans la phase gazeuse à l'entrée et la sortie de la colonne ; (mol/mol d'inerte) Pour le soluté A, l'équation du bilan sur toute la colonne s'exprime comme suit [19] :

$$G (Y_1 - Y_2) = L (X_1 - X_2)$$

Avec :

G : le débit molaire de l'inerte dans le mélange gazeux ; (mole/s)

L : le débit molaire de l'inerte dans le mélange liquide (solvant) ; (mole/s)

Pour une partie de la colonne uniquement, située entre une section horizontale quelconque et le sommet de la colonne, le bilan s'écrit [38] :

$$G (Y - Y_2) = L (X - X_2)$$

Avec :

X et Y : pris dans la section considérée

Il en résulte pour l'équation de la droite opératoire :

$$\frac{L}{G} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} = \frac{Y - Y_2}{X - X_2}$$

Chapitre V :
Procéder de traitement de gaz
naturel

Chapitre V : procéder de traitement de gaz naturel.

V.1 Introduction :

Le gaz naturel à sa sortie du puits n'est pas directement utilisable. C'est un mélange souvent très riche en méthane et qui contient en proportions décroissantes tous les hydrocarbures saturés jusqu'à des points d'ébullition supérieurs à 200 °C. en outre, il renferme également en proportions variables de l'azote, du gaz carbonique, de l'hydrogène sulfuré, des mercaptans et autres composés sulfurés ainsi que l'eau provenant de la couche productrice [39]. Le traitement du gaz naturel donc consiste à séparer au moins partiellement ces constituants présents à la sortie du puits, soit pour des raisons imposées par les étapes ultérieures de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales ou réglementaires.

V.2 Le choix du procédé de traitement du gaz :

Les procédés de traitement du gaz sont multiples par le monde, et le choix de l'une d'elles se base sur les critères suivants :

- ✓ Qualité de l'effluent brut.
- ✓ Taux de récupération des hydrocarbures liquides visés.
- ✓ Spécification des produits finis.
- ✓ Coût global des investissements.

V.3 Les étapes de traitement d'un gaz :

Le gaz naturel est extrait des gisements situés dans le sous-sol de la terre, Les gisements peuvent être on shore (situés sur terre) ou offshore (situés sous la mer). Il est transporté ensuite à travers des pipelines jusqu'à la station de traitement. Les étapes de traitement comme suivant :

- a) **Séparation des condensats** : c'est le processus de séparation des différents composants d'un mélange gaz-liquide en éliminant les condensats ou les liquides présents.
 - b) **Élimination des impuretés** : élimination des contaminants du gaz naturel inclure de l'eau, du dioxyde de carbone, du soufre, des sédiments et d'autres impuretés. Les contaminants sont éliminés à l'aide de différentes procédés telle que : la décarbonatation, désulfuration, déshydratation, ...
- **La décarbonatation** : Les gaz naturels qui contiennent des teneurs importantes en gaz acides tel que le CO₂ et/ou le H₂S doivent subir un traitement pour réduire ces teneurs à des teneurs acceptables par le procédé de décarbonatation, car les gaz acides accompagnant le gaz naturel sont généralement nuisibles. L'élimination des gaz acides s'effectue par le lavage du gaz naturel avec une solution d'amine dans un absorbeur à contrecourant.
 - **la déshydratation** : l'objectif de cette unité est d'abaisser le point de rosée eau du gaz pour se conformer aux exigences des unités de production de GPL, et éliminer l'eau présente à

l'état vapeur dans le gaz afin d'éviter la formation des hydrates dans les circuits de l'unité GPL, à basse température.

- c) **Dégazolinage (extraction des liquides)** : Le dégazolinage du gaz fait référence au processus d'élimination des gouttelettes d'hydrocarbures liquides (appelées également gazoil ou gazoline) présentes dans le gaz naturel. Ces gouttelettes peuvent se former lors de la production, du transport ou du traitement du gaz naturel. Cette étape est importante car les liquides peuvent endommager les équipements de transport et de distribution du gaz naturel.
- d) **Compression** : Une fois que le gaz naturel est séparé des liquides, il est comprimé à des pressions élevées pour faciliter son transport à travers les pipelines. La compression peut être réalisée par des compresseurs à piston, à hélice ou à centrifugation.

Après la compression, le gaz naturel est stocké dans des réservoirs de stockage jusqu'à ce qu'il soit prêt à être distribué aux consommateurs. Il est transporté à travers des pipelines jusqu'aux consommateurs. Les pipelines peuvent être de différents diamètres et de différentes longueurs en fonction de la distance entre la source de gaz naturel et les consommateurs.

Ces procédures peuvent varier en fonction des caractéristiques du gaz brut et des exigences spécifiques du projet de traitement. Il est important de noter que les opérations de traitement du gaz sont généralement effectuées dans des installations de traitement spéciales situées à proximité des zones de production ou des centres de consommation de gaz.

V.4 Les procédés de traitement du gaz :

V.4.1 Le procédé PRITCHARD : Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par des détentes simples avec en plus l'utilisation d'une boucle de propane (C_3H_8) comme fluide réfrigérant pour atteindre en fin de cycle des températures voisines de $-23\text{ }^{\circ}\text{C}$. Le principe de fonctionnement du procédé s'articule sur les quatre étapes présentées par le schéma suivant :

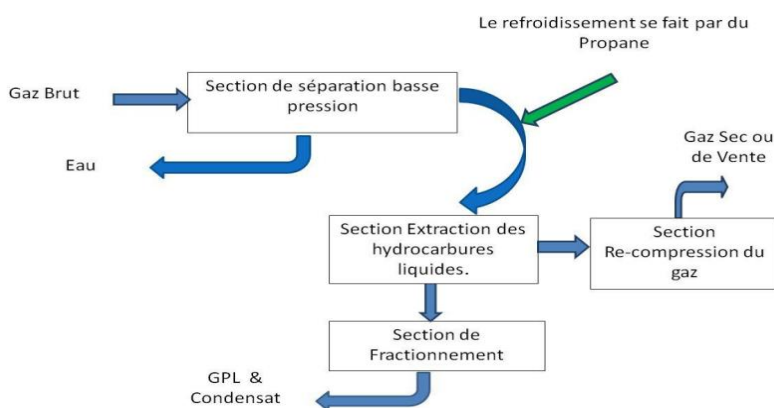


Figure 24 : Les étapes du procédé PRITCHARD.

V.4.2 Le procédé HUDSON : Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et complété par une détente à travers une machine dynamique appelée TURBO-EXPANDER, qui permet d'atteindre un niveau de température proche de - 50°C. Le principe de fonctionnement du procédé s'articule sur quatre étapes présentées par le schéma suivant :

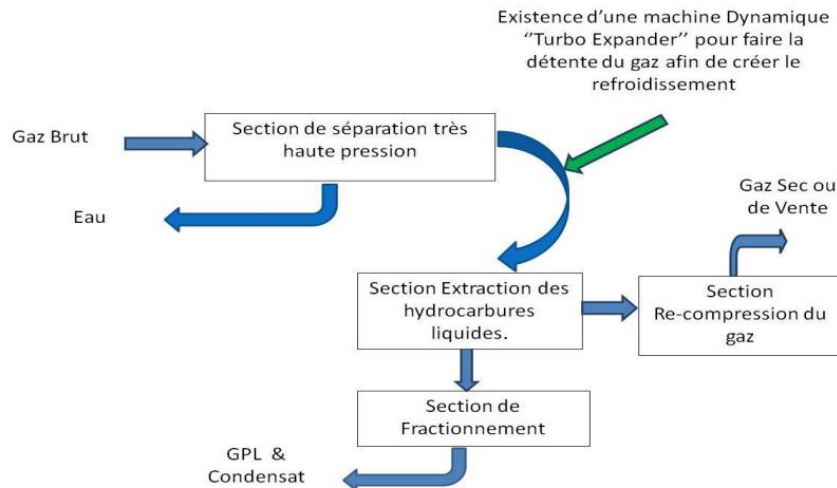


Figure 25 : Les étapes du procédé HUDSON.

V.4.3 Procédés mixtes : Ce sont les procédés les plus utilisés car ils utilisent une mixture entre le procédé PRITCHARD et le procédé HUDSON. Une vanne de détente Joule-Thomson ainsi qu'une machine dynamique (TURBOEXPANDER) sont utilisées en plus d'une boucle de propane pour le refroidissement ce qui leur permet d'atteindre des températures plus basses allant jusqu'à - 66°C. Dans ces procédés la séparation du gaz de ses impuretés est plus efficace.

Chapitre VI :
Déshydratation du gaz naturel

Chapitre VI : Déshydratation du gaz naturel

VI.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 par une technique de traitement appropriées.

VI.2 Le but de la déshydratation est : [40]

1. Éviter la corrosion des équipements surtout si le gaz de séparation contient du CO_2 .
2. Supprimer le risque d'arrivées de gouttelettes dans les rotors des compresseurs centrifuges.
3. Diminuer les pertes de charges dans les pipelines et l'accumulation d'eau libre dans les points bas et Permettre les traitements en aval tel que dégazolinage et récupération des GPL.
4. Diminuer la charge de travail des sécheurs à tamis moléculaires en amont des turboexpandeurs pour éviter les problèmes de corrosion des réseaux de gaz lift ou gaz injection.
5. Eviter l'écoulement diphasique et augmentation de la perte de charge.
6. Diminution du pouvoir calorifique du gaz.
7. Eviter le risque de solidification dans les procédés cryogéniques.

VI.3 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. 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).

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.

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. 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. [46]

VI.4 Les hydrates :

Les clathrates de gaz, appelés couramment hydrates, c'est une combinaison physique de l'eau et d'autres molécules de gaz produisant un solide qui a une apparence semblable à de la glace ou de la neige, mais de structure différente de celle-ci, il flotte sur l'eau et sa masse volumique est comprise entre 880 et 900 kg/m³.

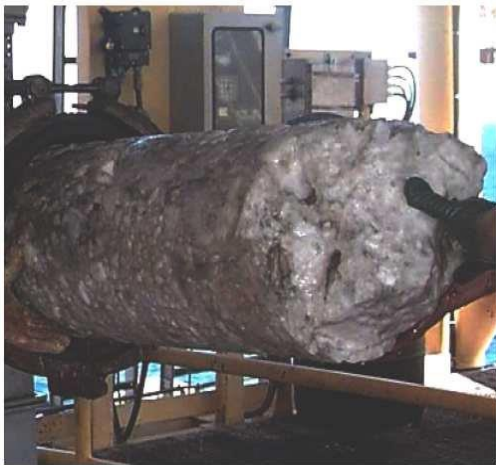


Figure 26 : bouchon d'hydrate.

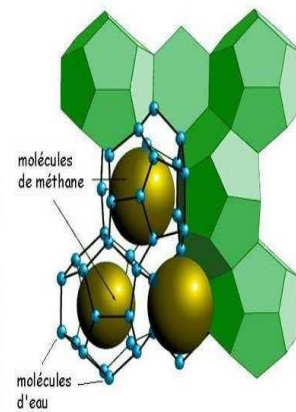


Figure 27 : les hydrates.

VI.4.1 Phénomène de formation d'hydrates :

Les hydrates sont des structures cristallines résultant de la combinaison physique de molécules d'eau, d'hydrocarbures et d'autres (H_2S , CO_2 , ...), dans certaines conditions de pression et de température. La première étape de la formation des hydrates est la nucléation. Durant cette phase, les noyaux d'hydrates se groupent pour atteindre la taille critique. Puis, le cristal de base ainsi formé grossira par l'ajout de molécules d'eau (cristallisation) jusqu'à atteindre l'équilibre thermodynamique.

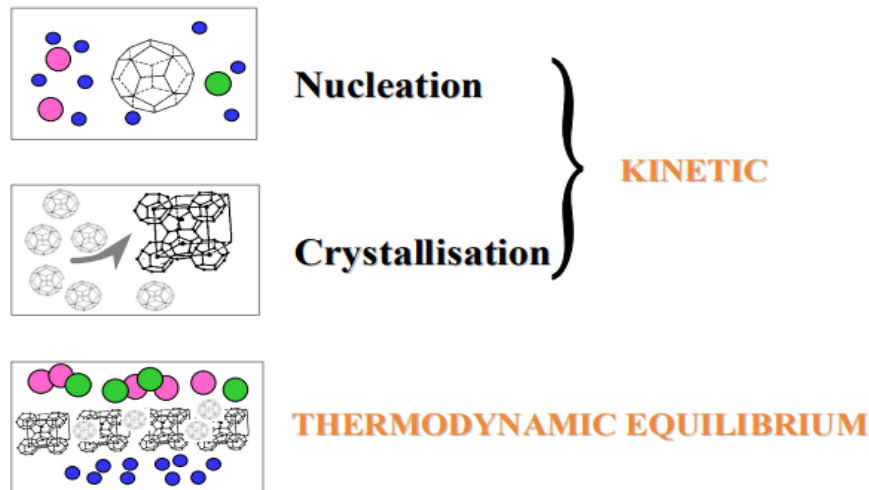


Figure 28 : Formation des hydrates

VI.4.2 Types d'hydrates :

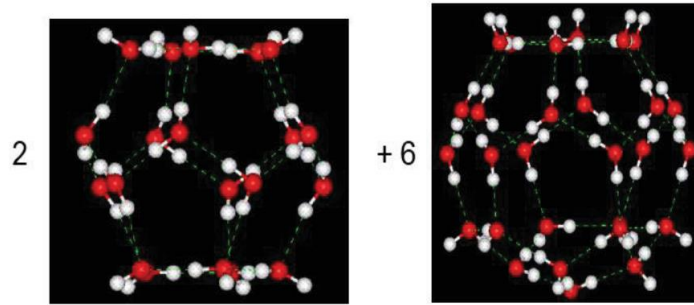
On distingue deux (2) types d'hydrates :

- Le premier concernant les molécules de petites tailles :
 - ✚ Le méthane lié avec 6 à 7 molécules d'eau (CH_4 , $7\text{H}_2\text{O}$).
 - ✚ L'éthane lié avec 6 à 7 molécules d'eau (C_2H_6 , $7\text{H}_2\text{O}$), le dioxyde de carbone avec 6 à 7 molécules d'eau (CO_2 , $7\text{H}_2\text{O}$).
- Le deuxième type est relatif aux molécules plus grosses telles que le C_3H_8 et le C_4H_{10} avec 17 molécules d'eau (C_3H_8 , $17\text{H}_2\text{O}$). Les tailles des molécules au-delà du n-C4 sont importantes et ne permettent donc pas la pénétration dans le réseau cristallin, et par conséquent inhibent la formation d'hydrates.

VI.4.3 Structure et condition de stabilité des hydrates :

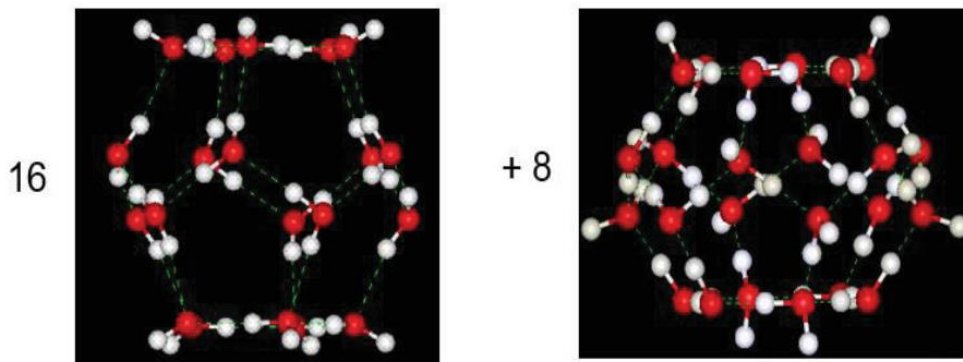
On peut distinguer trois types de structure des hydrates de gaz qui sont les structures cubiques SI et SII et la structure hexagonale SH.

Structure SI : Elle se compose de deux types de cavités : une unité comporte 2 petites cavités et 6 grandes. Les petites cavités, notées 5_{12} , comportent 12 faces pentagonales, d'où leur nom dodécaèdre pentagonal. Les grandes cavités sont des tétras décaèdres. Il s'agit de 12 faces pentagonales et de 2 faces hexagonales. Les grandes cavités sont notées $5^{12}6^2$. La maille de type SI est une structure cubique de 12 Å d'arête qui contient 46 molécules d'eau [46].



Structure SII : La structure SII comporte 16 petites cavités et 8 grandes. Les petites cavités sont du type 5^{12} comme pour la structure SI. Les grandes cavités sont des hexa décaèdres notés $5^{12}6^4$.

Ces cavités présentent 12 faces pentagonales et 4 faces hexagonales. La maille de type SII est une structure cubique de $17,3\text{\AA}$ d'arête qui contient 136 molécules d'eau [46].



Structure SH : C'est une structure rare à l'état naturel. Elle comporte trois types de cavités. Trois cavités du type 5^{12} deux cavités du type $4^35^66^3$ et une grande cavité du type $5^{12}6^8$. La maille de type Sh est une structure hexagonale de paramètres de maille $a = 12,26\text{\AA}$, etc. $= 10,17\text{\AA}$, elle comporte 34 molécules d'eau [46].

VI.4.4 Conditions favorisant la formation d'hydrates : [40]

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

- **Présence d'eau liquide :** un gaz naturel saturé ou non en eau ne donne pas lieu à la formation d'hydrates. Celle-ci ne peut intervenir qu'en présence d'eau liquide par exemple libéré par le gaz au cours d'un changement des conditions de pression ou de température.
- **Présence d'hydrocarbures légers :** seuls les quatre premiers hydrocarbures (méthane, éthane, propane, butane) sont susceptibles de former des hydrates en présence d'eau liquide.
D'autres corps tels que le gaz carbonique ou l'hydrogène sulfuré peuvent également former des hydrates avec l'eau.
- **Réalisation de certaines conditions de température et de pression :** en plus des conditions précédentes, pour que des hydrates puissent se former, il faut pour un gaz donné que la pression soit suffisamment élevée et la température suffisamment basse.

VI.4.5 Les différentes solutions :

- a) **Déplacement du domaine de fonctionnement :** Sur une installation de traitement de gaz ou de transport, on doit éviter si possible d'abaisser la pression. Le déplacement du domaine de fonctionnement s'obtient, par la mise en place de réchauffeurs en amont (et/ou avec calorifugeage pour les conduites courtes). [40]

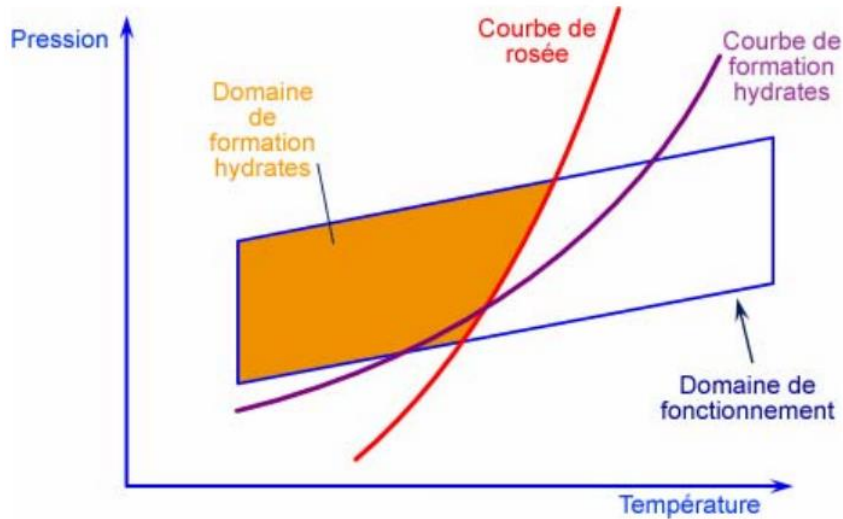


Figure 29 : Domaines de fonctionnement

- b) **Déplacement de la courbe d'hydrate :** [40]

Cette solution consiste à déplacer la courbe de formation des hydrates en dehors du domaine de l'ouvrage. Des produits chimiques tels que les glycols ou le méthanol ont des propriétés inhibitrices vis à vis des formations d'hydrates.

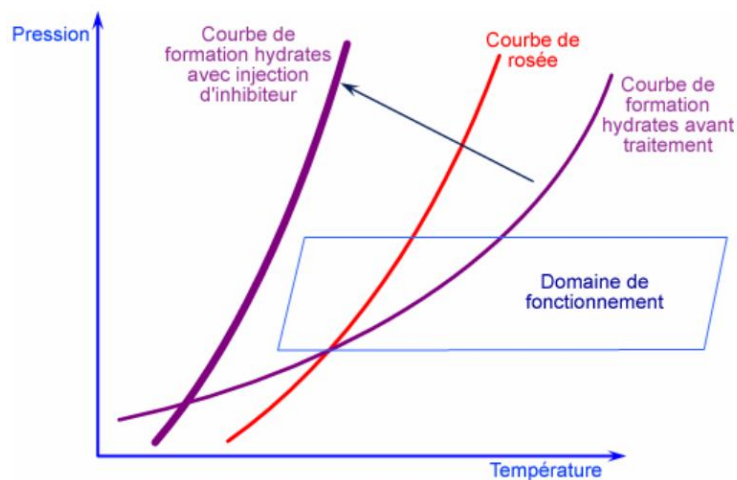


Figure 30 : Déplacement de la courbe d'hydrates

- c) **Déplacement de la courbe de rosée eau :** [40]

On peut aussi éviter la formation d'hydrates dans l'ouvrage en faisant en sorte qu'il n'y ait pas de condensation d'eau dans le domaine de fonctionnement de l'ouvrage à protéger. Ceci peut

être obtenu en déshydratant suffisamment le gaz à l'entrée de l'ouvrage, ce qui revient à déplacer la courbe de rosée eau initiale du gaz vers la gauche (voir diagramme ci- dessous).

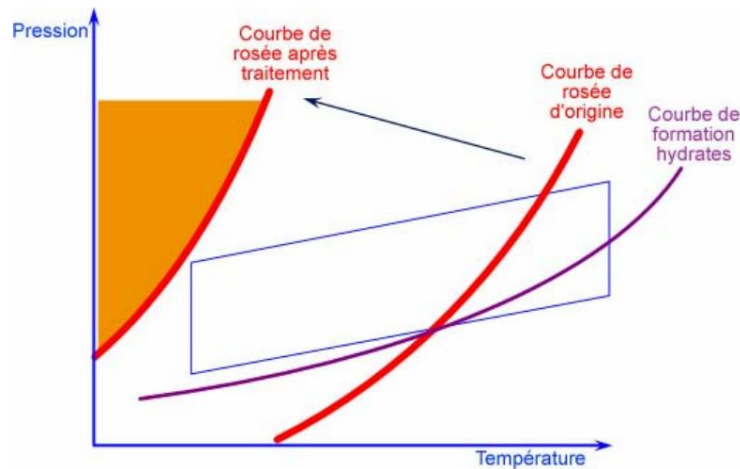


Figure 31 : Analyse de la déshydratation

VI.5 Les différentes méthodes de la déshydratation : [13]

Il existe plusieurs méthodes de déshydratation, comme suivantes :

VI.5.1 Déshydratation par perméation gazeuse (par membrane) : Il n'existe pas à l'heure actuelle de procédé industriel de déshydratation par membrane. La déshydratation par membrane permet de séparer des mélanges gazeux par transfert sélectif, sous l'effet de différences de pression, à travers une couche mince et continue d'un polymère sélectif.

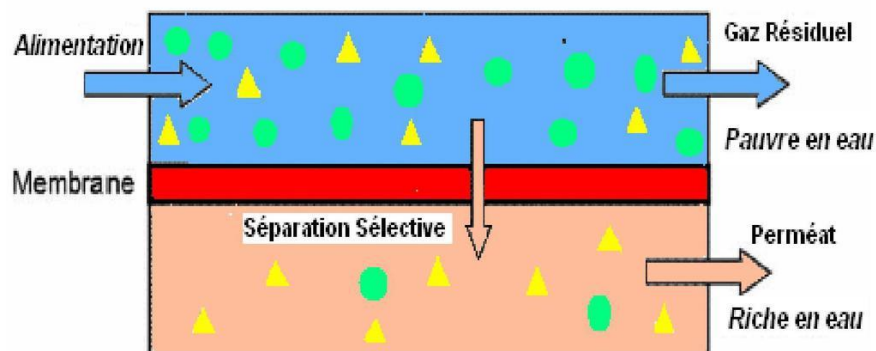


Figure 32 : Schéma de principe de perméation gazeuse. [41]

VI.5.2 Déshydratation par adsorption : l'adsorption c'est une technique très utilisée dans les procédés cryogéniques pour déshydrater le gaz à des teneurs très faibles, de nombreux adsorbants peuvent être utilisés, néanmoins pour déshydrater les gaz aux très faibles teneurs, seuls trois adsorbants sont utilisés : Gel de silice,

Alumine activée, Tamis moléculaire. [13] Les adsorbants sont généralement caractérisés par une structure micro poreuse qui a une surface spécifique très grande.

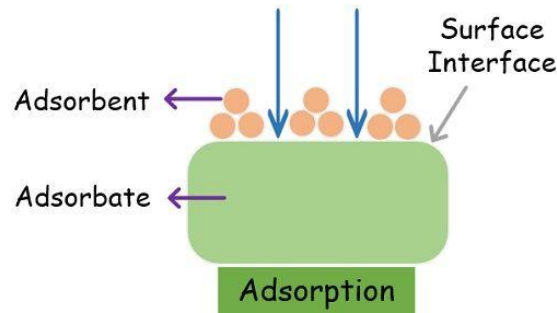


Figure 33 : schéma du principe d'adsorption.

VI.5.3 Déshydratation par Condensation par refroidissement :

Méthode utilisée pour contrôler simultanément les points de rosée eau et hydrocarbures du gaz naturel. Elle représente une méthode également préconisée à l'amont d'un autre procédé de déshydratation. [13]

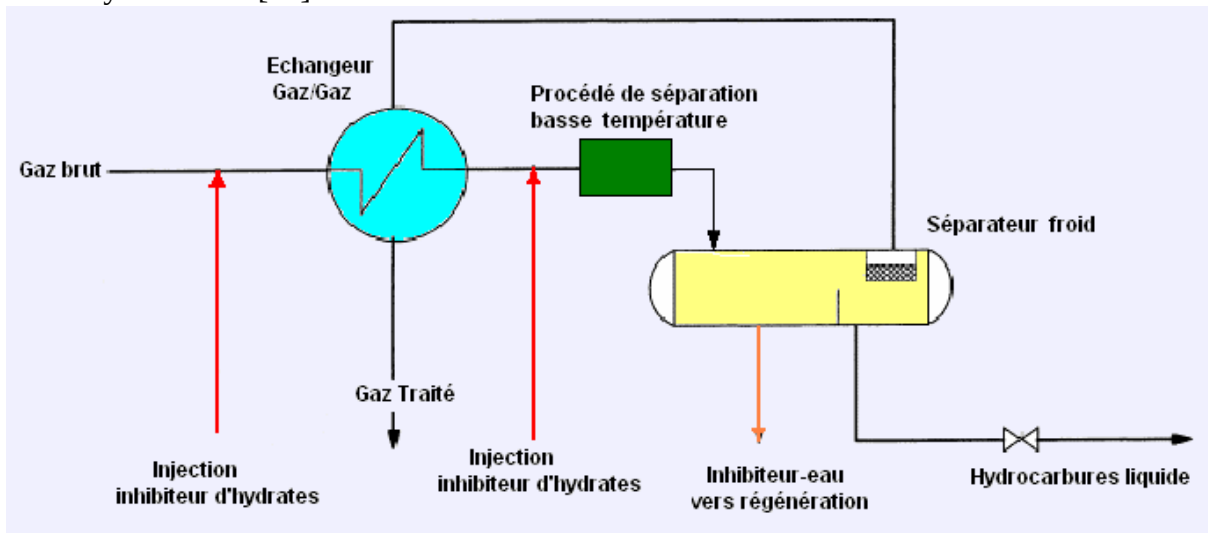


Figure 34 : schéma de la déshydratation par abaissement de la température.

VI.5.4 Déshydratation par absorption : l'absorption est un processus dans lequel un composant ou des composants d'une phase gazeuse sont transférés dans une phase liquide lorsque la phase gazeuse et la phase liquide sont mises en contact. Les composants se déplacent vers la masse de la phase liquide, son absorption est donc un phénomène de masse. [13]

VI.6 Déshydratation par absorption (avec un solvant physique)

La déshydratation avec un solvant physique (sans réaction chimique) est une technique largement utilisée dans l'industrie pour déshydrater le gaz. Le séchage du gaz naturel est assurée dans ce cas par un lavage à contre-courant avec un solvant présentant une forte

affinité pour l'eau et cela n'est possible que si la pression partielle du soluté dans le gaz soit supérieure à sa pression partielle dans l'absorbant. L'absorption se renverse en désorption dès que la pression partielle du soluté de la phase liquide devient plus forte que celle de la phase gazeuse, de nombreux solvants peuvent être utilisés pour cet objectif, néanmoins, les glycols ont donné le plus de satisfaction, Ces absorbants doivent répondre à certains critères.

VI.6.1 Propriétés d'absorbants : Les propriétés recherchées pour l'absorbant sont les suivantes :

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

VI.6.2 Types d'absorbants :

- MEG
- DEG
- TEG
- Méthanol
- Ammoniac

Il existe plusieurs types d'absorbants mais l'utilisation de glycol comme dessicant dans une colonne d'absorption reste encore la plus répandue.

Le glycol : C'est 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. [42] Les différents types de glycol les plus utilisés dans la déshydratation du gaz sont comme suivant :

- Le Mono Ethylène Glycol (M.E.G) (le moins utilisé à cause de sa Température d'ébullition trop basse).
- Le Di Ethylène Glycol (D.E.G)
- Le Tri Ethylène Glycol (TEG) (le plus couramment utilisé).

VI.6.3 Propriétés des glycols :

Dans le tableau suivants les valeurs importantes sont le point d'ébullition normal, la pression de vapeur, la viscosité, la température maximale recommandée de la régénération et le débit de la composition.

	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 ($^{\circ}C$)	197.1	245.3	288
Pression de vapeur a 25 $^{\circ}C$ (Pa)	12.24	0.27	0.05
Densité a 25 $^{\circ}C$ (kg/m^3)	1110	1115	1122
Viscosité a 25 $^{\circ}C$ (cP)	17.71	30.21	30.73
Viscosité a 60 $^{\circ}C$ (cP)	5.22	7.87	9.89
Température maximale recommandée de la régénération ($^{\circ}C$)	163	177	204
Débit de la composition(kg/h)	-	240	240

Tableau 02 : propriétés de MEG, DEG, TEG. [43]

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.

VI.6.4 Les avantages et les inconvénients des glycols :

Glycol	Avantages	Inconvénients
MEG	Travail à basse température. Cout moyen	Présente quelque tendance au moussage donc il exige l'utilisation d'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 couteux par rapport aux autres.	Difficilement régénéré à 95%. Une différence du point du 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 est négligeable pour les hydrocarbures. Grande différence du point de rosée à la sortie de l'absorbeur.	Très coûteux. Présente quelque tendance au moussage donc il exige l'utilisation d'anti-moussage ou des inhibiteurs qu'il faut ajouter.

Tableau 03 : Déférences entre les types de glycol [44]

VI.6.5 Pertes de glycol :

Il est évident que la récupération totale du TEG est une opération impossible à réaliser. Chaque jours une quantité de TEG est perdue, est estimée dans les littératures des procédés de traitement du gaz par les pertes autorisées et sont précisés par 1lb du TEG par 1MMscf du gaz traité. Généralement les pertes sont classées comme suite :

- a) Pertes liées au procédé ;
- b) Pertes mécaniques ;
- c) Pertes exceptionnelles.

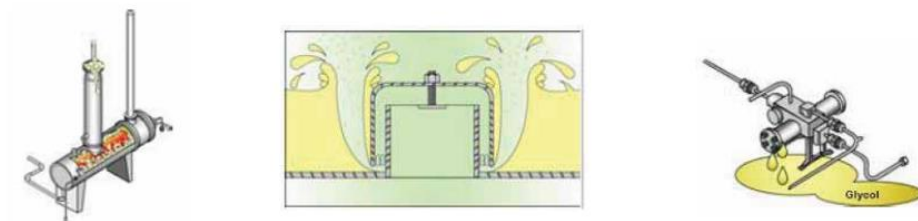


Figure 35 : les pertes de glycol.

a) Les pertes liées au procédé :

a.1) Pertes par solubilité : TEG perdu par la solubilité dans le condensat.

a.2) Pertes par évaporation : La pression et la température qui règnent peut amener le gaz à entraîner le TEG avec lui, les pertes varient proportionnellement avec la variation de la pression de vapeur de tri éthylène glycol qui est à son rôle varie proportionnellement avec les valeurs de la température, les pertes varient aussi avec la masse molaire de constituant si celle-ci est grand ont prévue des pertes importantes.

a.3) Pertes par moussage : Le problème de moussage est généralement rencontré dans les contacteurs. Le moussage est un phénomène d'entraînement de la phase liquide TEG par la phase gazeuse. Gaz sec pouvant occasionner d'importance pertes de TEG, une diminution de l'efficacité de déshydratation et perturbation d'indication des instruments de contrôle.

a.4) Pertes par oxydation : La perte par oxydation qui accentuée à température élevée et à PH acide, due à l'infiltration de l'oxygène de l'air. La réaction d'oxydation s'accompagne généralement par formation d'aldéhyde et acide formique, acétique, et mixte. Les produits de dégradation étant tous à caractère acide, expliquent donc l'effet corrosif du TEG ayant subi une oxydation poussée.

b) Pertes mécaniques : Une inspection minutieuse a été effectuée sur tout le circuit du TEG depuis injection au niveau de contacteur jusqu'à la régénération, plusieurs fuites situent notamment aux pompes, brides, et vannes.

C) Pertes exceptionnelles : Généralement on entend par perte exceptionnelle toutes pertes n'ayant pas de rapport avec le procédé de traitement du gaz et de régénération du TEG. Ce type de perte se limite presque à la quantité perdue comme échantillon pour les analyses, ou bien dans le shutdown de l'unité, ainsi le changement des filtres à cartouche et à charbon.

VI.6.6 Influence des paramètres opératoires sur l'absorption :

La température : L'absorption est un phénomène exothermique, la capacité d'absorption décroît avec la température élevée, autrement dit la capacité d'absorption est inversement proportionnelle à la température. Le dégagement de la chaleur engendré a pour conséquence de réduire la capacité utile d'absorption. Cependant le TEG est beaucoup moins affecté par ce phénomène que les autres absorbants [45].

La solubilité du gaz est d'autant plus grande que la température du solvant est plus faible. En conséquence, dans les installations de traitement de gaz comprenant une colonne d'absorption et une colonne de régénération, on refroidit toujours le solvant régénéré en réchauffant la solution qui sort du fond de l'absorbeur. La température optimale d'introduction du solvant est déterminée par des considérations économiques en considérant d'une part le coût du liquide de refroidissement et des échangeurs, d'autre part, la réduction de consommation de vapeur de stripping et d'énergie électrique de pompage du solvant et la diminution du coût de la colonne de stripping.

La pression : Une augmentation de la pression globale du système gazeux entraîne un accroissement de la capacité d'absorption. Il y a peu d'affinité de l'eau pour les hydrocarbures. Leurs associations sont nombreuses au cours de l'exploitation des gisements, ces associations conduisent à la formation de deux phases selon la pression et la température. La solubilité de l'eau dans les hydrocarbures liquides est faible. Parallèlement, les hydrocarbures gazeux sont aussi peu solubles dans l'eau [45].

La solubilité des gaz augmente quand leur pression partielle augmente. On a donc toujours intérêt à faire fonctionner les colonnes d'absorption à la pression la plus haute possible. Ce sera en général la pression à laquelle le gaz à traiter est disponible. Il est rarement économique de comprimer les gaz avant de les introduire dans la colonne d'absorption, sauf s'ils sont très riches en composés absorbables ou si une compression est nécessaire pour alimenter l'unité située en aval.

La vitesse : elle être suffisante pour assurer une bonne répartition du fluide aussi uniforme que possible, sur toute la section droite du plateau [45].

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

VI.6.7 Influence des paramètres opératoires Sur la désorption :

Le stripping des gaz dissous se fait d'autant mieux que la température est plus élevée et la pression plus basse.

VI.6.8 Paramètres d'exploitation de la régénération de glycol : [47]

a) La pureté du Glycol régénéré :

Le meilleur moyen pour en arriver à une déshydratation efficace des gaz est d'utiliser du glycol pur, c'est à dire très bien régénéré. La pureté du glycol régénéré est donc la variable la plus importante de l'appareil de déshydratation des gaz.

Dans le procédé de déshydratation, trois paramètres importants assurent le maintien de la pureté du glycol.

- **Température du rebouilleur :**

La température normale du rebouilleur de l'appareil de déshydratation des gaz au glycol se situe entre 191 et 204 °C. Il est possible de fonctionner à des températures légèrement plus basses aussi longtemps que le glycol régénéré rencontre la norme de déshydratation. Ceci réduit la consommation de gaz combustible et augmente l'efficacité du rebouilleur.

- **Reflux du condenseur :**

La séparation de l'eau et du glycol dans la colonne de fractionnement est réglée par le débit de reflux à la colonne. En raison de l'écart entre le point d'ébullition de l'eau et celui du glycol, la séparation des deux liquides se fait facilement. Le débit de reflux est ajusté pour optimiser la pureté du glycol tout en maintenant la température de la colonne.

Un très bas débit de reflux réduit la condensation dans la colonne et il en résulte des pertes importantes de glycol. Les vapeurs de glycol non condensées s'évaporent en

même temps que les vapeurs d'eau. A l'opposé, trop de reflux réduit la séparation dans la colonne en retournant trop de liquide froid dans le rebouilleur. Cela a comme effets d'augmenter la charge du rebouilleur, d'augmenter la consommation de gaz combustible et d'occasionner des problèmes de régulation de température.

- **Débit de gaz de stripping :**

Du gaz combustible réchauffé dans le réservoir-tampon est utilisé comme gaz de stripping dans le but d'enlever l'eau qui est encore contenue dans le glycol à la sortie du rebouilleur, Il est important de minimiser l'utilisation du gaz, car il est évacué avec la vapeur d'eau.

Comme le gaz circule à contre-courant du glycol dans la colonne de stripping, l'eau est entraînée par le gaz vers le rebouilleur. Ce qui a pour effets de compléter la régénération du glycol. En fonctionnement normal, le débit de gaz vers la colonne est réduit graduellement jusqu'à ce que l'on voie un impact sur l'efficacité de la déshydratation. Dans certains cas, il est possible de complètement éliminer l'appoint de gaz et d'encore rencontrer la norme de pureté pour le glycol.

b) Filtration de Glycol :

Pour enlever l'eau efficacement on doit s'assurer que le glycol est propre. Une solution contaminée cause des problèmes d'entraînement et d'encrassement et favorise la formation de mousse.

La condition des filtres doit être surveillée, et les cartouches remplacées au besoin.

Les cartouches et le charbon activé sont changés si la perte de charge à travers le filtre s'approche ou dépasse les 0,68barg.

c) Formation de mousse :

Certains contaminants contenus le glycol favorisent la formation mousse. La formation de mousse est généralement perçue par une augmentation de la perte de charge à travers la section de garnissage de la colonne, le 310-PDI-2551 mesure le différentiel de pression de cette section.

L'accumulation de glycol dans le séparateur de sortie ou des pertes excessives de glycol sont aussi des indices de la formation de mousse dans le système. Le fonctionnement efficace des filtres prévient la formation de mousse.

Un produit anti-mousse peut-être utiliser afin de minimiser la formation de mousse dans l'appareil de glycol. On injecte ce produit par la buse d'injection située à l'aspiration des pompes de circulation. Se référer aux directives du fabricant pour connaître les modalités d'injection.

d) Contrôle de PH :

On doit vérifier régulièrement le pH du glycol circulé. Le pH est maintenu entre 7,0 et 7,5. Des produits chimiques sont disponibles pour maintenir le pH à la valeur désirée, On injecte ce produit par la buse d'injection située à l'aspiration des pompes de circulation. Se référer aux directives du fabricant pour connaître les modalités d'injection.

e) Contamination par l'oxygène :

Des mesures sont prises pour que de l'oxygène n'entre pas dans le système de glycol.

Du gaz combustible ou de l'azote sont utilisés comme gaz isolant dans le système de glycol. Tous les équipements ouverts à l'atmosphère sont purgés au gaz ou à l'azote avant de les mettre en service.

Chapitre VII :
Description du procédé de
déshydratation du gaz par
absorption avec le TEG

Chapitre VII : description du procédé de déshydratation du gaz par absorption avec le TEG.

VII.1 Introduction :

La déshydratation du gaz est réalisée afin d'éliminer l'eau se trouvant à l'état vapeur dans le gaz et pouvant subir un changement de phase avec le changement de la pression ou la température. Pour cela, on utilise l'opération d'absorption qui une opération réversible consiste à l'injection d'un produit chimique ayant le pouvoir d'absorber l'eau. Dans notre cas, ce produit est le tri éthylène glycol, La sélectivité de l'absorption est basée sur la polarité des solutés lorsque plus d'un constituant peut avoir une affinité avec le TEG en présence de l'eau.

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

VII.2 Fonctionnement de l'unité : [47]

- **Le mélangeur statique de gaz entré (310-CE-301) :** Le gaz flash issu du réfrigérant de refoulement du compresseur de gaz flash MP (360- HC-302) et le gaz issu du séparateur haute pression sont mélangés dans le mélangeur statique de gaz en entrée (310-CE-301). Ce mélange est nécessaire pour garantir que les hydrocarbures liquides sont absorbés dans le flux de gaz pour réinjection, afin d'éviter le recyclage inutile des fractions C3-C5 autour du système de stabilisation/compresseur de gaz flash et pour garantir qu'un gaz en équilibre est envoyé au contacteur de glycol. Le gaz mélangé issu du mélangeur statique s'écoule ensuite jusqu'au ballon en entrée du contacteur (310-VN-302). [1]



Figure 36 : Le mélangeur statique de gaz entré (310-CE-301)

Chapitre VII : description du procédé de déshydratation du gaz par absorption avec le TEG.

- **Le ballon du contacteur (310-VN-302) :** Le ballon en entrée est prévu en amont du contacteur de glycol pour l'élimination des liquides libres (eau et condensats) et des particules solides du gaz d'alimentation avant qu'il ne pénètre dans le contacteur de glycol (310-VE-301). La nécessité d'éliminer l'entraînement (présence d'eau liquide, d'hydrocarbures liquides et de particules en suspension) du flux de gaz revient à s'assurer qu'il n'y a pas d'eau libre, d'hydrocarbures ou de solides en suspension. La présence d'eau libre accroît la charge du rebouilleur et peut entraîner une accumulation de sel dans les éléments de chauffage du régénérateur. [47]
- **Le contacteur (310-VE-301) :** Le gaz issu du séparateur d'entrée du contacteur, à son point de rosée en eau et hydrocarbures, est ensuite envoyé au contacteur de glycol pour la déshydratation du gaz. La déshydratation est nécessaire afin d'empêcher l'arrivée d'hydrates et une corrosion dans le système et les pipelines de compression de réinjection de gaz situés en aval. Le contacteur de glycol est une colonne d'absorption et elle est équipée d'un garnissage structuré servant de matériau de contact. Le gaz d'alimentation saturé est introduit au fond du contacteur et il s'élève dans la colonne, alors que du tri éthylène glycol (TEG) pauvre issu du package de régénération de glycol (380-XX-302) est injecté en haut de la colonne. Le gaz et le TEG pauvre sont mélangés à contre-courant dans la section du garnissage et la vapeur d'eau est éliminée du gaz. De cette manière, le gaz est déshydraté jusqu'à atteindre un taux d'humidité de 50 ppm en masse. [47]
- **Le coalesceur de glycol (310-CQ-302) :** Le gaz sec ressort par la tête du contacteur et passe par le coalesceur de glycol jusqu'au système de compression de réinjection de gaz. Le coalesceur de glycol est nécessaire pour éliminer et récupérer le TEG entraîné dans le flux de gaz sec. Le gaz sec sort par le haut du coalesceur vers le système de compression de réinjection de gaz. [47]



Figure 37 : De gauche à droite le Ballon du contacteur, le Contacteur de glycol et le Coalesceur du glycol

Chapitre VII : description du procédé de déshydratation du gaz par absorption avec le TEG.

- **L'analyseur d'humidité :** Un analyseur d'humidité est situé à la sortie du coalesceur. Cet analyseur permet un suivi permanent de la qualité du gaz sec sur le DCS. De plus, des points de prise d'échantillon sont prévus pour le contrôle des performances : un point de prise d'échantillons au niveau de l'entrée du contacteur et l'autre à la sortie du coalesceur. Le TEG riche collecté en haut du pack du coalesceur et au fond du coalesceur de glycol, à partir de contrôles de niveau distincts, s'écoule vers le package de régénération de glycol et se mélange avec le glycol riche issu du contacteur. [47]



Figure 38 : L'analyseur d'humidité.

Système de régénération du tri-éthylène glycol :

Le système de régénération du TEG est un package de régénération de TEG classique, avec des dispositifs permettant la régénération du TEG riche en TEG pauvre. Le package comporte un réservoir tampon, un ballon de flash du glycol, des échangeurs de glycol, des filtres mécaniques, un filtre à charbon, un rebouilleur avec colonne de distillation et condenseur, une colonne de stripage de gaz, des pompes et un réfrigérant de glycol pauvre. [47]

- **Le condenseur à reflux (380-HZ-301) :** Le TEG riche ressort au fond du contacteur de glycol par contrôle de niveau et, avec le TEG éventuellement récupéré à partir du coalesceur, s'écoule vers le condenseur à reflux (380-HZ-301) au niveau du système de régénération de glycol, ce qui assure un refroidissement à reflux dans la colonne de distillation de glycol (380-VE-301). Le condenseur à reflux est situé en haut de la colonne de distillation du système de régénération de glycol. Un condenseur à reflux vertical est utilisé, avec l'écoulement de TEG riche passant par le côté corps. Ce condenseur sert à maintenir une charge d'eau de reflux suffisante pour éviter que du TEG ne s'échappe avec les vapeurs de tête de la colonne de distillation. Dans le condenseur de reflux, du TEG riche est préchauffé de 46°C à 56°C par échange de chaleur avec la vapeur d'eau qui est partiellement condensée à environ 85°C. [47]
- **L'échangeur de glycol avant-flash (380-HA-301) :** Le TEG riche est alors chauffé jusqu'à 82 °C dans l'échangeur de glycol avant-flash (380-HA-301) avant de pénétrer

Chapitre VII : description du procédé de déshydratation du gaz par absorption avec le TEG.

dans le ballon de flash de glycol (380-VN-301) par échange de chaleur avec du TEG pauvre, issu d'un échangeur de glycol après-flash pour atteindre les conditions requises pour le ballon de flash. Le TEG pauvre est refroidi de 138 °C à 110 °C dans l'échangeur de glycol avant-flash. [47]

- **Le ballon de flash :** Dans le ballon de flash (séparateur tri phasique), le gaz dissous et entraîné est éliminé du TEG et le condensat d'hydrocarbures liquide, s'il est présent, est également séparé. Ces composés hydrocarbonés, s'ils n'étaient pas éliminés, seraient vaporisés dans le régénérateur et entraîneraient une augmentation de la charge de vapeur dans la colonne de distillation. [47]



Figure 39 : Le ballon de flash.

- **Le filtre de glycol (380-CK-302) :** Le TEG riche s'écoule à partir du ballon flash par le filtre de glycol (380-CK-302) vers un filtre à charbon pour glycol (380-CK-303). Le filtre du glycol est conçu pour éliminer les particules solides, gommes et autres produits de la dégradation du glycol qui pourraient affecter le bon fonctionnement de la régénération. L'efficacité de la séparation du filtre est de 99 % pour toutes les particules de taille supérieure à 5 microns et de 100 % pour les particules supérieures à 10 microns.
- **Le filtre à charbon (380-CK-303) :** Le TEG riche pénètre ensuite dans le filtre à charbon par le haut et le liquide filtré s'écoule par le fond du filtre. Ce filtre élimine efficacement la plupart des composés favorisant l'apparition de mousse, notamment les produits chimiques de traitement de puits, les huiles pour compresseurs et les autres impuretés organiques problématiques présentes dans le TEG. [47]
- **Le filtre de glycol (380-CK-304) :** Le TEG riche issu des filtres à charbon s'écoule vers l'étape finale de filtration, réalisée par les filtres de glycol (380-CK-304) qui ont une efficacité de séparation de 99 % pour toutes les particules supérieures à 2,5 microns et de 100 % pour les particules supérieures à 5 microns. Ce filtre est destiné à éliminer les fines particules de carbone (éventuelles). Tous les filtres fonctionnent dans une plage de température allant de 72 °C à 83 °C et à une pression d'environ 4,5 barg. [47]



Figure 40 : Les deux filtres à glycol et le filtre à charbon au milieu.

- **L'échangeur de glycol après-flash (380-HA-302) :** Le TEG riche s'écoule ensuite par le côté tube de l'échangeur de glycol après-flash (380-HA-302) et il est chauffé de 82 °C à 113 °C, alors que le TEG pauvre chaud issu de l'échangeur de glycol submergé est refroidi de 164,6 °C à 133,9 °C.



Figure 41 : L'échangeur de glycol avant flash au-dessus et l'échangeur après flash au-dessous.

- **L'échangeur de glycol submergé (380-HZ-302) :** Depuis l'échangeur de glycol après-flash, le TEG riche s'écoule par le côté tube de l'échangeur de glycol submergé (380-HZ-302) pour être chauffé jusqu'à 140 °C avant d'entrer dans le régénérateur, alors que le TEG pauvre chaud dans le côté corps est refroidi de 193 °C à 165 °C. Le régénérateur se compose d'une colonne de distillation de glycol, d'un rebouilleur de glycol (380-FA-

Chapitre VII : description du procédé de déshydratation du gaz par absorption avec le TEG.

301), d'un condenseur à reflux et d'une colonne de stripage de glycol (380- VE-302). [47]

- **La colonne de distillation de glycol** : Le TEG riche issu du côté tube de l'échangeur de glycol submergé pénètre dans la colonne de distillation entre deux sections du garnissage. La colonne de distillation du système de régénération est équipée de deux lits d'anneaux Sulzer Nutter de type garnissage en vrac ND 1'AISI 16L haute efficacité. Les vapeurs de tête qui se composent d'eau et d'hydrocarbures, sont refroidies dans le condenseur à reflux, au détriment du TEG riche issu du contacteur de glycol. L'eau condensée goutte sur le garnissage supérieur (hauteur 1200 mm) en tant que reflux, alors que le reste des vapeurs, principalement l'eau et le gaz de stripage, circule en tant qu'effluent supérieur. [47]
- **Le rebouilleur de glycol (380-FA-301)** : La solution TEG riche, issue du point d'alimentation dans la colonne de distillation de glycol, s'écoule vers le bas à travers le garnissage inférieur (1500 mm de hauteur) vers le rebouilleur de glycol qui est réchauffé par des tubes à combustion directe. Le chauffage entraîne l'évaporation de l'eau à partir du TEG bouillant et les vapeurs s'élèvent à travers la colonne de distillation en extrayant l'eau du TEG riche en entrée. La température d'exploitation dans le rebouilleur est située entre 196 °C et 204 °C et la pression d'exploitation est entre 0,04 et 0,08 barg.
- **La colonne de stripage de glycol (380-VE-302)** : Le TEG partiellement régénéré déborde du rebouilleur par la colonne de stripage de glycol (380-VE-302) jusqu'à arriver dans le réservoir tampon de glycol (380-VZ-302) situé en dessous, ce qui permet d'atteindre la concentration en eau résiduelle recherchée, soit 0,2 % en masse. Avant d'être introduit dans le réservoir tampon de glycol, le gaz de stripage (gaz combustible) est réchauffé dans un serpentín installé à l'intérieur du rebouilleur de glycol. Le débit prévu pour le gaz de stripage est de 260 Sm³ /h (20 Sm³ gaz/m³ de TEG). [47]
- **Le réservoir tampon de glycol (380-VZ-302)** : L'échangeur de glycol submergé est installé à l'intérieur du réservoir tampon de glycol. Le TEG pauvre issu du côté corps de l'échangeur de glycol submergé est pompé par les pompes de TEG pauvre 380-PA-301 A/B vers l'échangeur de glycol après-flash. En aval de l'échangeur de glycol après-flash, le glycol pauvre est refroidi jusqu'à 110 °C dans l'échangeur de glycol avant-flash.



Figure 42 : Le régénérateur de glycol (l'échangeur submergé, la colonne de distillation, le rebouilleur, la colonne de stripage et le réservoir tampon.

- **Le réfrigérant final de glycol (380-HC-301) :** Finalement le TEG continue à refroidir jusqu'à 50 °C dans le réfrigérant final de glycol (380-HC-301). Cette température est automatiquement réglée afin de maintenir le TEG pauvre à une température au moins 5 à 7 °C supérieure au gaz à traiter. Ceci permet d'éviter la condensation d'hydrocarbures issue du flux de gaz humide qui entraînerait une formation de mousse dans le contacteur de glycol. [47]



Figure 43 : Le réfrigérant final du glycol

- **Le système d'injection chimique :** Un système d'injection chimique dédié, composé d'un réservoir anti mousse (380-TZ-301), d'un réservoir de contrôle du pH (380-TZ-302) et de pompes anti mousse/de contrôle de pH (380-PD-301 A/B), est prévu pour l'injection de produits chimiques anti mousse et de contrôle du pH dans la ligne d'alimentation de glycol des pompes de TEG pauvre, pour réduire le risque de dysfonctionnement en cas de formation de mousse et pour maintenir le pH entre 7 et 7,5.
- **Installation de stockage et de transfert du tri-éthylène glycol :** L'appoint de TEG neuf peut se faire à partir de l'installation de stockage et de transfert de glycol. Du TEG neuf provenant de fûts ou d'un camion-citerne est stocké dans le réservoir de stockage de glycol (380-TA-301). Les pompes de charge de TEG sont utilisées pour pomper le TEG d'appoint à partir du réservoir de stockage vers le package de régénération (picage dans le pipe du TEG régénéré issu des réfrigérants). [47]

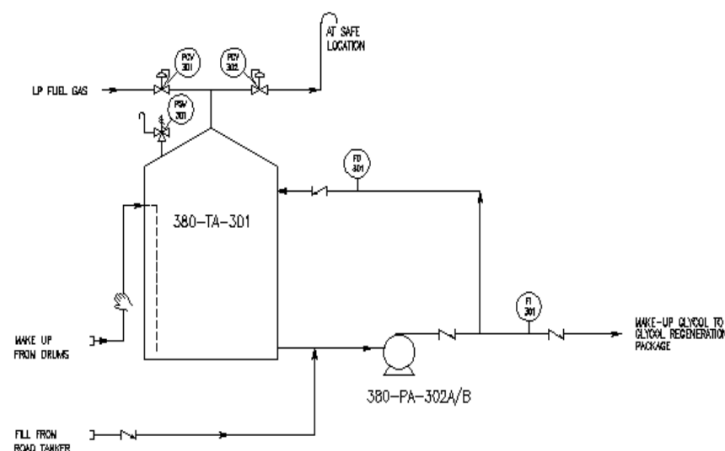


Figure 44 : Installation de stockage et de transfert du TEG.

Chapitre VII : description du procédé de déshydratation du gaz par absorption avec le TEG.

- **Système des drains de TEG :** Un système de drains de TEG fermés est prévu pour la vidange des équipements et des tuyauteries contenant du TEG riche et pauvre. Le collecteur souterrain des drains de TEG aboutit au réservoir des drains fermés de TEG (380-VZ-301) situé dans une fosse de béton. [47]



Figure 45 : Système des drains de glycol.

Chapitre VIII :

Sécurité

Chapitre VIII : sécurité.

VIII.1 Introduction :

La protection de l'environnement est devenue aujourd'hui la préoccupation majeure de l'homme. La présence de substance comme le glycol dans l'atmosphère, affecte non seulement l'environnement, mais aussi des effets néfastes sur la santé des êtres vivants. [48]

VIII.2 Toxicité du tri-éthylène glycol : [48]

VIII.2.1 Identification du produit :

- Nom de produit : Tri-Ethylène Glycol.
- Formule chimique: $\text{HO}(\text{CH}_2\text{CH}_2\text{O})_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{OH}$.
- Poids molaire : 150.175 Kg/Kmol.

a) Données explosion et feu :

Point de flash : 172 °C (342 F)

Limite d'inflammabilité : bas 0.9% haut 9.2%

Moyens d'extinction à utiliser : eau pulvérisée, CO₂, poudre sèche, mousse.

Les agents d'intervention doivent se vêtir de vêtement de protection adéquats et avoir un système de respiration individuel.

Gaz dégagés pendant la combustion : CO et CO₂

b) Dangers pour la santé :

- Effets suite à longue exposition : le TEG peut irriter les yeux et la peau.
- Procédures des premières urgences :

Inhalation : si une personne respire une grande quantité de vapeurs de TEG, il faut la déplacer vers un endroit où l'air est frais, et la laisser sous surveillance médicale.

VIII.2.2 conseils de sécurité :

- Contact avec les yeux : laver les yeux abondamment avec de l'eau propre pendant au moins 15 minutes, rester sous surveillance médicale.
- Contact avec la peau : laver immédiatement et abondamment avec l'eau propre et de savon pendant au moins 15 minutes.
- Conditions à éviter : la chaleur, le feu et autres sources d'inflammation.
- Incompatibilité : ce produit est incompatible avec les forts agents oxydants.

VIII.2.3 Fuites sur le sol et moyens de traiter les fuites :

En cas de fuite de TEG sur le sol, répandre du sable sur le TEG et mettre dans un container pour disposition ultérieure, nettoyer l'endroit de la fuite avec de l'eau pulvérisé.

Disposition : veuillez à respecter les lois et règles relatives à la protection de l'environnement.

VIII.2.4 Moyens de protection :

- Ventilation : ventiler l'endroit de stockage si c'est un endroit fermé.
- Moyens de respiration : non nécessaires là où il existe une bonne ventilation, en cas de doute utiliser un masque respiratoire.
- Protection de la peau et des yeux : lunettes de protection, gants, vêtements adéquats.

VIII.2.5 Stockage et manipulation :

Code de couleur pour le stockage : orange

- Précautions spéciales : fermer énergiquement les containers ou les futs, peut être stockés dans n'importe quel endroit de stockage de produits chimiques.

VIII.3 Risques encourus US : [47]

Les opérateurs doivent être conscients des risques en matière de sécurité lorsqu'ils travaillent dans l'unité de déshydratation.

- **Exposition aux conditions de procédé :** L'unité de déshydratation des gaz fonctionne à des températures de 199 °C à 200 °C au rebouilleur de glycol. La pression normale de fonctionnement est de 37 barg dans la colonne à garnissage et de 5 barg dans le ballon de détente du glycol.
- **Exposition aux liquides du procédé :** Lors de la purge ou de l'échantillonnage durant le fonctionnement normal, les employés peuvent être exposés au glycol chaud et au gaz combustible sous pression. Cela est aussi possible lors de l'ouverture d'équipements pour l'entretien.
- **Surfaces chaudes :** La température de la paroi externe des récipients et des conduites de brut peut dépasser 204 °C.
- **Appareil de combustion :** Le rebouilleur de glycol utilise un brûleur au gaz pour fournir la chaleur requise. Des précautions nécessaires doivent être prises pour contrôler le combustible et les sources d'ignition.
- **Hauteurs :** Les plates-formes élevées et l'accès aux plates-formes élevées présentent des risques de chute.
- **Endroits restreints :** Les équipements rapprochés, la tuyauterie et les structures comprises sur les traîneaux peuvent gêner les mouvements du corps.
- **Produits chimiques :** L'appareil déshydratation fonctionne avec du glycol triéthylène (TEG) et des additifs chimiques pour le contrôle du pH et de l'antimousse. Prendre les précautions nécessaires pour éviter d'être exposé à ces produits.

Toutes ces mesures de sécurité doivent être observées lorsque l'on doit travailler sur et autour de l'appareil de déshydratation.

VIII.4 Utilisation des équipements de protection personnelle (EPP) : [47]

VIII.4.1 Sécurité des brûleurs :

- S'assurer que l'air ambiant ne contient pas de combustible avant l'allumage. (Test à l'explosimètre est obligatoire)
- S'assurer que toute la tuyauterie des brûleurs soit en bon état de fonctionnement et vérifier tous les raccordements pour des fuites.
- Surveiller de près l'allumage et suivre les procédures de fonctionnement.

VIII.4.2 Sécurité des produits chimiques :

Se munir de la fiche de données de sécurité FDS (ou MSDS material safety datasheet) pour le glycol et les additifs chimiques ; et se conformer strictement aux consignes de la MSDS pour la manutention, le stockage et le transport des produits chimiques. En cas de déversement accidentel des produits chimiques, contrôler l'écoulement, Isoler et confiner la zone par un absorbant, lequel doit être mis en décharge autorisé. Utiliser un jet d'eau pour le nettoyage des surfaces. Des moyens de rétention doivent être présents dans les zones de déchargement ou d'alimentation des produits chimiques. Porter les équipements protecteurs lors de la manipulation des produits chimiques (glycol, antimousse, agent de contrôle de PH gants résistants, lunettes, souliers de sécurité etc.

Problématique et but de l'étude :

La déshydratation du gaz humide par tri éthylène glycol est l'un des procédés, qui se prête le mieux à l'inhibition des hydrates, toute fois la déshydratation et la régénération du tri éthylène glycol s'accompagnent des pertes quotidiennes, soit par évaporation, soit par entraînement. Dans notre travail, nous avons effectué une étude de vérification des paramètres de bon fonctionnement de cette unité dans le but d'atteindre une meilleure déshydratation pour répondre aux spécification de transport de gaz et spécification de la réinjection du gaz dans les puits, et ainsi pour minimiser les pertes de TEG. En utilisant le logiciel hysys version.11

Chapitre IX :
Partie calcul

Chapitre IX : partie calcul

IX.1 Introduction :

La conception d'une unité de production chimique est une opération complexe qui demande des moyens financiers et humains très importants. Dans le contexte actuel, un procédé industriel doit répondre à trois critères : l'économie, la sécurité et l'environnement. Ainsi, lorsqu'un nouveau procédé est développé, le rôle de l'ingénieur consiste à trouver le système le plus adapté non seulement en termes d'efficacité et de sécurité, mais aussi de coût et de rentabilité pour fabriquer le produit. A ce titre, la simulation peut être d'une aide très précieuse en prenant en charge et en traitant ces problèmes. Surtout lorsque de nombreuses variables sont en jeu (diversité des composantes, complexité des interactions, non linéarité des phénomènes, etc.)

IX.2 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. L'analyse du système, la modélisation et la simulation constitue les trois étapes fondamentales de l'étude du comportement dynamique des systèmes complexes.

IX.3 Définition de la simulation :

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de 2 modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement. Autrement dit, la simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires.

IX.3.1 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs :

Les simulateurs de procédés utilisés classiquement dans l'industrie, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, ...etc, et sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires. Avant même de parler de modèles d'opération de transformation de la matière, il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi ces simulateurs disposent tous d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, paramètres des lois de tension de vapeur, ...). Cette base de données est enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges.

Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour du module suivant :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD pour Process Flow Diagram).
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.
- Avec ce type de logiciel, les ingénieurs peuvent à partir de la donnée des corps purs présents dans le procédé et du schéma de procédé, développer un modèle du processus reposant sur la mise en commun des équations décrivant les différentes opérations unitaires, les réactions, chimiques, les propriétés des substances et des mélanges, qui puisse aussi communiquer avec d'autres applications comme Excel, Visual Basic et Matlab, ...

➤ **Process flow diagram (PFD) :** Un diagramme de flux (débit) de processus (PFD) est une représentation graphique d'un processus de génie chimique qui montre le chemin principal du flux de processus. Il ne montre pas les détails mineurs du processus, mais se concentre plutôt sur l'équipement utilisé, les vannes de régulation et les autres instruments présents.

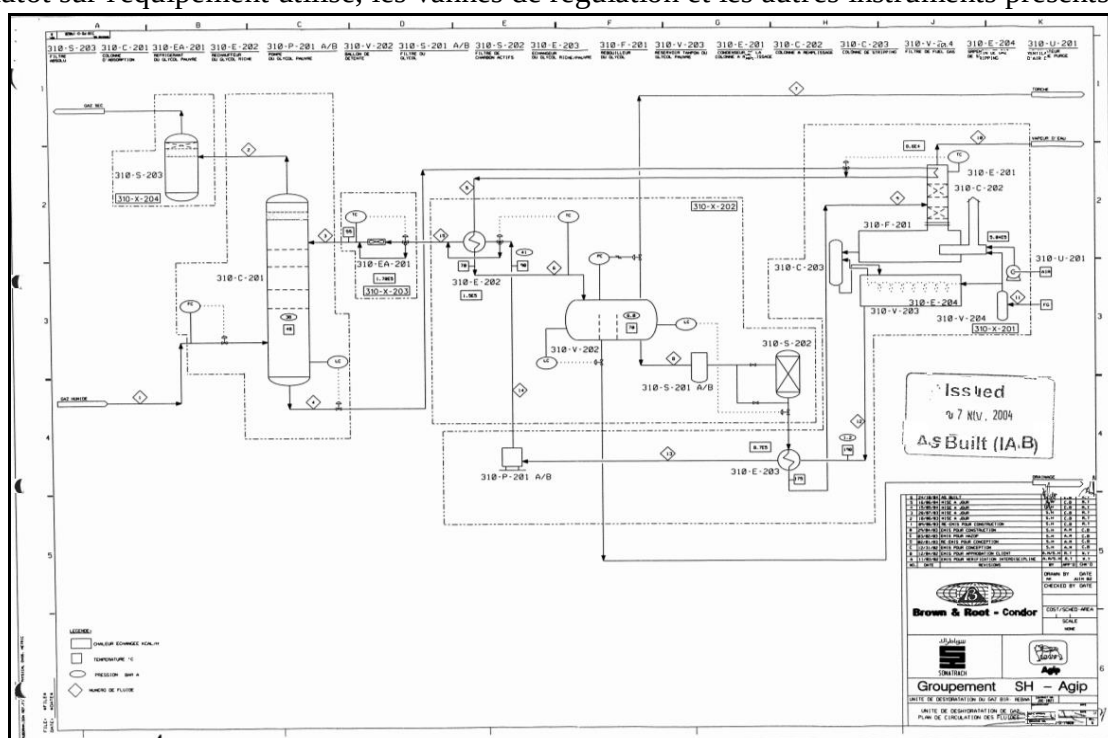


Figure 46: schéma de Process flow diagrams (PFD).

➤ **P&ID (Piping and Instrumentation Diagram) :** Un schéma tuyauterie et instrumentation (en anglais Piping and instrumentation diagram ou Process and instrumentation diagram, abrégé P&ID) est un diagramme qui définit tous les éléments d'un procédé industriel. Il est le schéma le plus précis et le plus complet utilisé par les ingénieurs pour la description d'un procédé.

Il se distingue du schéma de procédé par l'ajout des éléments de contrôle, les armatures, les détails sur l'isolation et la protection des installations et la position coordonnée des installations les unes par rapport aux autres. Les installations ainsi que les vannes et les éléments de contrôle sont décrits par des symboles.

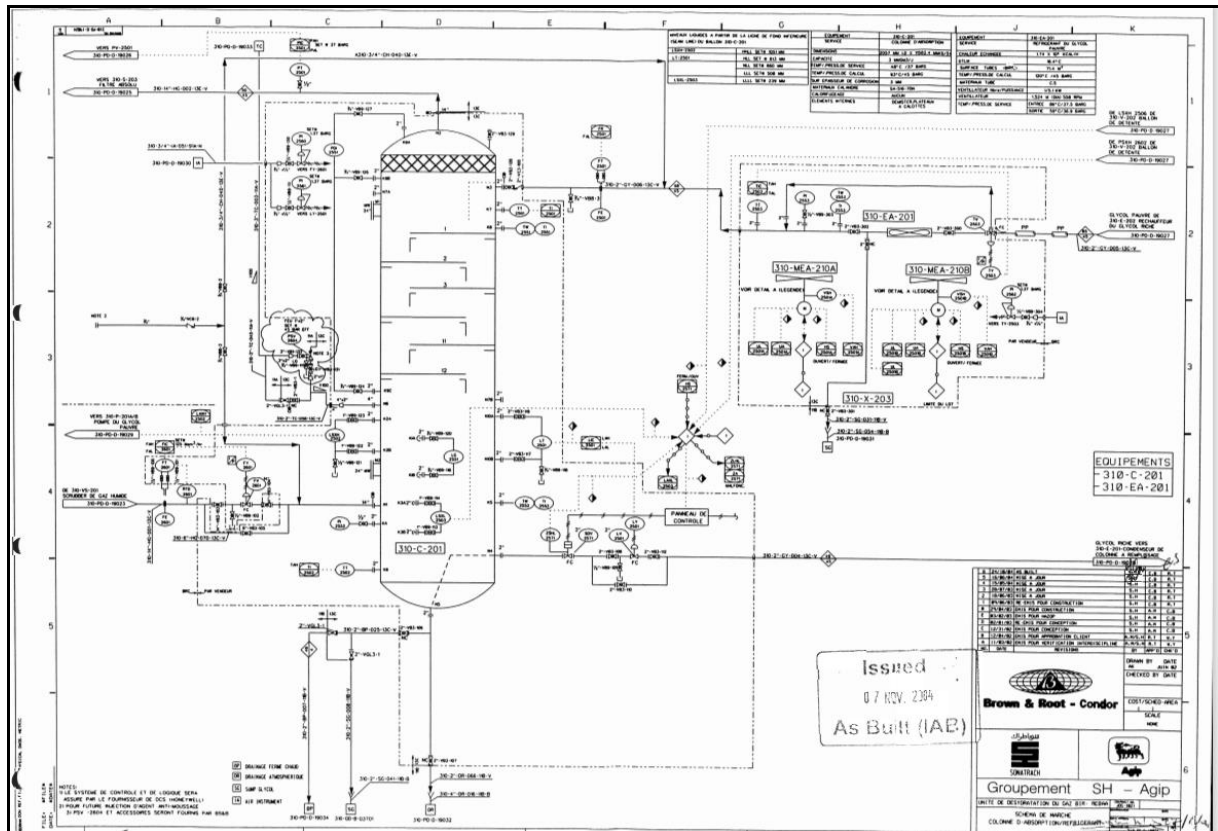


Figure 47 : schéma P&ID d'un contacteur de gaz.

IX.3.2 Modes de fonctionnement des simulateurs :

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur : statique (ou stationnaire) et dynamique. Les simulateurs statiques résolvent des équations statiques qui traduisent le fonctionnement en régime permanent (à l'équilibre), tandis que les simulateurs dynamiques permettent d'évaluer l'évolution des variables dans le temps à partir de la résolution de systèmes d'équations différentielles. Les simulateurs industriels sur la thermodynamique les plus connus mondialement sont :

- Statiques : ASPEN PLUS (Aspen Technologies), Design II de (WinSim), HYSYS (Hyprotech), PRO/II (Simulation Sciences), PROSIM
- Dynamiques : HYSYS (Hyprotech), ASPEN DYNAMICS (Aspen Technologies), Design II de (WinSim), DYMSYM (Simulation Sciences Inc)

IX.4 Aspen One : Aspen One est une suite de logiciels du groupe Aspen Tech (USA). À l'intérieur de cette suite, il y a de nombreux outils, dont des logiciels de simulation de procédés : Aspen Plus et Aspen HYSYS.

Le premier, Aspen Plus est plus particulièrement privilégié pour la conception et l'optimisation de procédés de l'industrie chimique en général.

Le second, Aspen HYSYS est plus particulièrement destiné aux procédés de l'industrie du pétrole et du gaz. Il comporte un certain nombre d'options :

- Aspen HYSYS Dynamics : pour la sécurité, le contrôle et l'optimisation des procédures de démarrage et d'arrêt,
- Aspen HYSYS Crude : pour la simulation des huiles brutes et colonnes associées,
- Aspen HYSYS Amines : pour les systèmes incluant des amines,
- Aspen HYSYS EO (Equation-Oriented) Modeling Option : pour une convergence plus rapide des simulations (issu de Aspen Plus),
- Aspen HYSYS Up Stream : pour la caractérisation des réservoirs, la modélisation hydraulique, l'analyse du "flow assurance"...,
- Aspen HYSYS Petroleum Refining : pour l'amélioration de la simulation des process pétroliers (bibliothèques spécifiques),
- Rigorous Reactor Models : pour l'amélioration de systèmes réactifs particuliers,
- Aspen Simulation Workbook : pour une intégration dans Excel.

Les logiciels d'Aspen Tech sont probablement les plus connus, car parmi les plus anciens. Ils sont aujourd'hui encore largement employés, et Aspen Tech se félicite d'équiper plus de 1500 entreprises dans le monde.

Dans la suite logicielle Aspen One sont intégrées de nombreuses solutions plus générales, telle la gestion de la chaîne logistique... Enfin, à noter que Aspen One est CAPE-OPEN .

IX.4.1 Présentation du logiciel de simulation Aspen HYSYS :

Aspen HYSYS est un environnement de procédé de simulation conçu pour servir les techniciens et les ingénieurs de pétrole, du gaz et du raffinage.

A l'aide de l'environnement d'Aspen HYSYS, on peut créer l'état d'équilibre rigoureux et les modèles dynamiques pour la conception des installations, la gestion et planification économique, analyse, amélioration et planification des projets. Par l'interface interactive d'Aspen HYSYS, on peut facilement manœuvrer des variables et la topologie de procédé d'opération unitaire.

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

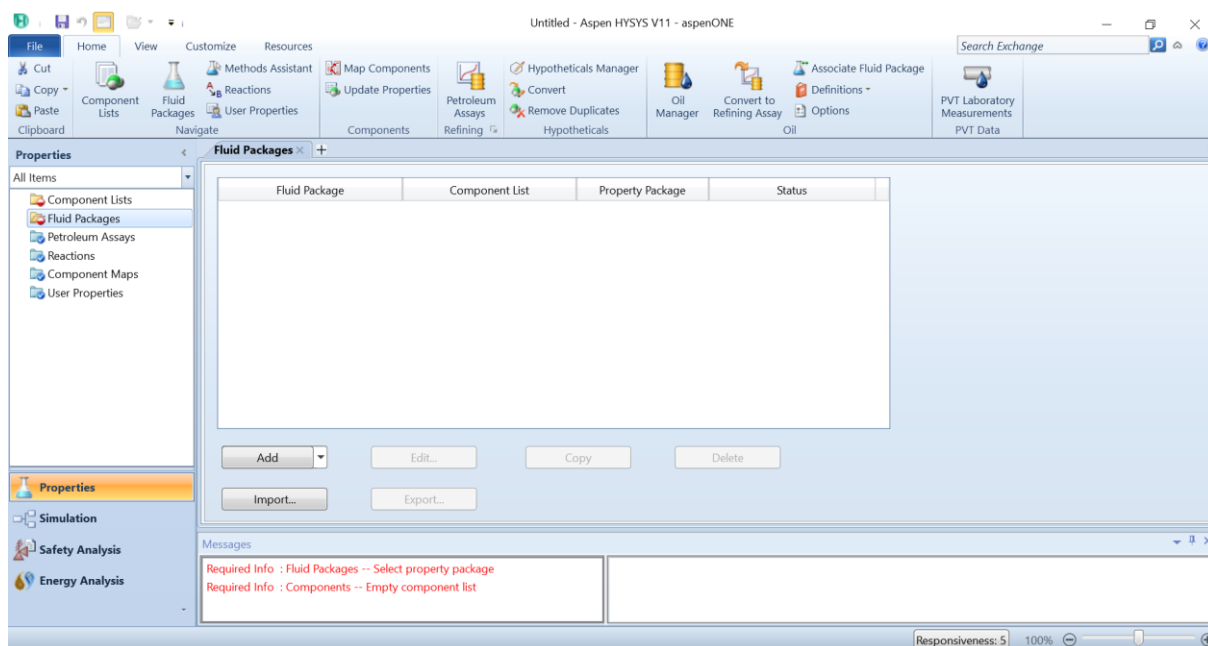


Figure 48 : vue global de simulateur HYSYS

IX.5 Simulation de procédé de l'unité de déshydratation avec Aspen Hysys :

Le logiciel utilisé dans notre étude pour la simulation est Aspen HYSYS V.11. Les packages thermodynamiques dans HYSYS comprennent un package de Glycol spécialement conçu pour la déshydratation du TEG. Glycol package est la simulation d'équation d'état recommandée de déshydratation de TEG.

Pour que le logiciel HYSYS puisse simuler le procédé et/ ou même dimensionner quelques équipements de ce procédé, l'utilisateur doit au préalable :

- Spécifier les constituants du gaz.
- Choisir un modèle thermodynamique convenable.
- Etablir le schéma PFD de la section d'étude.
- Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.

IX.5.1 La composition du gaz :

Constituants	% Molaire
Azote	0.673
Dioxyde de Carbone	0,274
Méthane	66.559
Ethane	16.791
Propane	11.527
i-Butane	0.782
n-Butane	2.287
néo-Pentane	0.005
i-Pentane	0.240
n-Pentane	0.630
Hexanes	0.136
Heptanes	0.062
Benzène	0 006
Octanes	0.019
Toluène	0.003
Nonanes	0.004
Décane	0.001
Undécane	0.001

Tableau 04 : la composition du gaz entré dans le contacteur.

La teneur en humidité dans le gaz entrée contacteur : 1367 ppm.

1000

- 380-VE-302 : colonne strippage glycol.
- 380-PA-301 A/B : pompes TEG pauvre.
- 380-HA-302 : échangeur de chaleur.
- 380-HA-301 : échangeur de chaleur.

IX.5.3 Analyse des résultats :

Les paramètres opératoires :

a) Cas design :

➤ Conditions opératoires du gaz :

- Débit : 6,5M Nm³/d.
- Température : $20 \leq T < 50$ °C.
- Pression : 37 barg.

➤ Conditions opératoires du TEG pauvre :

- Débit : 13 m³/h.
- Température : 50°C.
- Pression : 37 barg.
- Debit du gaz stripping : 260 kg/h.
- Temperature du rebouilleur: 199-204 °C.
- La pureté de glycol: 99,8%.
- Humidité du gaz : <50 ppm.

b) Cas actuel :

➤ Conditions opératoires du gaz :

- Débit : 6,5M Nm³/d.
- Température : 32 °C.
- Pression : 32,2 barg.

➤ Conditions opératoires du TEG pauvre :

- Débit : 6 m³/h.
- Température : 37°C.
- Pression : 32.2 barg.
- Debit gaz stripping: 145 kg/h.
- Temperature du four: 190 °C.

❖ Les résultats de simulation du cas actuel représenté comme suivant :

- L'humidité du gaz sortie contacteur : 29,65 ppm.
- Le point de rosée du gaz sortie contacteur : 8,46 °C.

- La pureté de TEG : 0,976 (%).

➤ **Estimation des pertes du tri-éthylène glycol pour le Cas actuel :**

Pour estimer les pertes du tri-éthylène glycol on va étudier la variation de débit glycol en fonction de débit de gaz stripping. Les résultats de la simulation donnée par Hysys v.11 sont mentionnés dans le graphe ci-dessus :

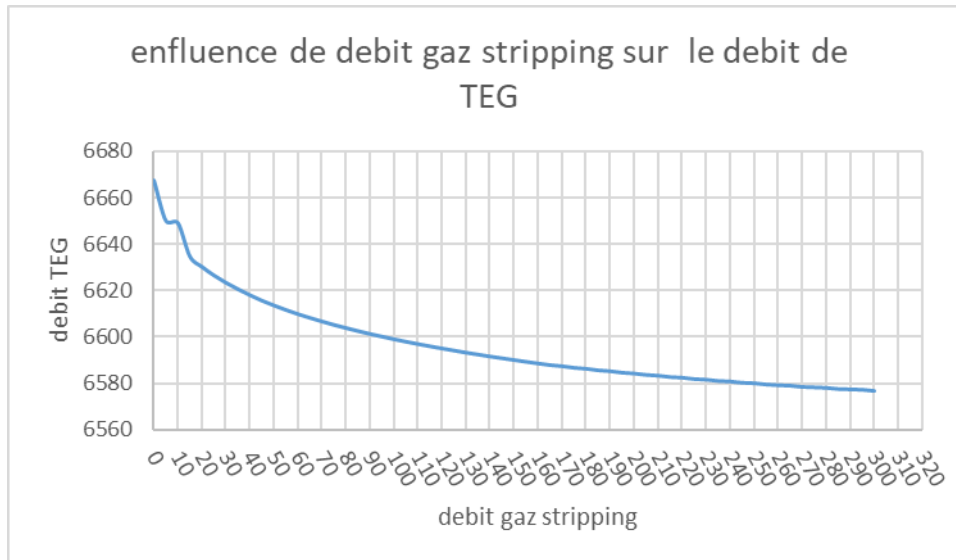


Figure 50 : variation de débit de glycol en fonction du débit de gaz stripping.

Avec l'augmentation de débit du gaz stripping, le débit de TEG diminue.

➤ **Calcul de la perte pour un débit du gaz stripping égale à 145 g/h :**

$$Q_{(TEG\ initial)} - Q_{(TEG\ finale)} = 6600 - 6590 = 10$$

La perte du TEG est égale à 10 kg/h

➤ **Perte pour une journée :**

$$\text{Perte de TEG} = 10 \times 24 = 240 \text{ kg/J}$$

$$\text{Perte de TEG} = (240 \times 1000) / 1100 = 218,18 \text{ litre.}$$

Perte de TEG est égale à 218,18 litre pour traiter 6 million.

$$\text{Perte de TEG} / 6. \text{ MSm}^3/\text{j} = 36,36 \text{ l /million du gaz traité.}$$

- **Surconsommation par jour :** $36,36 - 25 = 11,36 \text{ litre/million du gaz traité.}$

Avec 25 c'est la tolérance de perte de tri-éthylène glycol donner par le constructeur.

- **Les résultats obtenus de simulation de cas design et de cas actuel :** Le tableau suivant représente les résultats obtenus de simulation par Hysys v.11 de cas design et de cas actuel :

	Cas actuel	Cas design
Débit de gaz (Million .Nm3/J)	6.5	6.5
Température du gaz entrée contacteur (°C)	32	20 < T<50
Pression du gaz entrée contacteur (barg)	32.2	37
Température du TEG entrée contacteur (°C)	37	50
Pression du TEG entrée contacteur (barg)	32,2	37
Debit du gas stripping (kg/h)	145	260
L'humidité du gaz (ppm)	29,65	< 50 ppm
Le point de rosée du gaz (°C)	8,46	/
La pureté de TEG (%)	0,976	0.998
Débit de recirculation du TEG (m3/h)	6	13
La perte du TEG (l /million du gaz traité)	36,36	< 25

Tableau 05 : Les résultats obtenue de simulation le cas actuel et le cas design.

c) Optimisation des paramètres opératoires sur le procédé de déshydratation :

Pour optimiser le fonctionnement de l'unité, l'impact des paramètres suivants peut être facilement étudié avec le model de simulation présenté :

- Influence de la température et la pression entrée contacteur.
- Influence de la température de rebouilleur.
- Influence de débit de gaz stripping.
- Influence de débit de tri-éthylène glycol.

c.1) Influence de la température et la pression entrée contacteur :

- ❖ **Effet de la température et la pression sur l'humidité du gaz sortie du contacteur :**

Les résultats de la simulation sont mentionnés dans le graphe ci-dessus :

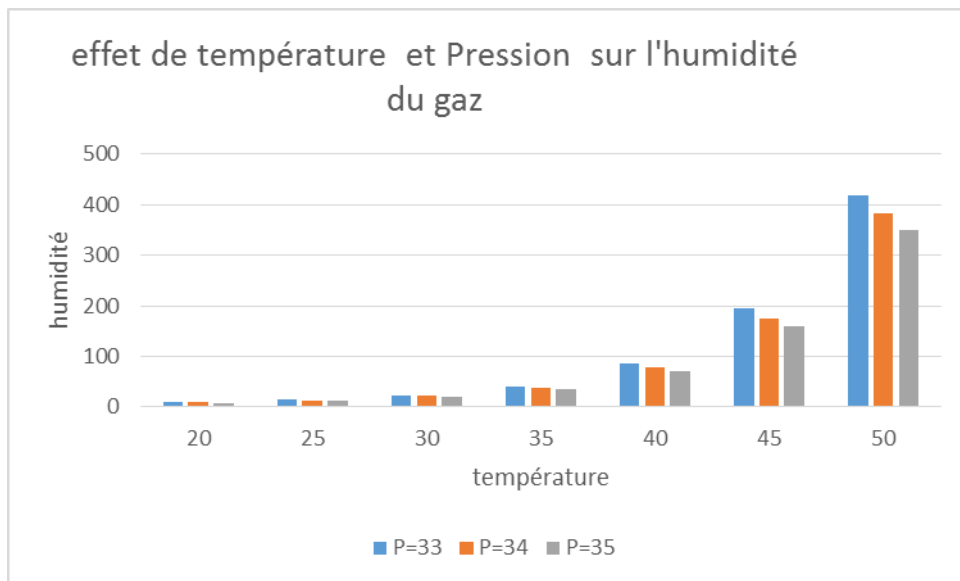


Figure 51 : effet de la température et la pression sur l'humidité du gaz.

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.

❖ **Effluence de température sur l'humidité et le point de rosée du gaz sortie contacteur :**

Les résultats de la simulation sont mentionnés dans le graphe ci-dessus :

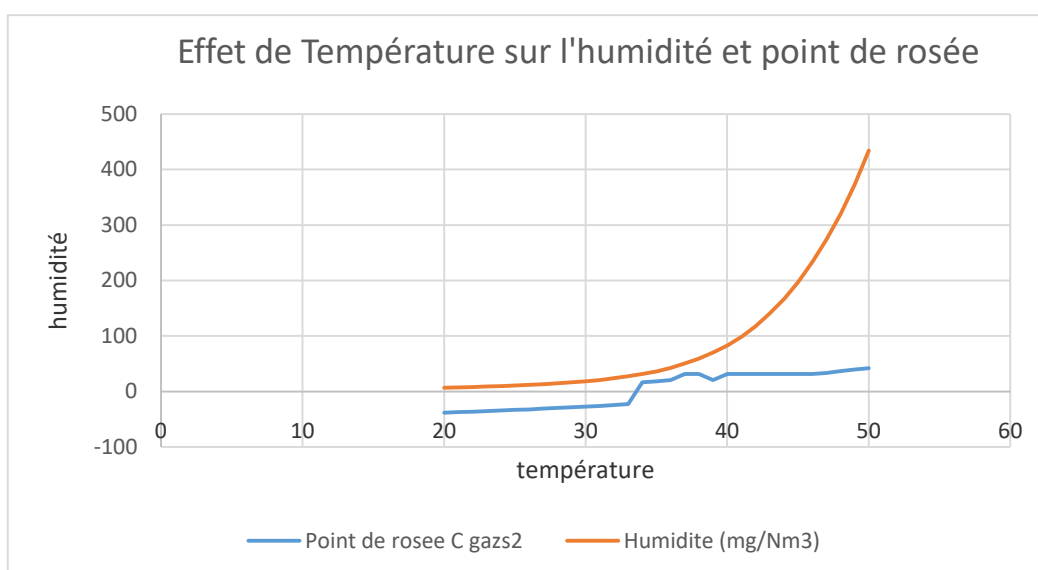


Figure 52 : température sur l'humidité et le point de rosée.

La variation de l'humidité et le point de rosée sont conforme avec les données théoriques, l'augmentation de point de rosé /humidité de gaz sec est proportionnelle avec la température de gaz humide.

c.2) Influence de débit de tri-éthylène glycol :

❖ Influence de débit de TEG sur la pureté de glycol et l'humidité :

Les résultats de la simulation sont mentionnés dans le graphe ci-dessus :

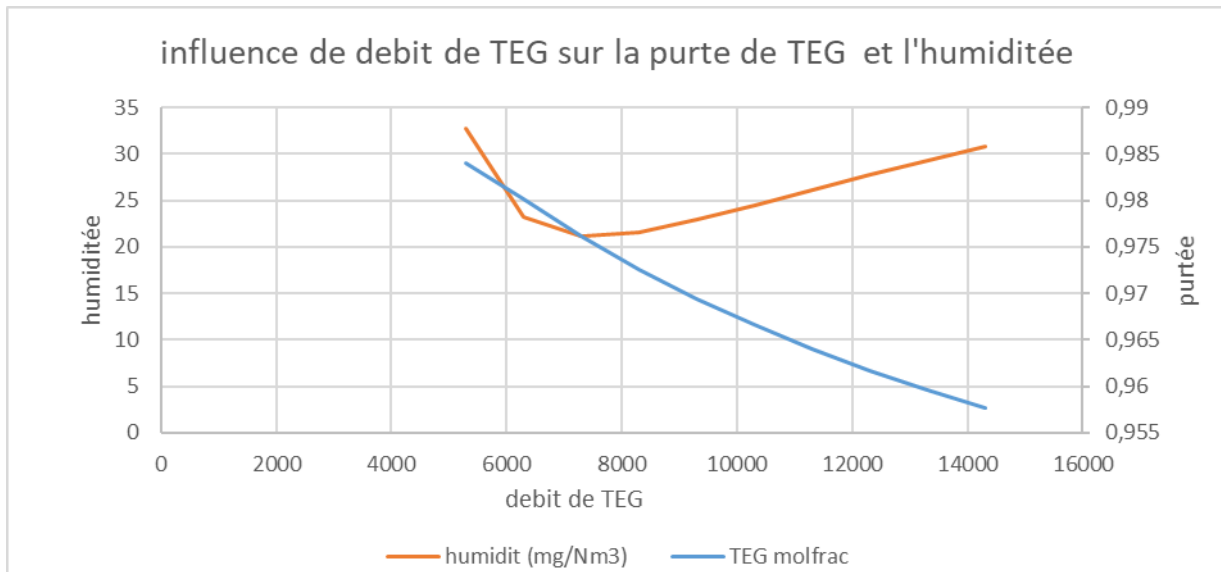


Figure 53 : influence de débit de tri-éthylène glycol sur la pureté de TEG et l'humidité du gaz sec.

La pureté de TEG est proportionnelle inverse avec le débit de TEG. Tandis que l'Humidité du gaz sec au début est grande après elle commence à diminuer avec l'augmentation du débit de TEG. Au voisinage d'un débit de TEG de 7800 kg/h, elle devient proportionnelle avec le débit de TEG.

c.3) Influence de la Température de rebouilleur :

❖ Influence de la température de rebouilleur sur la pureté de glycol :

Les résultats de la simulation sont mentionnés dans le graphe ci-dessus :

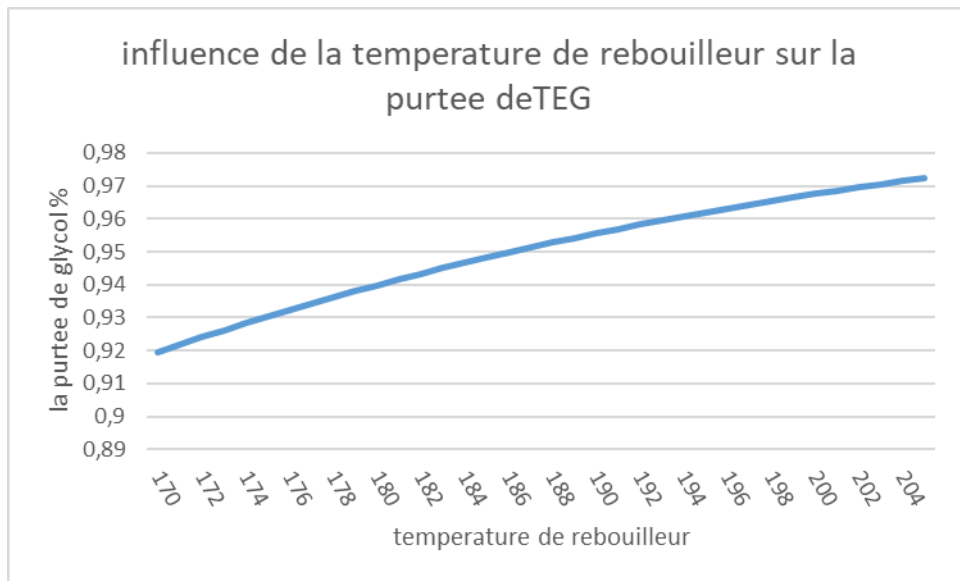


Figure 54 : influence de la température de rebouilleur sur la pureté de TEG.
La pureté de TEG augmente avec l'augmentation de la température de rebouilleur

c.4) L'influence de débit de gaz stripping :

❖ Influence de débit de gaz stripping sur la pureté de glycol :

Les résultats de la simulation sont mentionnés dans le graphe ci-dessus :

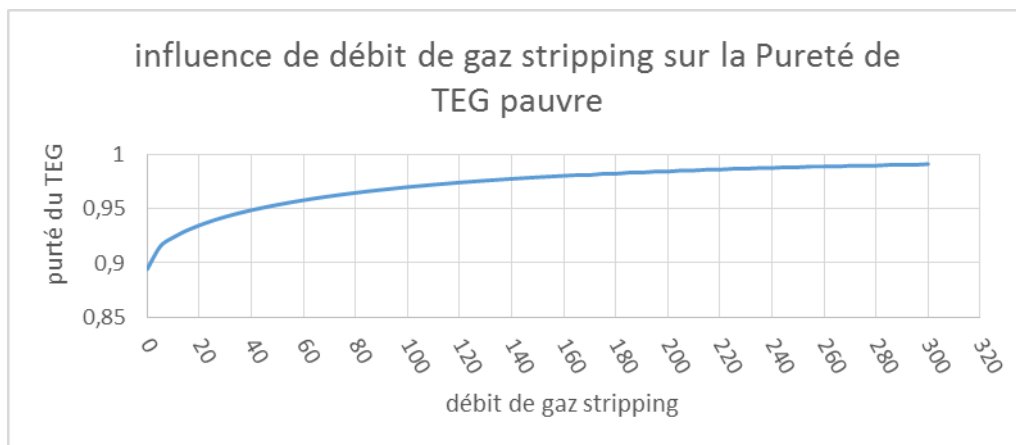


Figure 55 : variation de la pureté de TEG pauvre en fonction de débit de gaz stripping.
La pureté de TEG augmente avec l'augmentation de débit de gaz stripping.

c.4) Les paramètres optimisés :

D'après notre étude on a arrivé à optimiser les paramètres suivants :

- La température du four : 200-204 °C.
- Gaz stripping : ≥ 100 kg/h.

➤ Débit de TEG : $\geq 7000 \text{ kg/h}$ ($6.36 \text{ m}^3/\text{h}$).

c.6) Estimation de perte Cas optimisé : pour estimer les pertes cas optimise on va étudier la variation de débit TEG en fonction de débit de gaz stripping :

Les résultats de la simulation sont mentionnés dans le graphe ci-dessus :

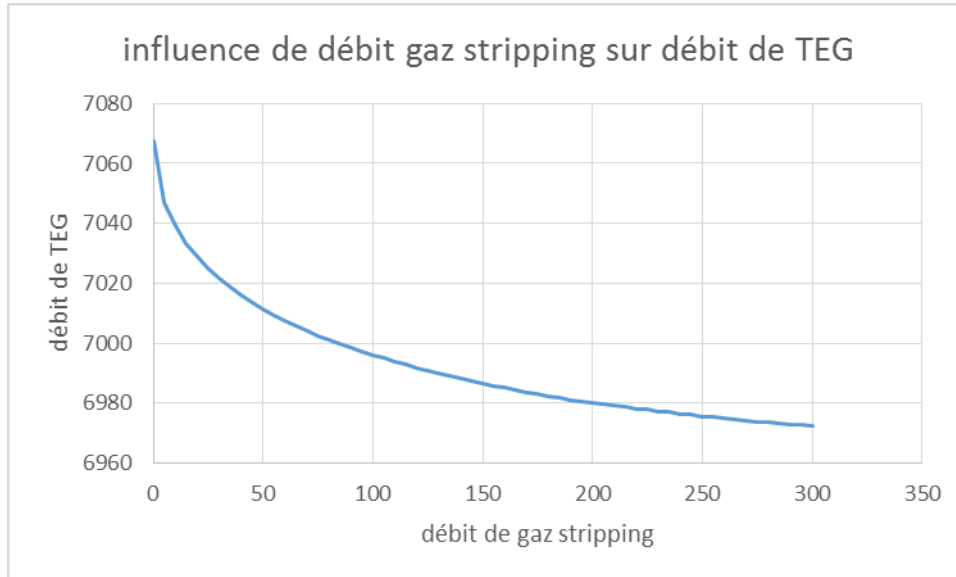


Figure 56 : influence de débit de gaz stripping sur le débit de tri-éthylène glycol.

Avec l'augmentation de débit de stripping gaz, le débit de TEG diminue.

- **Calcul de la perte pour un débit du gaz stripping égale à 100 kg/h :**

$$Q_{(\text{TEG initial})} - Q_{(\text{TEG finale})} = 7000 - 6996 = 4 \text{ kg/h.}$$

- **Perte pour une journée :**

$$\text{Perte de glycol} = 4 \times 24 = 96 \text{ kg /J}$$

$$\text{Perte de glycol} = (96 \times 1000) / 1100 = 87,27 \text{ litre}$$

Perte de glycol est égale à 87,27 litre pour traiter 6 million.

Perte de glycol / $6. \text{MSm}^3/\text{j}$ = 14,54 l pour traite un million du gaz.

On compare avec la valeur tolérance donné par le constructeur, on remarque qu'il n'y a pas une surconsommation donc on a ressui à minimiser les pertes du TEG.

d) Résultats de simulation obtenue pour les cas : design, actuel et optimisé :

	Cas design	Cas actuel	Cas optimisé
Débit du gaz (kg/h)	6.5	6.5	6.5
Débit du TEG (kg/h)	14300	6600	7000
Température du gaz entrée contacteur (°C)	20 < T < 50	32	28
Température du TEG entrée contacteur (°C)	50	37	37
Pression du gaz entrée contacteur (barg)	37	32,2	32,2
Pression du TEG entrée contacteur (barg)	37	32,2	32,2
Debit du gaz stripping (kg/h)	260	145	100
Temperature de Rebouilleur (°C)	200-204	190	204
humidité du gaz sortie contacteur (ppm)	< 50 ppm	29,65	22,18
La pureté de TEG (%)	0.998	0,976	0.97
Le point de rosée du gaz sortie contacteur (°C)	/	8,46	-25,25
Les pertes de TEG (l/million du gaz traité)	< 25	36,36	14,54

Tableau 06 : résultats des cas design, actuel et optimisé.

IX.6 Argumentation et conclusion :

Le gaz séparé du pétrole contient de l'eau, ces gouttelettes d'eau peuvent former des hydrates qui entraînent plusieurs problèmes. Dans le but d'éliminer cette humidité et de minimiser leurs inconvénients lors du processus de séparation, le gaz est envoyé vers la section de déshydratation.

Le gaz naturel sortant du contacteur actuellement possède une teneur en eau de 29,65 ppm et la valeur de design est inférieure à 50 ppm, tandis que son point de rosée est égal à 8,46 °C pour le cas actuel et varie en fonction de la température pour le cas design.

La teneur en humidité au niveau de l'unité BRN est variable et dépend de la température. L'augmentation de l'humidité exige une augmentation de l'utilisation d'absorbant (tri-éthylène glycol).

Le but de notre travail consiste à optimiser les paramètres opératoires afin d'obtenir une meilleure déshydratation du gaz et de minimiser les pertes de TEG. Sur la base de ces données, on détermine la quantité optimale d'absorbant en utilisant le logiciel Hysys version 11.

L'optimisation des paramètres opératoires nous a permis d'atteindre une humidité estimée de 22.18 ppm dans le gaz sortant du contacteur, tandis que la valeur actuelle est de 29,65 ppm. De plus, le point de rosée a été réduit de 8,46 °C à -25.25 °C. Cette diminution est expliquée par la variation du débit de l'absorbant au niveau de la déshydratation, la diminution de la température du gaz entrant dans le contacteur et l'amélioration de la régénération du TEG grâce à l'augmentation de la température du rebouilleur à 204 °C. Cette purification de l'absorbant a permis d'augmenter le taux d'absorption dans l'absorbeur, réduisant ainsi l'humidité de 29 à 22.18 ppm et améliorant le point de rosée à -25.25 °C.

Concernant les pertes d'absorbant, on a constaté au niveau de l'unité une perte de 36,36 l/million de gaz traité, entraînant une surconsommation. Pour remédier à cela, il est demandé de simuler la quantité d'absorbant.

Les pertes au niveau de l'unité sont principalement causées par l'entraînement du TEG avec le gaz stripping et par sa dégradation au niveau de la section de régénération, ainsi que dans les canalisations, les pompes et les fuites, ainsi que le phénomène de moussage.

La quantité simulée de perte est de 14,54 l/million de gaz traité, calculée sur la base de la variation de la température au niveau du rebouilleur et la diminution du débit de gaz stripping.

Il est important de noter que la température maximale atteinte dans le système est de 204 °C, ce qui est inférieur à la température de décomposition de l'absorbant fixée à 206 °C. Pour maintenir cette température de 204 °C, des ajustements ont été réalisés sur le débit de l'absorbant saturé et le débit de gaz stripping.

Conclusion Générale

Conclusion générale :

En plus des connaissances académiques acquises à l'université, le stage en milieu industriel nous a permis de renforcer nos connaissances théoriques. Ce stage pratique, réalisé au sein de l'unité de déshydratation du gaz du champ BRN à Hassi Messaoud, nous a donné l'opportunité de mettre en pratique les concepts étudiés.

L'étude présentée dans ce mémoire consiste en une étude de vérification visant à optimiser les paramètres opératoires afin d'obtenir une meilleure déshydratation du gaz et de minimiser les pertes de TEG, en utilisant le logiciel Hysys version 11. Cela nous a permis d'approfondir nos connaissances dans ce domaine.

Nous avons conclu que les résultats de la simulation ont contribué à améliorer le fonctionnement de l'unité de déshydratation du gaz humide en utilisant le TEG. Les ajustements effectués ont conduit à une déshydratation plus efficace, conforme aux spécifications requises, tout en réduisant les pertes de TEG. Ces résultats revêtent une importance cruciale pour garantir un transport sûr du gaz et une réinjection efficace dans les puits.

Référence Bibliographique

Référence bibliographique

- [1] [SONATRACH. (2010). Site officiel du Groupe SONATRACH. Récupéré sur <http://www.sonatrach-dz.com>
- [2] Service exploitation, Présentation du champ Bir Rebaa Nord, novembre 2014.
- [3] Département exploitation, présentation organigramme du groupement SH-Agip, 2015
- [4] Manuel opératoire ROD
- [5] Groupement Sonatrach-Agip, Plan des installations et infrastructures du centre de traitement d'huile de BRN, mars 2013
- [6] : ROJEY, Alexandre. Le gaz naturel, production traitement transport ; TECHNIP, 1994.430p. (L'Institut Français du Pétrole).
- [7] S. BUCH, L'organe d'operating conjoint relatif au développement d'Ohanet, Algérie SONATRACH-BHP BILLITON : 11/03/2009, page 124-
- [8] Associated Petroleum Gas in Russia: Reasons for Non-utilization (PDF). FNI Report 13/2010.
- [9] World Bank, GGFR Partners Unlock Value of Wasted Gas". World Bank Group.
- [10] R.E Cannon, Gas Processing Industry, Origins and Evolution, Gas Processors Association, Tulsa (1993). Fundamentals of Natural Gas Processing p.8
- [11] « OUTRE-TERRE, Le nouveau partage (économique) du monde », L'Esprit du Temps, 2016
- [12] Revue trimestriel de Sonatrach. Revue. Décembre 2007.
- [13] Traitement de gaz naturel | Mme.BELALIA Djihad | IAP/Arzew/GRP | Mars /2023.
- [14] Revue Sonatrach : Rapport annuel 2004
- [15] PÉTROCHIMIE CONTEXTE ET ENJEUX IFPEN
- [16] Dina SURDIN, <<METHANE>>, Encyclopaedia Universalis [en ligne], consulté le 18 mai 2023.URL : <https://www.universalis.fr/encyclopedie/methane/>
- [17]: Éthylène, fabrication industrielle , Techniques de l'Ingénieur.
- [18]: Tout savoir sur le gaz naturel | IFPEN
- [19] : mémoire de fin d'études, OPTIMISATION DES PARAMETRES DE L'EXTRACTION DE L'ÉTHANE AU NIVEAU DE L'UNITE DE FRACTIONNEMENT : CAS DU COMPLEXE GL1/Z. Université de Mostaganem

- [20] Technical petroleum Data book refining
- [21] Chouat, Chahinez. Etude de l'unité GTFT en mode Turn Down. Janvier 2017; 61P
- [22] M. Roustan, « Absorption en traitement d'air », Traité Génie des procédés, Techniques de l'Ingénieur, G 1 750, pp 2, (2008).
- [23] Robert H.Perry, don W. green "Perry's chemical engineers,' handbook"; 8ème edition, ED. McGRAW-HILL, New-york.1984.
- [24] A.Skoblo,I.Tregoubov , N.Egorov : <<méthodes et appareils de l'industrie de pétrole >> Edition école supérieure Moscou .
- [25] B. Wayne Bequette. "Process dynamic ' modeling, analysis and simulation' ". New Jersy.1998.
- [26] AMRANI Salah, thèse de Magister, " détermination de l'aire interfaciale d'une colonne d'absorption du CO₂ par une solution de monoéthanolamine (MEA) ", Ecole Nationale supérieure Polytechnique (ENP), Alger. 2009
- [27] Thèse de doctorat " Absorption-désorption de gaz acides par des solutions aqueuses d'amines"; Renaud CADOURS; Ecole des Mines de Paris.
- [28] W.G. Withman, « A preliminary confirmation of the two-film theory of gas absorption », Chem. Met. Eng., 29, 146, (1923).
- [29] R. Higbie, « The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure », Tans. Am. Inst. Chem. Ing., Vol 31, 365, (1935).
- [30] P.V. DANCKWERTS, Gas-Liquid Reaction, McGraw-Hill, New York.1970.
- [31] J.R. WELTY; C.E. WICKS; R.E. WILSON. "Fundamentals of Momentum, Heat and mass transfer".1987.
- [32] DABLIZ Ammar. Thèse de doctorat, "Etude d'un réacteur (contacteur) gaz-liquide à jet vertical immergé en vue de son application dans le traitement des eaux usées". Institut national des sciences appliquées de Lyon. 2000.
- [33] D.W. Van Krevelen, P.J. Hoftijzer, « Kinetics of gas-liquid reactions », Recueils des travaux chimiques de Pays-Bas, 67, pp 563-586, (1948).
- [34] P. Trambouze, « Les Réacteurs chimiques : conception, calcul, mise en oeuvre », Paris Éditions Technip, (1984).
- [35] Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Technologie, Techniques de l'Ingénieur, J 2 622.
- [36] Etat de l'art sur les colonnes d'abattage – rapport intermédiaire d'opération – Programme DRA39 – Evaluation des dispositifs de prévention et de protection utilisés pour réduire les risque sd'accidents majeurs - N. Ayrault, INERIS – MEDD – 2004.
- [37] mémoire de fin d'études, ETUDE ET DEVELOPPEMENT D'UN PROGRAMME DE CALCUL D'UNE COLONNE D'ABSORPTION. UNIVERSITE LARBI BEN M'HIDI OUM EL BOUAGHI.

- [38] Emilian Koller , Aide-mémoire Génie chimique, L'usine Nouvelle Dunod,2009.
- [39] le pétrole raffinage et génie chimique P.Wuithier.
- [40] MANUEL DE FORMATION COURS EXP-PR-PR130 Révision 0.1.
- [41] M.MEYER, G.RENESME, Les procédés de séparation par perméation gazeuse à travers des membranes polymères organiques, Recueil des communications du 18ème congrès du gaz .pp :3-54, Montpellier, 1991.
- [42] Association Technique de l'industrie du Gaz en France, Manuel pour le transport et la distribution du gaz Tome IV.1980.
- [43] A. Rojey et, al; Natural Gas – Production, Processing, Transport; Ed Technip; 1997.
- [44] GASMI Ali Soufyane, Projet professionnel de fin de formation, Vérification des paramètres de fonctionnement de l'unité de régénération de glycol en vue d'une optimisation de la consommation, INSTITUT ALGERIEN DU PETROLE Boumerdes 2015-2017.
- [45] GHODBANE. AEK, optimisation de la consommation du glycol au niveau de module.1. à Hassi R'mel, mémoire de fin d'études, Université de Boumerdes 2004.
- [46] P. CHABRETTE, Les hydrates dans la production et le transport des gaz naturel.
- [47] Manuel opératoire du 3ème train (ROD) champ BRN GSE.
- [48] fiche des données de sécurité, division sécurité Hassi R'mel.

Annexes



DLAB

RAPPORT D'ESSAIS

N° : 74E/ET/21

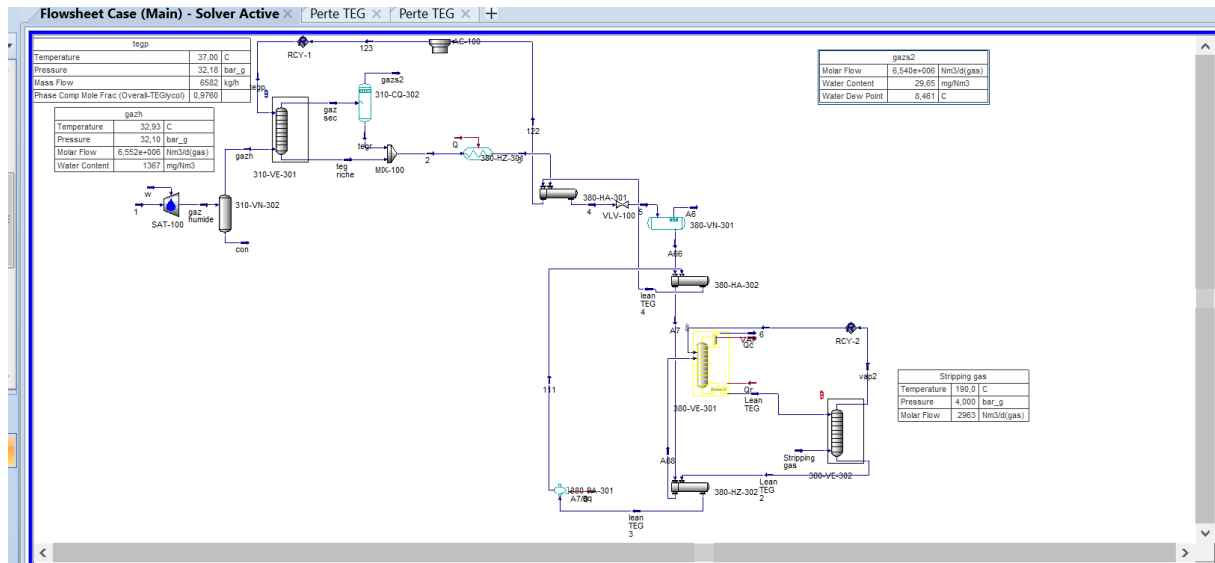
Version : 08
Page 11 sur 15

Tableau 1 : Compositions Molaires et Propriétés des Gaz Prélévés Au Niveau de l'Usine de BRN (Groupement SONATRACH-ENI) (Suite 4)

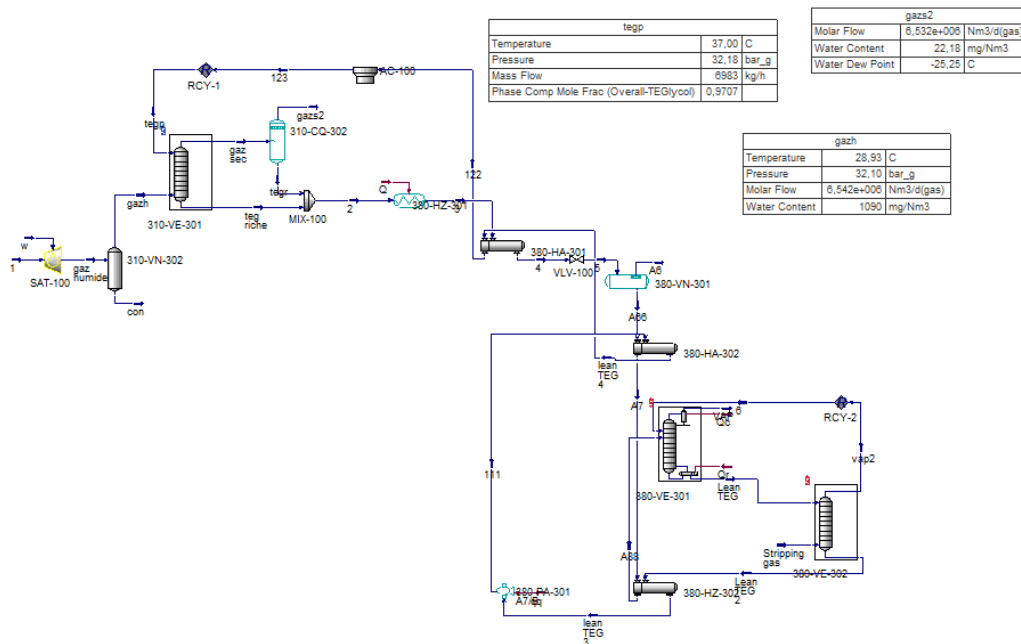
Identification	Fuel gaz HP entrée turbine Train III	Sorte filtre absolu 310CQ 302	Entrée colonne de déshydratation Entrée contracteur train III	Séparateur MP 200 VS 202
Pression prélèvement	25	31	33	09
Température prélèvement	68	amb	35	29
Date Analyse	05.09.2021	01.08.2021	29.07.2021	02.08.2021
Constituants	% Molaire			
Azote	0.563	0.673	0.557	0.724
Dioxyde de Carbone	0.267	0.274	0.263	0.668
Méthane	67.459	66.559	66.450	65.501
Ethane	16.856	16.791	16.906	16.869
Propane	11.303	11.527	11.623	9.391
i-Butane	0.708	0.782	0.792	1.676
n-Butane	2.024	2.287	2.312	2.950
néo-Pentane	0.004	0.005	0.005	0.016
i-Pentane	0.192	0.240	0.239	0.581
n-Pentane	0.485	0.630	0.627	1.070
Hexanes	0.090	0.136	0.133	0.322
Heptanes	0.034	0.062	0.060	0.143
Benzène	0.003	0.006	0.006	0.011
Octanes	0.008	0.019	0.018	0.055
Toluène	0.001	0.003	0.003	0.009
Nonanes	0.001	0.004	0.004	0.013
Décane	0.001	0.001	0.001	0.001
Undécane	0.001	0.001	0.001	0.000
TOTAL	100.000	100.000	100.000	100.000
PROPRIETES DU GAZ REEL				
M, (g/mole)	23.36	23.75	23.78	24.63
Zmél (t2, p2)	0.9953	0.9952	0.9951	0.9948
d (t2, p2)	0.8099	0.8237	0.8249	0.8545
p (t2, p2), (kg/m3)	0.9925	1.0094	1.0108	1.0471
P CAL SUP, (MJ/m3)	52.04	52.76	52.91	54.13
(Kcal/m3)	12429.43	12601.72	12638.03	12928.86
P CAL INF, (MJ/m3)	47.33	48.00	48.14	49.29
(Kcal/m3)	11304.41	11465.49	11498.99	11771.89
INDICE DE WOBBE (MJ/m3)	57.82	58.13	58.26	58.56
(Kcal/m3)	13811.09	13885.01	13914.93	13986.40

ACTIVITE EXPLORATION PRODUCTION – DIVISION LABORATOIRES
Avenue du 1er Novembre – 35000 Boumerdes (Algérie)
Tél. : (213) 024 79 11 28 à 30 - Fax : (213) 024 79 10 89
Sec.DivLABS@sonatrach.dz

Annexe 01 : composition molaire et propriétés des gaz prélevés au niveau de l'usine de BRN.



Annexe 02 : les résultats obtenue cas actuel.



Annexe 03 : les résultats obtenu cas optimiser.

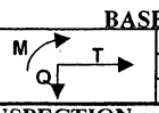
GLYCOL CONTACTOR (310-VE-301)									
1 OPERATING CONDITIONS									
2	HANDLED FLUID	TEG / NATURAL GAS							
3	COMPOUNDS	☐ YES ☒ NO							
4	CORROSIVE	☐ YES ☒ NO							
5	CAUSTIC	☐ YES ☒ NO							
6	SOLIDS	%	SIZE		µm				
7	TEMPERATURE	TOP / BOTTOM	°C	MIN.	31 / 29	-		MAX.	50 / 46
8	PRESSURE	TOP / BOTTOM	bar g	MIN.	36,8 / 37	-		MAX.	36,8 / 37
9	LIQUID DENSITY (@ Column Bottom)	kg / m³	1100		at MIN. Temper.		1074		at OPER. Temper.
10	LIQUID VISCOSITY	cP	80		at MIN. Temper.		9,7		at OPER. Temper.
11 CONSTRUCTION CHARACTERISTICS									
12	VESSEL DESIGN CODE	ASME VIII DIV 1 ED 2001 + ADD 2002 + DPP							
13	SOUR SERVICE	☐ YES ☒ NO							
14	DESIGN TEMPERATURE	°C	MIN.		-5	MAX.		75	
15	DESIGN PRESSURE (at Bottom)	bar g	INT.		48	EXT.		-	
16	MIN. METAL DES. TEMP	°C	-5		@ 48		bar g		
17	GEOMETRICAL VOLUME	m³	37,7						
18	SHELL INTERNAL DIAMETER	mm	2200						
19	LENGTH	mm	9150 (T.L.-T.L.)						
20	HEADS TYPE	ELL. 2:1							
21	MASS (EMPTY)	kg	36000						
22	WIND	NV 65 (Q 10 = 90 daN/m²)							
23	EARTHQUAKE	(RPA 88 Zona 0) Negligible							
24		SHELL		HEADS		BOOT			
25	CORROS. ALLOWANCE: Note 8	mm	3		3		-		
26	W.O. AISI 316L CLADDING: Note 5	mm	3 min.		3 min.		-		
27	CONCRETE LINING	mm	-		-		-		
28	JOINT EFFICIENCY	I		1		-			
29	POST WELD TREATMENT	PROCESS		☒ YES ☐ NO		CODE		☒ YES ☐ NO	
30	PAINTING	☒ YES ☐ NO		☐ YES ☒ NO					
31	THERMAL INSULATION	☒ YES ☐ NO		☐ YES ☒ NO		THICK.: 50			
32	TOTAL EXTERNAL SURFACE	m²	78 (see note 9)						
33 MATERIALS									
34	SHELL (See Note 5)	ASTM A516 Gr. 70 N	VESSEL SUPPORTS (SKIRT)		SA 516 Gr 70 N				
35	HEADS (See Note 5)	ASTM A516 Gr. 70 N	STUD BOLTS		SA 193 Gr B7				
36	CLADDING (See Note 5)	AISI 316 L	NUTS		SA 194 Gr 2H				
37	FLANGES (See Note 6)	-	INTERNAL (WIRE MESH incl.)		AISI 316 L				
38	STUBS FROM PIPE	SA 312 Gr TP 316 L	INTERNAL BOLTS & NUTS		AISI 316				
39	STUBS FROM PLATE	-	GASKET		AISI 316 GRAPHITE				
40 ALLOWED AT SUPPORT									
41	BASE		ERECTION		OPERATING		HYDROSTATIC TEST		
42	M	N m	154000		209000 (Note 13)		77000		
43	T	N	25500		32700 (Note 13)		12750		
44	Q	kgw	38790		49510 (Note 13)		73700		
45 INSPECTION and TESTING									
46	TO BE TESTED BY	DPP							
47	X-RAY EXAM	%	SHELL FULL		HEADS FULL		BOOT //		
48	HYDROSTATIC	☒ WITNESSED		☐ NOT WITNESSED					
49	TEST PRESSURE	72	bar g		DESIGN PRESSURE		48		bar g
50	For more detailed requirements see inspection test plan on OCP No.		DESIGN TEMPERATURE		-5/75		°C		
51 REFERENCE STANDARD DOCUMENTATION									
52	REFERENCE	REV.	REFERENCE		REV.				
53	T 030127-38-502 - 2001	0	T 030127-93-552 - 2002		B				
54	T 030127-90-552 - 2006	0	EQP. MEC. STD. AGIP						
55	T 030127-91-552 - 2004	0							
56 REFERENCE DRAWINGS									
57	DRAWING NUMBER	SH.	OF	REV.	DRAWING NUMBER		SH.	OF	REV.
58	T 030127-37-152-2024	-	-	0	T 030127-SC-252-1065		-	-	E
59									

This document is Company property. The Company lawfully reserves all rights.

Annexe 04 : paramètres opératoire du contacteur du glycol.

GLYCOL STILL COLUMN (380-VE-301)							
1	PACKING LOADS						
2							
3	GENERAL INFORMATION						
4	SECTION NUMBER		1	2	-	-	
5	BED NUMBER		1	2	-	-	
6	SERVICE		REFLUX	STRIPPING	-	-	
7	TOTAL HEIGHT	mm	1200	1500	-	-	
8	PACKING DIAMETER	mm	590 (24" PIPE)	742 (30" PIPE)	-	-	3
9	MODEL NAME		NUTTER RINGS 1"	NUTTER RINGS 1"	-	-	3
10	MATERIAL		AISI 316L	AISI 316L	-	-	3
11	LAYERS	No.	Height	Model	Height	Model	
12		1			-	-	
13		2	-	-	-	-	
14		3	-	-	-	-	
15		4	-	-	-	-	
16		5	-	-	-	-	
17		6	-	-	-	-	
18		7	-	-	-	-	
19	PROCESS INFORMATION		TOP	BOTTOM	TOP	BOTTOM	
20	CASE		DESIGN	DESIGN	-	-	
21	BED No.		1	2	-	-	
22	VAPOUR RATE	kg/h	1428	1195	-	-	
23	MOLECULAR WEIGHT		31.49	29.4	-	-	
24	COMPRESSIBILITY FACTOR		1	1	-	-	
25	OPERATING TEMPERATURE	°C	137	200	-	-	
26	LIQUID RATE	kg/h	140	13883	-	-	
27	DENSITY	kg/m ³	938	1006	-	-	
28	VISCOSITY	cP	0.33	1.45	-	-	
29	SURFACE TENSION	dyne/cm	62	38	-	-	
30	OPERATING TEMPERATURE	°C	85	135	-	-	
31	OPERATING PRESSURE	bar g	ATM.	ATM.	-	-	
32	MAX.ALLOW.PRESSURE DROP	mmH2O	20	25	-	-	
33	GAS LOAD (see note 14) MIN	%	50	50	-	-	2
34	MAX	%	110	110	-	-	
35	LIQUID LOAD (see note 14) MIN	%	50	50	-	-	2
36	MAX	%	125	125	-	-	
37	FLOODING FACTOR		0.7	0.7	-	-	
38	FOAMING FACTOR		0.85	0.8	-	-	
39	THEORETICAL STAGES		1	2	-	-	
40							
41							
42							
43							

Annexe 05 : les paramètres opératoire du glycol still column .

GLYCOL STRIPPING COLUMN (VALID FOR INTERNALS ONLY)									
1	OPERATING CONDITIONS								
2	HANDLED FLUID		TEG / NATURAL GAS						
3	COMPOUNDS	TOXIC			☐ YES		☒ NO		
4		CORROSIVE			☐ YES		☒ NO		
5		CAUSTIC			☐ YES		☒ NO		
6	SOLIDS	%	-		SIZE	-		µm	
7	TEMPERATURE	°C	MIN. 190				MAX. 193		
8	PRESSURE	bar g	MIN. 0.07				MAX. 0.1		
9	DENSITY	kg / m ³	1100 at MIN.Temper.		980 at OPER.Temper.				
10	VISCOSITY	cP	80 at MIN.Temper.		2 at OPER.Temper.				
11	CONSTRUCTION CHARACTERISTICS AS PER DATA SHEETS SC-551-0261 and 0253 (SEE NOTE 14)								
12	VESSEL DESIGN CODE		ASME SEC. VIII DIV.I						
13	SOUR SERVICE				☐ YES		☒ NO		
14	DESIGN TEMPERATURE		°C		MIN. -5		MAX. 225		
15	DESIGN PRESSURE (at Bottom)		bar g		INT. 3.5 / F.V. EXT.		-		(see note 14)
16	MIN. METAL DES. TEMP		°C		-5 @ 3.5 barg				
17	GEOMETRICAL VOLUME		m ³		N/A				
18	SHELL INTERNAL DIAMETER		mm		300 (see note 14)				
19	LENGHT		mm		N/A				
20	HEADS TYPE				N/A				
21	MASS (EMPTY)		kg		300				
22	WIND				-				
23	EARTHQUAKE				-				
24					SHELL		HEADS		BOOT
25	CORROSION ALLOWANCE		mm		N/A		N/A		N/A
26	CLADDING		mm		N/A		N/A		N/A
27	CONCRETE LINING		mm		N/A		N/A		N/A
28	JOINT EFFICIENCY		%		N/A		N/A		N/A
29	POST WELD TREATMENT				PROCESS ☐ YES ☒ NO		CODE ☐ YES ☐ NO		
30	PAINTING				☐ YES		☒ NO		
31	THERMAL INSULATION				☐ YES		☐ NO		THICK.: N/A
32	TOTAL EXTERNAL SURFACE		m ²		N/A				
33	MATERIALS (SEE DATA SHEETS SC-551-0261 AND 0253)								
34	SHELL		-		VESSEL SUPPORTS		-		
35	HEADS		-		STUD BOLTS		-		
36	CLADDING		-		NUTS		-		
37	FLANGES (ANSI B 16.6)		-		INTERNALS		AISI 316L (9,10)		
38	STUBS FROM PIPE		-		INTERNAL NUTS/STUD BOLTS		SS 316		
39	STUBS FROM PLATE		-		GASKET		-		
40	ALLOWED AT SUPPORT								
41					ERECTION		OPERATING		HYDROSTATIC TEST
42			M		N m		N/A		N/A
43			T		N		N/A		N/A
44			Q		N		N/A		N/A
45	INSPECTION and TESTING								
46	TO BE TESTED BY				N/A				
47	X-RAY EXAM		%		SHELL -		HEADS -		BOOT -
48	HYDROSTATIC				☐ WITNESSED		☐ NOT WITNESSED		
49	TEST PRESSURE		- bar g		DESIGN PRESSURE		- bar g		DESIGN TEMPERATURE - °C
50	For more detailed requirements see inspection test plan S.N. -								
51	REFERENCE STANDARD DOCUMENTATION								
52	REFERENCE		REV.		REFERENCE		REV.		
53									
54									
55									
56	REFERENCE DRAWINGS								
57	DRAWING NUMBER		SH. OF		REV.		DRAWING NUMBER		SH. OF REV.
58	T030127-SC-152-0034		- -		F		T030127-SC-252-1452		- - D
59									

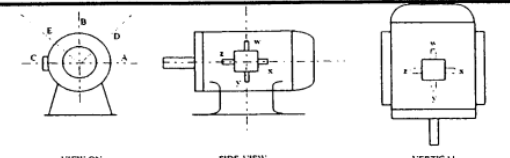
Annexe 06 : les paramètres opératoires du glycol stripping glycol.

GLYCOL FLASH DRUM (380-VN-301)										
1	OPERATING CONDITIONS									
2	HANDLED FLUID		TEG / NATURAL GAS							
3	COMPOUNDS	TOXIC	☐ YES		☒ NO					
4		CORROSIVE	☐ YES		☒ NO					
5		CAUSTIC	☐ YES		☒ NO					
6	SOLIDS	%	-		SIZE	-		μm		
7	TEMPERATURE	°C	MIN. 72		MAX. 84					
8	PRESSURE (See note 18)	bar g	MIN. 4.6		MAX. 4.6		2			
9	DENSITY	kg / m ³	1110 at MIN.Temper.		1060 at OPER.Temper.					
10	VISCOSITY	cP	80 at MIN.Temper.		4 at OPER.Temper.					
11	CONSTRUCTION CHARACTERISTICS									
12	VESSEL DESIGN CODE	ASME Sec.VIII DIV.1							2	
13	SOUR SERVICE	☐ YES		☒ NO						
14	DESIGN TEMPERATURE	°C	MIN. -5		MAX. 104					
15	DESIGN PRESSURE	bar g	INT. 8.5		EXT. -					
16	MIN. METAL DES. TEMP	°C	-5 @ 8.5 barg							
17	GEOMETRICAL VOLUME	m ³	12.6							
18	SHELL INTERNAL DIAMETER	mm	1700							
19	LENGHT	mm	5000							
20	HEADS TYPE	ELLIPTICAL 2:1								
21	MASS (EMPTY)	kg	4500		FULL WATER		17100			
22	WIND	NV 65 Q 10 = 90 daN/m ²								
23	EARTHQUAKE	(RPA 88 zone 0) NEGLIGIBLE								
24		SHELL		HEADS		BOOT				
25	CORROSION ALLOWANCE	mm	3		3		-			
26	CLADDING	mm	-		-		-			
27	CONCRETE LINING	mm	-		-		-			
28	JOINT EFFICIENCY		0.85		0.85		-			
29	POST WELD TREATMENT		PROCESS ☐ YES ☒ NO		CODE ☐ YES ☒ NO					
30	PAINTING		☒ YES		☐ NO					
31	THERMAL INSULATION		☒ YES		☐ NO		THICK.: 50 mm			
32	TOTAL EXTERNAL SURFACE	m ²	33.5							2
33	MATERIALS									
34	SHELL	ASTM A516 Gr. 70 N	VESSEL SUPPORTS		SA 516 Gr. 70 N					
35	HEADS	ASTM A516 Gr. 70 N	STUD BOLTS		SA 193 Gr.B 7					
36	CLADDING	-	NUTS		SA 194 Gr.2 H					
37	FLANGES	SA 105 N	INTERNAL		AISI 316L (11)					
38	STUBS FROM PIPE	SA 106 Gr. B	INTERNAL NUTS/BOLTS		AISI 316L (12)					
39	STUBS FROM PLATE	SA 516 Gr. 70 N	GASKET		AISI 316L/GR. (13)					
40	LOADS AT SUPPORT									2
41	BASE		ERECTION		OPERATING		HYDROSTATIC TEST			
42	M	M (trans./long.) N m	15000 / 4500 x 2		15750 / 4600 x 2		3750 / 1125 x 2			
43	T	T (trans./long.) N	12000 / 3600 x 2		12350 / 3650 x 2		3000 / 900 x 2			
44	Q	Q kgw	2250 x 2		7530 x 2		8550 x 2			
45	INSPECTION and TESTING									
46	TO BE TESTED BY		DPP							
47	X-RAY EXAM	%	SHELL SPOT		HEADS SPOT		BOOT -			
48	HYDROSTATIC		☒ WITNESSED		☐ NOT WITNESSED					
49	TEST PRESSURE	12.75 bar g	DESIGN PRESSURE		8.5 bar g		DESIGN TEMPERATURE -5 / 104 °C			
50										
51	REFERENCE STANDARD DOCUMENTATION									
52	REFERENCE	REV.	REFERENCE		REV.					
53	T 030127-38-502-2001	0	T 030127-93-552-2002		B		2			
54	T 030127-90-552-2006	0	EQP. MEC. STD. AGIP				2			
55	T 030127-91-552-2004	0	(for continuation see note 17)		-		2			
56	REFERENCE DRAWINGS									
57	DRAWING NUMBER	SH.	OF	REV.	DRAWING NUMBER	SH.	OF	REV.		
58	T030127-SC-152-0026	-	-	G	T030127-SC-151-0005	-	-	B	4	
59	T030127-SC-252-1141	1	5	D					4	

This document is Company property. The Company lawfully reserves all rights.

Annexe 07 : les paramètres opératoires du glycol flash drum.

GLYCOL FINAL COOLER (380-HC-301)						
1	MOTOR DATA (See Note 9)					2
2	(BY BUYER & PUMP SUPPLIER)					
3	SITE COND.	AMBIENT PRESSURE	mbar			
4		AMBIENT TEMPERATURE	°C	MIN. -5	DESIGN 45	MAX. 50
5		AREA CLASSIFICATION	2			
6		GAS GROUP	IIB			
7		TEMPERATURE CLASS	T3			
8		TYPE OF PROTECTION	(1)	Eexd According to SPC N° T-030127-40-552-2028		
9	BASIC DATA	SUPPLY SYSTEM	V	380 +/- 10	Ph. 3	Hz 50
10		NEUTRAL	☐ UNEARTHED	☐ RESIST.EARTHED	☒ SOLID EART.	4
11		COOLING SISTEM	☒ TOTALLY ENCLOSED FAN COOLED	☐ WATER PROOF		4
12			☐ TOTALLY ENCLOSED NON-VENTIL.	☐		
13		DEGREE OF ENCLOSURE PROTECT.	IP 55			
14		SERVICE FACTOR	☒ 1-1.5	☐		4
15		SYNCHRONOUS SPEED	rpm	1500		
16		DIRECTION (viewed from non-drive end)	☒ CW	☐ CCW	☐ Bi-Dir.	4
17		INSULATION CLASS	F			
18		MAX.PERMITTED TEMP.RISE	80°C			4
19		METOD OF STARTING	DIRECT ON LINE			
20		WINDING CONNECTION	☐ STAR	☐ DELTA		
21		MOUNTING	☐ HOTIZONTAL	☒ VERTICAL		4
22		SLIDE RAILS	☒ NO	☐ YES		4
23		SPACE HEATER	☐ NO	☒ YES	VOLTAGE 220 V AC	4
24	(BY MOTOR SUPPLIER)					
25	STANDARD		☐ BS	☒ IEC	☐ NEMA	4
26			☐ VDE	☐		
27	FRAME REF No.	-				
28	MODEL/CAT No.	AB 30 160 MB 4 Manufacturer: CEMP				4
29	OUTLINE DIMENSION DWG No.	-				
30	CONTINUOUS RATING POWER	kW	11 @ 40°C (9.9 kw @ 50°C)			2
31	FULL LOAD	SPEED	rpm	1460		
32		CURRENT	A	23		4
33		TORQUE	N m	71.9 (=FLT)		4
34	STARTING	CURRENT	560 % of FLC			4
35		TORQUE	250 % of FLT			4
36	PULL-OUT	TORQUE	300 % of FLT			4
37	EFFICIENCY (100/75/50%)	79 / - / -				4
38	POWER FACTOR (100/75/50%)	0.78 / - / - @ STARTING -				4
39	X/R RATIO	-				4
40	TEMPERATURE RISE	<80°C				4
41	BEARING	TYPE	☒ BALL	☐ ROLLER	☐ SLEEVE	4
42		LUBRICATION	☐ OIL	☒ GREASE		4
43		COOLING SYSTEM	-			4
44	MOTOR WEIGHT	155				4
45	NOISE LEVEL	dB	85 @ 1 m around air cooler (all fans running)			4
46	CERTIFYING AUTHORITY	CESI				4
47	CERTIFICATE No.	02 ATEX 122				4
48						
49	MOTOR LIST					
50	TAG No.	TERMINAL BOX		CABLE		
51		Orient.	Connection Size	Size	Type	
52	power	vert.-z	ISO M25(note 12)	3 x 25 mm2	-	4
53	s.heater	vert.-z	ISO M25	2 x 45 mm2	-	4
54						
55						
56						



TERMINAL BOX LOCATION: -

Annexe 08 : les paramètres opératoires opératoire du glycol final cooler.

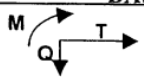
SUBMERGED GLYCOL EXCHANGER (380-HZ-302)										
1	INSPECTION and TESTING									
2	HYDROSTATIC		☒	WITNESSED		☐	NOT WITNESSED			
3	SHELL SIDE	TEST PR.	5.25	barg	DESIGN PRES.	3.5 / F.V.	barg	DES.TEM.	-5/225 °C	
4	TUBE SIDE	TEST PR.	12.75	barg	DESIGN PRES.	8.5	barg	DES.TEM.	-5/(note 3) °C	2
5										2
6	WEIGHT (TUBE SIDE ONLY:	kg	EMPTY		850	(BUNDLE WEIGHT		700	)	2
7	Bundle + Channel - see note 1)		OPERATING		952.5	FULL OF WATER		950		2
8										
9	GENERAL NOTES									
10										
11	1)	The exchanger shell is part of the Glycol Surge Drum (380-VZ-302): glycol enters shellside through a window cut out of the								2
12		shell and exit from nozzle N2 of Glycol Surge Drum itself. For shell side materials see Glycol Surge Drum D/S.								2
13	2)	Gasket Material = 316 L double jacketed + graphite.								2
14	3)	Design temperature of 225°C will be adopted for tube side parts which can be also in contact with hot shell side fluid								2
15		(tubes and tubesheets). 158°C will be adopted for channel related parts.								2
16	4)	Insulation thickness = 65 mm (for tube side); for shell side see Glycol Surge Drum 380-VZ-302 D/S.								2
17	5)	Corrosion allowance: tube side = 3mm, shell side = 3mm.								2
18	6)	Lifting lug for channel/cover head handling to be provided.								2
19	7)	Submerged Glycol Exchanger (380-HZ-302) and Glycol Surge Drum (380-VZ-302) will be tested together								3
20		in assembled condition.								3
21	8)	For exchanger support arrangement inside surge drum see detail "A" on Dwg. No.T030127-SC-252-1109.								3

Figure 09 : paramètres opératoire de l'échangeur submerger.

LEAN TEG PUMPS							
1	CONNECTIONS LIST						
2		Ø LINE	LINE RATING	Ø NOZZLE	NOZ. TYPE / RAT.	FACING	COUNTERFL.
3	SUCTION	4"	600#	4"	600# FLG	RJ	☐
4	DISCHARGE	3"	600#	2"	600# FLG	RJ	☐
5							☐
6							☐
7	DRIVER						
8	ELECTRIC MOTOR	ITEM					2
9	DATASHEET NUMBER		(See Sheet 5)				2
10	RATED POWER	kW	35 / 22				2
11	DRIVER TYPE	TWO SPEED (100% & 50%) V-BELT (1:2 DIA. SHEAVES)					
12	INSTALLATION						
13	LOCATION		☐ INDOOR	☒ OUTDOOR			
14	SHELTERED		☐ YES	☒ NO			
15	HEATED		☐ YES	☒ NO			
16	MATERIALS (MATERIAL CLASS: C.S.)						
17	FRAME	CAST IRON		PUMP BODY		CS	
18	CONNECTING ROD BEARING	THIN WALL		PLUNGER AISI 420 QUENCHED / CHROMED			
19	CRANKSHAFT BEARING	ROLLER TYPE		CYLINDER (STUFFING BOX)		CS	
20	CROSSHEAD BEARING	THIN WALL		VALVE		AISI 420 HARDENED	
21	CRANKSHAFT	ALLOY CS		VALVE SEAT		AISI 420 HARDENED	
22	CONNECTION ROD	NODULAR CAST IRON		PLUNGER GUIDE		PTFE + CARBOGRAPH	
23	CROSSHEAD	CAST IRON		LANTERN		AISI 316	
24	CROSSHEAD PIN	ALLOY CS		PACKING SEAL		SOFT BRAID	
25	MANIFOLD						
26	ALLOWED LOADS ON	PARALLEL TO SHAFT		VERTICAL		HORIZON. 90° TO SHAFT	
27	FLANGES (NOTE 2)	FORCE [N]	MOM. [N m]	FORCE [N]	MOM. [N m]	FORCE [N]	MOM. [N m]
28	SUCTION	1780	680	1160	1000	1420	1330
29	DISCHARGE	890	230	580	350	710	460
30							
31							
32	INSPECTION and TESTING (AS PER API 674 as Minimum)						
33	DIMENSIONAL CONTROL		☒	WITNESSED	☐	NOT WITNESSED	
34	PERFORMANCE		☒	WITNESSED	☐	NOT WITNESSED	
35	U. LOAD		☐	WITNESSED	☐	NOT WITNESSED	
36	STRIP-DOWN		☐	WITNESSED	☐	NOT WITNESSED	
37	HYDROSTATIC		☒	WITNESSED	☐	NOT WITNESSED	
38	DROSTATIC TEST PRESSURE	112.5 bar g	DESIGN PRESSURE	75 bar g	DESIGN TEMPERATURE	180 °C	2
39	For more detailed requirements see inspection data sheet (IDS) Number: -						
40	MASSES						
41	PUMP	kg	(See Note 9)	SPEED VARIATOR		kg	-
42	MOTOR	kg	450	BASEPLATE / SKID / TROLLEY		kg	500
43	GEAR REDUCER	kg	-	TOTAL		kg	1600
44	SUPPLY LIMITS (☒ = INCLUDED)						
45	☒ COMM. BASEPLATE / SKID / TROLLEY FOR:			☐ BOLTS (☐ DRIVER ☐ FOUNDATION)			
46	- ☒ PUMP	- ☐ VARIATOR	☒ BELT TYPE No.		- SEZ.	-	
47	- ☒ MOTOR	- ☐ GEAR	☒ PUMP PULLEY		1000 mm	No. 6 RACES	
48	☐ COUPLING (☐ GUARDS	☐ FAST/SLOW)	☒ MOTOR PULLEY diam. (Note 10)		mm	No. 6 RACES	
49	☐ SAFETY VALVE (SETTING. bar g)			☐ TEMPORARY SUCTION STRAINERS			
50	☒ DRIVER			☐ LUBE OIL SYSTEM			
51	☒ SHOP TEST			☐ STRIP-DOWN AFTER TEST			
52	☒ SPECIAL TOOLS AND WRENCHES			☐ No. 10 COPIES OF INSTRUC. BOOK			
53	☒ SPARE PARTS FOR TWO YEARS			☐ IN EN/FR LANGUAGE			
54	☒ DRIVER / PUMP ASSEMBLY:			☒ PULSAT DUMPER (RES PULS. 2 %)			
55	- ☒ IN SHOP	☐ SPEED VARIATOR (OR INVERTER)					
56	- ☐ ON FIELD	☐ SPEED INDICATOR (☐ DIG. ☐ ANAL.)					
57	☐ GEAR REDUCER	☐ PRESSURE GAUGE (RANGE 0-60 bar g)					
58	☒ SPARE PARTS FOR COMMISSIONING & START-UP						
59							

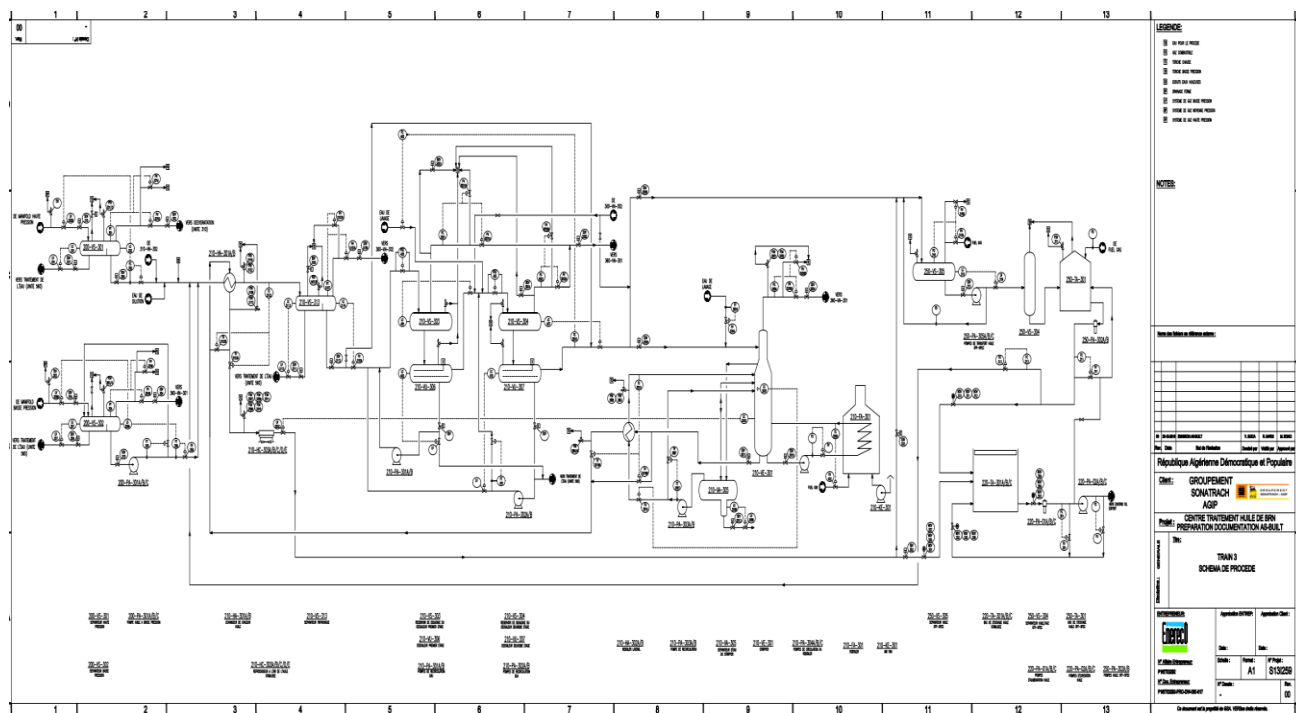
This document is Company property. The Company lawfully reserves all rights.

Annexe 10 : les paramètres opératoires de la pompe du TEG.

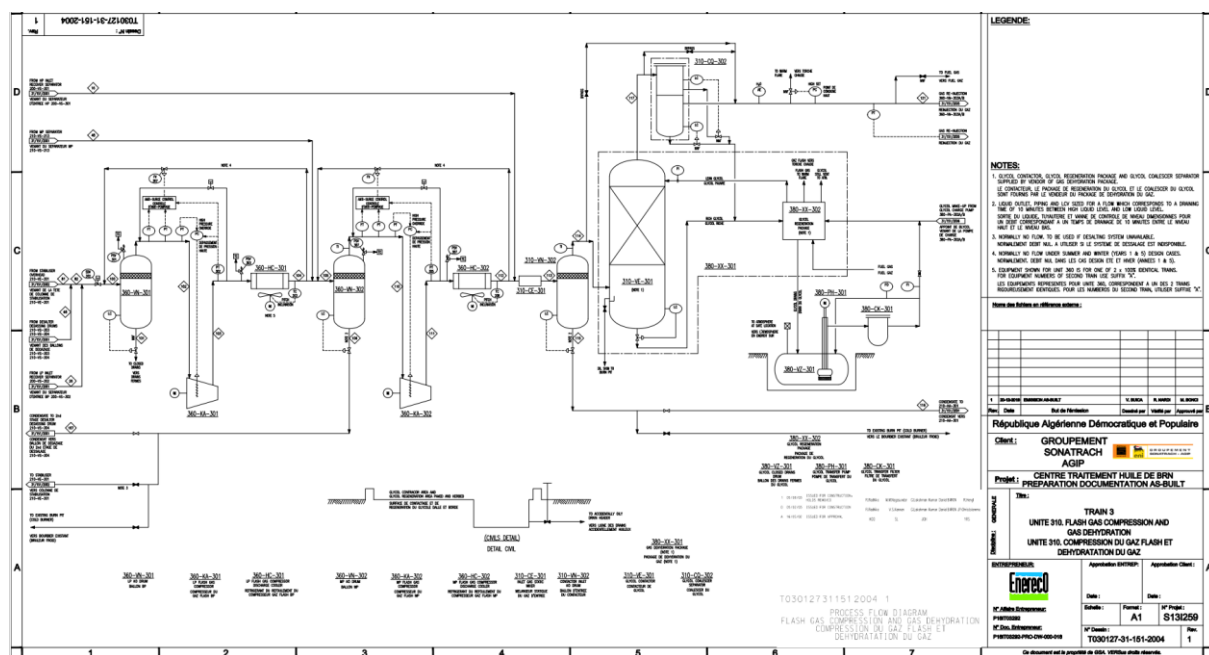
GLYCOL COALESCER SEPARATOR (310-CQ-302)									
1	CODE REQUIREMENTS: ASME SEC. VIII Div.1 STAMP: // SPECS: - API CODE: -								
2	MANUFACTURER: SICES / FACET (Internals) MODEL: 2AGBD441624CB46 CONNECTIONS STD: ANSI								
3	SERVICE: CONTINUOUS QUANTITY: OPER. 1 STAND BY 0								
4	OPERATING CONDITIONS								
5	FLUID COMPOS.	METHANE, %MOL	INLET			OUTLET			
6		ETHANE, %MOL	63.4			63.4			
7		PROPANE, %MOL	17			17			
8		C3+, %MOL	12.4			12.4			
9			7.2			7.2			
10	GAS ACTUAL RATE	Am3 / h	MIN. 2990	MAX. 5135		RATED 5650			
11	TEMPERATURE	°C	MIN. 30	MAX. 60					
12	PRESSURE	bar g	MIN. 36.9	MAX. 36.9		(See Note 5)		2	
13	VISCOSITY @ RATED TEMP	cP	0.01						2
14	DENSITY @ RATED TEMP.	kg / m³	41.7						2
15	PRESSURE DROP	bar	CLEAN 0.01	DIRTY 0.35					
16	EFFICIENCY		99 %	at	1 µm	PARTICLE SIZE			
17	PART.SIZE @ 100% EFFIC.	µm	5						
18	MECHANICAL DESIGN DATA								
19	PRESSURE	barg	INTERNAL 48	EXTERNAL -					
20	TEMPERATURE	°C	INTERNAL 80	EXTERNAL -		MINIMUM -5		3	
21	COALESCING CARTRIDGE								
22	FILTER TYPE		MODEL CB 56	SIZE -					4
23	ELEMENTS	TYPE							
24	UNIT FILTERING AREA	m²	24						
25	ACTIVE CARBON VOLUME	m³	-						
26	FILTER DIMENSIONS	mm	HEIGHT 4134 (TL-TL)	DIAMETER 1200					3
27	CORROSION ALLOWANCE	mm	3						
28	JOINT EFFICIENCY		SHELL 1	HEADS 1					
29	EXTERNAL PAINTING		☐ NO ☒ YES	SPEC.No.: -					
30	INTERNAL COATING		☒ NO ☐ YES	SPEC.No.: -					
31	INSULATION		☐ NO ☒ YES	THICKNESS: 50 mm		MATERIAL: ROCKWOOL		3	
32			SPEC.No.: T 030127 - 93 - 552 - 2002 Rev.B						3
33	SITE DATA		SPEC.No.: -						
34	MATERIALS								
35	SHELL	ASTM A516 Gr. 70 N	BOLTING		INTERNAL	AISI 316L			
36	HEADS	ASTM A516 Gr. 70 N			EXTERNAL	SA193Gr. B7, SA194Gr. 2H			
37	INTERNALS	WELDED ASTM A516 Gr. 70	GASKET		INTERNAL	-			
38		REMOVABLE AISI 316L			EXTERNAL	AISI316/GRAPH.			
39					TEST	-			
40	ALLOWED AT SUPPORT								
41	BASE		ERECTION		OPERATING		HYDROSTATIC TEST		
42		M	N m	20000	25900 (note 4)	10000		3	
43		T	N	5800	7800 (note 4)	2900		3	
44		Q	kgw	7500	10200 (note 4)	12300		3	
45	INSPECTION and TESTING								
46	TO BE TESTED BY		DPP						
47	X-RAY EXAM	%	SHELL FULL	HEADS FULL		BOOT -			
48	HYDROSTATIC		☒ WITNESSED	☐ NOT WITNESSED					
49		TEST PR. 72 barg	DESIGN PRES. 48 barg	DES.TEM. 75 °C					
50	REFERENCE STANDARD DOCUMENTATION								
51	REFERENCE	REV.	REFERENCE		REV.				
52	T 030127 38 502 2001	0	T 030127 93 552 2002		0				
53	T 030127 90 552 2006	0	EQP. MEC. STD. AGIP		B				
54	T 030127 91 552 2004	0							
55	REFERENCE DRAWINGS								
56	DRAWING NUMBER	SH. OF	REV.	DRAWING NUMBER		SH. OF	REV.		
57	T 030127 37 152 2025	- -	F	T030127 SC 151 0005		- -	B	2	
58	T 030127 SC 252 1275	- -	E					4	
59	TOTAL WEIGHT	kg	EMPTY 7500	FULL OF WATER 12300		OPERATING (Note 4)			

This document is Company property. The Company lawfully reserves all rights.

Annexe 11 : les paramètres opératoires du coalescer separator.



Annexe 12 : schéma de l'unité de déshydratation au niveau du champ BRN.



Annexe 13 : schéma PFD de l'unité de déshydratation au niveau du champ BRN.