

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique



Département du Génie Chimique

LAVALEF

Laboratoire de Valorisation des Energies Fossiles

Mémoire de projet de fin d'études

Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en Génie Chimique

Thème

**Etude technico-économique de la réalisation d'une unité de
décarbonatation du gaz naturel de Tihert**

Présenté par :

Adel BENHAMIDAT

Mourad TOUTI

Sous la direction de Mr le Professeur A. SELATNIA

Présenté et soutenu publiquement le 19/06/2017

Composition du Jury :

Président	Mr R. BOUARAB	Professeur	ENP
Promoteur	Mr A. SELATNIA	Professeur	ENP
Examinatrice	Mme S. HADDOUM	MCB	ENP
Examinatrice	Mme Y. TCHOULAK	MAA	ENP
Invitée	Mme I. HAMMOUCHE	Doctorante	ENP
Invité	Mr I.E HAOUI	Ingénieur	SONATRACH

ENP 2017

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique



Département du Génie Chimique

LAVALEF

Laboratoire de Valorisation des Energies Fossiles

Mémoire de projet de fin d'études

Pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en Génie Chimique

Thème

**Etude technico-économique de la réalisation d'une unité de
décarbonatation du gaz naturel de Tihert**

Présenté par :

Adel BENHAMIDAT

Mourad TOUTI

Sous la direction de Mr le Professeur A. SELATNIA

Présenté et soutenu publiquement le 19/06/2017

Composition du Jury :

Président	Mr R. BOUARAB	Professeur	ENP
Promoteur	Mr A. SELATNIA	Professeur	ENP
Examinatrice	Mme S. HADDOUM	MCB	ENP
Examinatrice	Mme Y. TCHOULAK	MAA	ENP
Invitée	Mme I. HAMMOUCHE	Doctorante	ENP
Invité	Mr I.E HAOUI	Ingénieur	SONATRACH

ENP 2017

DÉDICACES

DÉDICACES

Je dédie ce mémoire à :

Mes parents :

Ma mère, qui a œuvré pour ma réussite, de par son amour, son soutien, tous les sacrifices consentis et ses précieux conseils, pour toute son assistance et sa présence dans ma vie, reçois à travers ce travail aussi modeste soit-il, l'expression de mes sentiments et de mon éternelle gratitude.

Mon père, qui peut être fier et trouver ici le résultat de longues années de sacrifices et de privations pour m'aider à avancer dans la vie. Puisse Dieu faire en sorte que ce travail porte son fruit ; Merci pour les valeurs nobles, l'éducation et le soutien permanent venu de toi.

A la mémoire de mon grand-père.

Mon frère KARIM et ma sœur LAMIA pour leur appui et leur encouragement.

A mon binôme TOUTI Mourad qui m'a supporté tout au long de ce projet.

Mes enseignants du Département de Génie Chimique qui doivent voir dans ce travail la fierté d'un savoir bien acquis.

Adel

DEDICACES

DÉDICACES

Je dédie ce modeste travail

A mes chers parents

A mes frères Soufian et Bilal

A ma sœur et son mari

A mon oncle Mouhamed

A mon Binôme Adel

A mes amis et tous ceux qui me sont chers

A la mémoire de mes grands-parents.

MOURAD

REMERCIEMENTS

Louanges à ALLAH, le tout puissant et miséricordieux, de nous avoir donné le courage et la patience pour mener à bien ce Modeste travail.

Nous adressons nos remerciements à Monsieur Ammar SELATNIA notre promoteur pour ces conseils déterminants qu'il a porté pour mener à bien ce travail.

Nous tenons à exprimer nos chaleureuse remerciements à Mme Ibtissem HAMMOUCHE (ENP) à Mme N REBAI (IAP) et à Mr BEZZAZ Nouredine (IAP) pour leur aide, leurs conseils ainsi que leurs remarques qui nous ont été très précieux.

Nous tenons à remercier Mr R. BOUARAB pour nous avoir fait l'honneur de présider le jury ainsi qu'à Mme S HADDOUM et Y TCHOULAK pour avoir accepté d'examiner ce travail.

Nous adressons nos vifs remerciements à Mr Imad HAOUI et à toute l'équipe de complexe Alrar pour leurs temps et leurs aides tout au long de notre séjour à Alrar.

Nous tenons à remercier plus spécialement Mr Brahim LOUNIS et Mme N DIDOUCHE et toute personne ayant contribué de près ou de loin à l'aboutissement de ce présent travail.

Adel & Mourad

RESUME

ملخص : الدراسة التقنية والاقتصادية لبناء وحدة إزالة الكربون من الغاز الطبيعي لتينهرت .

الهدف من هذه الدراسة هو الاختيار بين طريقتين لمعالجة الغاز الطبيعي لمنطقة تينهرت الذي يحتوي على 7.14 من ثاني أكسيد الكربون الطريقة الأولى هي استعمال 35% من محلول DEA و الثانية هي استعمال من محلول MDEAPZ لإنزال نسبة CO₂ في الغاز المعالج حتى 2 % على حسب القوانين المعمول بها

الدراسة التقنية والاقتصادية المقترحة اعتمدت على برنامج المحاكاة Aspen HYSYS بكل لواحقه .بعد تحسين اداء محطة المعالجة مع الاخذ بعين الاعتبار المشاكل التشغيلية للحلتين تمكنا من اختيار محلول MDEAPZ لمعالجة هذا الغاز بفضل خصائصه و تكاليفه التشغيلية و الاستثمارية الاقل مقارنة بمحلول DEA.

الكلمات المفتاحية: الغاز الطبيعي, التقاط غاز أكسيد الكربون , HYSYS, DEA, MDEA, المنشطة.

Abstract: Technical-economic study of the realization of a unit of decarbonation of natural gas of Tinhert.

The goal of this work is to choose between two alternatives for the natural gas of Tinhert treatment which contains 7.14 % mol of CO₂. The first alternative is about using 35% weight of the DEA and the second one is about using 50% weight of the activated MDEA with piperazine to reach the desired specifications which are less than 2% of CO₂ in the treated gas.

The techno-economical study carried out in this work based on the use of the Aspen HYSYS simulation software with these functionalities of optimization, dimensioning and economic estimation. The optimization of the two previous processes, which took into account the prevention of the problems of the operation, has made it possible to choose the MDEA\PZ to treat this natural gas cause of the low operating and the investment costs of this amine compared to those of the DEA.

Key words: Natural gas, CO₂ capture, HYSYS, DEA, activated MDEA.

Résumé : Etude technico-économique de la réalisation d'une unité de décarbonation de gaz naturel de Tinhert

Ce travail a pour but le choix entre deux alternatives pour le traitement du gaz naturel de Tinhert qui contient 7.14% molaires de CO₂. La première alternative est l'utilisation de 35% en poids de la DEA et la deuxième c'est l'utilisation de 50% en poids de la MDEA activée avec la pipérazine pour atteindre les spécifications désirées qui sont inférieurs à 2% de CO₂ dans le gaz traité.

L'étude technico-économique réalisée dans ce travail est basée sur l'utilisation du logiciel de simulation Aspen HYSYS avec ces fonctionnalités d'optimisation, du dimensionnement et d'estimation économique. L'optimisation des deux procédés, qui a pris en considération la prévention des problèmes du fonctionnement, a permis de choisir la MDEA\PZ pour traiter cette charge grâce aux coûts opératoires et d'investissement faibles de cette amine par rapport à ceux de la DEA.

Mots clés : le gaz naturel, captage de CO₂, HYSYS, la DEA, la MDEA activée.

SOMMAIRE

Sommaire

Liste des tableaux

Liste des figures

Abréviation et nomenclature

Introduction générale	15
1 Généralités sur le GN et son traitement	19
1.1 Généralités sur le gaz naturel	19
1.1.1 Introduction.....	19
1.1.2 La place du GN dans le monde	19
1.1.3 Le gaz naturel.....	22
1.2 Propriétés physico-chimiques et thermiques du gaz naturel	26
1.2.1 Propriétés générales	26
1.2.2 Specific gravity du gaz naturel	27
1.2.3 Le gaz idéal et le gaz réel.....	27
1.2.4 La densité du gaz naturel	29
1.2.5 La viscosité du gaz naturel.....	29
1.2.6 L'évaluation de la qualité du gaz naturel	29
1.3 Procédés de traitement du gaz naturel.....	30
1.3.1 Séparation du gaz et des liquides (dégazolinage)	31
1.3.2 Captage des gaz acides.....	31
1.3.3 La déshydratation.....	31
1.4 Les technologies de la capture du dioxyde de carbone	31
1.4.1 Principaux systèmes du captage de CO ₂	31
1.4.2 Comparaison entre les différents types de capture	33
1.5 Les procédés de capture de CO ₂	34
1.5.1 Techniques de conversion directe	34
1.5.2 Techniques de conversion indirecte	34
1.5.3 Techniques de séparation physique	36
1.5.4 Conclusion	37
2 La décarbonatation du GN avec les alcanolamines	39
2.1 Introduction	39
2.2 Choix de procédé.....	39
2.3 Description du procédé à l'amine.....	40
2.4 Choix du solvant.....	42
2.4.1 Installations fonctionnant avec la MEA.....	44
2.4.2 Installations fonctionnant avec la DEA	44

SOMMAIRE

2.4.3	Installations fonctionnant avec la DGA	45
2.4.4	Installations fonctionnant avec la MDEA	45
2.4.5	Les mélanges d'amines	46
2.4.6	Les problèmes opératoires et les préventions	46
2.4.7	Considérations générales sur les équipements de ce procédé	48
3	Présentation du complexe d'Alrar	57
3.1	Présentation de la région STAH :	57
3.1.1	Présentation générale de complexe de traitement de gaz d'ALRAR.....	57
3.1.2	Spécifications relatives aux produits désirés	58
3.1.3	Spécifications relatives au climatique de champ d'ALRAR	58
3.1.4	Description du procédé de traitement du complexe d'ALRAR.....	58
3.1.5	Compression de gaz	64
3.1.6	Zone des utilities	65
3.1.7	Récupération des liquides et compression du gaz STAH et MEREKSEN (zone 04).....	66
3.1.8	Stockage et expédition	67
4	La simulation des procédés	69
4.1	Introduction	69
4.2	Description générale des simulateurs	69
4.3	Présentation du logiciel de simulation Aspen HYSYS	70
4.3.1	Modèle thermodynamique	71
4.3.2	Fonctionnement de simulateur	71
4.4	Simulation & optimisation du procédé.....	72
4.4.1	Analyse de la charge	72
4.4.2	Problématique, objectifs et contraintes	73
4.4.3	Choix de solvant	76
4.4.4	Estimation et caractérisation des paramètres du simulation	77
4.4.5	Résultats et dimensionnement des équipements	81
4.5	Conclusion.....	85
5	Evaluation économique.....	88
5.1	Types et classes d'estimation des coûts d'investissement	88
5.2	Estimation préliminaire des coûts	89
5.2.1	Le capital d'investissement fixe.....	89
5.2.2	Méthodologie d'estimation des coûts d'investissement	89
5.2.3	L'utilisation des logiciels de simulation pour l'estimation économique.....	92
5.2.4	La mise à jour des coûts.....	92

SOMMAIRE

5.2.5	Facteur de localisation	93
5.3	Les coûts variables de la production	93
5.4	Les coûts fixes de la production	93
5.5	Méthodologie d'estimation des coûts.....	93
5.5.1	Estimation du capital d'investissement.....	94
5.5.2	Les coûts indirects d'investissement.....	95
5.5.3	Coûts des utilités et des produits chimiques consommés	95
5.6	L'évaluation économique de procédé	96
5.7	Conclusion.....	98
	Conclusion générale.....	100
	Références bibliographiques	102
	Annexe	106

LISTE DES TABLEAUX

Liste des tableaux

Tableau 1.1	La composition chimique type d'un gaz sec et d'un gaz humide ou à condensat.
Tableau 1.2	Listing des principaux contaminants du gaz naturel.
Tableau 1.3	Exemple de spécifications de transport et de vente de gaz naturel.
Tableau 1.4	Différentes utilisations et applications des composants de gaz naturel.
Tableau 1.5	Propriétés globales de gaz naturel.
Tableau 1.6	Comparaison entre les différentes technologies de capture de CO ₂ .
Tableau 2.1	Quelques critères de choix pour les différents procédés de décarbonatation.
Tableau 2.2	Les principaux paramètres de caractérisation d'un solvant.
Tableau 2.3	Propriétés physiques de quelques amines utilisées pour la décarbonatation.
Tableau 2.4	Recommandations pour les vitesses maximales de solvant pauvre et riche dans la tuyauterie.
Tableau 2.5	Corrélations donnant le DCSP pour la MEA, la DEA et la DGA.
Tableau 2.6	Corrélations pour estimer quelques paramètres des équipements de transfert de chaleur.
Tableau 2.7	Recommandations pour les températures opératoires de rebouilleur.
Tableau 2.8	Matériaux et condition pour stockage de divers types d'amine.
Tableau 3.1	Spécification de climatique de champ d'ALRAR.
Tableau 4.1	Compositions de gaz naturel de Tinhert région Stah.
Tableau 4.2	Quelques caractéristiques de la charge à l'entrée de l'absorbeur.
Tableau 4.3	Paramètres typiques pour éviter quelques problèmes opératoires dans une installation de décarbonatation.
Tableau 4.4	Diamètre calculé de la colonne d'absorption et celui de la colonne de régénération des deux solvants utilisés.
Tableau 4.6	Paramètres opératoires relatifs à la colonne d'absorption.
Tableau 4.7	Paramètres opératoires relatifs à la colonne de régénération.
Tableau 4.8	Dimensions et disposition de ballon séparateur amine-Hydrocarbures.
Tableau 4.9	Caractéristiques principales de l'échangeur amine/amine.
Tableau 4.10	Paramètres caractéristiques de l'aéroréfrigérant de refroidissement de solvant pauvre.
Tableau 4.11	Paramètres de la pompe de circulation de solvant pauvre.
Tableau 4.12	Les quantités de vapeur consommées par les deux procédés.
Tableau 4.13	Résumé de l'analyse du procédé en utilisant les deux solvant (DEA et MDEA/PZ).
Tableau 5.1	Paramètres publiés par « Hydrocarbon processing » pour utiliser l'équation 8.3.
Tableau 5.2	Quelques facteurs d'équipement proposés par Hand (1958).
Tableau 5.3	L'indice des couts annuels cité dans « Chemical Engineering » Mai 2017.
Tableau 5.4	Principaux équipements à considérer dans l'estimation économique.
Tableau 5.5	Résultats de l'estimation économique des coûts d'équipements en utilisant APEA.

LISTE DES TABLEAUX

- Tableau 5.6 Capital d'investissement fixe et sa mise à jour aux coûts de l'année 2017.
- Tableau 5.7 Coûts des utilités consommées par les deux procédés étudiés.
- Tableau 5.8 Calcul du coût de traitement d'un mètre cube du gaz par la DEA.
- Tableau 5.9 Calcul du coût de traitement d'un mètre cube du gaz par la MDEA/PZ.
- Tableau 5.10 Résumé des résultats d'estimation des coûts relatifs à la DEA et la MDEA/PZ.

LISTE DES FIGURES

Liste des figures

- Figure 1.1 La consommation mondiale de l'énergie primaire par type en 2013.
- Figure 1.2 Scénarios pour la production de l'électricité par type d'énergie utilisée entre 2012 et 2040.
- Figure 1.3 L'évolution de la consommation totale par source d'énergie dans le monde entre 1990-2040.
- Figure 1.4 Les émissions de CO₂ par type d'énergie fossile utilisée.
- Figure 1.5 La production du gaz naturel en Algérie entre 2005 et 2014.
- Figure 1.6 Répartition d'utilisation de gaz naturel dans les différentes applications.
- Figure 1.7 Le facteur d'écart des gaz naturels.
- Figure 1.8 Schéma bloc de quelques procédés de prétraitement de gaz naturel.
- Figure 1.9 Technologies et techniques de capture de CO₂.
- Figure 1.10 Classification des procédés de capture de CO₂.
- Figure 2.1 Sélection graphique de procédé d'élimination de H₂S en absence de CO₂.
- Figure 2.2 Structure semi-développée de la DEA (amine secondaire).
- Figure 2.3 Schéma de principe de procédé de décarbonatation de gaz naturel avec des amines.
- Figure 2.4 Profils de compositions et de températures pour un absorbeur fonctionnant avec 27% DEA.
- Figure 3.1 La région de STAH sur la carte de l'Algérie.
- Figure 3.2 La répartition de gaz brut au sien de complexe d'ALRAR.
- Figure 4.1 Structure du simulateur de processus.
- Figure 4.2 Schéma bloc qui représente la méthodologie suivie dans cette étude.
- Figure 4.3 Sélection graphique de la procédure de la décarbonatation (pas de H₂S).
- Figure 4.4 Schéma de circulation des fluides (PFD) pour 35% de la diéthanolamine (DEA).
- Figure 4.5 Effet de la variation de débit de circulation sur le taux de charge de CO₂ dans le solvant riche pour 35%-DEA.
- Figure 4.6 Comparaison entre la chaleur à fournir pour la régénération des deux solvants 35%-DEA et 50% MDEA/PZ.
- Figure 4.7 Variation des températures maximales d'Alrar -région de Stah- d'après le site Climate-Data.
- Figure 4.8 Consommation de l'eau et de l'amine pour les deux procédés étudiés.
- Figure 5.1 Classes d'estimation des coûts d'investissements.
- Figure 5.2 Les paramètres qui peuvent influencer sur les coûts des équipements.
- Figure 5.3 Méthodologie suivie lors de l'estimation économique de projet.

ABREVIATION ET NOMENCLATURE

Abréviation et nomenclature

γ_i^*	Coefficient d'activité du constituant i dans la phase liquide donnée	
ε	Facteur de déviation	
ϕ_i	Coefficient de fugacité du constituant i dans la phase vapeur donnés	
Q	Débit de gaz entrant l'absorbeur	[Nm ³ /h]
DCSP	Débit de circulation de solvant pauvre	[m ³ /h]
P	Pression	[KPa]
P _i	Pression partielle de constituant i	[KPa]
P _{pc}	Pression pseudo critique	[KPa]
P _r	Pression réduite	
T	Température	[°C]
T _{pc}	Température pseudo critique	[°C]
T _r	Température réduite	
V	Volume molaire du gaz	[M ³ /mol]
n	Nombre de mole de gaz naturel	[mol]
Z	Facteur de compressibilité	
M	Masse molaire relative (moyenne) de gaz naturel	[g/mol]
M _{air}	Masse molaire de l'air (≈29)	[g/mol]
SG	Specific grvity	
D	Densité de gaz naturel	[Kg/m ³]
μ_g	La viscosité de mixtures gaz	[Cp]
μ_{gi}	La viscosité de constituant i de gaz	[Cp]
y _i	Fractions molaires du constituant i dans la phase vapeur	
X _i	Fractions molaires du constituant i dans la phase liquide	
ΔH	La chaleur de réaction	
dH	Quantité estimée de chaleur	[MMBtu/10 ³ Lb steam]
L	La chaleur latente de vaporisation	
C	La chaleur spécifique	
H	Constante d'Henry	[Pa m ³ /mol]
H _i	Constante d'Henry du constituant i	[Pa m ³ /mol]
D _C	Diamètre de contacteur	[mm]
D _r	Diamètre de régénérateur	[mm]
C _i	Le cout d'investissement d'un procédé i	[Euro]
S _i	La capacité d'une unité de traitement	
a	Le cout d'investissement sur la base (USGC)	[MM\$]
n	Facteur d'échelle	
CEPCI	Indice d'année (indices des coûts)	
FL _A	Facteur de localisation pour la région A	
P _V	Prix de la vapeur	[DA/1000Lb]
P _G	Prix de fuel gaz	[DA]
P _E	Prix d'eau	[DA]
δB	Efficacité de bouilleur	
HOC ₂ H ₄ NH ₂	Monoéthanolamine (MEA)	
(HOC ₂ H ₄) ₂ NH	Diéthanolamine (DEA)	

ABREVIATION ET NOMENCLATURE

$(\text{HOC}_2\text{H}_4)_3\text{N}$	Diglycolamine (DGA)
$\text{C}_6\text{H}_{15}\text{NO}_3$	Triéthanolamine (TEA)
$(\text{HOC}_2\text{H}_4)_2\text{NCH}_3$	MéthylDiéthanolamine MDEA
$\text{C}_4\text{H}_{10}\text{N}_2$	Pipérazine PZ

Introduction Générale

Introduction générale

L'énergie représente actuellement le souci le plus important des pays d'une façon générale et des industries d'une façon plus spéciale. Et pour satisfaire les besoins des populations ou pour assurer le bon fonctionnement des installations industrielles, l'Homme a essayé toutes les sources d'énergie possibles qui sont malheureusement parfois nocives pour la santé des espèces biologiques ou encore pour l'environnement.

La nocivité des ressources naturelles, causé parfois par les contaminants qui sortent avec les produits bruts lors de l'extraction, peut être diminuée en effectuant certains procédés de traitement comme le captage des gaz acides, des mercaptans, du mercure...

L'environnement n'est pas le seul facteur à prendre en considération lors d'extraction ou d'utilisation de ces ressources naturelles, les critères technico-économiques sont aussi pris en charge afin d'optimiser la production et de protéger le matériel et les équipements utilisés.

La présence des quantités importantes du CO₂ dans le gaz naturel provoque la corrosion des équipements et des pipelines ainsi que le bouchage des lignes dû au changement d'état du CO₂ de la phase liquide vers la phase solide au niveau des procédés cryogénique, aussi le CO₂ se comporte comme diluant, réduisant la valeur énergétique du gaz tout en diminuant les pouvoirs calorifiques inférieurs et supérieurs et augmente le cout du transport.

Notre présent travail a pour objectif l'étude et le dimensionnement d'une unité de décarbonatation du gaz naturel par absorption chimique au niveau du complexe d'Alrar situé dans la région Stah. Cette étude prend en considération tous les aspects techniques et économiques pour effectuer un traitement qui répond aux spécifications et aux normes, qui varient selon l'utilisation finale du gaz.

Le design de cette unité à l'aide de logiciel de simulation Aspen HYSYS (très performant et puissant dans le calcul des procédés d'hydrocarbures, pétrochimiques et surtout les procès de traitement de gaz) permettra :

- La détermination des paramètres opératoires de fonctionnement du procédé ;
- Le dimensionnement de tous les équipements nécessaires pour le traitement ;
- L'optimisation énergétique du procédé ;
- L'estimation économique basant sur la simulation (le cout des équipements, les utilités, le cout de fonctionnement...).

Dans ce travail nous avons utilisé les fonctionnalités de Aspen HYSYS pour étudier deux alternatives de procédés de point de vue technique et économique, en utilisant deux types de solvants alcanolamines qui présentent les meilleures performances (la MDEA/PZ & la DEA). Ces solvants seront utilisés donc pour traiter la charge du gaz de Tinhert qui contient environ 7,14% molaire de CO₂. L'évaluation technico-économique permettra de sélectionner le solvant le plus approprié.

Pour atteindre les objectifs désirés, nous avons adopté un plan qui traite dans les trois premiers chapitres les propriétés générales du gaz naturel ainsi que les méthodes les plus utilisés pour le captage de CO₂. Le quatrième chapitre focalise sur la description du procédé des amines, ce chapitre donne le maximum d'informations sur le principe

de fonctionnement de ce procédé ainsi que les propriétés les plus importantes des alcanolamines. Le cinquième chapitre donne une description du procédé de traitement du complexe d'ALRAR.

Dans les deux derniers chapitres, nous avons utilisé le logiciel de simulation HYSYS V8.8 de la société Aspen Tec, ce dernier nous a permis d'optimiser les différents paramètres des deux procédés en respectant les guidelines et les recommandations trouvées dans la littérature. Une autre fonctionnalité de HYSYS (APEA) nous a permis d'effectuer une estimation économique, cette dernière était décisive pour prendre le choix du solvant le plus convenable pour notre cas.

Partie 1

Etude bibliographique

Chapitre 1

Généralités sur le gaz naturel et son traitement

1 Généralités sur le GN et son traitement

1.1 Généralités sur le gaz naturel

1.1.1 Introduction

Durant son histoire sur Terre, l'homme a tenté d'utiliser le gaz naturel dans des diverses applications. Passant par les chinois, il y a 2400 ans, qui l'utilisèrent pour produire le sel en brûlant le gaz sous des évaporateurs remplies en eau de mer. Arrivant au début de 18^{ème} siècle, les américains et les britanniques trouvèrent une autre utilisation de gaz issu de charbon pour l'éclairage des maisons et des grandes routes. Malgré son utilité dans la vie quotidienne, l'utilisation de gaz à cette période était très limitée à cause des difficultés techniques de stockage et de transport. Après la deuxième guerre mondiale l'évolution des connaissances techniques permettaient aux ingénieurs de construire des pipelines sécurisées et suffisamment longues pour transporter le gaz sur des distances considérables, depuis, l'industrie de gaz naturel a été largement évoluée non seulement comme source d'énergie mais aussi comme matière première pour l'industrie pétrochimique [1].

1.1.2 La place du GN dans le monde

1.1.2.1 La consommation énergétique mondiale par type

Le chauffage, la production de polyéthylène, la production d'électricité et bien d'autres comptent parmi les nombreuses applications de gaz naturel qui rend cette matière indispensable pour la vie quotidienne. **La figure 1.1** représente la consommation énergétique dans le monde en 2013 par type d'énergie. Cette consommation a été doublée dans une période de quarante ans, elle était de l'ordre de 6100 Mtep en 1973, tandis qu'en 2013 elle a atteint les 13541 Mtep [2].

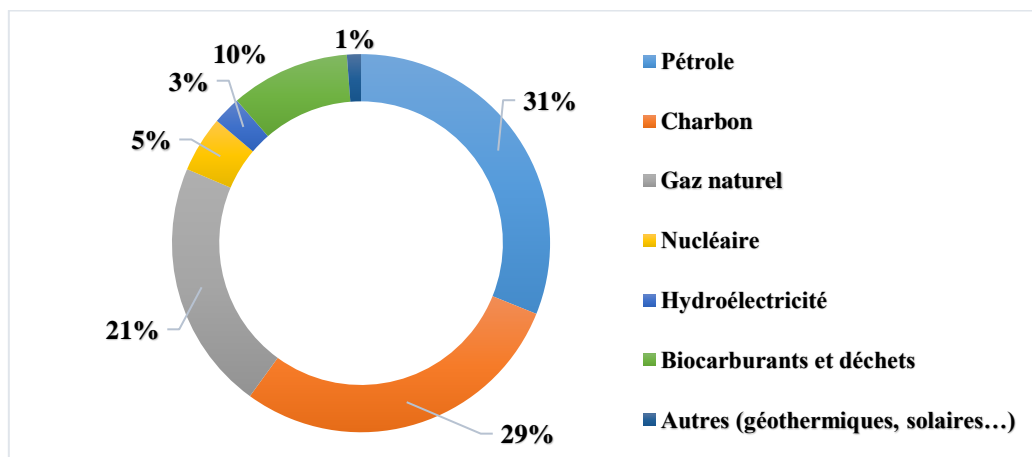


Figure 1.1 : La consommation mondiale de l'énergie primaire par type en 2013.

Cette figure nous montre que l'énergie fossile reste dominante avec plus de 80% de la consommation totale. Il est très clair que le pétrole est le type d'énergie le plus utilisé, cela peut être expliqué par son utilisation dans le domaine de transport sachant qu'en 2012, 96% des carburants utilisés pour le transport sont issus de pétrole [3].

Chapitre 1 : Généralités sur le gaz naturel et son traitement

Le gaz naturel représente le troisième type d'énergie le plus utilisé cela dû aux nombreuses applications de cette matière qui est la plus propre parmi les ressources fossiles [3]. Le gaz naturel contribue avec une importante proportion dans la production de l'électricité à échelle mondiale, cette contribution deviendra plus importante dans les prochaines années, sachant qu'actuellement le charbon est le type d'énergie le plus utilisé pour générer de l'électricité avec près de 40%. **La figure 1.2** représente des prévisions pour la production de l'électricité par type d'énergie entre 2012 et 2040 [3].

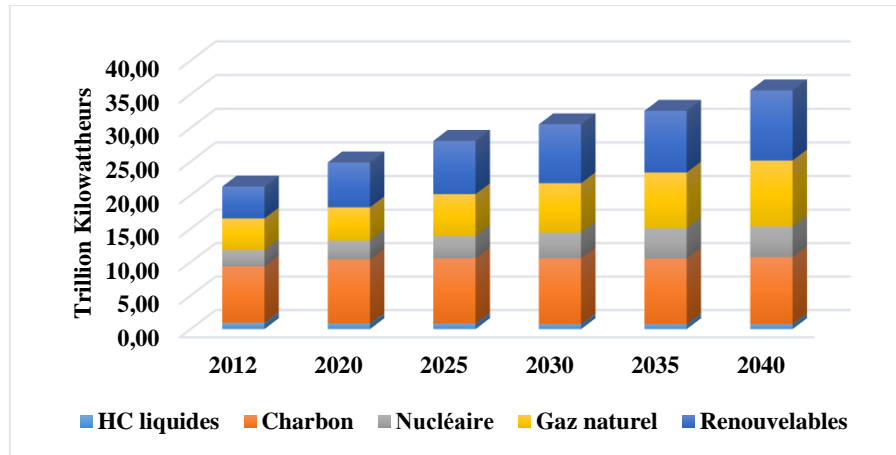


Figure 1.2 : Scénarios pour la production de l'électricité par type d'énergie utilisée entre 2012 et 2040.

1.1.2.2 Prévisions pour la consommation énergétique mondiale

Dans une étude récente, l'EIA estime que la consommation énergétique mondiale pourrait croître d'une façon inquiétante dans les prochaines décennies. Elle prévoit une hausse en consommation de 48% entre 2012 et 2040 [3]. Cette consommation se diffère d'une région à une autre, elle dépend essentiellement de l'économie des pays considérés et elle est influencée directement par l'explosion démographique.

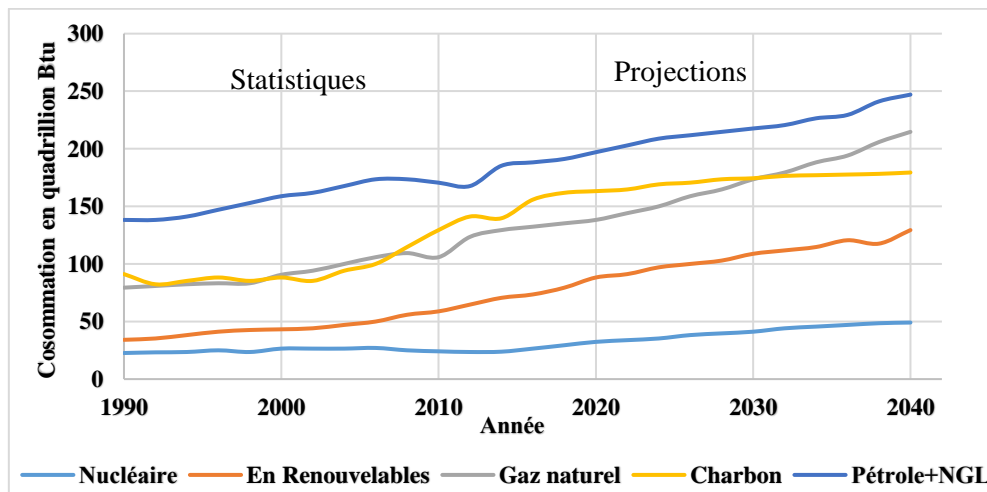


Figure 1.3 : L'évolution de la consommation totale par source d'énergie dans le monde entre 1990-2040.

Chapitre 1 : Généralités sur le gaz naturel et son traitement

D'après la même étude, les énergies fossiles resteront prédominantes en 2040 avec un pourcentage de 78% parmi tous les types d'énergie, malgré l'augmentation attendue d'utilisation des énergies renouvelables, qui connaîtront une hausse moyenne de 2,6% par ans durant la période allant de 2012 à 2040 [3]. L'énergie nucléaire n'est pas exclue, elle pourrait atteindre une moyenne d'augmentation de 2,3% par ans dans la même période.

De nos jours, le Charbon est le deuxième type d'énergie primaire la plus utilisée. Mais cette situation va changer à l'horizon de 2030 : avec une hausse moyenne de consommation mondiale de 1,9% par ans pour le gaz naturel contre 0,6% par ans pour le charbon, le gaz naturel deviendra la deuxième source d'énergie primaire la plus consommée. **La figure 1.3** représente la répartition et l'évolution de la consommation mondiale par type d'énergie entre 1990 et 2040 [3].

1.1.2.3 Les énergies fossiles et les émissions de CO₂

Quel que soit le type d'énergie fossile utilisée, son utilisation aggrave davantage le premier problème de la plante soit le réchauffement climatique. Ce dernier est influencé directement par les émissions de CO₂, qui restent malheureusement en perpétuelle augmentation à cause de l'énorme consommation animée par l'industrialisation [4]. **La figure 1.4** représente les quantités émises de CO₂ par type d'énergie fossile utilisée [3]. Nous remarquons que le gaz naturel représente le type d'énergie fossile le moins polluant de point de vue émissions de CO₂.

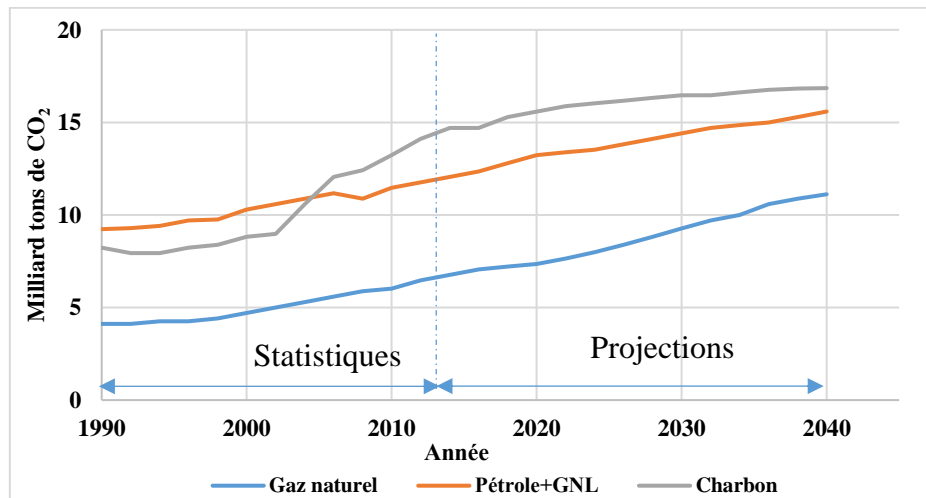


Figure 1.4 : Les émissions de CO₂ par type d'énergie fossile utilisée.

Plusieurs actions sont adoptées par les différents pays pour limiter les effets de réchauffement climatique. Ces efforts se concentrent autour de principe de l'efficacité énergétique et l'économie de l'énergie où l'utilisation de ressources avec moins de teneurs en carbone est privilégiée (GN, Hydrogène, Nucléaire), ainsi que l'utilisation des énergies renouvelables. Parmi ces actions ces pays prévoient l'utilisation et l'amélioration des procédés de capture et de stockage de CO₂ (CCS) [4].

1.1.2.4 La production du gaz naturel en Algérie

L'Algérie est le troisième producteur de pétrole en Afrique après Nigeria et Angola et le premier producteur de gaz naturel dans le continent. Depuis une décennie le rythme de cette production est en déclin, cela a incité Sonatrach à investir davantage dans des projets d'exploration pour mettre fin à ce déclin en production. **La figure 1.5** représente la production Algérienne du gaz naturel entre 2005 et 2014 [3].

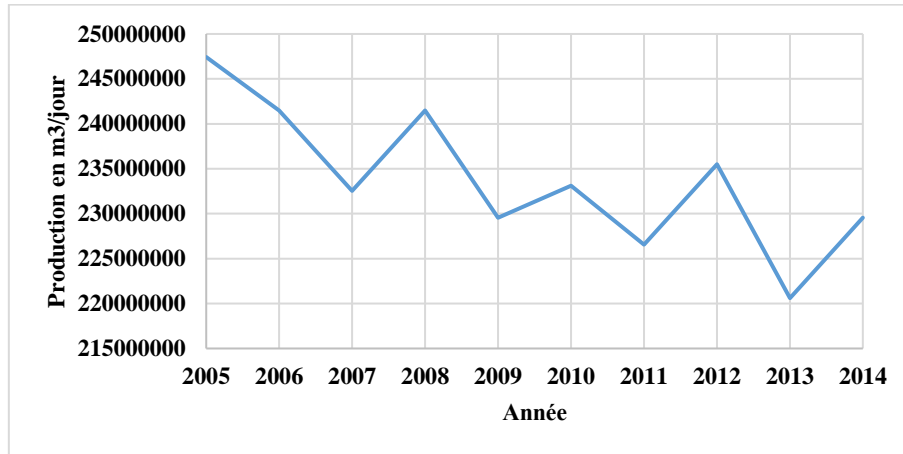


Figure 1.5 : La production du gaz naturel en Algérie entre 2005 et 2014.

1.1.3 Le gaz naturel

Le gaz naturel est un mélange constitué principalement des hydrocarbures légers, dont le méthane est le constituant le plus abondant, et des composés non-hydrocarbures (minérales) comme le H₂S, le CO₂, le mercure et les mercaptans. Il est souvent saturé en eau [1].

Les réservoirs de gaz naturel brut sont caractérisés par une température supérieure à la température critique de gaz. En basant sur ces conditions dans le réservoir [5], sur les conditions à la surface et sur les diagrammes de phases nous distinguons quatre (04) types de gaz naturel à savoir :

- **Le gaz associé** : ce type de gaz coexiste avec le pétrole brut dans les gisements pétroliers, soit sous forme libre (gaz de couverture) soit sous forme dissoute dans le pétrole.
- **Le gaz à condensat** : ce type de gaz est caractérisé par une phase hydrocarbure liquide formée dans le réservoir (conditions de formation) et au cours de production (conditions de surface). Cette phase liquide, riche en hydrocarbures relativement lourds sera condensée et séparée de gaz.
- **Le gaz humide** : il est caractérisé par une phase liquide (hydrocarbures lourds + H₂O) formée au cours de la production dans les conditions de la surface. Il est généralement moins concentré en hydrocarbures légers.
- **Le gaz sec** : à l'exception des autres types de gaz ce type ne forme pas une phase liquide ni dans les conditions de réservoir ni à la surface. Il contient une grande teneur en méthane (CH₄), et très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane (C₂H₆).

1.1.3.1 Composition chimique typique du gaz naturel

Comme il est cité précédemment, la composition chimique de gaz naturel varie selon le type de gaz qui dépend essentiellement des conditions de formation dans le réservoir, ainsi qu'aux conditions du production à la surface, **le tableau 1.1** représente la composition chimique typique d'un gaz sec et d'un gaz humide ou à condensat [24]. La connaissance de la composition chimique de gaz brut est très importante dans le processus de dimensionnement des unités de traitement de ce gaz.

Tableau 1.1 : La composition chimique type d'un gaz sec et d'un gaz humide ou à condensat [24].

Constituant	Gaz Sec (Mol %)	Gaz humide ou à condensat (Mol %)
Méthane	70-98	50-92
Ethane	1-10	5-15
Propane	Traces-5	2-14
Butane	Traces-2	1-10
Pentane	Traces-1	Traces-5
Hexane	Traces-0.5	Traces-3
Heptane et plus (C_7^+)	0-Traces	Traces-15
Azote	Traces-15	Traces-10
Dioxyde de Carbone	Traces-1	Traces-4
Hydrogène Sulfuré	0-Traces	0-6
Hélium	0-5	0

1.1.3.2 Les contaminants du gaz naturel

Une multitude de procédés de traitement de gaz brut existent dans l'industrie gazière, et la difficulté de favoriser un procédé par rapport à un autre réside dans la diversité des composés à éliminer, ainsi que leurs teneurs dans le gaz.

Tableau 1.2 : Liste des principaux contaminants du gaz naturel.

01- Le dioxyde de carbone	CO ₂
02- Le sulfure d'hydrogène	H ₂ S
03- Le mercure	Hg
04- Les mercaptans	RSH
05- le disulfure de carbone	CS ₂
06- l'eau	H ₂ O
07- l'oxysulfure de carbone	COS
08-le nitrogène	N ₂

Nous citons dans **le tableau 1.2** les principaux contaminants à éliminer lors de prétraitement. Le choix de meilleur procédé d'élimination nécessite une étude technico-économique pour optimiser la production, l'utilisation de l'énergie (utilités) et pour assurer le bon fonctionnement de ce procédé [6].

1.1.3.2.1 Le dioxyde de carbone

C'est un composé à caractère corrosif en présence de l'eau, la présence de CO₂ dans le gaz diminue également sa valeur calorifique. L'élimination du CO₂ est nécessaire pour répondre aux spécifications de vente et de transport, et elle est plus exigeante dans le cas où le gaz est envoyé vers un procédé cryogénique pour prévenir la solidification du CO₂ [7]. La plupart des procédés de traitement qui éliminent le H₂S élimineront également le CO₂.

1.1.3.2.2 Le sulfure d'hydrogène

Le sulfure d'hydrogène, ou hydrogène sulfuré, C'est un gaz inflammable, incolore, très toxique, le H₂S en présence d'eau est extrêmement corrosif et peut causer une défaillance prématurée des vannes, des pipelines et des récipients sous pression. La plupart des spécifications des pipelines limitent la teneur en H₂S à 0,25 g / 100 ft³ de gaz [9].

1.1.3.2.3 Diazote

C'est un constituant inerte présent dans les gaz bruts avec des quantités qui peuvent atteindre les 10%. Dans le cas d'une grande teneur de N₂ dans le gaz, des quantités élevées d'hélium sont également prévues [8].

1.1.3.2.4 Les mercaptans

Sont des composés sulfurés lourds qui présentent dans le gaz avec des très petites quantités, mais qui peuvent causer des dégâts pour les installations de traitement [9]. Les types de mercaptans qu'on peut trouver dans le gaz sont le CH₃SH et le C₂H₅SH. Une quantité de mercaptans excessive dans le gaz peut endommager les installations en provoquant des phénomènes de corrosion, par contre des petites quantités peuvent être avantageuses à cause de l'odeur de ces composant (Aspect sécuritaire) [8].

1.1.3.2.5 Le mercure

Le mercure est présent dans plusieurs réservoirs de gaz naturel, et son élimination est très nécessaire même à des teneurs très faibles. Cet élément très polluant, dangereux et toxique représente un danger à la fois pour la santé humaine, et pour les installations. Le Hg peut endommager les échangeurs de chaleur cryogéniques en aluminium et même les autres équipements. Il est généralement éliminé par adsorption [9].

1.1.3.2.6 L'oxysulfure de carbone et le disulfure de carbone

Présentent généralement dans le gaz si le H₂S existe avec des quantités élevées, ils forment des composées très stables thermiquement en réagissant avec la monoethanolamine [8].

1.1.3.2.7 L'eau

Elle présente dans le gaz sous trois formes à savoir l'eau libre, l'eau saturée et l'eau émulsionnée. Son élimination est importante pour prévenir la condensation de l'eau (formation d'hydrates) qui peut causer des problèmes de moussage [25].

1.1.3.3 Spécifications de vente et du transport

L'un des objectifs les plus importants dans l'industrie de traitement du gaz naturel est de préparer et de conditionner le gaz pour le vendre ou pour le transporter. Pour cela il existe des normes et des spécifications qui contrôlent le degré de pureté de gaz selon les différentes applications prévues pour ce gaz, quelques spécifications de gaz de vente ainsi que des normes relatives au transport sont récapitulés dans le **tableau 1.3** [10].

Tableau 1.3 : Exemple de spécifications de transport et de vente de gaz naturel.

Spécification	L'Amérique de nord	L'Europe
Teneur en H ₂ O	4-7 lb H ₂ O/MMscf	/
Le point de rosée H ₂ O	/	-10 à -12°C à 7000 KPa
Le point de rosée des hydrocarbures	14-40 °F à pression spécifiée	0 à -5°C pour P < à 7000 KPa
La concentration de CO ₂	1-3 % (mol)	2 -3 % (mol)
La concentration N ₂	2-3 % (mol) *	2-3 % (mol) *
Teneur en inertes	3-5 % (mol) *	NA
H ₂ S	0,25-1,0 grain/100 scf	5-7 mg/Nm ³
Le total en Soufre	0,5-20 grain/100 scf	120-150 mg/Nm ³
Les mercaptans	0,25-1,0 grain/100 scf *	6-15 mg/Nm ³
L'oxygène	10-2000 ppm (mol)	1000-5000 ppm (mol)
La capacité calorifique	950-1200 Btu/scf	40-46 MJ/Nm ³
Remarque : (*) souvent n'est pas exigée NA : non appliquée		

1.1.3.4 L'utilisation du gaz naturel

L'importance de gaz naturel réside dans les devers applications de cette matière, qui peut être utilisée comme source d'énergie (pour le transport et le chauffage), ou encore pour créer une valeur ajoutée en utilisant quelques composés de gaz comme matière première de la pétrochimie Les principales applications des composants de gaz naturel sont résumées dans le **tableau 1.4**. La **figure 1.6** représente la répartition d'utilisation de gaz naturel dans ces différentes applications.

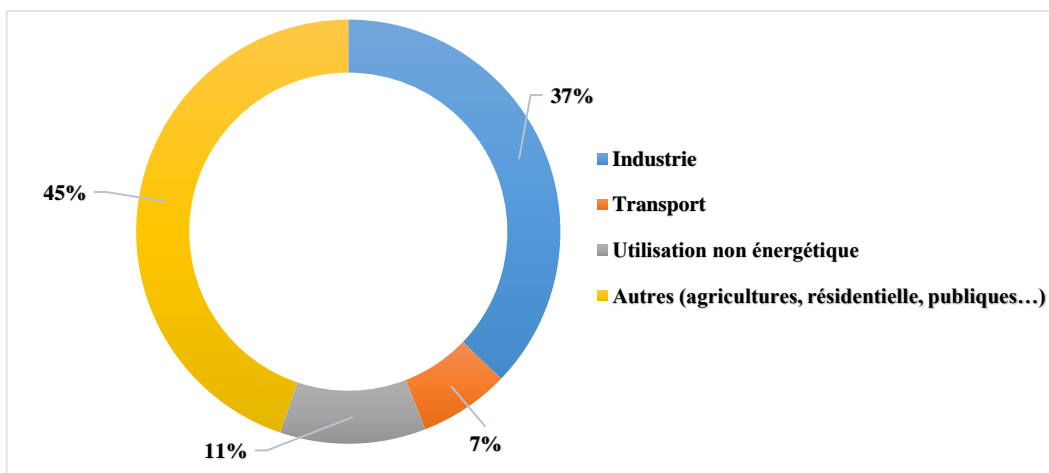


Figure 1.6 : Répartition d'utilisation de gaz naturel dans les différentes applications [2].

Tableau 1.4 : Différentes utilisations et applications des composants de gaz naturel [10].

Le composé	Son utilisation
Le méthane (C1)	Appelé aussi improprement gaz de vente utilisé comme fuel gaz pour le chauffage pour les besoins de l'habitation...
L'éthane (C2)	Matière première de la pétrochimie pour produire de l'éthylène.
Le propane (C3)	Matière première de la pétrochimie pour produire de le propylène et l'éthylène, et fuel gaz pour le transport et pour les besoins de l'habitation dans les régions rurales.
L'isobutane (i-C4)	Matière première pour produire le MTBE, il est utilisé aussi dans les raffineries (Alkylation).
Normal butane (n-C4)	Utiliser comme additive à l'essence, et comme matière première pour produire des oléfines.
Condensât (C5+)	Utiliser dans des raffinerie (Isomérisation) et dans les procédés pétrochimiques pour produire des oléfines
Remarque : Le mélange de C3 et le n-C4 est appelé GPL	

1.2 Propriétés physico-chimiques et thermiques du gaz naturel

Lors de son cheminement de réservoir vers la sortie de trains de traitement, le gaz naturel subit de nombreux changements d'état et dans ces propriétés physico-chimiques et thermiques dont la connaissance exacte de leurs variations au cours de procès et cruciale pour un traitement efficace. Le suivi de changement de ces propriétés permet de répondre aux spécifications de traitement dont la plus importante est la valeur calorifique, cette dernière dépend de plusieurs paramètres comme la teneur des impuretés dans le gaz. Dans ce qui suit nous allons présenter quelques propriétés et leurs méthodes de calcul ou d'estimation [1].

1.2.1 Propriétés générales

Le gaz naturel est un gaz inodore, incolore, insipide et plus léger que l'air le **tableau 1.5** représente quelques propriétés typiques globales de GN. Par convention les volumes de gaz naturel sont mesurés dans des pressions et des températures données, ces conditions sont principalement [1] :

- Scf (standard cubicfeet) dans les conditions standards 60°F et 14,7 Psia ;
- Nm³ (normal mètre cube) dans les conditions de 0°C et 1 bar ;
- Sm³(standard mètre cube) dans les conditions de 15°C et 1 bar.

Tableau 1.5 : Propriétés globales de gaz naturel [11].

Propriété	Valeur
Masse molaire relative	17-20
% massique en C	73,3
% massique en H	23,9
% massique en O	0,4
Température d'ébullition en °C	-162
Nombre d'octane	120-130
Valeur calorifique minimale MJ/Kg	38-50

1.2.2 Specific gravity du gaz naturel

Un paramètre très important dans le domaine de traitement de gaz, c'est la masse molaire relative de gaz naturel rapporté à la masse molaire de l'air, Elle est donnée par la formule 1.1 [12].

$$\left\{ \begin{array}{l} SG = \frac{M}{M_{\text{air}}} \\ M = \sum_{i=1}^n y_i M_i \end{array} \right. \dots\dots \text{Equation 1.1}$$

Avec :

M : masse molaire relative (moyenne) de gaz naturel ;

M_{air} : masse molaire de l'air (≈29) ;

M_i, y_i : respectivement la masse molaire et la fraction molaire de constituant i de gaz.

1.2.3 Le gaz idéal et le gaz réel

Les formules donnant le volume de gaz dans le cas idéal sont multiples la plus simple est l'équation des gaz parfait (PV=nRT). Mais en réalité le volume de gaz se diffère dans les deux cas, idéal et réel. Généralement le volume d'un gaz considéré comme idéal est inférieur à celui d'un gaz réel, cela dû à un facteur dit facteur de compressibilité noté Z qui est le rapport entre le volume occupé par le gaz dans le cas réel (dans des conditions de pression et de température précises) et le volume que doit le gaz idéal occupé. La plus simple équation d'état pour un gaz réel est définie par l'équation 1.2 [11].

$$PV = ZnRT \dots\dots \text{Equation 1.2}$$

Avec :

V : c'est le volume de gaz en m³ (ft³);

P : c'est la pression de GN en Pa (psi);

n : c'est le nombre de mole de GN ;

T : c'est la température de GN en °K (°R);

Z : le facteur de compressibilité ;

R : constante des gaz parfaits (SI).

Une méthode graphique proposée par Standing et Katz en 1942 **figure 1.7**, donne le facteur de compressibilité Z en fonction des valeurs réduites de température et de pression, ces dernières peuvent être calculées en utilisant les valeurs critiques tabulées de température et de pression puis on utilisera les formules suivantes pour calculer les valeurs réduites [11] :

$$\left\{ \begin{array}{l} P_r = \frac{P}{P_c} \\ T_r = \frac{T}{T_c} \end{array} \right. \dots\dots \text{Equation 1.3}$$

$$P_c = \sum_{i=1}^n y_i P_{Ci} \text{ Et } T_c = \sum_{i=1}^n y_i T_{Ci}$$

Avec : P_r : Pression réduite et T_r : Température réduite.

Chapitre 1 : Généralités sur le gaz naturel et son traitement

Il existe aussi des corrélations qui peuvent donner des estimations des valeurs pseudo critiques de température et de pression, parmi ces méthodes Sutton (1985) a proposé une corrélation en fonction de specific gravity de gaz qui varie entre 0,57 et 1,68[11].

$$\begin{cases} P_{PC} = 756.8 - 131.07 * SG - 3.6 * SG^2 \\ T_{pc} = 169.2 + 349.5 * SG - 74.0 * SG^2 \end{cases} \dots\dots \text{Equation 1.4}$$

La méthode graphique de Standing et Katz est valable seulement pour une mixture d'hydrocarbures, des corrections proposées par Wichert et Aziz (1972) donnent des valeurs corrigées des paramètres pseudo-critiques pour les gaz qui contiennent des gaz acides (CO₂ et H₂S) [11]. Après avoir corrigé les paramètres pseudo-critiques on peut utiliser le graphe de **la figure 1.7** pour estimer le facteur de compressibilité.

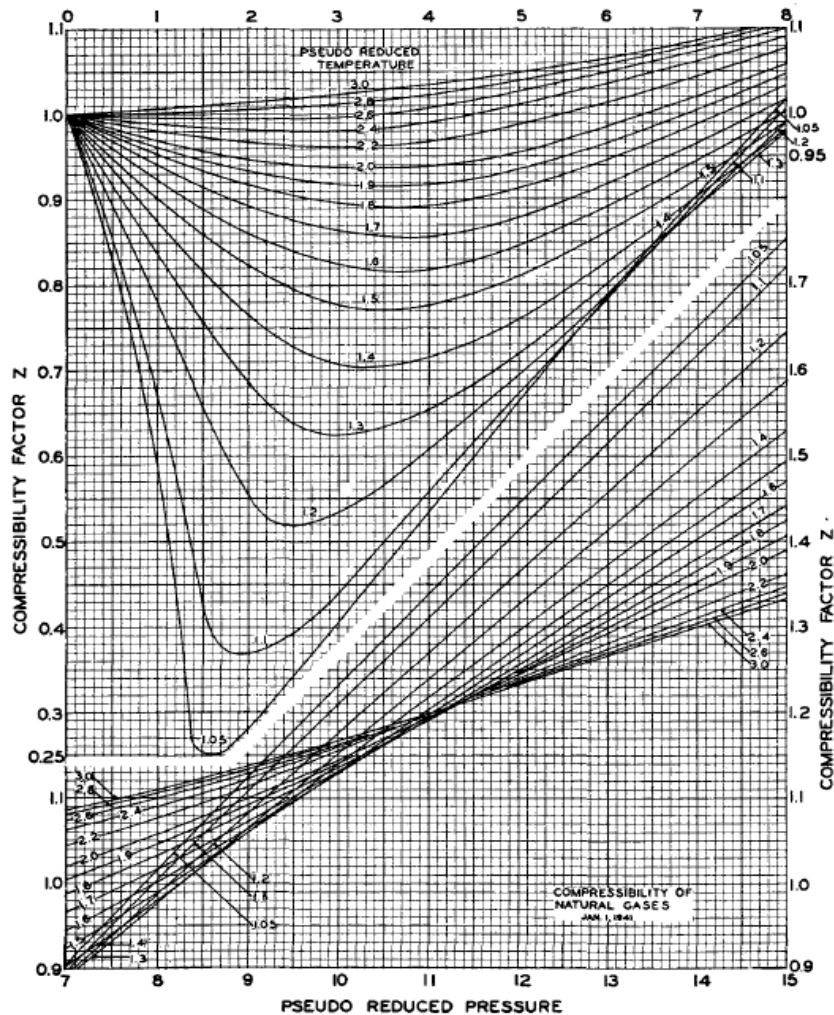


Figure 1.7 : Le facteur d'écart des gaz naturels [13].

Wichert et Aziz proposent de calculer tout d'abord un facteur de déviation ε :

$$\varepsilon = 120(A^{0.9} - A^{1.6}) + 15(B^{0.5} - B^4) \dots\dots \text{Equation 1.5}$$

A : est la somme des fractions molaires de CO₂ et de H₂S dans le gaz ;

B : est la fraction molaire de H₂S dans le gaz.

Chapitre 1 : Généralités sur le gaz naturel et son traitement

Le facteur de déviation est utilisé dans **les équations 1.6** ensuite pour calculer les valeurs corrigées des paramètres pseudo-critiques.

$$\left\{ \begin{array}{l} T'_{pc} = T_{pc} - \varepsilon \\ P'_{pc} = \frac{P_{pc} T'_{pc}}{[T_{pc} - B(1-B)\varepsilon]} \end{array} \right. \dots\dots \text{Equation 1.6}$$

1.2.4 La densité du gaz naturel

Définie comme étant le rapport entre la masse de gaz sur une unité de volume, la densité de gaz peut être calculée par la loi des gaz réels [11] :

$$D = \frac{m}{V} = \frac{PM}{ZRT} = 3.49 \frac{P*SG}{ZT} \dots\dots \text{Equation 1.7}$$

Avec :

D : la densité de gaz naturel en Kg/m³ ;

P : la pression de gaz en KPa ;

T : la température.

1.2.5 La viscosité du gaz naturel

C'est une propriété très importante, elle mesure la résistance au mouvement exercée par le gaz sa valeur pour le gaz est inférieure à celle de l'eau et de pétrole, cela rend le gaz plus mobile dans les conditions de réservoir et dans les procédés de surface [12]. Plusieurs auteurs proposent des corrélations pour estimer la viscosité dynamique (en Pa-s), l'équation 1.8 compte parmi les corrélations les plus utilisées.

$$\mu_g = \frac{\sum_{i=1}^N (\mu_{gi} y_i \sqrt{M})}{\sum_{i=1}^N (y_i \sqrt{M})} \dots\dots \text{Equation 1.8}$$

Avec :

μ_g : est la viscosité de mixtures gaz ;

μ_{gi} : est la viscosité de constituant i de gaz ;

y_i : fraction molaire de constituant i ;

M : masse molaire de gaz.

La viscosité des constituants dans le gaz peut être estimée graphiquement ou en utilisant des corrélations proposées par plusieurs auteurs, comme celles proposées par l'institut Américain d'ingénieurs chimique (AIChE) en 2005 [1].

1.2.6 L'évaluation de la qualité du gaz naturel

La qualité de gaz naturel est évaluée par sa valeur calorifique, qui est définie comme étant la quantité d'énergie libérée en brûlant un volume donné de gaz naturel, elle est donnée généralement en Btu/scf (British thermal unit standard cubicfeet) ou en KJ/m³. Cette valeur dépend de composition de GN et ses teneurs en impuretés (H₂O, CO₂, H₂S, Hg, les mercaptans...). Quand les teneurs en impuretés sont faibles la valeur calorifique de gaz sera élevée, par conséquence sa valeur dans le marché sera plus importante [11].

1.3 Procédés de traitement du gaz naturel

Après son extraction le gaz brut est dirigé vers une panoplie de procédés de purification, ces procédés ont pour objectif l'élimination ou la diminution de la teneur en impuretés présents dans le gaz brut [9]. La complexité des procédés de traitement varie d'une simple unité à un complexe constitué de plusieurs unités de traitement.

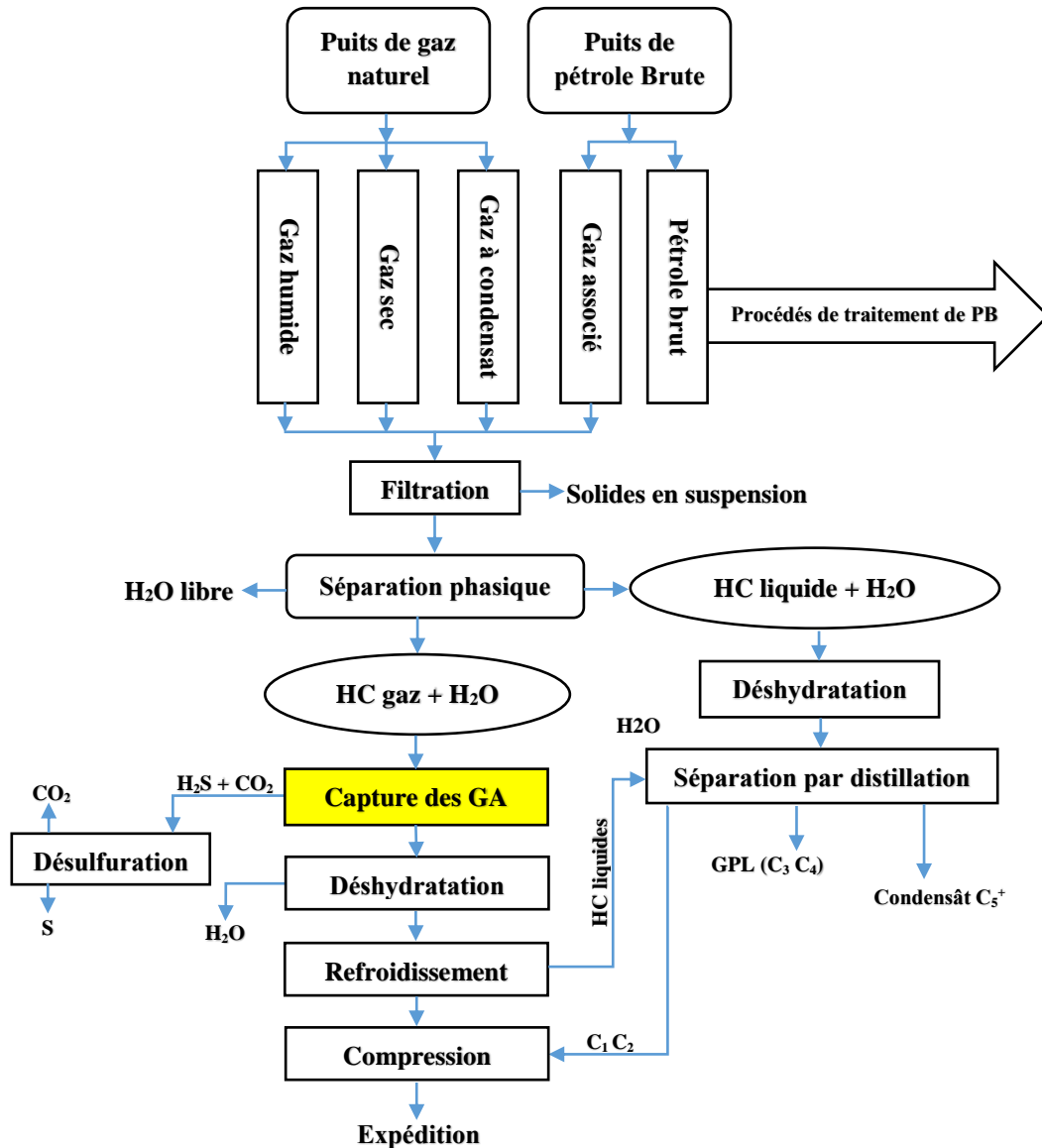


Figure 1.8 : Schéma bloc de quelques procédés de prétraitement de gaz naturel.

Donc pour obtenir un gaz naturel qui répond aux différents normes et spécifications de commercialisation et de transport, et afin de diminuer les effets néfastes des impuretés sur la santé humaine et sur le bon fonctionnement des installations, ce gaz subit les principaux procédés schématisés sous la figure 1.8 ci-dessus [1].

1.3.1 Séparation du gaz et des liquides (dégazolinage)

La première opération de traitement de gaz naturel consiste à séparer la phase gazeuse de la charge de la phase liquide, cette dernière peut être des hydrocarbures relativement lourds ou encore de l'eau libre, qui se décantent par gravité dans des séparateurs liquide-gaz dont le dimensionnement dépend à la fois de composition de gaz et de la pression opératoire [24]. Le bon dimensionnement de séparateurs gaz-liquide est important pour cette étape très critique pour effectuer un bon traitement.

1.3.2 Captage des gaz acides

Après l'élimination des liquides le gaz subit un traitement pour enlever les gaz dites acides (CO_2 , H_2S , mercaptans...). Pour effectuer ce traitement plusieurs procédés ont été développés, et le choix de procédé le plus approprié dépend des conditions opératoires, de composition de gaz et de taux de traitement désiré [14].

1.3.3 La déshydratation

Le terme déshydratation désigne l'élimination de l'eau qui est probablement l'impureté indésirable la plus courante dans le gaz naturel non traité [14]. Chaque type d'eau présente dans le gaz nécessite un traitement particulier :

- L'eau libre peut être éliminée par une simple séparation par densité dans des séparateurs bi ou tri-phasique.
- L'eau saturée peut être éliminée en faisant passer le gaz à traiter dans un absorbeur ou un adsorbant qui capte les molécules d'eau saturée dans le gaz.
- L'eau émulsionnée peut-être éliminée par une filtration.

L'élimination de ces types d'eau permet de prévenir les différents problèmes qui peuvent avoir lieu comme par exemple la formation des hydrates. Elle permet aussi d'augmenter la valeur calorifique de gaz [11].

1.4 Les technologies de la capture du dioxyde de carbone

La prépondérance des énergies fossiles dans la consommation énergétique mondiale, ainsi que l'augmentation du rythme de cette consommation aggravent davantage les problèmes climatiques de notre planète. En vue de limiter les effets de réchauffement climatique, un accord conclu en 2015 lors de la COP21 vise à limiter ce réchauffement à moins de 2°C d'ici 2100 [3]. Parmi les stratégies mis en place est l'amélioration des technologies de capture de CO_2 , ce dernier est le premier contribuant dans le réchauffement climatique sachant que des prévisions de l'EIA ont estimées que les émissions de CO_2 liées à l'énergie pourraient atteindre 36 Gt à l'horizon de 2020 [3].

1.4.1 Principaux systèmes du captage de CO_2

Plusieurs chercheurs concentrent leurs efforts sur la réduction des émissions de CO_2 provenant de différentes sources, et ce en développant les technologies de capture de stockage et/ou du valorisation des gaz à effet de serre [4]. Les procédés de capture de CO_2 trouvent de nombreuses applications dans les raffineries, les complexes de traitement de gaz naturel, les centrales thermiques fonctionnant avec des ressources naturelles et les unités industrielles de transformation ou de fabrication des produits

chimiques [15]. On peut classer ces procédés dans quatre principaux systèmes résumés sous la figure 1.9.

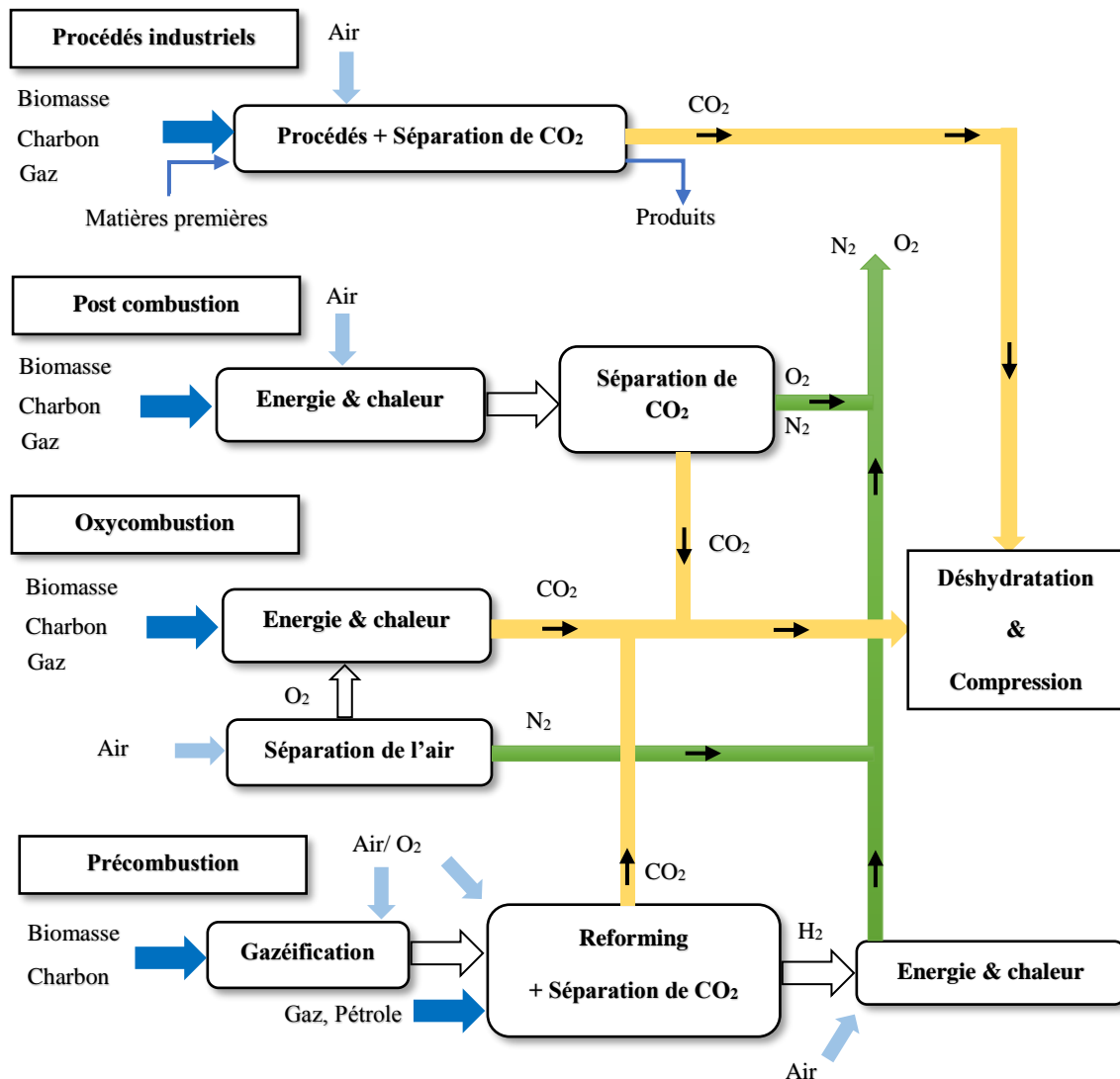


Figure 1.9 : Technologies et techniques de capture de CO₂.

1.4.1.1 Capture de CO₂ des installations industrielles

Les industriels ont procédé à la capture de dioxyde de carbone depuis des décennies, à cet époque il n'y avait pas des normes et des réglementations qui contrôlent les émissions de CO₂, d'où les procédés qui existaient émettre le CO₂ directement vers l'atmosphère [15]. Aujourd'hui plusieurs normes exigent la capture et le stockage et/ou la valorisation des différents types de GES, parmi les installations qui utilisent des unités de décarbonatation on cite :

- Sites de purifications de gaz naturel ;
- Unités de fabrication de l'ammoniac ;
- Unités de synthèse de l'alcool ;
- Fabrication de ciment et de fer ;
- Procédés alimentaires de fermentation.

1.4.1.2 Capture de CO₂ par postcombustion

Ce type de procédés est généralement utilisé pour éliminer le CO₂ après la combustion des ressources naturelles ou de la biomasse mélangés avec de l'air dans des centrales électriques qui produisent l'électricité [16]. Les gaz résultants de la combustion sont envoyés vers un procédé où le CO₂ est éliminé et envoyé vers le stockage.

1.4.1.3 Capture de CO₂ par oxycombustion

De l'oxygène pur alimente la combustion des ressources fossiles ou de la biomasse ce qui résulte d'un mélange de CO₂ et d'H₂O. L'oxygène utilisé dans ce procédé est généralement produit moyennant un procédé cryogénique qui utilise une basse température pour séparer l'oxygène de l'air [16].

1.4.1.4 Capture de CO₂ par précombustion

C'est un procédé constitué de deux étapes, la première consiste en la gazéification de la biomasse ou de charbon en le mélangeant avec de l'air ou de l'oxygène. Cette gazéification produit un mélange de gaz de synthèse (CO et H₂), ce dernier est introduit dans un réacteur catalytique où se déroule une transformation de CO et de H₂ en CO₂ et H₂. Le mélange (H₂ et CO₂) est ensuite séparé par absorption physique ou chimique. Dans le cas où on utilise de gaz naturel un prétraitement est nécessaire pour préparer le gaz à être introduit dans le réacteur catalytique [15].

1.4.2 Comparaison entre les différents types de capture

La comparaison entre les différents systèmes de capture de CO₂ est basée essentiellement sur trois critères à savoir : le domaine d'application, l'efficacité et le coût de traitement. **Le tableau 1.6** représente une comparaison entre les quatre systèmes de capture de CO₂.

Tableau 1.6 : Comparaison entre les différentes technologies de capture de CO₂.

Système	Postcombustion	Précombustion	Oxycombustion
Domaine d'application	Unités de production de l'électricité avec le charbon et le gaz naturel.	Unités de production de l'électricité avec le charbon et le gaz naturel.	Unités de production de l'électricité avec de charbon et pour la purification de GN.
Avantages	La technique la plus mature avec la meilleure connaissance technique. Peut être ajoutée à des installations existants.	Utilisée pour des concentrations élevées de CO ₂ dans le gaz à traiter. Une technologie mature et commercialisable.	Une concentration élevée de CO ₂ améliore l'efficacité de traitement. Très efficace pour des petites installations.
Inconvénients	Une faible concentration de CO ₂ affecte la capacité de traitement.	Une consommation d'énergie et un coût de traitement élevés.	La séparation cryogénique de O ₂ coûteuse. Des problèmes de corrosion. Consommation d'énergie élevée.

Les autres procédés industriels utilisent l'un des systèmes cités dans le tableau. Par exemple pour purifier le gaz naturel ou les effluents qui sortent d'une installation de production de l'ammoniac on utilise un système de précombustion [15].

1.5 Les procédés de capture de CO₂

Dans cette partie, on se limitera de citer les procédés les plus utilisés pour éliminer le CO₂ de gaz naturel. Comme la **figure 1.10** le montre, ces procédés peuvent être classés sous trois catégories principales suivant la technique utilisée pour le traitement [17].

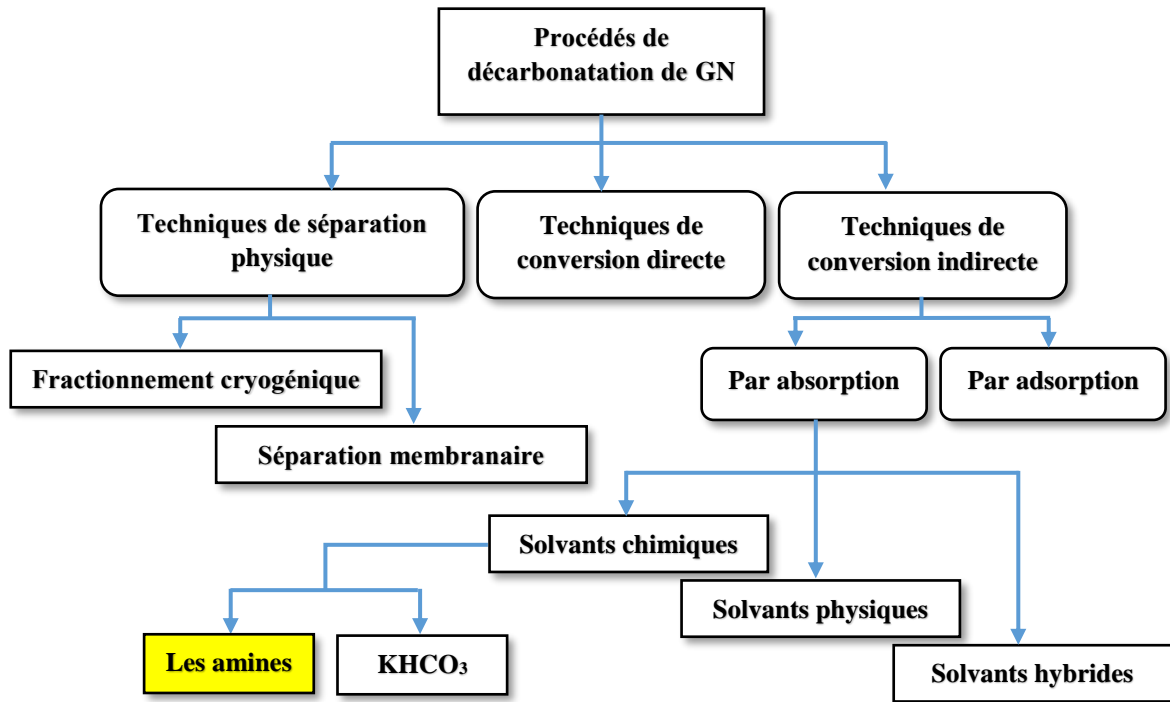


Figure 1.10 : Classification des procédés de capture de CO₂.

1.5.1 Techniques de conversion directe

L'utilisation des techniques de conversion directe est limitée, elles visent à traiter généralement les gaz avec une faible teneur en H₂S. Ces techniques utilisent une absorption avec une solution alcaline pour absorber le H₂S, ce dernier est transformé ensuite en un soufre (S) élémentaire moyennant une oxydation à l'air [17].

1.5.2 Techniques de conversion indirecte

Il existe deux types de procédés pour la conversion indirecte de CO₂ à savoir l'absorption et l'adsorption.

1.5.2.1 L'adsorption

Grace à des surfaces spécifiques importantes, à la porosité ainsi qu'à la sélectivité pour quelques types d'impuretés, quelques solides dits adsorbants sont capables de purifier un fluide (le gaz dans notre cas) en fixant les composants à éliminer nommés adsorbats dans des micropores. Ces composants créent des liaisons physiques avec la surface de solide, Ces liaisons sont moins fortes que les liaisons chimiques, elles

Chapitre 1 : Généralités sur le gaz naturel et son traitement

sont détruites avec une simple augmentation de la température. Dans le cas où les composants à éliminer réagissent avec la surface de solide (chimisorption), la destruction des liaisons chimiques créées est généralement impossible [9].

Pour éliminer le CO₂ et le H₂S, des tamis moléculaires sont utilisés. Il s'agit d'un lit fixe constitué de petites billes cristallines de tailles différentes à travers lequel le gaz se traverse. Ce procédé est applicable pour un large intervalle de pression mais il donne un traitement efficace pour les pressions moyennes (autour de 3100 KPa) [14].

L'adsorption est très peu utilisée pour éliminer le CO₂ de gaz naturel, elle est utilisée plutôt pour éliminer l'eau (déshydratation) ou le H₂S. Ces derniers ont tendance à occuper les sites actifs plus que dioxyde de carbone [16]. La régénération s'effectue en envoyant un flux de gaz traité à travers le lit avec des températures élevées (entre 150 à 200°C) pour casser les liaisons physiques formées au cours d'adsorption [14].

1.5.2.2 L'absorption

Un phénomène d'une très grande importance pour le prétraitement de gaz brut, il représente le transfert d'un constituant chimique contenu dans une phase gazeuse vers un liquide dans lequel ce constituant est soluble. Le procédé inverse est appelé désorption ou « stripping » et il est défini comme étant le transfert d'un composé chimique dissous dans une phase liquide vers une phase gazeuse.

L'élimination de CO₂ avec une opération d'absorption peut être effectuée avec trois types de solvants : des solvants chimiques, physiques ou hybrides (chimiques et physiques) [6].

1.5.2.3 Les solvants physiques

Dans ce type de procédés, le constituant absorbé est très soluble dans l'absorbant liquide que d'autres composants du courant gazeux, mais il ne réagit pas chimiquement avec le solvant. Sachant que la concentration d'équilibre de l'absorbât dans la phase liquide dépend fortement de la pression partielle en phase gazeuse. Comme exemple on peut citer l'absorption du CO₂ et H₂S par le diméthyl éther de polyéthylène glycol [16].

Les procédés de solvant physique sont utilisés principalement pour l'élimination des gaz acides des courants de gaz naturel à haute pression sachant que lorsque les impuretés d'acide gazeux constituent une fraction appréciable dans le gaz à traiter, le coût d'élimination de ses derniers par des solvants thermique est plus important, ceci a donné l'impulsion majeure au développement des procédés qui utilisent des solvants organiques non réactifs comme agent de traitement, de moment où la version la plus simple d'un procédé de solvant physique implique la régénération du solvant à pression atmosphérique ou sous vide, ou par stripage à gaz inerte (L'azote et le gaz combustible ont été utilisés souvent comme agents de stripage.)[17]. Il existe différents procédés physiques pour l'élimination des gaz acides à partir du gaz naturel, sachant que les plus utilisés dans le domaine industriel sont les suivants :

- Procédé Selexol.
- Procédé Rectisol.
- Procédé Fluor.

1.5.2.3.1 Les solvants chimiques

Ce type de procédé utilise des solutions aqueuses d'une faible base pour absorber les gaz acides (CO_2 et H_2S). Cette absorption est accompagnée d'une réaction chimique, elle se produit sous l'effet de différence de pression partielle de GA entre la phase gazeuse et la solution aqueuse utilisée.

Un changement dans les conditions de pression, des températures ou ces deux paramètres peut inverser l'opération, ce qui permet de régénérer le solvant qui circule dans un cycle fermé. Les solvants chimiques les plus utilisés pour absorber le CO_2 de gaz naturel sont soit d'une nature organique : les amines, ou d'une nature minérale : les carbonates (KHCO_3) [14].

❖ Procédé du carbonates chaudes

Ce procédé utilise un solvant avec carbonates chaudes (KHCO_3), ce dernier est régénérable seulement en présence de CO_2 dans le gaz et il réagit également d'une façon réversible avec d'autres contaminants de gaz comme le COS et le CS_2 . Il consiste à mettre en contact le gaz et le solvant qui entrent respectivement de bas et de haut d'une colonne fonctionnant à contre-courant, et à une température relativement élevée (environ 110°C). Le gaz traité sort de haut de la colonne tandis que le solvant saturé en CO_2 (ou CO_2 et H_2S) est envoyé vers un ballon flash où des quantités de GA sont éliminées de solvant. Il est ensuite acheminé vers une colonne de régénération fonctionnant à basse pression (proche de la pression atmosphérique) et à haute température (environ 120°C). À l'aide d'une pompe le solvant régénéré est réinjecté dans la colonne d'absorption [14].

❖ Procédés des amines

C'est le procédé le plus utilisé pour la capture de CO_2 et de H_2S , il utilise le caractère basique des amines pour absorber les GA. Ces amines peuvent être classées en primaires, secondaires et tertiaire selon le nombre des groupes alkyles attachés à l'atome N. L'amine primaire est plus forte que l'amine secondaire, qui de son tour est plus forte que l'amine tertiaire. La réactivité de solvant avec le CO_2 varie selon le type d'amine : la réactivité augmente pour les amines les plus fortes, ce qui rend les liaisons formées entre l'amine et le CO_2 plus fortes (régénération difficile) [9]. Les amines les plus utilisées pour traiter le gaz naturel sont la MEA (primaire) et la DEA (secondaire).

1.5.2.3.2 Les solvants hybrides

Les points forts des solvants chimiques et physiques sont fusionnés pour gagner en efficacité. Ce procédé profite de la bonne solubilité des GA dans les solvants physiques et de la réactivité avec les solvants chimiques. Il donne des résultats très satisfaisants pour des pressions partielles élevées de GA [17]. Dans les procédés de basse pression ce procédé n'est pas efficace : il présente des pertes considérables en hydrocarbures et il nécessite plus de plateaux pour la colonne d'absorption [16]. Parmi les solvants hybrides les plus utilisés on cite :

- Le procédé UCARSOL ;
- Le procédé Sulfinol (Sulfinol X : sulfonale, MDEA, piperazine et de l'eau).

1.5.3 Techniques de séparation physique

1.5.3.1 La séparation membranaire

Malgré son coût relativement élevé par rapport aux autres modes de purification de gaz, la séparation membranaire a trouvé son application dans les procédés de traitement de gaz. Ce procédé consiste à purifier le gaz grâce à une perméabilité sélective d'un ou plusieurs constituants [14]. Les constituants à éliminer passent d'un côté vers l'autre sous l'effet d'un gradient de concentration, ce dernier est maintenu en agissant sur la pression partielle de constituant clé à éliminer.

Cette technique est utilisée souvent pour éliminer le CO₂ et l'eau (H₂O) de gaz naturel, et au cours de ce traitement les deux paramètres à optimiser sont la perméabilité, qui en l'améliorant on peut diminuer le coût de système en diminuant la surface de membrane utilisée, et la sélectivité qui diminue les pertes des hydrocarbures à travers la membrane [14].

1.5.3.2 Les procédés cryogéniques

Il s'agit d'une série de refroidissement et de fractionnement de l'alimentation (GN), qui consiste à refroidir le gaz à des températures très basses ce qui permet la liquéfaction de CO₂, qui est ensuite séparé par distillation. Cette technique est très peu utilisée à cause des problèmes opératoires comme la possibilité de solidification de CO₂, la formation des hydrates et la consommation énergétique très élevée qui est due au système de refroidissement [16].

1.5.4 Conclusion

Le gaz naturel est indispensable pour la vie quotidienne, il représente la troisième source d'énergie la plus utilisée. Vue à ces qualités intrinsèques qui sont principalement liées à son bon rendement énergétique et à ses multitudes d'avantage environnementaux comparés aux autres sources, ainsi que le développement des techniques d'exploitation et d'extraction qui permettent un fourrage plus profond.

Un gaz naturel brut est rarement transporté et utilisé à son état brut. Le producteur est en effet, contraint de livrer à la consommation un gaz conforme aux spécifications réglementaires édictées par les normes de commercialisation pour assurer la sécurité du transport et des usagers. Le gaz doit être sec, dans les conditions de température et pression de transport. La chaîne de traitement du gaz naturel, depuis la tête de puits jusqu'à une utilisation commerciale, comporte plusieurs étapes successives qui vont dépendre de la nature du gaz (composition H₂S, CO₂, COS, mercaptans, hydrocarbures lourds, aromatiques...), des conditions de disponibilité (température, pression, débit), de l'application visée (gaz naturel liquéfié ou non) et des spécifications imposées. Le choix des technologies est donc dépendant de critères techniques mais aussi de critères économiques pour optimiser la production et assurer le bon fonctionnement de procédé sélectionné.

Actuellement, l'axe de progrès principal identifié pour permettre le développement des technologies de captage du CO₂ est la réduction des coûts, d'où chaque technologie doit également améliorer ses performances spécifiques comme l'amélioration des performances des agents de séparation (solvants, membranes) en termes de stabilité, sélectivité et capacité de régénération.

Chapitre 2

La décarbonatation du GN avec les alcanolamines

2 La décarbonatation du GN avec les alcanolamines

2.1 Introduction

Il est évident que la plupart des ressources naturelles souterraines, nécessitent un prétraitement avant d'être utilisées dans des divers applications. Le gaz naturel n'est pas exclu de ce traitement, qui est dû à la présence des contaminants qui sortent avec le gaz brut lors de l'extraction. Comme il est cité précédemment, les gaz acides comptent parmi les contaminants les plus dangereux à éliminer, à cause de leurs effets sur les installations et sur la qualité du gaz produit.

Depuis les années 30 plusieurs installations d'élimination de CO₂ ont été met en place, et au fer et à mesure, des données opératoires relatives au fonctionnement de ces installations sont collectées. Ces données parfois empiriques ne sont pas seulement indispensables pour la procédure de design, mais aussi elles représentent un outil très important pour prévenir et diminuer les éventuels problèmes de fonctionnement voir les éliminés [6].

L'objectif major de dimensionnement est d'offrir les meilleures conditions aux solvants pour donner une bonne efficacité de traitement. En revanche ces conditions opératoires sont très difficiles à déterminer à cause de l'interaction de plusieurs variables et de plusieurs considérations relatives à la nature de la charge et de solvant, le taux de traitement désiré ainsi qu'aux problèmes éventuelles de fonctionnement.

2.2 Choix de procédé

Dans notre cas d'étude nous voulons dimensionner une unité de décarbonatation qui comme son nom l'indique permet d'enlever ou de diminuer la teneur de CO₂ dans le gaz brut. **Le tableau 2.1** résume quelques critères de choix pour le procédé [9].

Tableau 2.1 : Quelques critères de choix pour les différents procédés de décarbonatation.

Procédé	H ₂ S	CO ₂	Taille de l'unité	Pression partielle
Absorption avec une solution alcaline	A	A	E	B
Absorption physique	A	A	E	E
Séparation membranaire	A	A	B	B
Adsorption	A	A	B	B
A : Applicable	B : Basse		E : Elevée	

La plupart des procédés à échelle industrielle utilisent soit l'absorption chimique (avec un solvant organique ou inorganique) ou bien l'absorption physique grâce à leurs efficacités dans le traitement des grandes quantités [16]. Le choix de procédé dépend essentiellement des pressions partielles des gaz acides, pour cette raison il existe des méthodes de choix graphiques simplifiées en fonction des pressions partielles comme le montre **la figure 2.1** [14].

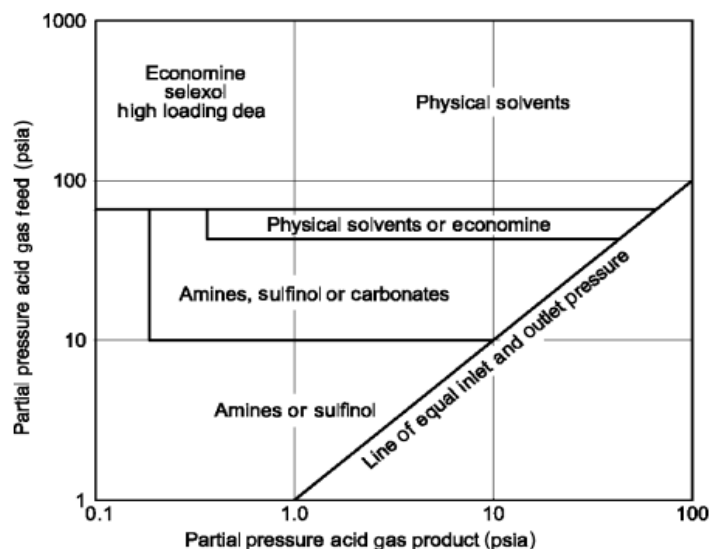


Figure 2.1 : Sélection graphique de procédé d'élimination de H₂S en absence de CO₂.

2.3 Description du procédé à l'amine

Le CO₂ et le H₂S sont appelés gaz acides, cette nomination provient de fait qu'ils ont un caractère acide. Ils forment en présence de l'eau des acides ou des solutions acides nocives pour les installations. En plus de cette nocivité ces composants affectent la qualité de gaz produit en diminuant sa valeur calorifique. L'élimination de CO₂ est exigée pour répondre aux spécifications de vente, et elle est plus exigeante pour le gaz destiné à être envoyé vers des procédés cryogéniques, et ce pour prévenir les phénomènes de solidification de CO₂ à basse température [21].

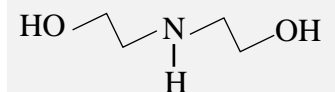


Figure 2.2 : Structure semi-développée de la DEA (amine secondaire).

Le procédé de décarbonatation de gaz naturel par absorption chimique utilise le caractère basique des produits qui contiennent des fonctions aminées, ces amines sont soit primaires, secondaires ou tertiaires en fonction des radicaux hydrocarbures liés à l'atome de Nitrogène. En plus de la fonction amine qui offre la basicité nécessaire et augmente la réactivité avec les gaz acides, les solvants utilisés lors d'élimination de CO₂ contiennent aussi des fonctions hydroxyles (OH), qui sert à améliorer la solubilité de l'amine dans l'eau [16].

Quelle que soit la nature de solvant utilisé il est mélangé avec de l'eau pour donner une solution qui peut réagir avec les gaz acides (CO₂ et H₂S) et qui favorise le transfert de ces derniers du gaz à traiter vers le solvant. Ce transfert se produit sous l'effet d'une force motrice de la pression partielle de gaz vers le solvant [14].

Les réactions résultantes de contact entre les gaz acides et le solvant sont réversibles. Il suffit donc de changer les conditions de pression et de température pour aller dans un sens ou dans l'autre. Ce caractère offre la possibilité d'effectuer la régénération de solvant. Ce recyclage de solvant porte un intérêt économique major

Chapitre 2 : La décarbonatation du GN avec les alcanolamines

pour ce procédé [9]. Dans ce qui suit nous allons décrire et expliquer les différentes étapes de procédé.

Après son extraction des différents puits, le gaz brut est acheminé à travers des pipelines vers l'installation, il est tout d'abord introduit dans une colonne de séparation bi ou tri-phasique afin d'éliminer l'eau libre et/ou les hydrocarbures liquides. Le gaz sortant de tête de séparateur avec une pression et une température données, est introduit dans le fond d'une colonne d'absorption à plateaux ou à garnissage. Cette colonne appelée parfois contacteur, elle assure le contact entre le gaz et le solvant qui circulent à contre-courant.

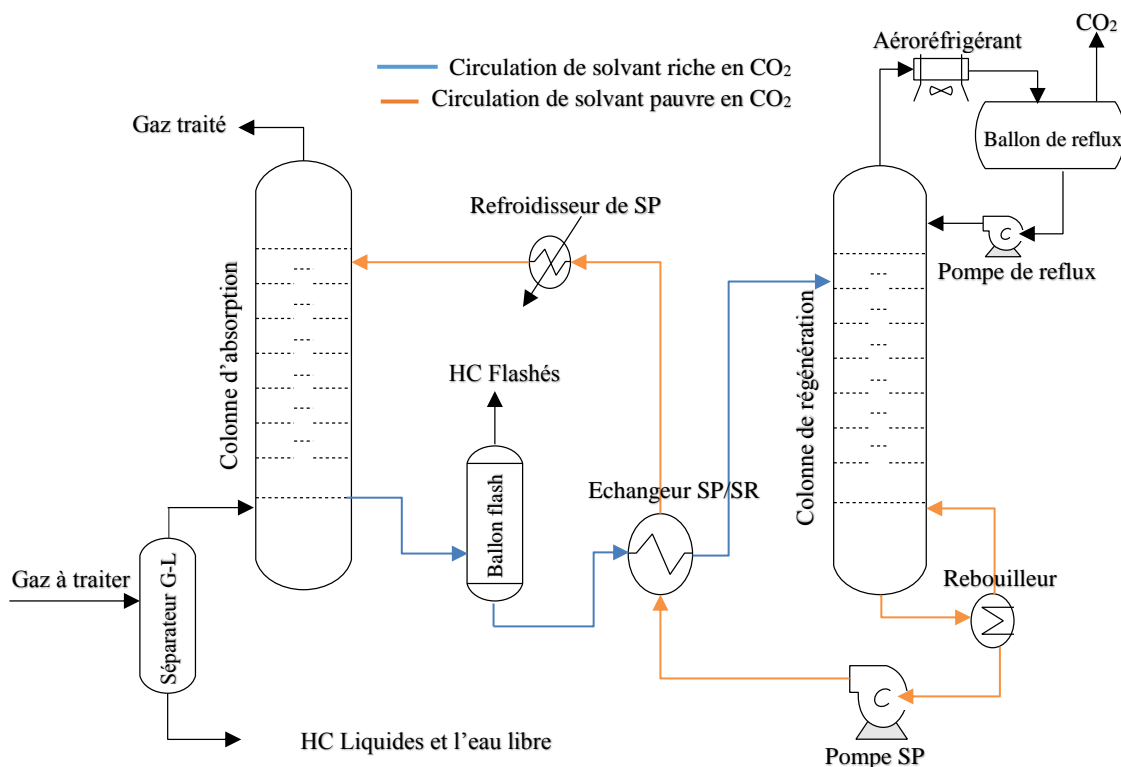


Figure 2.3 : Schéma de principe de procédé de décarbonatation de gaz naturel avec des amines.

Le solvant introduit dans la tête de la colonne appelée souvent solvant pauvre absorbe le CO₂ contenu dans le gaz. Ce phénomène, accompagné d'une réaction chimique, se déroule essentiellement dans la partie inférieure de la colonne où la température est relativement plus élevée [9].

Le solvant saturé avec le CO₂, dit aussi solvant riche, quitte le fond de la colonne avec une température élevée, tandis que le gaz traité quitte la tête de la colonne pour être dirigé vers les autres étapes de traitement de gaz, et il est parfois recommandé d'utiliser un séparateur pour récupérer les amines entrainées par le gaz traité [14].

La première étape de régénération est d'utiliser un séparateur où les hydrocarbures dessous dans le solvant sont éliminés sous l'effet d'une diminution de pression. Sortant de séparateur le solvant riche en CO₂ est introduit dans les tubes d'un échangeur de chaleur, où sa température augmente après contact avec le solvant pauvre régénéré provient du fond de la colonne de régénération [6].

Après son chauffage le solvant riche est introduit dans la partie supérieure de la colonne de stripping (colonne de régénération fonctionnant aussi à plateaux ou à garnissage). Dans cette colonne, qui fonctionne à basse pression, le rebouilleur qui chauffe le fond de la colonne assure l'énergie nécessaire pour casser les liaisons formées lors de l'absorption [9]. Cette énergie est sous forme d'une vapeur saturée. Le CO₂ entraîné par la vapeur d'eau sort de la tête de la colonne, et dirige vers un condenseur où l'eau sera condensée et réinjectée dans la partie supérieure de la colonne (le reflux), tandis que le CO₂ est envoyé vers un procédé de valorisation ou de stockage [14].

Le solvant régénéré sort de rebouilleur avec une température élevée. Il est introduit dans le coté calandre de l'échangeur (riche/pauvre), où il sert à réchauffer le solvant riche. Par conséquence la température de solvant régénérée diminue, mais pas suffisamment pour atteindre la température d'entrée de solvant pauvre dans la colonne d'absorption. Pour cela un réfrigérant est prévu pour refroidir ce solvant jusqu'à environ 10°F au-dessus de la température de gaz d'alimentation [14]. Une pompe injecte ensuite le solvant dans la tête de la colonne d'absorption comme le montre **la figure 2.3**.

2.4 Choix du solvant

Le choix de l'amine ou d'un mélange de plusieurs amines a un impact major sur le dimensionnement. Que ce soit de point de vue économique ou encore de point de vue efficacité d'élimination de CO₂. Il est donc absolument nécessaire lors d'utilisation des solvants aminés de connaître leurs conditions d'utilisation optimales, Cette nécessité peut être expliquée par plusieurs raisons à savoir :

- La sensibilité de ces composés aux conditions opérationnelles (seuils de température et de pression) [16] ;
- L'optimisation de dimensionnement des équipements et la minimisation de la consommation énergétique en choisissant le solvant le plus approprié [18] ;
- La prévention des problèmes de fonctionnement de l'installation (Corrosion, érosion, pertes de solvant, réactions parasites...) [9].

Les paramètres liés aux caractérisations de solvant et ces conditions varient d'une amine à une autre, car chaque type d'amine possède un comportement particulier vis-à-vis les gaz acides, et selon le type d'amine on distingue plusieurs caractéristiques fonctionnelles dans une installation de décarbonatation [18]. **Le tableau 2.2** résume les principaux paramètres à optimiser lors de dimensionnement d'une installation de décarbonatation, ces paramètres ne sont pas indépendants les uns des autres. A titre d'exemple l'utilisation d'une amine avec une concentration massique élevée peut diminuer la valeur de débit de circulation de solvant, tandis que la diminution de ce dernier peut minimiser les dimensions de rebouilleur et de condenseur ainsi que leurs consommations énergétiques. En général 50 à 70% de l'investissement est relié directement au débit de circulation de l'amine, et 10 à 20% sont liés à la consommation de l'énergie lors de la régénération [19].

Chapitre 2 : La décarbonatation du GN avec les alcanolamines

Tableau 2.2 : Les principaux paramètres de caractérisation d'un solvant.

Le paramètre	Son effet	Son intérêt
La teneur en GA (CO ₂) maximale	Une teneur élevée de CO ₂ dans la solution d'amine provoque des phénomènes de corrosion.	Sécuritaire
La concentration de l'amine	Les GA (CO ₂) avec des concentrations très élevées de l'amine rend la solution très offensive aux équipements.	Sécuritaire
Le débit de circulation de l'amine	L'augmentation de ce débit améliore l'efficacité de traitement, mais son excès rend le procédé plus coûteux.	Economique
La pression partielle de solvant	Selon les conditions dans la colonne, une pression partielle très élevée causera des pertes considérables de solvant	Economique
La chaleur de réaction avec le GA (CO ₂)	Plus cette chaleur est élevée, plus la régénération sera plus difficile et consomme plus d'énergie.	Economique et technique
Les réactions parasites	La cause directe de corrosion et de perte de solvant.	Economique et sécuritaire

Les propriétés physiques ont aussi une influence sur le choix de l'amine, plus cette amine est stable plus son utilisation est préférable. **Le tableau 2.3** récapitule quelques propriétés physiques des amines les plus utilisées [20].

Tableau 2.3 : Propriétés physiques de quelques amines utilisées pour la décarbonatation.

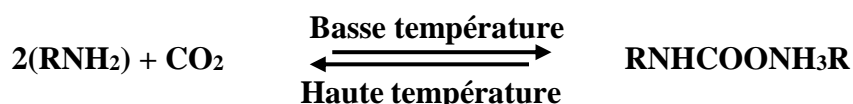
L'amine	MEA	DEA	DGA	MDEA
Formule chimique	HOC ₂ H ₄ NH ₂	(HOC ₂ H ₄) ₂ NH	(HOC ₂ H ₄) ₃ N	(HOC ₂ H ₄) ₂ NCH ₃
Masse molaire	61.08	105.14	148.19	119.16
Température d'ébullition à 760 mm Hg (°F)	338.9	516.2	680	477
Pression critique (psia)	868	474.7	355	/
Température critique (°F)	662	827.8	957.7	/
Densité à 20°C	1.018	1.095	1.058 à 68°F	/
La chaleur spécifique (Btu/Lb °F)	0.608 à 68°F	0.600 à 60°F	0.571	0.535
La chaleur latente de vaporisation (Btu/lb)	180 à 760mmHg	288 à 73mmHg	219 à 760 mmHg	204
La chaleur de réaction avec le CO ₂ (Btu/lb de CO ₂)	610	720	674	690
Viscosité (en cp)	24.1 à 68°F	35 à 68°F	40 à 68°F	1.3 cs à 50°F
Température de flash (°F)	200	298	260	265

Chapitre 2 : La décarbonatation du GN avec les alcanolamines

En générale dans la littérature il n'existe pas une méthode théorique pour sélectionner le type d'amine à utiliser. Par contre il existe une multitude de guidelines et de données collectées sur des sites de traitement qui donnent le comportement et les caractéristiques des solvants dans des installations existantes [19]. Quelques données sont présentées dans les paragraphes qui suivent selon le type de solvant.

2.4.1 Installations fonctionnant avec la MEA

La MEA est une amine primaire qui possède le caractère le plus basique des solvants aminés. La réaction de MEA avec le CO₂ peut être schématisée comme suit [21]:



Cette réaction est réversible en changeant seulement les conditions de température et de pression. Mais avec une chaleur de réaction de l'ordre de 1930 KJ/kg (825 Btu/lb de CO₂) la régénération de MEA consommera plus d'énergie comparée aux autres solvants [19]. Cette régénération peut être effectuée dans une colonne à plateaux fonctionnant à 120°C et 2 bars [21].

La MEA est utilisée avec des concentrations massiques qui varient entre 15 et 20% dans l'eau, tandis que la teneur en gaz acides ne doit pas excéder les 0.35 mole de GA/mole de la MEA [6]. Ces valeurs relativement basses de concentrations et de teneur en GA sont des mesures préventives contre la corrosion, car la possibilité de la corrosion de CO₂ s'accroît en présence de l'amine primaire et de l'eau. La seule manière d'utiliser une valeur de teneur de gaz acides plus élevée est d'utiliser des matériaux spéciaux qui résistent à la corrosion, dans ce cas ces teneurs peuvent atteindre 0.6 jusqu'à 0.7 mole d'AG/mole de la MEA [21].

La pression de vapeur de la MEA est élevée ce qui peut causer des pertes considérables de solvant, particulièrement à basses pressions. Le problème de ces pertes peut être résolu en ajoutant un système de lavage de gaz traité par l'eau [21]. La MEA peut réagir aussi avec des contaminants qui existent souvent dans le gaz brut, comme le COS, le SO₂, le SO₃ et le CS₂. Ces réactions donnent lieu à ce qu'on appelle « MEA désactivé » ou encore produits de dégradation qui représentent la première cause de corrosion [9]. Le produit de ces réactions parasites sont des sels très stables dont la régénération dans une colonne de stripping est souvent impossible. C'est pour cela que l'utilisation de la MEA dans un gaz qui contient des teneurs élevées en COS et en CS₂ n'est pas recommandée. Dans le cas où on est obligé d'utiliser la MEA il est nécessaire d'intégrer dans l'installation un récupérateur « reclaim » qui a pour but d'évacuer les sels stables hors de système [6].

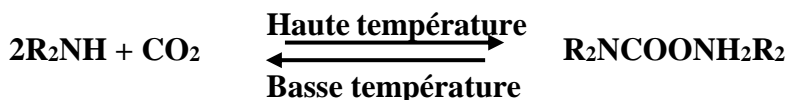
2.4.2 Installations fonctionnant avec la DEA

La diéthanolamine est une amine secondaire, par conséquent elle a une basicité plus faible que la MEA. Pour cette raison les installations fonctionnant avec la DEA sont moins susceptibles à être corrodés, tandis que la concentration massique de la DEA peut atteindre 35% dans l'eau. Cette concentration implique un débit de circulation plus faible que celui de la MEA, mais avec une teneur en gaz acides plus

Chapitre 2 : La décarbonatation du GN avec les alcanolamines

importante (jusqu'à 0,4 moles d'AG éliminé/moles de DEA) [6]. Dans le cas d'utilisation des matériaux spéciaux ou des inhibiteurs de corrosion la teneur peut atteindre 1 mole de GA/mole de la DEA [21].

La chaleur de réaction de la DEA avec le CO₂ est relativement basse, elle est d'environ 653 Btu/lb. Ce qui rend la régénération de solvant plus facile. Cette réaction peut être schématisée comme suit [21] :



Les amines secondaires sont moins réactives vis-à-vis le CS₂ et le COS [9]. Même en cas de réactions parasites avec ces composés les produits résultants (sels) sont facilement régénérables dans la colonne de stripping [6]. Donc la DEA est le meilleur choix pour des gaz qui contiennent des teneurs élevées de CS₂ et de COS.

Les pertes du solvant par dégradation sont négligeables par conséquence l'utilisation d'un récupérateur (reclamer) n'est pas très utile. Les impuretés formées par la dégradation de la DEA, ainsi que les impuretés solides en suspension peuvent être éliminées par une simple filtration au charbon active [14]. La DEA est recommandée pour des pressions élevées de gaz à traiter (pression élevée dans l'absorbeur) [9].

2.4.3 Installations fonctionnant avec la DGA

La DGA est une amine primaire très similaire à la MEA, elle réagit de la même manière avec les gaz acides [19]. Ces concentrations massiques dans l'eau varient entre 50 à 70%, ce qui permet l'utilisation d'un débit de circulation plus faible que les autres amines. Cette caractéristique permet de traiter des grands volumes de gaz naturel même à basse pression, cela porte des intérêts économiques relatifs aux coûts de fonctionnement et d'investissement [6].

Les pertes du solvant avec entrainement dans le gaz sont négligeables grâce à une pression de vapeur de la DGA très basse. Mais les pertes de solvant restent très importantes par les réactions parasites, et l'utilisation d'un récupérateur « reclamer » dans ce cas est nécessaire [14].

La DGA a une tendance à réagir avec le CO₂ plus qu'avec le H₂S, et les teneurs de gaz acides (CO₂+H₂S) tolérées est environ de 0,4 moles d'AG éliminés/moles de la DGA. (Moins de corrosion par rapport au système à la MEA) [6].

Parmi les inconvénients de la DGA est sa chaleur de réaction élevée avec le CO₂ (850 Btu/lb), avec cette chaleur et une pression partielle des acides gaz très élevée la température dans le fond de l'absorbeur atteindra les 200°F (plus de 93°C) [19].

2.4.4 Installations fonctionnant avec la MDEA

La méthyl diéthanolamine est une amine tertiaire qui possède une sélectivité pour le H₂S en présence de CO₂, ce composé possède une bonne stabilité (résistance thermique) et une excellente capacité de traitement (pour le H₂S) et moins de problèmes de corrosion [9]. Ces caractéristiques sont dues à une basse chaleur de réaction (600 Btu/lb avec le CO₂) qui offre une minimisation de besoins énergétiques lors de

régénération, et une basse pression de vapeur qui permet l'utilisation de concentrations massique d'environ 60% [9].

La MDEA est pratiquement non corrosif même en présence des gaz acides c'est pour ça la teneur des GA dans l'amine est de l'ordre de 0,7 à 0,8 mole de GA/mole de MDEA. La formation des produits de dégradation est très rare pour les amines tertiaires [19]. Par exemple la formation de carbamate avec le CO₂ est impossible cela due au fait qu'aucun hydrogène n'est attaché à l'atome de nitrogène [6].

Parmi les inconvénients de la MDEA est sa miscibilité dans les hydrocarbures, ainsi que sa vitesse de réaction très lente particulièrement avec le CO₂ [9]. Cette vitesse peut être améliorée par l'ajout d'une amine primaire ou secondaire sans affecter la performance de processus. A titre d'exemple un mélange MDEA et DEA peut améliorer l'efficacité de traitement vis-à-vis le dioxyde de carbone [6].

2.4.5 Les mélanges d'amines

Toutes les amines citées précédemment sont caractérisées par des avantages et des inconvénients. Et leurs capacités de traitement peuvent être améliorées en utilisant un mélange bien spécifié de deux ou plusieurs amines. Par exemple la vitesse de réaction de la MDEA est faible, et l'ajout d'une amine primaire ou secondaire, qui a une vitesse plus élevée, peut augmenter la vitesse de réaction. D'autre part la MDEA seul n'est pas corrosive et l'ajout des faibles quantités de la MEA ou de la DEA n'influence pas la corrosivité de solution [6]. Cela importe une efficacité au procédé à condition d'utiliser un faible pourcentage d'amines secondaires ou primaire (MEA ou DEA). Ces mixtures des amines peuvent faire face aussi aux augmentations éventuelles de la teneur en CO₂ dans le gaz brut [19].

2.4.6 Les problèmes opératoires et les préventions

Selon le type de l'amine choisie et la composition de gaz brut, plusieurs problèmes opérationnels peuvent avoir lieu. Les phénomènes de moussage, la corrosion et les problèmes de dégradation de solvant sont les principales menaces pour les équipements utilisés et l'efficacité de traitement [9].

2.4.6.1 La corrosion

Les solutions aqueuses de l'amine sont des bases faibles, elles sont même utilisées dans certains procédés comme inhibiteurs de corrosion, donc elles ne sont pas corrosives [21]. Une fois les gaz acides entre en jeu le PH de la solution diminue ce qui augmente les possibilités de corrosion [9]. En effet à des teneurs élevées de CO₂ dans l'amine, l'acidité de la solution s'accroît, et plusieurs chercheurs ont étudié la variation de PH de solvant en fonction de la teneur en CO₂ pour les différents types d'amines [9].

Cette corrosion devient plus dangereuse principalement dans les zones où la teneur en CO₂ dans l'amine et les températures sont élevées (l'échangeur de chaleur, le fond de la colonne d'absorption, la colonne de régénération et son rebouilleur) [9].

Chapitre 2 : La décarbonatation du GN avec les alcanolamines

Une grande importance a été accordée aux études des phénomènes de corrosion dans les installations d'élimination des gaz acides. Ces études proposent plusieurs mesures préventives à prendre en considération lors de design pour faire face à la corrosion [9] [14] [6].

- Le choix étudié de l'amine utilisée et ses concentrations ;
- Le contrôle de la vitesse de circulation des différents produits utilisés ;
- L'optimisation des différents paramètres qui influence directement sur le solvant (le taux de charge de CO₂ dans le solvant riche) ;
- L'introduction dans l'installation des purificateurs de solvant (comme les filtres, les récupérateurs des produits de dégradation) ;
- L'utilisation des matériaux spéciaux dans les zones les plus susceptibles à être corrodées ;
- L'utilisation des inhibiteurs de corrosion.

2.4.6.2 La dégradation et les pertes d'amine

Les solutions d'amines réagissent irréversiblement avec l'air ou avec l'oxygène (oxydation). Les produits de cette oxydation sont parmi les causes de corrosion. L'utilisation d'une couche protectrice avec un gaz inerte dans les bacs de stockage de l'amine représente une solution efficace pour minimiser le contact avec l'air [6]. Quelques types d'amine (comme le MEA) réagissent aussi avec des contaminants présents dans le gaz, ce qui cause la formation des sels très stables dont la régénération est souvent impossible [9].

Malgré que les deux problèmes cités précédemment provoquent des pertes importantes, mais le problème qui cause plus de pertes est l'entraînement de solvant par le gaz qui est dû aux températures et aux pressions de vapeur élevées de solvant [22].

2.4.6.3 Les phénomènes de moussage

Les phénomènes de moussage sont la source de plusieurs dysfonctionnements qui peuvent être fatals pour l'installation. Ils se localisent essentiellement dans la colonne d'absorption et dans la colonne de la régénération [9]. Ils peuvent causer des pertes importantes de solvant, réductions de ses débits de circulation et même peuvent affecter le gaz traité et le rendre hors spécifications [6].

Les paramètres hydrodynamiques [23], les éventuels contaminants et les produits de dégradation de la solution d'amine, la condensation des hydrocarbures et les additifs de traitement comme les inhibiteurs de corrosion sont les causes directes de moussage [6]. A cause de son effet sur la qualité de traitement et sur le coût de fonctionnement la lutte et la prévention de ce phénomène est primordiale, et parmi les moyennes de protection contre le moussage [9,14,6] on cite :

- L'ajout d'un séparateur avant l'entrée de gaz au contacteur pour éliminer les liquides (hydrocarbures et eau libre) ;
- L'utilisation d'un filtre pour purifier le solvant et enlever les contaminants ;
- Le contrôle de la différence de température entre le gaz d'alimentation et le solvant pauvre (ΔT entre 10 à 15) pour éviter la condensation des hydrocarbures ;
- L'utilisation des contrôleurs qui mesurent les différences de pression dans les deux colonnes ;

Chapitre 2 : La décarbonatation du GN avec les alcanolamines

- L'élimination des hydrocarbures (gaz) drainés avec le solvant riche et les éventuels hydrocarbures liquides ;
- L'utilisation d'un récupérateur des produits de dégradation de l'amine (reclaim) essentiellement pour la MEA et la DGA qui réagissent activement avec les contaminants de gaz naturel.

2.4.6.4 La corrosion par érosion

Les vitesses de circulations élevées de gaz et de liquide, les turbulences et le contact avec les parois des équipements de l'installation provoquent une érosion qui enlève les couches protectrices des parois [9]. Les solides en suspension peuvent aggraver ce phénomène. Plusieurs mesures peuvent être prises pour protéger l'installation :

- Le bon choix des métaux des équipements et le bon dimensionnement ;
- L'utilisation des filtres pour éliminer les solides en suspension ;
- L'optimisation des vitesses de circulation des produits utilisés.

Tableau 2.4 : Recommandations pour les vitesses maximales de solvant pauvre et riche dans la tuyauterie.

Amine	Le solvant riche (en m/s)	Le solvant pauvre (en m/s)
Toutes	1,8	1,8
DEA	1	/
MEA	0,9	0,9
Intervalle (toutes)	0,6-1,5	0,6-1,5

Dans la littérature on trouve des recommandations pour limiter les vitesses de circulation des différents solvants, le **tableau 2.4** résume quelques-unes [9].

2.4.7 Considérations générales sur les équipements de ce procédé

Le plus important lors de dimensionnement d'une unité de décarbonatation est d'optimiser le choix de type et des paramètres de la colonne d'absorption. Car cette dernière a une influence sur la qualité de traitement ainsi que sur les performances de système de régénération [14]. Bien dimensionner une colonne d'absorption pour la décarbonatation implique :

- La sélection optimale de type et des concentrations de l'amine à utiliser ;
- Le choix de type de régénérateur et d'absorbeur le plus approprié (colonne à plateaux ou à garnissage) ;
- L'optimisation de la consommation de l'énergie pour tous les équipements d'échange thermique (condenseur, rebouilleur, refroidisseur, échangeur...)

Plusieurs approches de design sont développées en fonctions de type de gaz à traiter et le degré de traitement exigé. Ces approches se basent essentiellement sur des modèles théoriques (modèles thermodynamiques), ou bien sur des données collectées sur des sites de traitement opérationnels [9].

2.4.7.1 La colonne d'absorption

Pour notre cas d'étude le meilleur choix de la colonne d'absorption est celle à plateaux, à cause de la pression élevée dont le gaz brut est disponible. Cette colonne dite aussi contacteur qui, comme son nom l'indique, permet d'assurer un meilleur contact entre le solvant et le gaz [6]. Et avec un diamètre généralement plus large que celui de la colonne à garnissage la surface d'échange va être améliorée davantage.

Généralement la quasi-totalité des phénomènes d'absorption et de réaction s'effectuent dans la partie inférieure de l'absorbeur, et avec suffisamment de plateaux et d'amine le degré de traitement est limité par l'équilibre de gaz avec le solvant à la température de gaz brut [9].

Deux paramètres clés qui doivent être déterminés judicieusement sont le débit de circulation du solvant pauvre ainsi que sa température. Cette dernière est maintenue à 10 jusqu'à 15 °F de la température d'entrée de gaz brut pour éviter la condensation des hydrocarbures [14].

Le type d'amine, son débit de circulation et ses concentrations doivent être déterminées d'une façon rigoureuse pour optimiser le transfert de matière et de chaleur entre le gaz et le solvant, et pour ne pas perturber les profils de température à l'intérieur de la colonne [19]. Une mauvaise estimation de ces paramètres peut donner lieu à une augmentation de température hors limites de solvant riche sortant de la colonne. Pour cette raison il faut utiliser une quantité optimale de l'amine car :

- Une quantité excessive de solvant augmente considérablement la température et accentue les phénomènes de corrosion et la dégradation de solvant ;
- Une quantité très faible de l'amine donne un gaz produit hors spécification.

Selon les paramètres de l'amine utilisée on distingue des profils de températures typiques en fonction de la hauteur de la colonne. La chaleur dégagée par les réactions influe directement sur ces profils de températures dans la colonne, ainsi que les températures de sortie respectivement de solvant riche et de gaz traité [9].

En ce qui concerne les plateaux réels et pour des systèmes qui utilisent des concentrations d'amine et des teneurs des gaz acides conventionnelles, 20 à 24 plateaux seront largement suffisants, ces plateaux réels sont généralement fabriqués en acier inoxydable. Des expériences ont montré aussi que si 20 plateaux sont utilisés avec suffisamment d'amine en circulation, alors le solvant riche quitte l'absorbeur avec une teneur de CO₂ entre 75% à 80% de la valeur de cette teneur à l'équilibre [9].

Dans des conditions de pressions et des quantités de gaz à traiter élevées, il est préférable d'effectuer un lavage à l'eau de gaz traité pour récupérer les quantités de solvant perdus par entraînement avec le gaz traité. Ce lavage peut être effectué en ajoutant un séparateur gaz/liquide, ou encore par l'ajout de deux à quatre plateaux au-dessus de plateau d'alimentation [22].

Pour les débits de circulation de solvant pauvre, plusieurs auteurs (comme Jones, V.W. and Pearce, R.L.) ont proposé des corrélations pour estimer ses valeurs. En fonction de ce débit de circulation de solvant pauvre, des chercheurs ont proposé aussi des corrélations pour estimer les diamètres des deux colonnes et des recommandations pour les quantités de chaleur nécessaires pour les différents équipements [20].

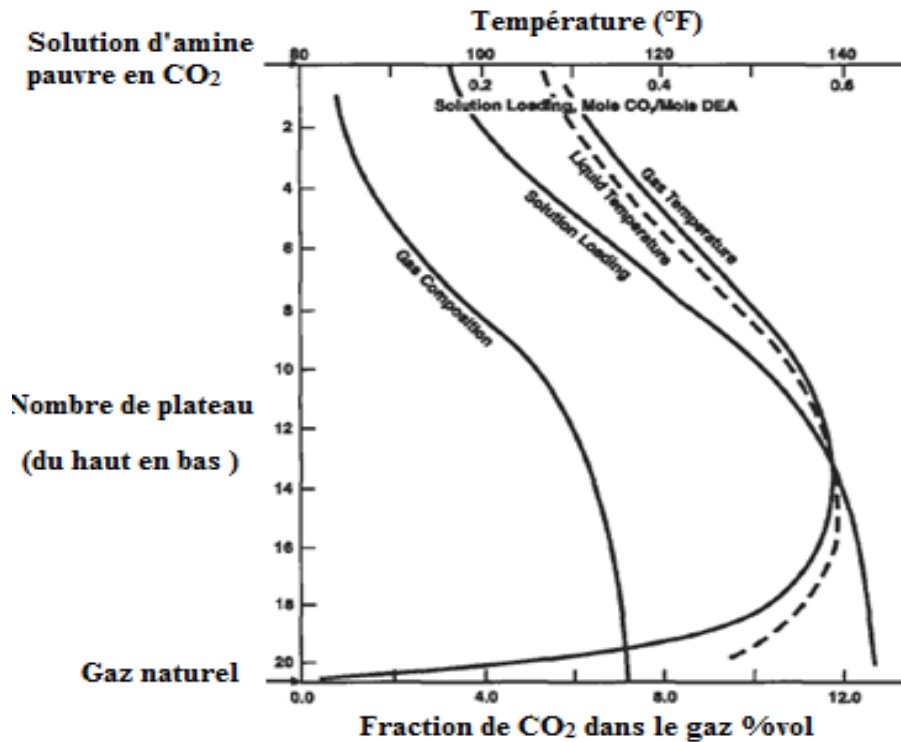


Figure 2.4 : Profils de compositions et de températures pour un absorbeur fonctionnant avec 27% DEA [9].

2.4.7.1.1 Estimation des débits de circulation de solvant pauvre

La procédure de calcul consiste à estimer le débit de circulation de solvant qui est en fonction de plusieurs paramètres à savoir : le débit de gaz à traiter, la quantité de gaz acides éliminés AGPU (moles de gaz acides éliminées de gaz à traiter /mole d'amine), la composition molaire de gaz acides dans le gaz brut et la concentration massique de l'amine dans la solution [20].

Tableau 2.5 : Corrélations donnant le DCSP pour la MEA, la DEA et la DGA.

L'amine	AGPU supposée	DCSP (en galon par minute)
MEA	0,33	$41*(Q*y/x)$
DEA	0,5	$45*(Q*y/x)$
DGA	0,39	$55,8*(Q*y/x)$

Avec :

Q : débit de gaz à traiter en MMscfd ;

y : concentration molaire de gaz acides dans le gaz brut en % mol ;

x : concentration massique de l'amine dans la solution aqueuse en % massique,

Ces corrélations sont normalement utilisables pour des concentrations molaires inférieures 5% mol de CO₂ et moins de 30%massique de l'amine [20].

2.4.7.1.2 Estimation des dimensions de la colonne

Le diamètre de la colonne d'absorption peut être estimé par la relation [20] suivante :

$$D_c = 44 * \sqrt{Q/\sqrt{P}} \dots \dots \text{Équation 2.1}$$

Avec :

- D_c : diamètre de contacteur en inches (+ 6 inches d'erreur) ;
- Q : débit de gaz brut en MMscfd ;
- P : la pression de contacteur en Psia,

De même manière le diamètre de régénérateur peut être estimé par la relation [20] suivante :

$$D_r = 3 * \sqrt{DCSP} \dots \dots \text{Équation 2.2}$$

Avec :

- D_r : diamètre de régénérateur en inches
- DCSP : débit de circulation de solvant pauvre en GPM

Le diamètre de la section de la colonne de régénération au-dessus de point d'alimentation de solvant riche peut être réduit avec un facteur de 0,67 de celui de fond de la colonne.

2.4.7.1.3 Recommandations pour les quantités de chaleurs à fournir

Le **tableau 2.6** représente des corrélations pour estimer quelques paramètres relatifs aux équipements de transfert de chaleur en fonction de débit de circulation de solvant (DCSP) [20]. Ces recommandations peuvent représenter un outil d'évaluation et d'analyse des données lors de simulation.

Tableau 2.6 : Corrélations pour estimer quelques paramètres des équipements de transfert de chaleur.

Équipement	Énergie (Btu/h)	Surface d'échange (ft²)
Rebouilleur	72000*DCSP	11,30 *DCSP
Echangeur Amine/Amine	45000*DCSP	11,25**DCSP
Refroidisseur de l'amine	15000*DCSP	10,20*DCSP
Refroidisseur des gaz de tête	30000*DCSP	5,2*DCSP

2.4.7.2 La colonne de régénération

Dans la colonne de régénération le stripping s'effectue avec une vapeur d'eau ou encore avec un autre fluide caloporteur, qui circule à contre-courant avec le solvant riche introduit en tête de la colonne [9]. La quantité de vapeur utilisée dans le régénérateur dépend de plusieurs paramètres : comme par exemple le degré de pureté de solvant exigé, la hauteur de la colonne de régénérateur, la nature de solvant utilisé, le rapport (CO₂/H₂O) dans le solvant riche, et la pression opératoire dans le régénérateur [14].

Généralement on introduit le solvant riche dans les trois au quatre plateaux au-dessous de dernier plateau [22]. Après l'entrée de solvant riche dans cette colonne la teneur de CO₂ subit une chute brusque proche de point d'alimentation, puis elle diminue

Chapitre 2 : La décarbonatation du GN avec les alcanolamines

lentement en descendant dans la colonne. Elle sort de rebouilleur à sa valeur minimale [14]. Cette valeur est directement liée à l'efficacité de système de régénération, ainsi qu'au type de l'amine et sa concentration massique.

La température de tête est liée au % molaire de la vapeur d'eau dans le gaz acide quittant la tête de la colonne. Mais en général les profils de la température dans la colonne sont contrôlés principalement par le rebouilleur [9]. Si la quantité de chaleur fournit par ce dernier est trop élevée le système de condensation dépense plus d'énergie pour le refroidissement, et par conséquent la consommation énergétique et le taux de reflux seront plus élevés.

Parmi les facteurs qui influencent sur les performances de la colonne de régénération est la quantité de la vapeur d'eau utilisée dans cette opération, qui dépend de plusieurs paramètres comme la température de solvant riche, le taux de reflux et la température de solvant pauvre qui quitte la colonne.

Cette quantité, qui exprime en réalité le besoin énergétique de stripping d'une solution d'amine, est contrôlée soit en limitant le débit de la vapeur en fonction de solvant riche exprimé en Kg de la vapeur/m³ de solvant riche, soit par le contrôle de température de la tête de la colonne qui est elle-même contrôlée par la quantité de chaleur fournie au rebouilleur [9].

Donc en générale le bon dimensionnement de rebouilleur et de condenseur donne au système de régénération plus d'efficacité, et permet même d'optimiser les coûts d'investissement et de fonctionnement.

2.4.7.2.1 Le rebouilleur

D'après des études effectuées sur des sites de décarbonatation, environ 10 à 20% des investissements sont liés à la consommation de l'énergie lors de la régénération [19]. Cette consommation est due principalement au fonctionnement de rebouilleur, qui est généralement de type Kettle. Ce rebouilleur chauffe la vapeur d'eau et lui donne une quantité de chaleur nécessaire pour inverser la réaction (désorption) de l'amine avec le CO₂. Ce rebouilleur fournit aussi une chaleur latente pour transformer le reflux d'eau (liquide) en une vapeur réutilisée dans le stripping [9].

Tableau 2.7. Recommandations pour les températures opératoires de rebouilleur.

Amine	La température max (°C)	La température max de la vapeur (°C)
Toutes ¹	124	149
MEA/DEA ²	116-127	/
MEA ³	127	141

(1) : d'après Dupart et al 1993A

(2) : d'après Ballard 1986A et B

(3) : d'après Ballard 1966

Avec :

(1) : d'après Dupart et al 1993A

(3) : d'après Ballard 1966

(2) : d'après Ballard 1986A et B

Chapitre 2 : La décarbonatation du GN avec les alcanolamines

La température et le débit de la vapeur d'eau sont les paramètres qu'on doit optimiser. Cette optimisation doit respecter les seuils de la température de la vapeur d'eau ainsi qu'à la température et à la pression de fonctionnement de rebouilleur [14]. On a intérêt donc à ne pas dépasser ces seuils pour minimiser les phénomènes de corrosion et la consommation énergétique. Ces intervalles de température se différencient d'une amine à une autre, le **tableau 2.7** représente quelques recommandations pour les températures opératoires de rebouilleur [9].

2.4.7.2.2 Le condenseur

Le condenseur a pour but la séparation de l'eau condensée et le gaz acide (CO_2). La vapeur d'eau qui sort avec le gaz acide en tête de la colonne est refroidie dans l'aéro-réfrigérant, qui peut refroidir les produits de tête jusqu'à 130 F tout dépend de la température ambiante [22]. Après sa condensation dans le condenseur l'eau est réintroduite en tête de la colonne comme reflux moyennant une pompe. Tandis que le gaz acide CO_2 est envoyé vers un procédé de valorisation ou vers le stockage. Les taux de reflux typiques d'un régénérateur varient entre **1 :1** et **3 :1** mais un taux de reflux de 1 à 2 mole de vapeur d'eau /mole de CO_2 est très suffisant pour un stripping efficace dans la plupart des cas [9].

2.4.7.3 Les séparateurs gaz/liquides

Un procédé typique de décarbonatation contient principalement deux séparateurs bi- ou tri-phasiques à savoir :

- Le séparateur de gaz brut à haute pression : son rôle principal est d'assurer que le gaz entrant dans la colonne d'absorption est exempt de l'eau libre et des hydrocarbures liquides, pour éviter les phénomènes de moussage [6] ;
- Le séparateur flash des hydrocarbures à basse pression : après réduction de la pression de solvant riche sortant de contacteur à l'aide d'une vanne, ce solvant est introduit dans un séparateur à basse pression, qui a pour but l'élimination des hydrocarbures entraînés par ce solvant. Le temps de séjour du solvant dans ce séparateur est généralement entre 2 à 3 minutes [14].

2.4.7.4 L'échangeur de chaleur SP/SR

Dans l'échangeur (Riche/Pauvre) le solvant riche circule dans le côté tube et le solvant pauvre circule dans le côté calandre. Ce contact a un double intérêt : refroidir le solvant pauvre et réchauffer le solvant riche, ce qui permet de minimiser la quantité de chaleur fournie par le rebouilleur par l'utilisation de la chaleur de solvant pauvre qui sort de la colonne à une température élevée [14].

La différence de température entre le solvant riche et pauvre ne doit pas excéder les 30°F pour une optimisation de transfert de chaleur et d'énergie dépensée dans le rebouilleur [21].

2.4.7.5 Le refroidisseur de l'amine

La meilleure option est d'utiliser un aéro-réfrigérant pour refroidir le solvant pauvre avant de son entrée dans l'absorbeur avec une température supérieure à celle de gaz brut de 10 à 15°F pour éviter la condensation des hydrocarbures [6]. Les bornes de températures supérieure et inférieure de solvant pauvre entrant le contacteur sont limitées pour éviter les éventuels problèmes :

Chapitre 2 : La décarbonatation du GN avec les alcanolamines

- Une température trop élevée de l'amine pauvre va augmenter sa pression de vapeur, ce qui augmente la possibilité des pertes de solvant dans le gaz ;
- Une condensation des hydrocarbures peut avoir lieu si les températures de solvant sont basses.

L'énergie nécessaire pour le refroidissement est donc calculée en fonction de débit de circulation de solvant pauvre, de la température de ce solvant à la sortie de l'échangeur et la température d'alimentation du gaz brut.

2.4.7.6 Le stockage de l'amine

Le stockage des alcanolamines aidera à maintenir leur qualité et améliorera la capacité d'utilisation de ces produits en toute sécurité dans les procédés d'élimination des gaz acides et à maximiser les performances pour avoir un meilleur rendement de traitement.

Le choix des matériaux et les conditions de stockage des alcanolamines ont un impact très important sur leur fonctionnement, par exemple la DEA, TEA, MDEA, Commerciales peuvent être stocker dans des réservoirs en acier protégé par des revêtements et doublures sans aucun impacte initiale sur leur qualité, contrairement au MEA qui agressera agressivement la plus part des revêtements ce qui entraine la dégradation de ce dernier, des conditions spéciales sont prise pour le stockage de ce type d'amine, le tableau ci-dessous résume les types des matériaux qui sont habituellement utiliser pour le stockage de divers types d'amine. L'isolement des alcanolamines saturé en eau par un film d'hydrocarbure dans des réservoirs fermés est nécessaire pour la lutte contre l'effet d'oxydation.

Tableau 2.8 : Matériaux et conditions pour stockage de divers types d'amine [26].

Solvant	Température de stockage (°C)	Acier au carbone	Acier inoxydable
MEA	35	1	Oui
DEA	50	1	Oui
TEA	40	1	Oui
MEA (15% H ₂ O)	Ambiante	Non	Oui
DEA (15% H ₂ O)	Ambiante	Non	Oui
TEA (15% H ₂ O)	Ambiante	Non	Oui

(1) Les réservoirs de stockage d'acier au carbone ne subiront pas de corrosion excessive (moins de 0.001 in/an), mais ils provoqueront une teneur élevée en fer. L'acier inoxydable est recommandé pour la construction des citernes de stockage.

Partie 2

**Cas d'étude : décarbonatation du
gaz naturel de Tinhert**

Chapitre 3

Présentation du complexe

3 Présentation du complexe d'Alrar

3.1 Présentation de la région STAH :

Comme la montre la carte ci-dessous, la région de STAH est située à 1700km au Sud-Sud-Est d'Alger et à 400km au Nord-Nord-Ouest de la willaya d'Ilizi dont elle relève administrativement. Limitée au Nord et à l'Est par la frontière Algéro-Libyenne (à 30km), à l'Ouest par la route nationale d'In-Amenas et Deb-Deb et au sud par la région d'In- Amenas, avec une altitude de 700m par rapport au niveau de la mer.

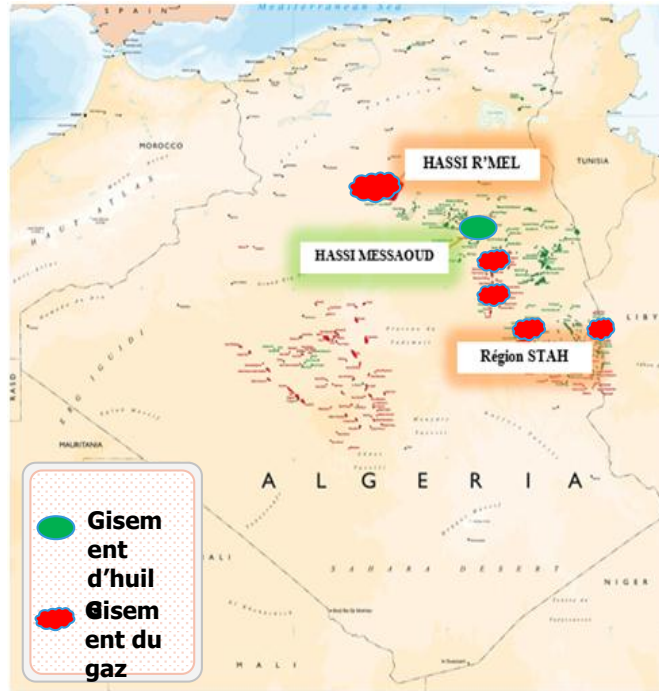


Figure 3.1 : La région de STAH sur la carte de l'Algérie.

La Direction Régionale de STAH a été créée en 1976, suite à la décentralisation de l'ancien district d'In Amenas. Elle est constituée des champs pétroliers de STAH (huile) et MERKSEN (huile) et du gisement de gaz d'ALRAR (gaz à condensât).

3.1.1 Présentation générale de complexe de traitement de gaz d'ALRAR

Le complexe d'Alrar comporte 04 trains de traitement de capacité unitaire de 6,2 millions de sm^3/jr , une zone de réinjection composée de trois groupes de compression (groupes A, B et C), une zone de stockage et autres pour les utilités et de traitement des gaz associés de STAH & MERKSEN, qui se composent :

- D'une section gaz inerte ;
- D'une section fuel gaz ;
- D'une section de fractionnement GPL pour les besoins en propane pour le traitement au niveau des trains ainsi que pour les besoins de NAFTAL en butane et propane.

3.1.2 Spécifications relatives aux produits désirés

- Condensat stabilisé : Récupération minimum de 95% mol des pentanes plus de gaz d'alimentation, à TVR Max =10 Psia.
- GPL : taux de production minimum de 85% mol, de C_3 et C_4 , du gaz d'alimentation avec une teneur de C_2 et $C_5 +$ qui ne dépasse pas 3% et 0.4% en mol respectivement.
- Propane et Butane commercial : production pour chargement des camions citernes de 37.9 TM/jour
- Gaz de traité : une production maximum de $15 \text{ MMNm}^3/\text{Jour}$, du champ d'ALRAR, dont le pouvoir calorifique supérieur est compris entre 9350 Kcal/Nm^3 et 9450 Kcal/Nm^3 , il est produit à une température qui ne dépasse pas les 60°C et une pression de 71 bars absolus.

3.1.3 Spécifications relatives au climatique de champ d'ALRAR

Le climat de la région STAH est désertique et très sec. Les pluies sont extrêmement irrégulières, le mois de juin c'est le mois le plus chaud de l'année alors que le mois de janvier est le plus froid, le tableau 3.1 ci-dessous donne quelque spécification de climat de la région selon le quelle le dimensionnement des différents équipements a été effectués.

Tableau 3.1 : Spécification de climatique de champ d'ALRAR.

Températures Min	-5°C
Température Max	45°C
Vitesse de vent	10 m au-dessus du sol : 190 km/h
Eau(Débit)	$300 \text{ m}^3/\text{Jour}$ à une température comprise entre 10° et 45°C
Humidité	20%

3.1.4 Description du procédé de traitement du complexe d'ALRAR

Le complexe de traitement de gaz d'ALRAR est conçu pour traiter deux types de charges provenant des puits producteurs d'ALRAR Est et ALRAR Ouest, ainsi qu'une charge acheminée par les pipelines à partir de STAH MERKSEN, comme il est représenté dans la **figure 3.2** en vue de la récupération d'un produit propane plus d'où dans chaque train, ce dernier est séparé en deux circuits :

- Un circuit GPL pour réinjection ou vente ;
- Un circuit condensat pour vente.

Le complexe est équipé aussi par une section commune de compression prévue pour comprimer le gaz résiduel des 04 trains aux fins de réinjection ou de vente, une autre aire de traitement prévue pour le refroidissement et la séparation du gaz d'alimentation, une colonne de séparation de GPL pour la récupération d'une partie de propane et butane à la sortie des 04 trains, et des aires de stockage pour le GPL, Propane, Butane et condensat.

Après avoir récolter le gaz des puits dans le manifold principal, le gaz est acheminé vers le ballon de diffusion **V403**, ce dernier diffuse le brut dans les trains **1,2** et **3**. Le manifold principal alimente le 4^{ème} train directement, d'où chacun est conçu pour produire 6.2 Millions de m³/jours.

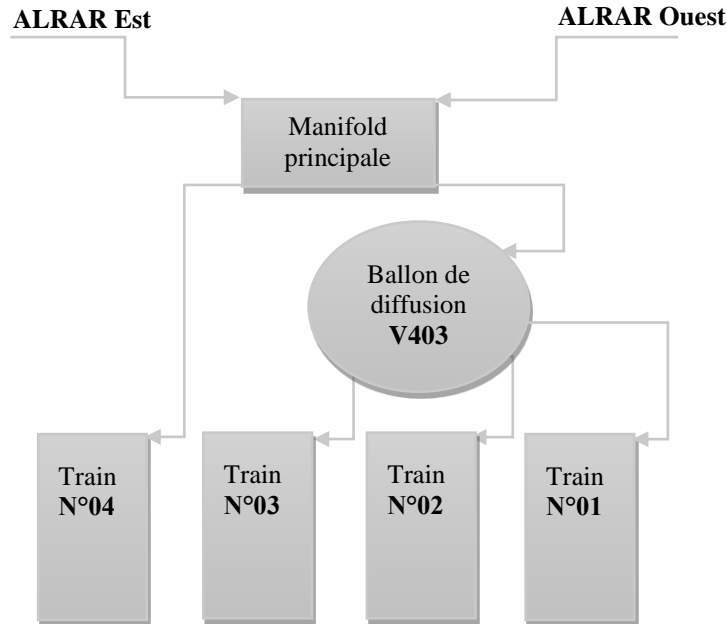


Figure 3.2 : La répartition de gaz brut au sien de complexe d'ALRAR.

3.1.4.1 Section de séparation à l'entrée des trains

Chacun des quatre trains se comporte selon les étapes de traitement suivantes :

L'alimentation entre dans le train dans le ballon de séparation V101 avec une température de 100°C et 67,4 bars (paramètres design). Le V101 effectue une séparation tri-phasique par différence de densité. Le gaz s'échappe vers le haut du ballon V101, les hydrocarbures liquides sont récupérés au fond, les eaux sont drainées vers le bourbier à partir de l'appendice. Le gaz sortant de **V101** avec 100°C est envoyé vers un système de refroidissement pour être refroidi jusqu'à 27°C et 64.7 bars, afin de maximiser la fraction des hydrocarbures liquides ainsi que l'élimination de l'eau libre. Au fur et à mesure que le gaz est refroidi, les vapeurs d'eau et les hydrocarbures liquides se condensent pour former un circuit à trois phases, ensuite le gaz froid est envoyé vers un deuxième séparateur tri phasique V-102. Les hydrocarbures liquides sortant du ballon **V101** à 100°C sont acheminés vers un système de refroidissement afin d'être refroidis jusqu'à 27°C et 37 bars ensuite, les hydrocarbures liquide refroidis sont acheminés vers le ballon de flash des liquides HP. Les liquides refroidis provenant de V-102 et les liquides récupérés du système de régénération vont être dirigés vers le ballon flash des liquides HP V-103, afin de subir à une séparation tri phasique dans le ballon flash V-103 l'élimination de l'eau émulsionnée.

3.1.4.2 Déshydratation de gaz

Les hydrocarbures refroidis à 27°C atteignent une température proche de celle qui cause la formation d'hydrates, donc à une température très basse, le bouchage de la tuyauterie, les vannes, les tubes des échangeurs et autre équipement sera provoqué par la formation de ces particules solides. Pour cela le gaz d'alimentation doit donc être séché pour éviter la formation des hydrates dans les procédés cryogéniques. Les gaz sortant de ballon de flash HP V-102 va subir une déshydratation dans l'un des sécheurs V121 (A/B) par adsorption sur un lit tassé de tamis moléculaire (Séché jusqu'à un point de rosée inférieur à 101°C).

Le gaz sec est filtré dans le filtre F121 en sortant de V121 puis acheminé vers une batterie d'échangeur. La déshydratation comporte deux sécheurs opérant simultanément lorsque l'un est en service l'autre est en cycle de régénération.

3.1.4.3 Refroidissement et détente de gaz

Après avoir sécher le gaz et le filtrer dans le F-121, ce dernier pénètre dans la batterie d'échangeurs de refroidissement à 27°C et 63.5 bars, le refroidissement de gaz sèche est accompli par échange avec la réfrigération disponible dans le gaz résiduel et les deux niveaux de réfrigérant au propane liquide à -21°C et -40°C, au fur et à mesure que la température du gaz est graduellement abaissée à -34°C. Après refroidissement de la charge, le gaz est introduit dans le ballon de séparation bi-phasique V-141, ce dernier va empêcher tout liquide présent dans le gaz d'entrer dans le turbo-expander (la présence d'eau peut causer une formation des hydrates dont la présence peut provoquer un endommagement des machines). A la sortie de V141, le gaz est à -34°C et 60.3 bars, il est donc introduit dans le turbo-expander où il subit une détente de 60.3 à 30 bars, de ce fait la température va chuter jusqu'à -65°C. En parallèle de turbo-expander on trouve une vanne de Joule-Thomson FV101 qui a le même rôle (la détente), elle sert donc comme moyen de détente lors de démarrage ou d'arrêt de train. L'énergie résultante de la détente de gaz dans le turbo expander est utilisé pour entrainer le compresseur de gaz résiduel, pour comprimer ce dernier de 27.2 bars jusqu'à 32.9 bars et 75°C, le gaz comprimé est envoyé vers le ballon d'aspiration V171 ensuite vers le compresseur C171. La séparation finale s'effectue dans le ballon de flash V142, les liquides de V142 sont mélangés avec ceux de V141 pour refroidir les échangeurs E161, E141, E143 et E102 cotés calandre.

3.1.4.4 Déshydratation et refroidissement des hydrocarbures liquides

Les hydrocarbures liquides provenant de différentes sources sont récoltés dans le ballon de flash HP V103. Ces sources sont :

- Les liquides de V101 refroidis respectivement dans l'aéro E105 et l'échangeur E104 (C3-G) ;
- Les liquides de V102 ;
- Les liquides sortant de système de régénération V122.

La condensation de ces liquides donne trois phases :

- L'eau libre décantée envoyée vers le bournier ;
- Le gaz libéré de haut de la colonne, il est envoyé vers un collecteur de fuel gaz HP ;

- Les liquides de V103 sont envoyés vers la pompe P131, ils seront pompés vers le coalesceur ME131 pour éliminer l'eau émulsionnée, ils sont ensuite séchés dans les sècheurs de liquides munis de tamis moléculaires, puis sont filtrés dans le filtre F 131.

Comme le gaz, le circuit liquide comporte deux colonnes de séchage opérant simultanément l'une en service et l'autre en régénération. Les liquides déshydratés avec ceux qui proviennent de STA/MEREKSEN sont mélangés en aval de F131 et ils sont préchauffés par l'échangeur E166 et introduits dans le 6^{ème} plateau de dééthaniseur. Une partie de gaz sec en aval de F121 est prélevée et introduit dans la colonne en régénération, le gaz sortant est envoyé vers V103 pour le recyclage. L'eau absorbée par le tamis moléculaire est entraînée par le gaz résiduel préchauffé jusqu'à 274°C dans l'échangeur E132 (huile-liquide). Le gaz sortant après régénération (humide et chaud) est acheminé vers l'aéro-réfrigérant E133, ensuite dans un ballon flash V132 où l'eau est décantée et envoyée vers le bournier. Le gaz est envoyé vers le collecteur de fuel gaz HP, Le sécheur est ensuite refroidi et rempli avant de passer en stand-by.

3.1.4.5 Le fractionnement

➤ La colonne V161 (le dééthaniseur)

Le dééthaniseur est une colonne de rectification à reflux comporte 30 plateaux du type vannes et fonctionne à 26 bars qui sert à stabiliser l'alimentation, on récupère en tête de la colonne les C₁ et les C₂ (légers) et on récupère au fond les C₃⁺.

On distingue deux types d'alimentations dans cette colonne :

- Une alimentation froide introduite au niveau du 19^{ème} plateau et provient de V141 et de V142 ;
- Une alimentation chaude introduite au niveau du 6^{ème} plateau provient de V131, les liquides de STA/MEREKSEN et les liquides proviennent de V171.

La colonne est conçue pour récupérer le maximum de C₃⁺, pour cela l'alimentation inférieure est préchauffée jusqu'à 140°C dans l'échangeur E166 par contact avec les produits de fond de la colonne E163 (débutaniseur). Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans l'échangeur E161 par contact avec le gaz résiduel, ces vapeurs sont dirigées vers le ballon de reflux V162 où :

- Les C₁ et les C₂ sont envoyés vers le compresseur de gaz résiduel C171 et mélangés avec le gaz résiduel de l'usine.
- Les liquides sont envoyés moyennant la pompe P161 vers le 30^{ème} plateau de la dééthaniseur (le reflux).

Le rebouilleur E162 assure la vaporisation des produits légers (essentiellement C₂) au fond de la colonne par circulation de l'huile chaude coté tube. Les produits de fond de dééthaniseur sont des hydrocarbures propane plus et qui sont acheminés vers la colonne de stabilisation du condensat.

➤ La colonne V163 (le débutaniseur)

Cette colonne de stabilisation fonctionne à 16.1 bars comporte 36 plateaux à types vannes, l'alimentation provient de fond de V161 elle est préchauffée dans l'échangeur E163 par contact avec les produits de fond de V163 et introduite au niveau de 16^{ème} plateau. Les vapeurs de tête de V163 sont entièrement condensées dans le

ballon V164 après être refroidi dans l'aérocondenseur E164. La pompe P162 envoie le produit condensé vers :

- La tête de la colonne V163 au niveau de 36^{ème} plateau (le reflux) ;
- Le stockage vers T403 A/B/C (ON S GPL) ou vers T404 (OFF S GPL);
- Le dépropaniseur dans la zone des utilités (fractionnement de GPL) à travers la pompe P401.

Le rebouilleur de fond de la colonne assure la vaporisation des produits légers (C4) et donne un bon gradient de température qui va assurer le bon fractionnement. Les produits de fond de débutaniseur sortent à 212°C sont refroidis jusqu'à 37°C dans les échangeurs suivants :

- E163 par contact avec les produits de fond de V161 ;
- E166 par contact avec les liquides de flash de V131 et V171 ;
- E167 par contact avec le propane.

Le condensat stabilisé qui sort de E167 est envoyé vers les bacs de stockage de condensat T401 A/B/C (ON Spec) ou T402 (OFF Spec).

3.1.4.6 La boucle de refroidissement au propane

3.1.4.6.1 Principe

Le principe de cette boucle est de transférer les frigories de propane au gaz ou au liquide à refroidir pour optimiser les qualités de GPL et de condensat produites. Cette boucle fournit trois niveaux de refroidissement -40°, -21 et 21°C.

La boucle propane est utilisée pour :

- Le refroidissement des gaz d'alimentation pour récupérer le maximum des constituants lourds par condensation ;
- Le refroidissement des liquides d'alimentation ;
- Le refroidissement des produits de fond de débutaniseur (V163).

3.1.4.6.2 Description de la boucle propane

Cette boucle comporte trois ballons d'aspiration (trois étages d'aspiration afin éliminer le liquide pour ne pas endommager le compresseur). Ces ballons correspondent aux trois étages de compresseur C151.

Chaque étage d'aspiration assure un niveau de pression et de température à savoir :

- Le troisième étage est à 21°C et 7.9 bars
- Le deuxième étage est à -21°C et 1.4 bars
- Le troisième étage est à -40°C et 0.1 bars
- Le compresseur comprime les vapeurs provenant des ballons d'aspiration jusqu'à 20.5 bars et 81°C, ces vapeurs sont ensuite refroidies et condensées dans l'aéro-réfrigérant E151. Le propane liquéfié est envoyé vers le ballon tampon V154 qui sert comme distributeur vers tous les échangeurs à propane. Pour faire fonctionner la boucle en continu indépendamment de la charge propane de procédé une dérivation de propane (à l'état gazeux) dite minimum flow maintient le débit vers les trois ballons d'aspiration. Un circuit partiel de réfrigérant liquide (trempe) en provenance du ballon V-154 se mélange avec le

circuit de dérivation de gaz chaud. Le débit de ce circuit de trempe est contrôlé par la température du gaz des ballons d'aspiration prévus à chaque étage. Ainsi, même si l'unité est mise à l'arrêt le compresseur reste chargé automatiquement et restera en service.

- ❖ Le propane liquide à haute pression en provenance de V154 est refroidi jusqu'à 53°C dans l'échangeur E152 en chauffant les vapeurs de tête du dééthaniseur. Le liquide en provenance de E152 alimente :
 - E167 pour refroidir les produits de fonds de la colonne de fractionnement de condensat ;
 - E-104 pour le refroidissement du liquide du séparateur d'entrée ;
 - E-103 pour refroidir le gaz d'alimentation.
- ❖ Les vapeurs du réfrigérant sortant de ces échangeurs se mélangent au propane de la dérivation minimale avant d'entrer dans le ballon V-153 (à 7,9 bars effectifs et 21°C), ces vapeurs alimentent le troisième étage du compresseur. Le liquide de ce même ballon est réparti en deux circuits :

Le liquide de ce même ballon est réparti en deux circuits :

- une partie est acheminée vers le ballon du deuxième étage et l'autre constitue le propane de réfrigération pour le refroidissement du gaz d'alimentation dans E142 ;
- Les vapeurs prenantes de E142 se mélangent au circuit de la trempe de la dérivation à débit minimal avant d'entrer dans le V152.
- Les vapeurs du propane à 1,4 bar et -21°C en provenance de V-152 alimentent le deuxième étage du compresseur.
- Le propane liquide du V152 sert à refroidir davantage le gaz d'alimentation dans E144.
- Le propane évaporé au niveau de E144 est mélangé au circuit de trempe de la dérivation à débit minimal, puis pénètre dans le ballon V151.
- Les vapeurs du propane à 0,1 bar et -40°C constituent l'alimentation du premier étage du compresseur C-151.
- ❖ Le ballon V151 est normalement sec, lorsque le liquide est présent dans ce ballon, il est vaporisé par du gaz chaud provenant du refoulement du compresseur.

3.1.4.7 La boucle d'huile chaude

Cette boucle sert à chauffer les différents fluides à travers de divers échangeurs et rebouilleurs comme suit :

- Le E162, E165 et E403 sont les rebouilleurs du dééthaniseur, du débutaniseur et du dépropaniseur respectivement ;
- Le E122 et E132 sont des réchauffeurs de gaz de régénération ;
- Le E177 est le vaporisateur de GPL ;
- E146 réchauffeur du gaz d'étanchéité de l'expander ;
- E153 réchauffeur d'urgence de gaz de tête du V-161 ;
- E430 réchauffeur du fuel-gaz ;
- E406 réchauffeur du gaz de dégivrage.

Chapitre 3 : Présentation du complexe

Le ballon tampon V181 contient l'huile à 204°C et un bar. L'huile est pompée par deux des pompes P-181 A/B/C/D et envoyée partiellement aux échangeurs utilisateurs E146 et E153, et le reste passe dans l'économiseur H181 où l'huile est préchauffée jusqu'à 216°C par les gaz d'échappement des turbines à gaz GT171, ensuite chauffée dans le four à 288°C.

L'huile chaude sortante de H182 est distribuée aux échangeurs suivants :

- E-162 du dééthaniseur ;
- E165 du débutaniseur ;
- E403 du dépropaniseur ;
- E122 et E132 les réchauffeurs de gaz de régénération ;
- E177 le vaporisateur de GPL ;
- E146 réchauffeur du gaz d'étanchéité de l'expander ;
- E153 réchauffeur d'urgence de gaz de tête du V-161 ;
- E430 réchauffeur du fuel-gaz ;
- E-406 réchauffeur du gaz de dégivrage.

L'huile provenant de chaque échangeur est collectée dans une pipe et renvoyée au ballon tampon V181. Pour maintenir le débit minimum de l'huile chaude dans l'économiseur et le four, une ligne de by-pass d'huile et un aéro-réfrigérant E181 sont prévus ainsi le système d'huile chaude peut fonctionner d'une façon continue.

3.1.5 Compression de gaz

Les vapeurs de gaz sortants de ballon de reflux V162 de dééthaniseur sont à -40°C, elles doivent être chauffées avant d'être comprimées, ces vapeurs refroidissent le :

- GPL dans l'échangeur E168 ;
- Propane dans l'échangeur E152 ;
- Un préchauffe d'urgence est prévu pour chauffer ces vapeurs.

Ces vapeurs sont acheminées vers le premier étage d'aspiration (V170) du compresseur de gaz (C171) et entrent dans cet étage à 49°C et 21.9 bars le gaz refoulé de compresseur est refroidi jusqu'à 60°C dans l'aéro-réfrigérant E174. Ensuite le gaz est mélangé avec le gaz résiduel provenant du compresseur EC-141 à une pression de 32.2 bars et à 75°C ainsi que le GPL vaporisé dans le E177. Ce gaz résiduel est introduit dans le deuxième étage d'aspiration V171 ensuite envoyé au deuxième étage du compresseur C171 à une pression de 31.9 bars et 70°C. Le gaz est refoulé par ce compresseur (C171) à 84,2 bars et refroidi dans l'aéroréfrigérant E171 jusqu'à 60°C. Une dérivation à débit minimal est prévue pour permettre le fonctionnement en continu du compresseur indépendamment de la charge du procédé pour le premier et le deuxième étage. Le gaz résiduel passe dans le collecteur des boosters des trains :

- Une partie est envoyée vers HASSI-R'MEL à 65bars à travers GR1/GR2 ;
- L'autre partie est envoyée vers ZARZAITINE et les trois groupes des compresseurs de réinjection à 84 bars.

3.1.6 Zone des utilities

3.1.6.1 Fractionnement de GPL

Le fractionnement de GPL s'effectue dans le dépropaniseur V401 (muni de 40 plateaux et fonctionne à 21 bars) de la zone des utilities, il sert à donner :

- La charge de propane nécessaire pour alimenter les boucles de refroidissement au propane ;
- Les produits finaux propane et butane qui sont dirigés vers les cages de stockage.

La charge (GPL) de V401 est provient d'une partie des produits de tête de débutaniseur, cette partie est introduite au niveau de 21^{ème} plateau :

- Les vapeurs de tête de V401 sont envoyées vers le ballon de reflux V402 après condensation par l'aéro E402 jusqu'à 55°C, une partie des liquides de V402 est envoyée au 30^{ème} plateau de dépropaniseur (le reflux) l'autre partie refroidie par l'échangeur E405 jusqu'à 27 °C et scindée, envoyée soit vers le stockage dans les cages de propane soit vers l'appoint de la boucle de refroidissement à propane.
- Le rebouilleur E403 de cette colonne permet de chauffer le liquide de fond, une partie sera vaporisée et injectée dans le 1^{er} plateau, et l'autre (butane liquide) sera envoyée vers les cages de stockage après refroidissement jusqu'à 60°C dans l'aéro E404.

3.1.6.2 L'air de fonctionnement

L'air est utilisé essentiellement pour assurer le fonctionnement des vannes et des autres travaux (nettoyage par exemple). Cet air est fourni moyennant de quatre compresseurs :

- Deux de marque Tide-Air et deux Sullair ;
- Compresseurs mobiles de secours qui fonctionnent en diesel.

Deux compresseurs aspirent l'air atmosphérique et le compriment jusqu'à 8.6 bars, ensuite l'envoient (l'air humide et chaud) après refroidissement jusqu'à 54°C dans l'aéro E431 vers le ballon V432 (ballon d'air de service) :

- Une partie de l'air sortant de V432 est envoyée à 8.6 bars pour assurer l'air de service ;
- L'autre partie est séchée dans ME403 ensuite filtrée et enfin introduite dans le deuxième ballon V433 (ballon d'air instrument) qui est maintenu à une pression de 6,9 bars. Ce ballon alimente tous le complexe en air, instrument qui assure le fonctionnement des vannes automatiques.

3.1.6.3 Fuel gaz

Le fuel gaz provient de différentes sources sur les trains pour assurer le fonctionnement des machines comme les turbines à gaz et l'alimentation des fours. Dans les conditions normales de service, le gaz combustible alimente le réseau de gaz combustible à partir du gaz résiduel provenant de l'échangeur E102 avant d'être

acheminé vers le coté aspiration du turbo-expandeur-compresseur EC141, mais il existe d'autres sources de gaz combustible qui sont :

- Les vapeurs de tête de dééthaniseur en provenance du réchauffeur d'urgence E153 des gaz de tête du dééthaniseur ;
- Le gaz de régénération en provenance du séparateur de gaz de régénération des sécheurs de liquide V132;
- Le gaz d'alimentation haute pression en provenance du séparateur V103 ;
- Le gaz d'alimentation S/M en provenance du ballon de séparation V470 ;
- Le gaz d'alimentation d'Alrar avant son arrivée aux trains.

Ces sources sont dirigées toutes vers le ballon de séparation V430 de FG haute pression. Le gaz sort ensuite de ballon à 26.5 bars et 54°C et acheminé vers le préchauffeur à l'huile E430, ce gaz alimente :

- Le collecteur de FGHP (60°C et 17.2 bars) qui alimente à son tour les turbines à gaz ;
- Le ballon collecteur de FGBP (à 3.45 bars) alimente les pilotes et les bruleurs des fours, les pilotes des torches, de bournier, des ballons tampons de l'huile chaude.

3.1.6.4 L'eau de refroidissement

L'eau de refroidissement arrive au ballon tampon V440 à 0,35 bars et 63°C, elle est aspirée par la pompe et refoulée à 4.3 puis refroidie dans l'aéro E432 jusqu'à 54.4°C, cette eau assure le refroidissement pour les pompes P471, P472, P421, P181. L'eau est filtrée dans le filtre F403 pour être ensuite redirigée ensuite vers le ballon tampon de départ V440.

3.1.7 Récupération des liquides et compression du gaz STAH et MEREKSEN (zone 04)

Le gaz qui provient de STAH et MEREKSEN est introduit dans le ballon de séparation V470 à 54°C et 26.5 bars.

Les liquides sont envoyés vers l'échangeur E104 des trains 1,2 et 3 où ils suivent un traitement dans le circuit liquide, Les gaz sont acheminés vers les échangeurs E471 (G-G), E472(G-C3), E473(G-G) et E474 (G-C3) pour être refroidis jusqu'à -18°C à cette température le gaz est introduit dans le ballon de séparation V471 où :

- Les liquides sont utilisés pour sous-refroidir le propane dans E470 puis acheminés vers le E166 du dééthaniseur V161 des trains 01, 02 et 03 ;
- Le gaz refroidi est acheminés vers les échangeurs E473 et E471 pour refroidir le gaz d'alimentation (Stah/Mereksen).

Le gaz sortant de E471 est introduit dans le ballon d'aspiration V472 du compresseur C471 pour le comprimer de 20,7 bars effectifs à 85,3 bars. Le gaz résiduel chaud refoulé par C471 est refroidi par l'aéro E475 jusqu'à 60°C.

Le gaz résiduel à une pression de 84 bars effectifs et une température de 60°C est :

- Soit envoyé vers Zarzaitine ;

- Ou bien combiné avec le gaz résiduel des quatre trains et utilisé dans la réinjection (qui est à l'arrêt).

Actuellement le gaz résiduel de C471 est envoyé vers Hassi-R'mel à 65 bars, à travers les gazoducs GR1/GR2.

3.1.8 Stockage et expédition

3.1.8.1 Condensat

La zone de stockage de condensat est composée de trois bacs à toit flottant de 7276 m³ chacun pour le condensat stabilisé (On-Spec), un bac à toit fixe de 7994 m³ pour le condensat à retraiter (Off-Spec), cette zone est équipée d'une pompe pour évacuer le condensat vers OHANET.

3.1.8.2 GPL

Contrairement au condensat, le GPL est stocké dans sphères identiques de 3978 m³ chacune pour le G.P.L stabilisé (on-Spec), et une petite sphère de 949 m³ pour le GPL à retraiter (Off-Spec). Pour expédier le GPL vers le nord à travers le LR1 cette zone est dotée d'une pomperie.

3.1.8.3 Propane et butane

Quatre cisternes de 75 m³ chacune, sont utilisés pour le stockage du propane et du butane (02 pour le Butane et 02 pour le propane). des camions à citerne s'occupent de transport de ces deux produits pour les besoins de NAFTAL.

Chapitre 4

Simulation des procédés

4 La simulation des procédés

4.1 Introduction

La conception d'une unité de traitement du gaz est une opération complexe qui demande des moyens financiers et humains très importants. Dans le contexte actuel, un procédé industriel doit répondre à trois aspects : économie, sécurité et 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 les coûts d'investissement. Le processus de conception et design préliminaire est généralement effectué à l'aide des simulateurs, qui sont devenus un outil standard pour résoudre ces problèmes. Surtout lorsque de nombreuses variables sont en jeu (diversité des composantes, complexité des interactions, non linéarité des phénomènes, etc.).

4.2 Description générale des simulateurs [27, 28]

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement, autrement dit, la simulation permet de représenter les différents phénomènes ; transfert de matière et de chaleur, dans les différentes opérations unitaires par modèles thermodynamiques, qui traduisent leur comportement par l'intermédiaire de résolution des équations analytiques. Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil les logiciels de simulation. Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin de :

- Etablir les bilans de matière et d'énergie ;
- Dimensionner les équipements de ce procédé ;
- Déterminer les performances des équipements ;

Ou bien dans le suivi des procédés déjà existants afin de :

- Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de composition de l'alimentation ou les conditions de fonctionnement d'un certain équipement.

Les simulateurs ont quatre éléments essentiels qui sont illustrées dans **la figure 4.1** ci-dessous :

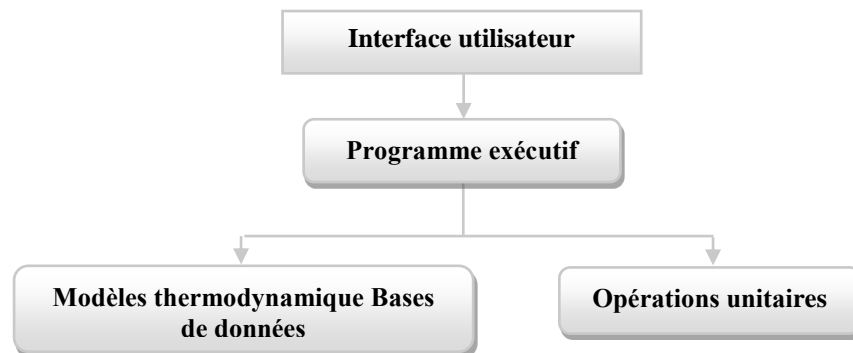


Figure 4.1 : Structure du simulateur de processus.

- Interface utilisateur (User Interface (UI)) : Il donne la main à l'utilisateur pour dessiner le diagramme de processus dans l'IU, il permet aussi d'ajouter, de modifier et de supprimer les opérations de l'unité, les flux de masse et d'énergie. En outre, il permet de modifier les paramètres d'opération tels que la température, la pression, le débit massique, la composition du flux, le taux de conversion, etc. et les paramètres de conception tels que les colonnes de distillation, les échangeurs de chaleur etc.
- Programme exécutif : Dans cette partie, les données modifiées dans le diagramme sont prises en compte pour trouver une solution après la séquence de calcul et les routines de convergence.
- Les modèles thermodynamiques et Bases de données : tout ce qui concerne les équations d'état, les modèles semi-empiriques, les modèles de pression de vapeur et les modèles spécialisés, etc., Ils sont dédiés au calcul des propriétés chimiques, physiques et thermodynamiques. Les bases de données stockent des constantes thermodynamiques, des constantes de corrélation et des limites de corrélations.
- Modules d'opérations unitaires : impliquant des calculs d'ingénierie.

4.3 Présentation du logiciel de simulation Aspen HYSYS [27, 28]

Aspen HYSYS est un environnement de modélisation de processus qui optimise la conception et les opérations conceptuelles. Il est conçu pour servir les techniciens et les ingénieurs de pétrole, du gaz et du raffinage à pouvoir modéliser des processus en mode stables ou dynamiques (steady state and dynamic processes,).

HYSYS est utilisé dans la conception, le contrôle, la surveillance et l'optimisation des processus dans un environnement modulaire. Pour créer un modèle de simulation, il contient une base de données de plus de 1500 composants solides, liquides et gaz avec des propriétés physico-chimiques de substances pures et plus de 30 modèles thermodynamiques améliorés d'une version à une autre et qui sont utilisés pour représenter le comportement d'équilibre de phase et le niveau d'énergie des composés purs et des systèmes de mélange. Différents modèles sont mis en place pour évaluer les propriétés thermodynamiques; Ces modèles peuvent être classés dans les catégories suivantes ;

- Modèles d'équation d'état (Peng-Robinson, Soave-Redlich-Kwong, Kabadi-Danner etc.);
- Modèles de coefficients d'activité (Redlich-Kister, UNIQUAC, Wilson, Acid Gas, etc.);
- Modèles de pression de vapeur et de fugacité liquide ;
- Modèles de chaleur de vaporisation ;
- Modèles de volume et de densité molaire ;
- Modèles de capacité thermique.

Par l'interface interactive d'Aspen HYSYS, on peut facilement manœuvrer des variables et la topologie de procédé d'opération unitaire.

4.3.1 Modèle thermodynamique [28, 29, 30]

Le modèle thermodynamique est composé par une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système en évolution (opération unitaire ; séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ...etc.), ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantités de mouvement, ces équations peuvent être algébrique ou différentielles. Bien que HYSYS soit conçu pour permettre l'utilisation de plusieurs packages de propriétés et la création de modèles préconstruits. La sélection de la méthode thermodynamique appropriée est la clé pour produire des simulations précises.

Pour la simulation d'une unité de décarbonatation du gaz naturel, l'utilisateur doit sélectionner le modèle thermodynamique « Acid Gas » pour calculer les propriétés de mélange (masse volumique, enthalpie,) ainsi que pour calculer l'équilibre de phases dans les courants et dans les unités de séparation.

Le modèle amine package utilise NRTL d'électrolyte comme modèle thermodynamique pour corréler les données expérimentales disponibles pour l'absorption de CO₂ dans les solutions aqueuse d'alcanolamines. La solubilité physique est l'équilibre entre les molécules de CO₂ dans la phase gazeux et les molécules de CO₂ dans les solutions aqueuses d'amine est exprimer par la loi de Henry comme suit :

$$P \cdot y_{CO_2} \cdot \phi_{CO_2} = H_{CO_2} \cdot X_{CO_2} \cdot \gamma_{CO_2}^*$$

Avec :

H_{CO_2} : Constante d'Henry du CO₂ ;

P : Pression du système ;

X_{CO_2}, y_{CO_2} : Fractions molaires du CO₂ dans la phase liquide et vapeur respectivement ;

ϕ_{CO_2} : Coefficient de fugacité du CO₂ dans la phase vapeur donnés ;

$\gamma_{CO_2}^*$: Coefficient d'activité du CO₂ dans la phase liquide donnée.

4.3.2 Fonctionnement de simulateur [27, 29]

L'utilisation de simulateur HYSYS se fait de la façon suivante :

- Spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange ;
- Sélection d'un modèle thermodynamique ;
- Etablir le schéma du procédé (PFD) ;
- Spécification des courants de simulation ;
- Exécution du programme de simulation ;
- Interprétation des résultats.

4.4 Simulation & optimisation du procédé

Dans cette partie de travail nous allons effectuer une évaluation technique et économique après avoir analysé la charge du gaz naturel à traiter. Cette évaluation technico-économique a pour but d'analyser la faisabilité et la possibilité de la réalisation d'une installation de décarbonatation, qui permet de réduire les teneurs de CO₂ dans la charge de 7,14% molaires jusqu'aux spécifications de transport du gaz qui sont souvent inférieurs à 2% molaires. Il est tout d'abord nécessaire de vérifier la validité du procédé qui est souvent en fonction de la pression partielle de CO₂, vu que la charge de gaz de Tinhert ne contient que le dioxyde de carbone comme gaz acide (pas de H₂S). Le procédé le plus répandu pour éliminer les gaz acides est celui qui utilise des solvants chimiques (alcanolamines). Malgré leur appartenance à la même famille ces solvants possèdent des caractéristiques physico-chimiques différentes les unes des autres ce qui représente le premier défi à savoir le choix de solvant le plus approprié. Pour le procédé de décarbonatation du gaz naturel avec des amines le choix de solvant est crucial, en effet un choix optimal de solvant ne permet pas seulement d'éviter les problèmes opératoires, mais aussi il permet de réduire à la fois la consommation énergétique et les coûts opératoires et/ou d'investissement.

Nous avons choisi d'utiliser pour traiter cette charge deux types de solvants qui présentent des caractéristiques meilleures comparés aux autres types d'amines. Ces solvants sont la diéthanolamine (DEA) et la méthyl diéthanolamine mélangée avec de la pipérazine (PZMDEA).

4.4.1 Analyse de la charge

La zone de Tinhert représente un nouveau site du gaz en cours d'exploitation, près des puits de cette zone le gaz jaillit avec une température élevée autour de 95°C et avec une pression de 96 Bars. L'analyse de la composition molaire de la charge résumée sous le **tableau 4.1** montre que la charge est caractérisée par des quantités importantes de méthane et d'éthane ainsi que des quantités relativement faibles en hydrocarbures lourds (C₅⁺).

Tableau 4.1 : Compositions de gaz naturel de Tinhert région Stah.

Constituant	Fraction molaire
H ₂ O	0,00384
N ₂	0,02289
CO ₂	0,07144
C1	0,82458
C2	0,05039
C3	0,01752
I-C4	0,00330
N-C4	0,00351
I-C5	0,00211
N-C5	0,00140
C6	0,00152
C7	0,00072
C8	0,00034
C9	0,00016
C10	0,00012

Le même tableau indique que les teneurs en eau dans cette charge sont faibles (autour de 0,384%). Il indique aussi que la charge ne contient que le dioxyde de carbone (CO₂) comme gaz acide avec des pourcentages molaires importants qui peuvent atteindre 7,14%. Ces teneurs élevées en CO₂ nécessitent l'installation d'une unité de décarbonatation qui permet de les réduire jusqu'à 2% molaires, avant que la charge soit acheminée vers le complexe de traitement de gaz naturel d'Alrar. Le rôle actuel de ce dernier est de déshydrater et de fractionner le gaz qui provient de Stah/Mereksen et des puits producteurs d'Alrar Est et Ouest, sachant que ce complexe ne dispose d'aucune installation de décarbonatation.

La capacité prévue pour l'installation de décarbonatation de gaz de Tinhert est de 9 millions Nm³ par jour. Si les spécifications de traitement sont atteintes (2% molaires) et si la composition molaire de CO₂ dans le flux de gaz carbonique après le stripping est autour de 90%, alors le débit de CO₂ sortant de l'installation sera plus de 416000 Nm³ de CO₂ par jour. Cette quantité importante de CO₂ doit être envoyée vers un procédé pour la valoriser ou pour la réinjecter au sous-sol (Stockage géologique).

4.4.2 Problématique, objectifs et contraintes

Il est évident qu'une teneur de 7,14% molaire de CO₂ dans le gaz de Tinhert est indésirable de point de vue commerciale, car une telle charge diminuera considérablement les pouvoirs calorifiques inférieurs et supérieurs de gaz ce qui diminue la valeur de gaz. En plus des considérations économiques, il existe aussi des considérations techniques qui sont dues aux problèmes opératoires que le CO₂ peut causer, ces problèmes sont principalement la corrosion en présence d'eau et le colmatage du système par la solidification du CO₂ dans les sections froides dans le cas où la charge est destinée à être envoyée vers un procédé cryogénique (GNL).

4.4.2.1 Choix de procédé

Comme il est indiqué dans la partie théorique, plusieurs choix de procédés s'offrent pour purifier le gaz naturel. Quelques procédés cités ne présentent aucun intérêt économique c'est le cas des procédés cryogéniques et les procédés de séparation membranaires. A cause de la compétitivité d'adsorption des constituants du gaz sur les micropores des tamis moléculaires, l'utilisation d'un procédé d'adsorption peut ne pas atteindre les spécifications de traitement, ce qui rend ce choix inconvenable pour notre cas d'étude.

Les deux procédés qui restent à considérer sont ceux qui utilisent le principe d'absorption/désorption que ce soit en utilisant des solvants physiques ou des solvants chimiques. Ces derniers peuvent être le meilleur choix spécialement les solvants contenant des alcanolamines, car le procédé de carbonates de potassium chaudes présente souvent des problèmes de corrosion excessives tandis que les solvants physiques absorbent des quantités considérables en hydrocarbures, ce qui n'est pas acceptable malgré leur excellente efficacité à haute pression.

4.4.2.2 Objectifs

Notre objectif est d'atteindre un taux de traitement dans le gaz inférieur à 2%, soit 1,9% molaire de CO₂ dans le gaz sortant de l'unité. Ce traitement sera effectué avec des solvants alcanolamines qui présentent les meilleures performances parmi tous les types d'amines utilisées à savoir :

- La diéthanolamine (DEA) avec une concentration massique de 35% ;
- Un mélange de la méthyl-diéthanolamine (45% massique) et de la pipérazine (5% massique).

Le design préliminaire des deux procédés est réalisé en utilisant le logiciel de simulation Aspen HYSYS, pour récolter le maximum des informations et des paramètres relatifs à l'installation qui permet ensuite d'effectuer l'estimation économique toute en basant sur une autre fonctionnalité offerte par Aspen à savoir l'analyseur économique « Aspen Process Economic Analyzer ». Ce dernier est utilisé pour calculer principalement les coûts des équipements utilisés dans le procédé.

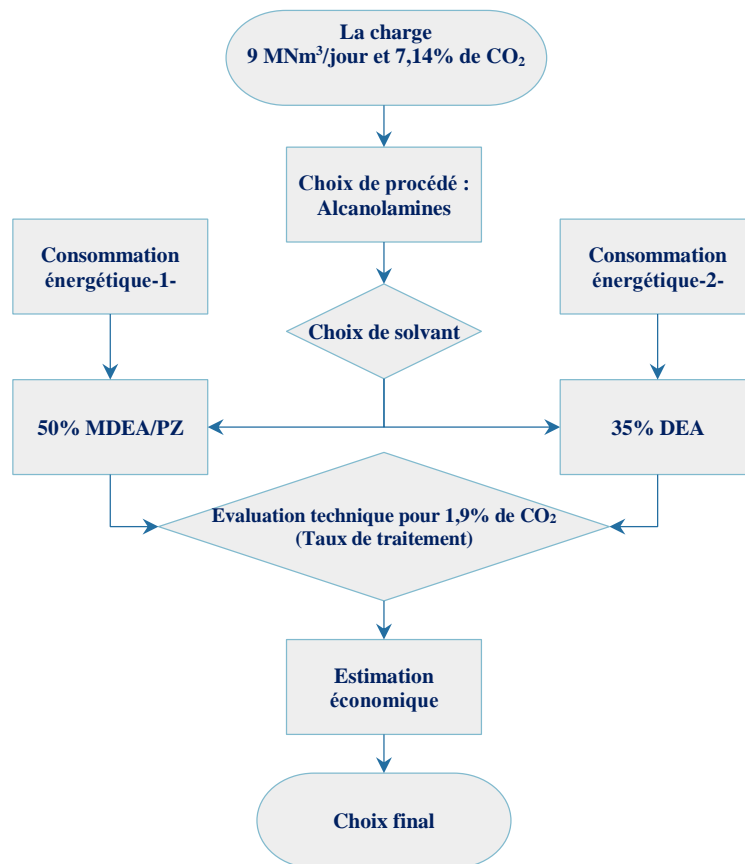


Figure 4.2 : Schéma bloc qui représente la méthodologie suivie dans cette étude.

Le système de régénération de solvant dans le procédé des alcanolamines consomme des quantités énormes d'énergie spécialement le rebouilleur, donc parmi les critères du choix les plus importants ; c'est la minimisation de la consommation énergétique de procédé en fonction de solvant utilisé. En revanche il est clair d'après la **figure 4.2** que la décision finale ne peut être prise qu'après avoir réalisé l'évaluation économique préliminaire.

4.4.2.3 Les contraintes

Généralement le procédé des alcanolamines est plus efficace à basse température (entre 35 et 50°C) et à haute pression. Cette réalité présente la première contrainte, car le gaz de Tinhert est disponible à une température de 95°C près des puits et avec cette température il y'aura des problèmes des pertes excessives d'amines dus à

leurs sensibilités aux températures élevées. Il est donc nécessaire d'effectuer un refroidissement du gaz jusqu'à une température de 50°C. Un système de refroidissement à l'air (aéroréfrigérant) peut être installé pour réaliser cette opération.

La deuxième contrainte réside dans le fait que les solutions d'alcanolamines sont dissoutes dans des différents pourcentages massiques d'eau, ce qui signifie que le gaz traité peut entraîner des quantités d'eau, d'où on est obligé de placer l'unité de décarbonatation en amont de complexe d'Alrar.

La proximité des puits de Tinhert au complexe d'Alrar offre la possibilité d'envoyer le gaz, après la décarbonatation, vers ce complexe pour le déshydrater et le fractionner en différents produits (Gaz de vente, GPL et condensats). Ceci représente la troisième contrainte, car le complexe d'Alrar est constitué de quatre trains de traitement dont la pression d'entrée de chacun est de 67,4 bars donc la pression de sortie du gaz à partir de l'unité de décarbonatation doit être obligatoirement supérieure à cette valeur.

Tableau 4.2 : Quelques caractéristiques de la charge à l'entrée de l'absorbeur.

Propriétés	Valeur
Débit de gaz entrant l'absorbeur (75% de la charge)	[251,9 MMscfd] ; [2,812*10 ⁵ Nm ³ /h]
Température de gaz entrant l'absorbeur	[50 °C] ; [581,67 °R]
Pression de gaz entrant l'absorbeur	[69 bar] ; [6900 kPa]
Fraction molaire de CO ₂	0,07144
Masse molaire moyenne de gaz (Calculé)	20,297
Masse molaire de l'air	28,97
Température Critique de gaz (Calculé)	390 °R (-56,48°C)
Pression Critique de gaz (Calculé)	670 Psia (46,19)
Température réduite de gaz (Calculé)	1,491
Pression réduite de gaz (Calculé)	1,471
Specific gravity de gaz	0,7
Facteur de compressibilité (graphiquement)	0,88
Densité (calculé)	58,42 Kg/m ³

Neuf millions m³ par jour de gaz à traiter veut dire que les dimensions de l'unité vont être relativement élevées, une solution pour minimiser la taille globale de l'unité est d'effectuer un By-pass d'une quantité de la charge à condition que les spécifications de traitement soient atteintes. Ce by-pass permet aussi de prévenir quelques problèmes opératoires dans l'unité : spécialement un taux de charge élevé de CO₂ dans l'amine et les problèmes d'engorgement. **Le tableau 4.2** représente quelques caractéristiques du gaz à l'entrée de l'absorbeur en utilisant 75% de la charge.

Les débits de circulation des deux solvants seront optimisés de telle façon à prévenir tous les problèmes opératoires :

- Problèmes de corrosion : un taux de charge de CO₂ élevée dans l'amine indique que les problèmes de corrosion seront excessifs, il faut donc ajouter des quantités supplémentaires de solvant.

- Les problèmes d'engorgement : les deux colonnes utilisées risquent souvent de problèmes d'engorgement qui sont dus aux paramètres hydrodynamiques y compris le débit de circulation de solvant, le débit de la vapeur/gaz et d'autres considérations relatives aux dimensions des plateaux.

4.4.3 Choix de solvant

La validité et l'efficacité économique d'un procédé peut être vérifié comme première approche moyennant des graphes, ces graphes sont constitués de plusieurs zones, qui en fonction de la pression partielle de CO₂ dans le gaz d'alimentation et celle de gaz traité permet de sélectionner le meilleur procédé.

4.4.3.1 Procédure de la sélection graphique de la technique de décarbonatation

Cette procédure nécessite la détermination de la pression partielle des gaz acides dans le gaz d'alimentation, ainsi que leurs pressions partielles dans le gaz traité puis on utilise la représentation graphique présentée sur **la figure 4.3** comme guide pour sélectionner le procédé approprié. Ce graphe est utilisé seulement dans le cas où aucune trace de H₂S n'existe dans le gaz.

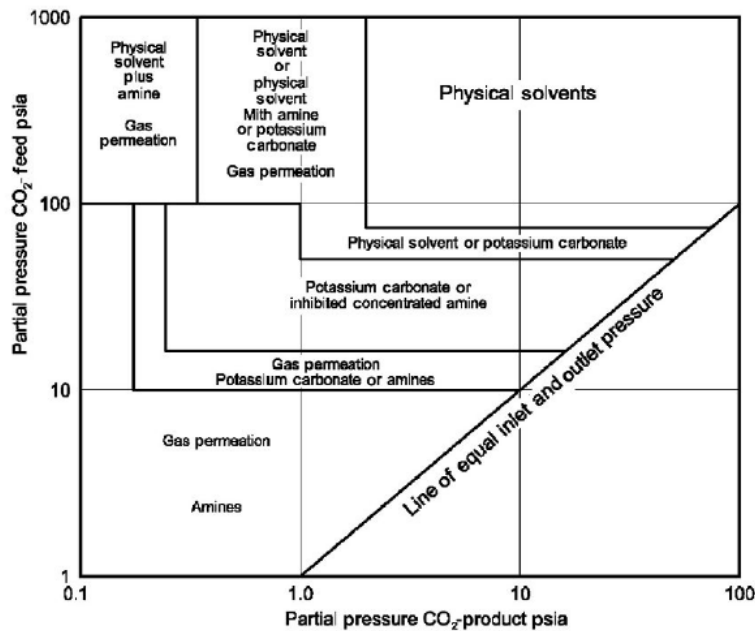


Figure 4.3 : Sélection graphique de la procédure de la décarbonatation (pas de H₂S) [14].

La pression partielle de CO₂ dans le gaz d'alimentation :

$$P_{CO_2} = x_{CO_2} * P_T = 0.0714 * 6900 = 492,66 \text{ kpa (71.45psia)}$$

La pression partielle de CO₂ dans le gaz traité :

$$P_{CO_2} = x_{CO_2} * P_T = 0.02 * 6900 = 138 \text{ kpa (20.02psia)}$$

La figure 4.3 nous confirme que l'utilisation des solvants alcanolamines est possible pour traiter cette charge du gaz, mais à condition d'optimiser les paramètres opératoires pour pouvoir répondre aux spécifications exigées et pour prévenir les différents problèmes opératoires prévues dans de telle installation.

4.4.4 Estimation et caractérisation des paramètres du simulation

Les trois grands problèmes d’une installation de décarbonation sont les problèmes de corrosion, d’engorgement et enfin la consommation énergétique excessive du système de régénération. La simulation effectuée sous HYSYS vise à choisir les différents paramètres de telle façon à prévenir les problèmes précédemment cités. Ces problèmes peuvent être évités en optimisant :

- Le taux de charge de solvant riche ;
- La chaleur fournie par le rebouilleur ;
- Les paramètres hydrodynamiques des deux colonnes (diamètres, débits...).

Le taux de charge peut être défini comme étant le rapport entre le nombre de mole de CO₂ sur le nombre de mole de l’amine. Les paramètres typiques de taux de charge, de température de solvant après régénération et des facteurs d’engorgement sont résumés dans le **tableau 4.3**.

Tableau 4.3 : Paramètres typiques pour éviter quelques problèmes opératoires dans une installation de décarbonation.

Paramètres	DEA	MDEA/PZ
Taux de charge SP (mole/mole)	0,05-0,07	0,004-0,01
Taux de charge SR (mole/mole)	0,35-0,4	0,45-0,55
Température max de solvant régénéré (°C)	122°C	132
Facteur d’engorgement max	0,8	0,8

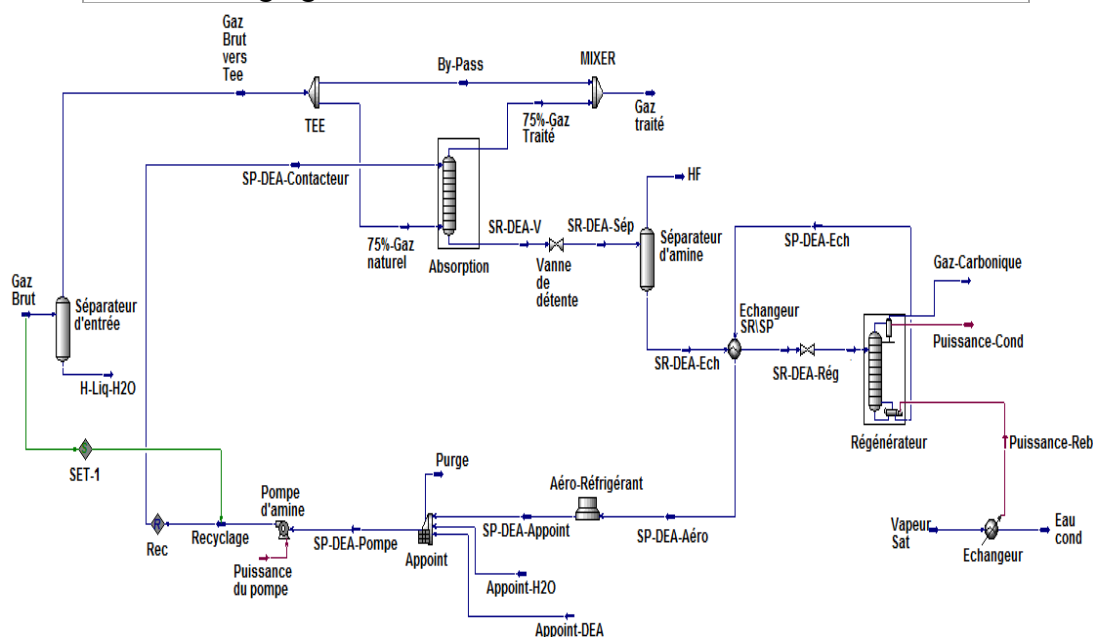


Figure 4.4 : Schéma de circulation des fluides (PFD) pour 35% de la diéthanolamine (DEA).

Le schéma dans la **figure 4.4** représente un plan de circulation des fluides utilisé pour simuler le procédé de décarbonation à l’aide de logiciel Aspen HYSYS. Chaque icône représente une opération unitaire, et chaque flèche représente un flux de matière.

Dans ce qui suit nous allons présenter les paramètres utilisés pour converger la simulation dans les deux cas de figures étudiés.

4.4.4.1 La colonne d'absorption et de régénération

Le gaz à traiter entre par le bas de la colonne avec une température de 50°C tandis que la température de solvant est maintenue à environ 56°C. Les colonnes d'absorption et de régénération sont des colonnes à clapets de marque Ballast. Ce choix est dû à l'efficacité de ce type comparé aux autres types de plateaux. Le solvant riche entrant la colonne de régénération sera introduit dans le 3^{ème} plateau au-dessous de dernier plateau pour éviter quelques problèmes opératoires (pertes de solvant). Les paramètres suivants sont à considérer lors de dimensionnement des deux colonnes :

- Un facteur d'engorgement qui ne doit pas dépasser 0,8 ;
- Un espace entre plateaux d'environ 0,65 m ;
- Deux passes par plateaux (deux déversoirs) ;
- Une surface active limitée à 10% ;
- Un facteur de moussage entre 0,7 à 0,8.

Un facteur d'engorgement égale à 0,8 veut dire que les paramètres hydrodynamiques sont réglés de telle façon à travailler avec 80% des débits qui provoquent l'engorgement. Les débits du gaz et de la vapeur d'eau sont fixés, on joue donc sur les débits de solvant.

4.4.4.2 Diamètres des colonnes

Comme première approche et en utilisant les corrélations qui donnent les diamètres de la colonne d'absorption et de régénération, nous avons calculé ces diamètres en fonction de débit de solvant, du gaz et de pression dans le contacteur, les résultats résumés sous le **tableau 4.4** sont utilisés pour converger les deux colonnes.

Tableau 4.4 : diamètre calculé de la colonne d'absorption et celui de la colonne de régénération des deux solvants utilisés.

Solvant	DEA	MDEA/PZ
Diamètre CA (mm)	3175	3175
Diamètre CR (mm)	4454	3853

Avec :

CA : Colonne d'absorption ;

CR : Colonne de régénération.

4.4.4.3 Le taux de charge et le débit de circulation du solvant

Minimiser le débit de circulation utilisé a un intérêt économique, mais la borne inférieure de ce débit est limitée par la valeur de taux de charge dans le solvant riche. En effet, si les quantités de solvants utilisées donnent un taux de charge élevé alors on est obligé d'ajouter des quantités supplémentaires pour diminuer ce taux de charge malgré que les spécifications soient atteintes. Ce problème est rencontré seulement dans le cas de la DEA, le deuxième solvant, MDEA activée, donne généralement un taux de

charge acceptable. **La figure 4.5** représente l'effet de la variation de débit de circulation sur le taux de charge de solvant riche pour 35%-DEA.

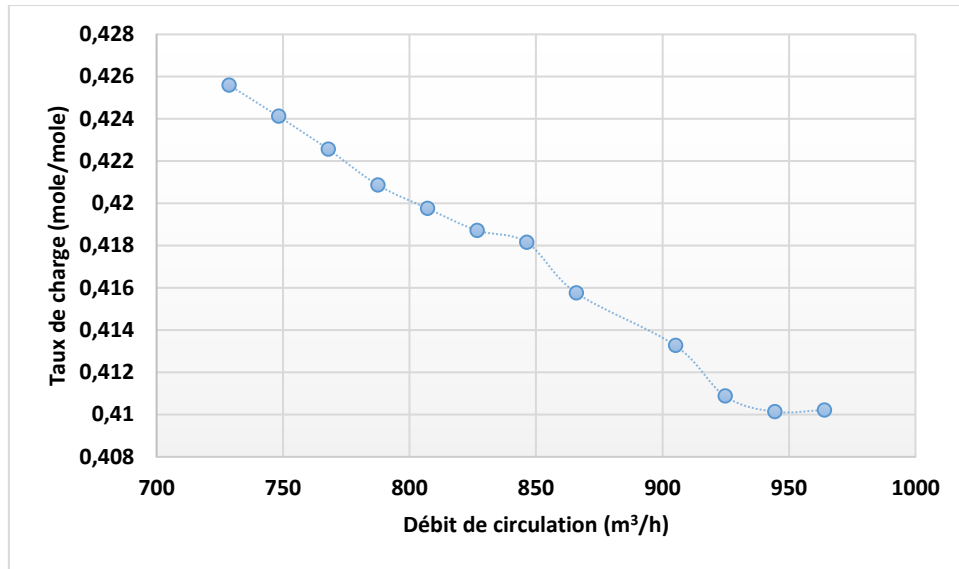


Figure 4.5 : Effet de la variation de débit de circulation sur le taux de charge de CO₂ dans le solvant riche pour 35%-DEA.

Nous allons choisir donc pour la DEA un taux de charge de 0,412 qui correspond à un débit de circulation de 775,4 m³/h. Ce dernier conviendra parfaitement pour éviter le problème d'engorgement dans la colonne de régénération. Pour le cas de la PZMDEA un débit de circulation de 590.5 m³/h donne un taux de charge autour de 0,3817.

4.4.4.4 Chaleur de rebouillage

La quantité de la vapeur utilisée pour effectuer la désorption de CO₂ est ajustée de telle façon à éviter les problèmes d'engorgement qui peuvent être causés par un excès de vapeur. La vapeur d'eau produite dans le rebouilleur sert à chauffer la solution riche afin de désorber le CO₂. **La figure 4.6** représente une comparaison entre la valeur de cette chaleur fournie pour les deux solvants utilisés. Due à son appartenance aux amines tertiaires, on remarque que la chaleur fournie pour la PZMDEA est inférieure à celle fournie pour la DEA.

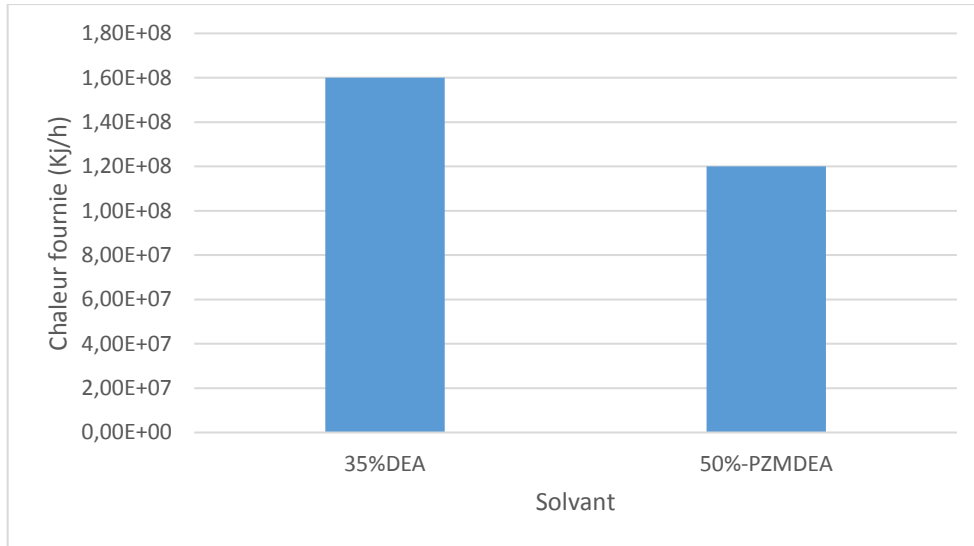


Figure 4.6 : comparaison entre la chaleur à fournir pour la régénération des deux solvant 35%-DEA et 50%MDEA/PZ.

4.4.4.5 Le séparateur flash

Pour maximiser la récupération des hydrocarbures entraînés par le solvant, le séparateur fonctionnera à basse pression on adoptera donc une pression de 4,46 Bars (50 Psig), pour dimensionner ce séparateur. On utilisera aussi un temps de séjour de solvant égale à 3 min [14].

4.4.4.6 L'échangeur de chaleur

La température du solvant riche à l'entrée de l'échangeur amine/amine pour la DEA et la MDEA\PZ est respectivement 79,96°C et 85,91°C. Pour un dimensionnement optimal nous choisissons une température de solvant entrant à la colonne de régénération de telle façon à garder une différence de température entre ce solvant et celle de solvant régénéré égale à environ 16°C [14]. Les pertes de pression coté tubes et coté calandre sont supposées égales à 35 KPa [31].

4.4.4.7 Le rebouilleur

La pression de rebouilleur est choisie de telle façon à ne pas dépasser les seuils de températures des solvants régénérés. Cette pression sera choisie dans les deux cas étudiés autour de 2 bars.

4.4.4.8 Le condenseur

La température du ballon de reflux est en fonction de la température ambiante. Étant donné qu'on va utiliser un aéroréfrigérant pour refroidir le flux de gaz sortant de la tête de la colonne de régénération. La figure 4.7 représente la variation des températures moyennes au niveau d'Alrar région Stah, d'après cette figure on remarque que les températures ne dépassent pas les seuils de 45°C. Un aéroréfrigérant peut donc amener les températures de flux de gaz jusqu'à 60°C qui est la température opératoire de ballon de reflux. La pression opératoire de ce ballon dépendra de la pression de rebouilleur (fond de la colonne) et les pertes de pression entre le fond et le sommet de la colonne.

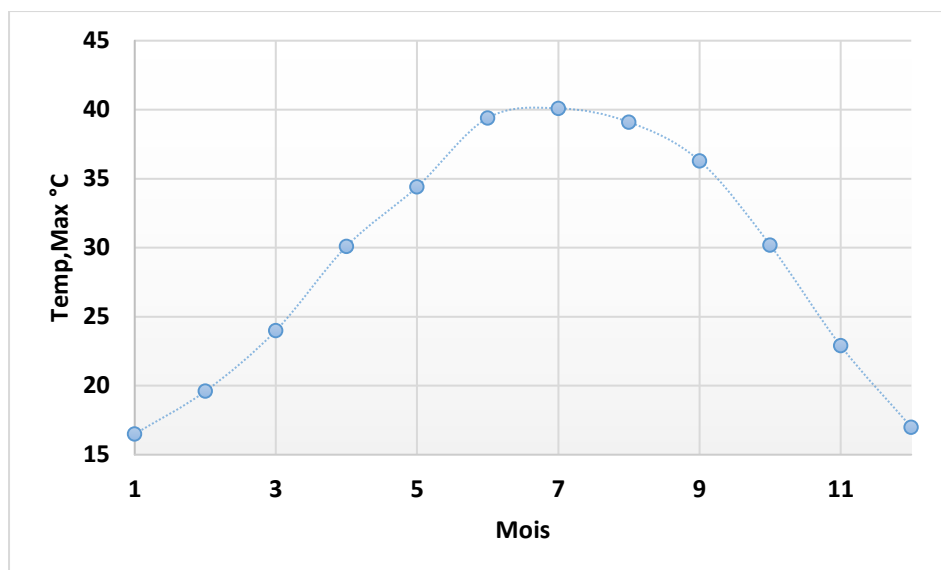


Figure 4.7 : Variation des températures maximales d'Alrar -région de Stah-d'après le site Climate-Data [32].

4.4.5 Résultats et dimensionnement des équipements

Après avoir convergés les deux procédés, nous allons présenter dans ce qui suit quelques paramètres issus de la simulation. Ces paramètres sont dits sensibles car ils influencent directement les performances du procédé. Nous avons utilisé aussi la fonctionnalité de HYSYS qui aide dans le dimensionnement des équipements. Les résultats obtenus servent ensuite à effectuer une estimation économique.

La colonne d'absorption dans les deux cas de figure utilise 22 plateaux pour traiter 75% de la charge. Le **tableau 4.5** représente les principaux paramètres de la colonne d'absorption.

Tableau 4.5 : paramètres opératoires relatifs à la colonne d'absorption.

Solvant	35-%DEA	50%-PZMDEA
Diamètre CA (mm)	4145	3744
Pression d'entrée de gaz (KPa)	6900	6900
Pertes de charge (KPa)	21,14	19,56
Débit de circulation de solvant (m ³ /h)	775,4	590,5
Température de solvant pauvre (°C)	56,69	57,05
Taux de charge de solvant riche (mole/mole)	0,4125	0,3817
Nombre de plateaux	22	22
Espace entre plateaux (mm)	650	650
Facteur d'engorgement	0,78	0,79

Le gaz entrant par le bas du contacteur est traité dans cet équipement et sort avec une température proche de celle de solvant entrant l'absorbeur. Après son mélange dans le « Mixer », le gaz sort avec une pression d'environ 68,8 Bars et avec un pourcentage molaire de CO₂ égale à 1,895 % pour la PZMDEA et de 1,895% pour la DEA.

Avec ce dimensionnement on sera sûre que les deux installations ne risqueront aucun problème opératoire à condition d'utiliser d'autres équipements qui assure la pureté de solvant (les filtres de charbon actif ou autres types de purificateurs).

L'alimentation en solvant pauvre s'effectue dans le 4^{ème} plateau (à compter de tête de la colonne) donc la partie supérieure sera réserver au lavage de gaz avec de l'eau.

De la même façon on représente dans **le tableau 4.6** les principaux paramètres relatifs à la colonne de régénération. Cette colonne doit assurer un traitement efficace tout en utilisant 20 plateaux. Les diamètres sont estimés à l'aide de l'outil de dimensionnement de HYSYS en précisant un pourcentage à l'égorgement égale à 80% et un espace entre plateau égale à 650 mm.

Tableau 4.6 : Paramètres opératoires relatifs à la colonne de régénération.

Solvant	35-%DEA	50%-PZMDEA
Diamètre CR (mm)	3872	3434
Pression de rebouilleur (KPa)	200	210
Température dans le rebouilleur (°C)	120,6	121,4
Pertes de charge (KPa)	16,97	16,52
Taux de charge SP (mole/mole)	0,074	0,031
Nombre de plateaux	20	20
Espace entre plateaux (mm)	650	650
Pression de ballon de reflux (KPa)	1,75	1,8
Température de ballon de reflux (°C)	60	60
Lb de vapeur/gallon d'amine	0,7633	0,737
Facteur d'engorgement	0,79	0,79
% molaire de CO ₂ désorbé	87.59	86,15

Le solvant enrichi en CO₂ sort de bas de la colonne et dirige vers un ballon ou il subit une détente jusqu'à 4.46Bars (50Psig). Le temps de séjour dans le ballon flash nécessaire pour récupérer le maximum d'hydrocarbures est égale à 3 min. Le dimensionnement sous HYSYS nous a donné les dimensions résumées dans **le tableau 4.7**

Tableau 4.7 : Dimensions et disposition de ballon séparateur amine-Hydrocarbures.

Solvant	35-%DEA	50%-MDEA/PZ
Pression opératoire (KPa)	446.1	446.1
Température opératoire (°C)	79.96	85.84
Temps de séjours (min)	3	3
Diamètre (mm)	2286	2134
Hauteur (mm)	12570	11730
Position	Verticale	Verticale

Pour récupérer une quantité de chaleur fournie par le rebouilleur on utilise un échangeur de chaleur de type faisceaux calandre. Le paramètre à optimiser dans cet échangeur est la différence de température ΔT entre le solvant sortant de la colonne de régénération et celle de solvant entrant cette colonne. Cette différence est maintenue autour de 16°C.

Pour le calcul on utilisera des tubes de diamètre de 25 mm et de longueur égale à 4 m. **Le tableau 4.8** donne les caractéristiques estimées par HYSYS.

Tableau 4.8 : Caractéristiques principales de l'échangeur amine/amine.

Solvant	35-%DEA	50%-MDEA/PZ
Position	Horizontale	Horizontale
Sens d'écoulement	Contre-courant	Contre-courant
Chaleur échangée (KJ/h)	$7,30.10^7$	$4,4.10^7$
ΔT (°C)	16,98	14,86
Pertes de pression (KPa)	35	35
Température de SR à la sortie des tubes (°C)	104	102.5

L'aéroréfrigérant est le choix le plus approprié économiquement pour refroidir le solvant pauvre ainsi que le flux de la vapeur et le CO₂ sortant de tête de la colonne. Spécialement avec les températures ambiantes de la région de Stah qui ne dépassent pas les 45°C. **Le tableau 4.9** résume quelques paramètres de l'aéroréfrigérant utilisé pour refroidir le solvant.

Tableau 4.9 : Paramètres caractéristiques de l'aéroréfrigérant de refroidissement de solvant pauvre.

Solvant	DEA	PZMDEA
Pertes de pression (KPa)	15,9	19,54
Température d'entrée de solvant (°C)	97,29	100,7
Température de sortie de solvant (°C)	55	55
Débit massique de l'aire (Kg/h)	5859000	5696000
Longueur des tubes(m)	10	10
Diamètre des tubes (mm)	25,40	25,40
Nombre des tubes	276	235
Nombre des ventilateurs	6	6

Etant donné que les températures des produits de tête dans la colonne de régénération sont proches à celles de solvant pauvre quittant l'échangeur, nous allons utiliser les mêmes paramètres de cet aéroréfrigérant pour refroidir le flux de la vapeur et de CO₂.

Une pompe est utilisée pour réinjecter le solvant pauvre dans la tête de la colonne d'absorption, **le tableau 4.10** résume quelques paramètres caractéristiques de la pompe de solvant pauvre.

Tableau 4.10 : paramètres de la pompe de circulation de solvant pauvre.

Solvant	35%-DEA	50%-MDEA/PZ
Efficacité	75%	75%
Type de la pompe	Centrifuge	Centrifuge
Puissance (KW)	1924	1422

4.4.5.1 Consommation des utilités et des produits chimiques

Il est préférable d'utiliser de la vapeur saturée à basse pression (4 Bars ;143,5°C) pour assurer la chaleur nécessaire pour le rebouilleur. Le débit massique de cette vapeur ainsi que celui de la vapeur utilisée dans le stripping sont résumés dans **le tableau 4.11**.

Tableau 4.11 : les quantités de vapeur consommées par les deux procédés.

Solvant	35%-DEA	50%-MDEA/PZ
Débit massique de la vapeur BP (Kg/h)	74410	55650
Débit massique de la vapeur de stripping (kg/h)	23210,77	26109,23

La nécessité de maintenir les concentrations massiques des amines ainsi que celles de l'eau dans le solvant nous oblige d'effectuer un appoint en continue de ces matières. Une méthode sur HYSYS qui calcul les pertes de solvant ainsi que l'appoint en eau, nous permet d'estimer la consommation par heure de solvant. **La figure 4.8** représente une comparaison entre l'appoint en solvant pour les deux procédés.

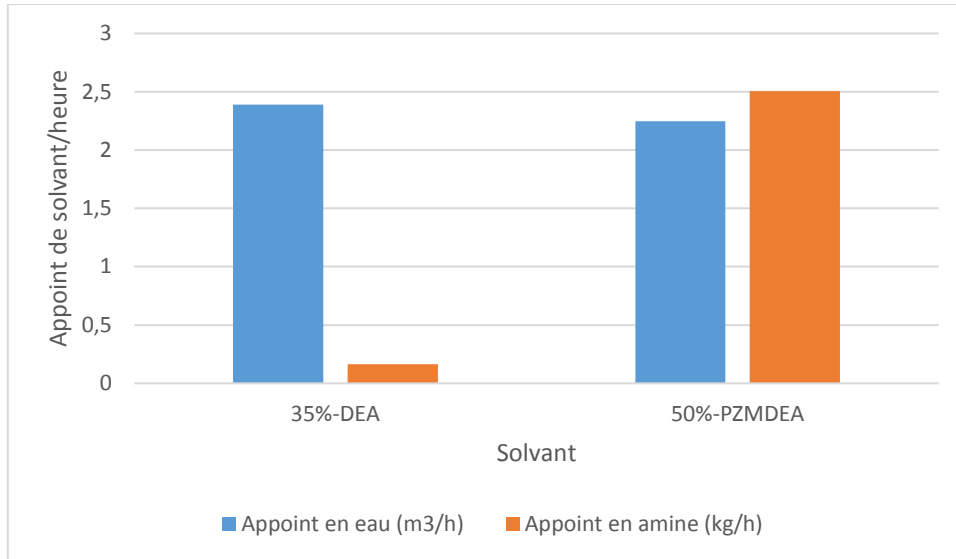


Figure 4.8 : Consommation de l'eau et de l'amine pour les deux procédés étudiés.

4.5 Conclusion

La simulation sous HYSYS nous a permis de faire une comparaison de performances des deux procédés, le tableau 4.12 résume les résultats les plus importants.

Tableau 4.12 : résumé de l'analyse du procédé en utilisant les deux solvant (DEA et MDEA/PZ).

Solvant	35%-DEA	50%-MDEA/PZ
Débit de circulation (m ³ /h)	775,4	590.5
Concentration de CO ₂ dans le gaz traité (% mol)	1,895	1,896
Consommation de la vapeur (Kg/h)	74410	55650
Puissance de la pompe de circulation (KW)	1924	1422
Appoint en eau (Kg/h)	2389	2242
Appoint en amine (Kg/h)	0.162	2.2+0.306
Concentration de CO ₂ désorbé (% mol)	87.59	86.15

D'après le tableau ci-dessus, on remarque que les spécifications de traitement sont atteintes pour les deux solvants, mais avec des débits de circulation de solvant différents. Ce débit est plus faible dans le cas de la MDEA activée grâce à la concentration massique élevée utilisée de la MDEA.

L'influence du débit de circulation sur les performances de l'unité est remarquable. En effet une augmentation de débit utilisé engendra une augmentation dans la consommation des utilités (eau, vapeur et électricité). Cette augmentation influence aussi sur la taille globale de l'installation.

Chapitre 4 : Simulation des procédés

Le seul inconvénient du procédé de la MDEA activée est les pertes en amine qui peut atteindre les 2,5 Kg/h, tandis qu'elles ne dépassent pas 0,16 Kg/h pour la DEA. Ces pertes sont dues à une pression de vapeur élevée de la MDEA comparée à celle de la DEA.

Les paramètres utilisés pour converger la colonne de régénération ont permis d'atteindre une concentration molaire élevée de CO₂ dans le flux de gaz carbonique. Mais malgré cette efficacité on remarque bien que le flux de gaz sortant de ballon de reflux (condenseur) contient des quantités importantes en hydrocarbures. Ces quantités sont 2,6% et 0,87% molaires pour la PZ\MDEA et la DEA respectivement.

Chapitre 5

Evaluation économique

5 Evaluation économique

Permettre de tirer des profits et des bénéfices est le premier objectif lors de la réalisation d'un procédé chimique. Quel que soit le type de l'installation son évaluation économique aidera les décideurs dans [33] :

- L'évaluation des options de dimensionnement : par exemple dans notre cas cette évaluation nous aidera à choisir entre deux solvants, ou de choisir si un by-pass est vraiment une bonne option pour le dimensionnement ;
- L'optimisation d'un ou de plusieurs paramètres : dans une unité de décarbonatation, plusieurs paramètres peuvent affecter l'efficacité économique de procédé par exemple le débit de circulation de solvant, la consommation énergétique de rebouilleur, la surface d'échange de l'échangeur...
- La détermination de la rentabilité générale de l'installation : cette dernière doit être déterminée au fur et à mesure de l'avancement de projet, même aux étapes les plus tôt de la procédure de design.

5.1 Types et classes d'estimation des coûts d'investissement

L'association internationale de l'avancement des estimations des coûts (AACE : the association for the advancement of cost estimating international) classe l'estimation des coûts d'investissement en 5 catégories principales [31] résumées sous la **figure 5.1**.

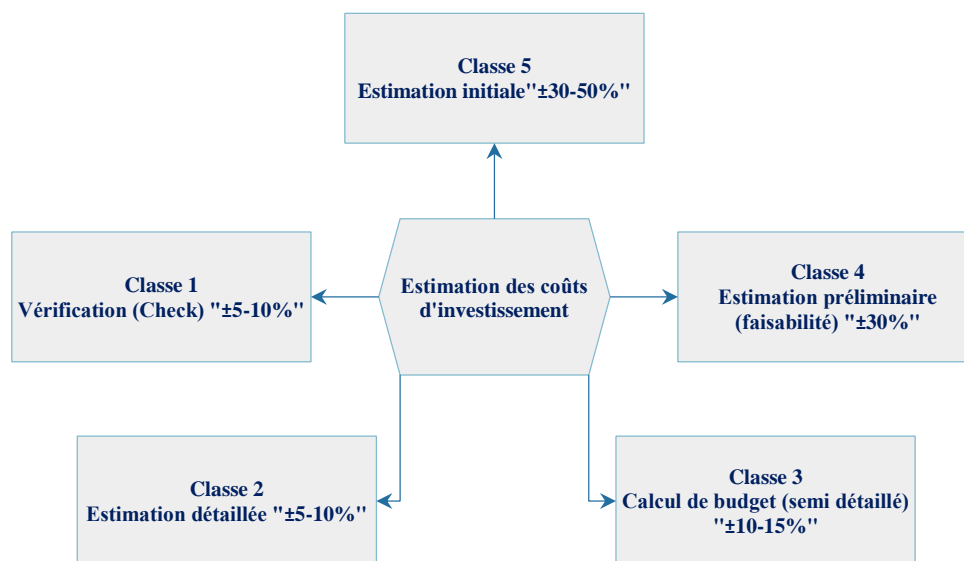


Figure 5.1 : Classes d'estimation des coûts d'investissements.

Chacune des catégories illustrées dans la figure ci-dessus doit être réalisée dans une étape bien déterminée durant l'avancement de projet, et chaque classe est caractérisée par un niveau de précision en fonction des informations disponibles à cette étape-là [31]. La 5^{ème} classe estime l'ordre de grandeur du coût d'investissement en basant sur des données collectées à partir des procédés similaires. Elle ne nécessite aucun détail de dimensionnement. Par contre la 4^{ème} classe qui donne un niveau de précision à 30% près se base sur des détails de dimensionnement de procédé ainsi que des bases de données limitées. La 4^{ème} classe permet de choisir entre des alternatives de design de procédé.

La 3^{ème} et la 2^{ème} classe d'estimation se basent sur des données plus précises des différents coûts relatifs à l'investissement, toute en basant sur des détails semi-complets ou complets de dimensionnement. La première classe est effectuée en basant sur le dimensionnement fini de procédé, et avec des données des coûts collectées directement auprès des fournisseurs. Il est nécessaire de citer que les estimations préliminaires sont très décisives dans la procédure de dimensionnement, même dans le cas où peu d'informations sont disponibles. Si dans cette étape le coût d'investissement n'est pas attractif le procédé sera abandonné et remplacé par une autre alternative [31].

5.2 Estimation préliminaire des coûts

L'évaluation des coûts d'investissement pour la mise en place d'une nouvelle installation doit prendre en considération cinq paramètres principales [33] à savoir :

- Les coûts directs d'investissements ;
- Les coûts indirects d'investissements ;
- Les coûts des utilités ;
- Les coûts opératoires de procédé ;
- Les frais d'ingénierie (Engineering fees).

5.2.1 Le capital d'investissement fixe

Il représente une estimation des coûts de l'installation elle-même il comprend les coûts d'investissements directs qui sont appelés souvent « Inside Battery Limits » ou « ISBL », et les coûts indirects ou « offsite costs OSBL » [33].

$$\text{CIF} = \text{ISBL} + \text{OSBL} \dots \dots \text{Equation 5.1}$$

L'ISBL comprend la limite géographique ou la surface occupée par l'installation, les coûts individuels des équipements utilisés dans le procédé ainsi que les infrastructure (bureaux, laboratoires, zones de stockage des produits...). Le plus important dans les premières étapes de l'estimation économique est de calculer le ISBL, qui représente le cout individuel et d'installation des équipements sachant que tous les autres coûts peuvent être estimés en fonction de cette valeur. L'OSBL comprend tous les autres options contribuant dans la mise en place de l'installation (centrales de génération de l'électricité, unités de traitement des eaux usées...). Les coûts indirects sont estimés comme un pourcentage donné des coûts directs : L'OSBL sont entre 20 à 50% de l'ISBL pour une installation pétrochimique, et environ 40% de l'ISBL dans le cas où aucun détail de site n'est disponible [31].

5.2.2 Méthodologie d'estimation des coûts d'investissement

Plusieurs méthodes d'estimation de l'ISBL sont disponibles dans la littérature, et l'utilisation d'une méthode ou d'une autre dépend essentiellement de la classe d'estimation (**figure 5.1**). Pour une estimation initiale (Classe 5) nous pouvons utiliser une méthode de calcul rapide, qui donne juste un ordre de grandeur de budget d'investissement, toute en basant sur des données des procédés similaires qui utilisent la même technologie de procédé en cours de réalisation [33]. **L'équation 8.2** est souvent utilisée pour cette estimation :

$$C_1 = C_2 \left(\frac{S_2}{S_1} \right)^n \dots \dots \text{Equation 5.2}$$

C_1 représente le montant d'investissement estimé pour une capacité S_1 en fonction du montant C_2 connu d'un procédé réalisé de capacité S_2 . L'exposant n est un facteur d'échelle souvent publié par les presses spécialisées dans le domaine.

Parmi les journaux les plus populaires, et qui publiés d'une façon annuelle ou semestrielle les facteurs et les données nécessaires pour les estimations initiales on distingue « Hydrocarbon processing » [31]. Ce dernier utilise des données collectées auprès des vendeurs et des bailleurs de licences des différents procédés, pour utiliser ces données un réarrangement de l'équation 5.2 est nécessaire :

$$C_1 = \frac{C_2}{S_2^n} S_1^n = a * S_1^n \dots\dots \text{Equation 5.3}$$

Le **tableau 5.1** donne quelques paramètres donnés par « Hydrocarbon Processing » pour quelques procédés et les bailleurs de licences correspondants, « a » représente le coût d'investissement en millions de dollar (MM\$) sur la base (USGC) [U.S Gulf Coast] en 2006.

Tableau 5.1 : Paramètres publiés par « Hydrocarbon processing » pour utiliser l'équation 5.3 [31].

Procédé	License	Capacité	Intervalle de validité	a	n
Hydrocracking	Axens	Bpd	[20000 ;45000]	0,198	0,6
Gas sweetening by amine Guard FS to pipelines spec	UOP	MMscf/d	[300;800]	0,386	0,6
Fischer Tropsch process	ExxonMobil	Tpy	[200000;700000]	0,475	0,6
Crude distillation by D2000	TOTAL/Technip	Bpd	[150000;300000]	0,15	0,6

- Bpd: billion pounds per day;
- MMscfd: million standard cubic feet per day;
- Tpy: tons per year;

Vue que le coût d'investissement d'une unité dépend essentiellement des prix des équipements utilisés dans le procédé, il existe une méthode dite factoriel ou modulaire. Cette méthode est basée sur des relations empiriques pour estimer les coûts individuels des équipements.

En 1948 Lang a proposé la relation **5.4** qui donne le montant d'investissement en fonction de coût total des équipements :

$$C = F(\sum C_e) \dots\dots \text{Equation 5.4}$$

Cette méthode est basée sur le calcul des coûts des équipements utilisés dans le procédé, la somme de ces coûts ($\sum C_e$) est ensuite multipliée par un facteur F qui dépend de la nature des produits utilisés (fluides, solides, ou mélange de fluides et des solides) [31]. De son tour Hand en 1958 a proposé une méthode qui se base sur le même principe mais cette fois-ci chaque cout d'équipement est multiplié par son propre facteur. **Le tableau 5.2** résume quelques facteurs proposés par Hand [31].

Tableau 5.2 : Quelques facteurs d'équipement proposés par Hand (1958).

Type d'équipement	Facteur
Compresseur	2,5
Colonnes de distillation	4
Echangeurs de chaleur	3,5
Pompes	4

Il est évident d'après ce qui précède que les prix des équipements se différencient d'une application à une autre. Les principaux paramètres qui peuvent influencer sur le coût d'un équipement sont schématisés sous **la figure 5.2** [33].

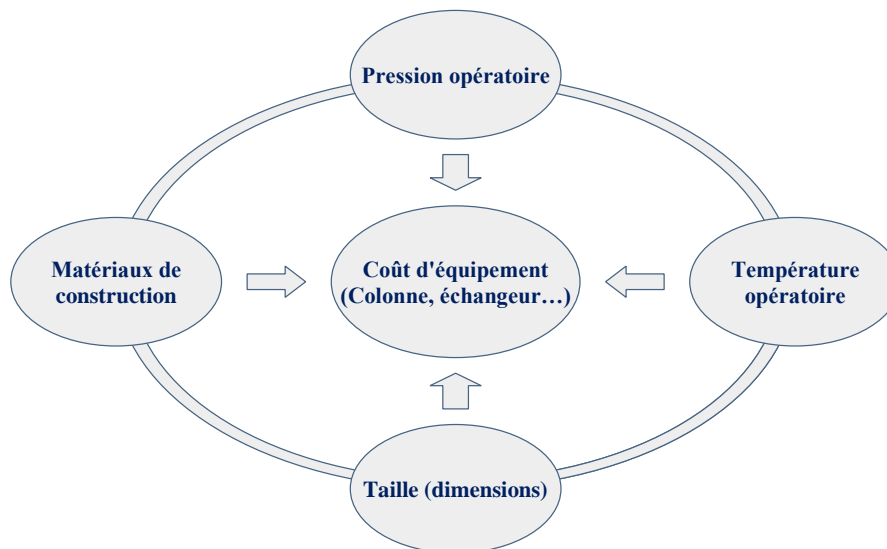


Figure 5.2 : Les paramètres qui peuvent influencer sur les coûts des équipements.

A côté des méthodes modulaires d'estimation il existe d'autres méthodes plus détaillées. Elles sont réalisées dans une étape où plus d'informations sur le procédé sont disponibles [31]. Les estimations avec les méthodes factorielles détaillées prennent en compte :

- Les coûts d'installation des équipements et les fondations nécessaires ;
- Tuyauterie y compris le calorifugeage (isolation) et la peinture ;
- L'électricité et l'instrumentation (instruments de régulation et de control) ;
- L'infrastructure (bureaux, laboratoires...) ;
- Stockage de la matière première et/ou des produits finis ;
- Travaux de préparation de site.

La contribution de ces éléments dans le coût global est obtenue en multipliant le coût individuel de chaque équipement par des facteurs appropriés [31], cette méthode est traduite par **l'équation 5.5**:

$$C = \sum_{i=1}^m C_{e,i} [(1 + f_p) f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l)] \dots \dots \text{Equation 5.5}$$

L'utilisation des métaux spéciaux pour quelques équipements est parfois nécessaire, l'éventuelle utilisation de ces métaux est traduite par f_m qui représente un

facteur spécifique de type de matériau, f_m est le rapport entre le coût d'équipement en métal spécial et son coût en acier ordinaire [33]. $C_{e,i}$ C'est le coût de l'équipement i en acier, il est multiplié pour les m équipements par la somme de :

- f_p : Facteur d'installation piping (Tuyauterie) ;
- f_{er} : Facteur de l'installation d'équipement ;
- f_{el} : Facteur électricité ;
- f_i : Facteur d'instrumentation et de control de procédé ;
- f_c : Facteur du génie civil ;
- f_s : Facteur des structures et des bâtiments ;
- f_l : Facteur relatif aux peintures, isolation et calorifugeage.

5.2.3 L'utilisation des logiciels de simulation pour l'estimation économique

Une autre méthode pour faire une estimation préliminaire, c'est l'utilisation des logiciels commerciaux d'estimation des coûts. Parmi les programmes d'estimation qui donnent des résultats fiables, l'analyseur économique de Aspen « Aspen Process Economic Analyzer » est le plus utilisés grâce à la facilité de son utilisation. APEA utilise une combinaison de modèles mathématiques ainsi que des bases de données spécialisées pour donner les coûts pour plus de 250 types d'équipements avec une large gamme de matériels utilisés dans la construction [31].

5.2.4 La mise à jour des coûts

Toutes les méthodes d'estimation des coûts sont basées sur des données historiques, sachant que les prix des équipements changent continuellement sous l'influence de plusieurs facteurs comme l'offre, la demande et l'inflation. Pour la mise à jour des indices des coûts dites « cost index » sont publiés dans des journaux spécialisées, comme par exemple le CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) qui est publié d'une façon mensuelle dans le journal Chemical Engineering (**tableau 5.3**) [31]. Cet indice est utilisé pour réestimer ou pour mettre à jour le cout d'une installation estimé antérieurement en utilisant **l'équation 5.6**.

$$\text{Coût de l'année A} = \text{Coût de l'année B} * \frac{\text{Indice année A}}{\text{Indice année B}} \dots \dots \text{Equation 5.6}$$

Tableau 5.3 : L'indice des couts annuels cité dans « Chemical Engineering » Mai 2017 [34].

L'année	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	Jan 2017
CEPCI	521,9	550,8	585,7	584,6	567,3	576,1	556,8	541,7	553,1

CEPCI: Chemical Engineering Plant Cost Index.

5.2.5 Facteur de localisation

La plupart des coûts des équipements et des installations sont calculer généralement par rapport à deux régions USGC et NWE (U.S. Gulf Coast et Northwest Europe) dans lesquelles tous les informations sont disponibles [31]. L'estimation économique pour un procédé dans une autre région nécessite l'utilisation d'un facteur dit facteur de localisation FL, comme le montre la formule suivante.

$$\text{Coût dans la région A} = \text{coût dans USGC} * FL_A \dots \dots \text{Equation 5.7}$$

FL_A C'est le facteur de localisation pour la région A par rapport aux coûts des installations et/ou des équipements dans l'USGC.

5.3 Les coûts variables de la production

Ce sont les coûts proportionnels à la production. Ils comprennent les coûts de la matière première consommée par le procédé, les utilités (vapeur, électricité, l'eau de refroidissement, l'air instrumentation, nitrogène...), les produits chimiques consommés par le procédé (solvants, inhibiteurs de corrosion, catalyseurs...) [33].

5.4 Les coûts fixes de la production

Sont des coûts indépendants de la production, ils demeurent même en cas de réduction ou d'arrêt de la production [33]. Les coûts fixes de la production comprennent essentiellement les taxes, charges relatives aux ressources humaines (salaires)...

5.5 Méthodologie d'estimation des coûts

L'évaluation économique dans notre cas permettra de choisir le solvant qui présente les caractéristiques les plus intéressantes de point de vue économique, le schéma dans **la figure 5.3** représente un résumé de la méthodologie suivie pour estimer :

- Le capital d'investissement fixe ;
- Les coûts des utilités ;
- Les coûts des produits chimiques.

Comme le montre le schéma de la figure 5.3, nous allons tout d'abord estimer à l'aide de l'analyseur économique d'Aspen les coûts directs qui représentent les coûts des équipements installés. On suppose que les coûts indirects représentent 25% des coûts directs. La somme des coûts directs et indirects est le capital d'investissement. L'estimation est faite à l'aide l'APEA de la version 8.8 de HYSYS qui utilise une base de données de 2014. On doit donc utiliser les indices annuels de la mise à jour des coûts pour actualiser nos résultats.

La simulation de procédé effectuée précédemment nous a donné des bilans de matière et des bilans énergétiques, ces résultats indiquent principalement les quantités du vapeur consommées, les quantités d'eau d'appoint utilisées, la consommation en électricité et les produits chimiques consommés par le procédé.

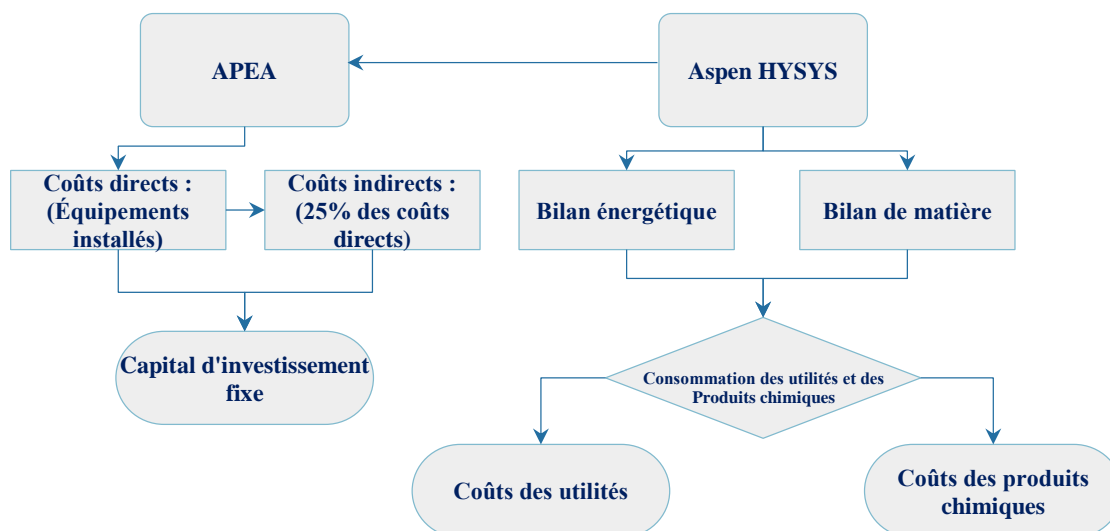


Figure 5.3 : Méthodologie suivie lors de l'estimation économique de projet.

5.5.1 Estimation du capital d'investissement

La simulation statique ainsi que la fonctionnalité de dimensionnement de HYSYS nous ont donnés les informations nécessaires pour réaliser une estimation des coûts d'équipements. Les principaux équipements utilisés par le procédé sont résumés dans le **tableau 5.4**. Le logiciel d'estimation économique de HYSYS (APEA) sera utilisé donc pour estimer tout d'abord les coûts directs d'investissement y compris les coûts des équipements installés secondaires (tuyauterie, électricité, isolation, revêtement, ...) et les coûts relatifs à l'installation (frais d'installation). Toutes les résultats sont calculés en Euro par rapport à la base de données de ASPEN (1^{er} semestre 2014). Le détail de ces calculs est rapporté dans l'**annexe**.

Tableau 5.4 : Principaux équipements à considérer dans l'estimation économique.

Solvant	DEA	MDEA/PZ
Concentration % mass.	35	50
Débit de circulation (m ³ /h)	775,4	590,5
Nombre d'équipement :		
Colonne	2	2
Echangeur	2	2
Aéroréfrigérant	2	2
Pompes	4(4)	4(4)
Ballon	2	2
Bacs de stockage	2	2

Pour une dernière prévention contre la corrosion nous allons choisir sélectivement les endroits où on place des métaux spéciaux (inoxydables) comme le SS304. Ces endroits sont principalement les plateaux des deux colonnes, la tuyauterie de circulation de solvant riche, les tubes de l'échangeur de chaleur, le rebouilleur et le ballon de reflux. **Le tableau 5.5** résume les résultats obtenus après l'estimation économique de ces équipements.

Tableau 5.5 : Résultats de l'estimation économique des coûts d'équipements en utilisant APEA.

Equipement	DEA	MDEA/PZ
La colonne d'absorption	2053967	1622488
La colonne de régénération	1845034	1574264
Le séparateur des hydrocarbures	278480	262812
L'échangeur amine/amine	388353	361551
Le rebouilleur	185538	178446
Le ballon de reflux	203916	211233
Les pompes	984610	887250
Les aéroréfrigérants	381559	381570
Bacs de stockage	449990	564288
Total (en Euro)	6 771 447	6 043902

Il est clair d'après le **tableau 5.5** que le coût des équipements pour le procédé la MDEA activée est inférieure à celui de la DEA, cela dû à l'influence de débit de circulation sur la taille et les dimensions des différents équipements.

5.5.2 Les coûts indirects d'investissement

Les coûts indirects dans notre cas d'étude sont supposés égal à 25% des coûts directs, après calcul nous obtenons les résultats résumés dans le **tableau 5.6**.

Tableau 5.6 : Capital d'investissement fixe et sa mise à jour aux coûts de l'année 2017.

Equipement	DEA	MDEA/PZ
Total des coûts directs 2014 (Euro)	6 771 447	6 043902
Total des coûts indirects 2014(Euro)	1 692 862	1 510 976
Capital d'investissement 2014 (Euro)	8 464 309	7 554 878
CEPCI 2014	576,1	576,1
CEPCI Janvier 2017	553,1	553,1
Mise à jour 'Janvier 2017' (Euro)	8 126 383	7 253 259
Total en DA	996 482 542,88	889 661 970,65

Remarque : 1 EUR=122,585 DZD (06/06/2017) <http://www.xe.com/fr/>

Le capital d'investissement est obtenu en utilisant une base de données de 2014 ce qui nécessite la mise à jour des résultats obtenus, pour cela nous avons utilisé Chemical Engineering Capital Cost Index CEPCI publié dans le journal « Chemical Engineering ». La dernière valeur dont nous nous disposons remonte à janvier 2017 où elle était 553,1 tandis qu'elle était 576,1 en 2014 la formule suivante est utilisée pour actualiser le capital d'investissement.

$$\text{Coût en 2017} = \text{Coût en 2014} * \frac{\text{Indice 2017}}{\text{Indice 2014}}$$

5.5.3 Coûts des utilités et des produits chimiques consommés

On se limitera de calculer les coûts des utilités et des solvants utilisés par les deux procédés pendant une année seulement. Les coûts des inhibiteurs de corrosion et d'anti mousse ne sont pas compris dans ce calcul. Le **tableau 5.7** résume les résultats trouvés.

Tableau 5.7 : Coûts des utilités consommées par les deux procédés étudiés.

Solvant	DEA	MDEA/PZ
Coût de l'eau d'appoint (DA/an)	146 309 520	137 479 440
Coût d'électricité (DA/an)	14 696 897,3	10 862 259,85
Coût de la vapeur d'eau (DA/an)	172 735 374	129 185 910
Coût de l'amine (DA/an)	199 641,5	4 535 084,67
Coût de remplissage initial d'amine (DA)	1 996 415	45 350 846,7

Les coûts unitaires utilisés pour calculer les coûts des utilités sont les suivants :

- Pour l'électricité : 0,872 DA/kWh [35] ;
- Pour le fuel gaz : 15,7 DA/Nm³ [36] ;
- Pour l'eau d'appoint : 7 DA/m³ [37] ;

Le coût de génération de la vapeur peut être estimé par la relation suivante [ref] :

$$P_V = P_G \frac{dH}{\delta_B} + P_E$$

P_V : prix de la vapeur en DA/1000Lb ;

P_G : prix du fuel gaz en dinars.

dH : quantité estimée de chaleur (MMBtu/1000Lb steam).

δ_B : efficacité de bouilleur ;

P_E : prix d'eau en dinars.

On suppose que l'efficacité de bouilleur utilisé pour convertir l'eau en vapeur égale à 0,85 et l'enthalpie massique de la vapeur donnée par HYSYS égale à 8,68 MMBtu/1000lb de la vapeur l'application numérique donne un prix de 120 DA/1000 lb de vapeur ce qui donne 0,265 DA/Kg de la vapeur.

La difficulté d'accès aux coûts des solvants utilisés dans le procédé nous oblige de travailler avec des coûts collecter à partir des sites de ventes sur internet. C'est pour ça nous adopterons les coûts suivants :

- 1900 \$/tonne pour la méthyl diéthanolamine [38] ;
- 1293 \$/tonne pour la diéthanolamine [39].

5.6 L'évaluation économique de procédé

Plusieurs méthodes existent pour effectuer une évaluation économique d'un procédé, parmi ces méthodes on cite [31,33] :

- La méthode Cash-Flow ;
- Le calcul de retour sur l'investissement ;
- Calcul de la valeur actuelle nette (Net Present Value).

Ces calculs sont réalisés pour une période allant de 10 à 20 ans après la réalisation du projet. Dans les premières étapes de design des installations peu d'informations sont disponibles pour réaliser une évaluation économique rigoureuse, il est donc nécessaire de faire quelques approximations. Pour cette raison, nous allons

utiliser une équation plus simple Equation 5.7 [40] qui donne le coût moyen de traitement d'un mètre cube de gaz naturel durant une période de 10 ans.

$$C_{Nm^3} = \frac{\sum_{j=1}^{10} \frac{(CAPEX+OPEX)}{\text{Charge totale traitée}}}{(1+i)^n} \dots \dots \dots \text{Equation 5.7}$$

C_{Nm^3} : Coût de traitement d'un Nm³ du gaz ;

CAPEX : Capital d'investissement actualisé ;

OPEX : Coûts opératoires actualisés ;

n : l'année de 1 à 10 ;

i : taux d'actualisation.

Les tableaux 5.8 et 5.9 résument le calcul en supposant un coût de fonctionnement de l'installation à 2% du capital d'investissement avec un taux d'actualisation de 10%.

Tableau 5.8 : Calcul du coût de traitement d'un mètre cube du gaz par la DEA.

L'année	OPEX	CAPEX	Σ (CAPEX+OPEX)	Quantités actualisées
1	353871083,7	998478957,9	1229409129	7723511,818
2	353871083,7		292455441	7021374,38
3	353871083,7		265868582,8	6383067,618
4	353871083,7		241698711,6	5802788,744
5	353871083,7		219726101,5	5275262,494
6	353871083,7		199751001,3	4795693,177
7	353871083,7		181591819,4	4359721,07
8	353871083,7		165083472,2	3963382,791
9	353871083,7		150075883,8	3603075,264
10	353871083,7		136432621,6	3275522,968
Quantités traitées en Nm3/jours (DEA)				8495263
Coût moyen de traitement (DA/Nm ³)				59,04

Tableau 5.9 : Calcul du coût de traitement d'un mètre cube du gaz par la MDEA/PZ.

L'année	OPEX	CAPEX	Σ (CAPEX+OPEX)	Quantités actualisées
1	299855934,1	935012817,4	1122607956	7714331,818
2	299855934,1		247814821,6	7013028,926
3	299855934,1		225286201,4	6375480,841
4	299855934,1		204805637,6	5795891,674
5	299855934,1		186186943,3	5268992,431
6	299855934,1		169260857,6	4789993,119
7	299855934,1		153873506,9	4354539,199
8	299855934,1		139885006,2	3958671,999
9	299855934,1		127168187,5	3598792,727
10	299855934,1		115607443,2	3271629,751
Quantités traitées en Nm3/jours (MDEA/PZ)				8485765
Coût moyen de traitement (DA/Nm ³)				51,5

Malgré le coût élevé de la solution de la MDEA activée et les pertes considérables par rapport à la DEA, nous remarquons que le coût de traitement d'un Nm³ du gaz avec ce solvant est inférieur à celui de la DEA.

Cette différence est due à une faible consommation en utilités qui liée à la facilité de la régénération de l'amine tertiaire (MDEA). Le débit de circulation du solvant influence aussi sur la taille de l'unité ce qui donne un capital d'investissement plus important pour la DEA, ceci augmente donc le coût unitaire de traitement.

5.7 Conclusion

Pour estimer le capital d'investissement il est souvent difficile d'accéder aux données de qualité, spécialement pour des individus qui travaillent en dehors de secteur d'EPC. C'est pour cette raison que nous avons préféré de travailler avec un logiciel commercial (APEA) qui donne des résultats très fiables. Nous avons pris aussi quelques suppositions concernant les coûts des produits chimiques et des utilités.

Les coûts directs d'investissement qui comprennent les coûts et les frais d'installation des équipements principaux utilisés dans les deux cas d'études sont calculés par rapport à la zone européenne, les coûts de transport ne sont pas pris en considération.

Les résultats obtenus, résumés sous le **tableau 5.10**, montrent que le capital d'investissement dans le cas de la MDEA activée est inférieur de 11% par rapport à celui de la DEA. Ceci peut être expliqué par l'influence du débit de circulation dont l'augmentation affecte les dimensions et par conséquence les coûts des équipements utilisés.

Tableau 5.10 : Résumé des résultats d'estimation des coûts relatifs à la DEA et la MDEA/PZ.

Solvant	DEA	MDEA/PZ
Débit du circulation (m ³ /h)	775,4	590,5
Coût des utilités (DA/an)	333 741 791,3	277 527 610
Coût de l'amine (DA/an)	199 641,5	4 535 084,67
Remplissage initial d'amine (DA)	1 996 415	45 350 846,7
Capital d'investissement (DA)	996 482 542,88	889 661 970,65
Coût moyen de traitement (DA/Nm ³)	59,04	51,5

Le débit de circulation et la consommation énergétique de rebouilleur influencent aussi sur la consommation des utilités (eau d'appoint, électricité et vapeur d'eau). Nous remarquons que la MDEA/PZ, dont le débit de circulation est inférieur de près de 24% par rapport à celui que de la DEA et dont la consommation énergétique de rebouilleur est 26% inférieure à celle de la DEA, consomme moins d'utilités comparée à la DEA. Par contre, et à cause de la pression de vapeur élevée de la MDEA, nous remarquons que la consommation en amine est beaucoup plus importante pour la MDEA activée. Le débit de circulation et la consommation énergétique influencent aussi sur le coût unitaire de traitement : il est dans le cas de la MDEA/PZ inférieur à 13% par rapport au procédé de la diéthanolamine.

Conclusion générale

Conclusion générale

Parmi tous les procédés du captage de CO₂ qui existent, celui des alcanolamines a montré une très bonne efficacité de traitement durant des décennies. Cette efficacité est perturbée parfois par quelques problèmes qui peuvent être fatals pour un tel procédé. Ces problèmes peuvent être limitées en adoptant un bon dimensionnement.

Parmi les solvants les plus utilisés en pratique par plusieurs installations du captage de CO₂ la MEA, qui représente une excellente capacité de traitement. Mais à cause de sa corrosivité excessive en présence de CO₂ et sa consommation énergétique élevée lors de la régénération cette amine a été remplacée dans plusieurs sites, notamment l'industrie gazière, par d'autres types d'amine comme la DEA et la MDEA activée.

Cette étude nous a permis de dimensionner une installation de décarbonatation du gaz issu des puits de Tinhert avec des alcanolamines. Cette charge contient une teneur d'environ 7,14% molaires de CO₂. L'objectif était donc d'atteindre les spécifications de traitement qui sont souvent entre 1 et 3% molaires.

Pour atteindre l'objectif visé nous avons utilisé le simulateur HYSYS d'Aspen pour optimiser les différents paramètres du procédé en utilisant deux types de solvants :

- Une amine secondaire (35% de la DEA) ;
- Une amine tertiaire activée (5% PZ et 45% MDEA).

Les deux solvants ont pu atteindre les spécifications de traitement, mais l'optimisation a montré que la MDEA activée représente les meilleurs caractéristiques grâce un débit de circulation et une consommation énergétique faibles à cause de la nature de cette amine. Le seul problème rencontré pour cette amine était les pertes de solvant plus importants par rapport à la DEA, c'est pour cette raison que nous n'avons pas pu prendre la décision finale pour choisir le meilleur solvant, une étude économique était donc nécessaire pour prendre la décision finale.

L'étude économique préliminaire nous a permis donc d'estimer les capitaux d'investissements et les coûts opératoires et d'utilités des deux solvants utilisés. L'évaluation économique des deux procédés nous a permis de choisir la MDEA/PZ qui a donné un coût de traitement d'un Nm³ du gaz plus faible que celui de la DEA. Pour limiter les pertes de la MDEA il est recommandé d'effectuer un lavage à l'eau du gaz traité dans les plateaux supérieurs de la colonne.

Le choix a tombé donc sur la MDEA activée, une étude dynamique doit être réalisée avant de passer aux autres étapes de design (Engineering de détail).

En Algérie il y a plusieurs installations qui utilisent ce procédé pour éliminer le CO₂ des effluents du gaz, mais malheureusement le dioxyde de carbone capturé est souvent libéré vers l'atmosphère. Ceci suspend l'intérêt environnemental de ce procédé. Le plus intéressant sera l'ajout d'un procédé de valorisation et/ou de stockage qui peut porter un intérêt économique en utilisant le CO₂ dans ces divers applications industrielles. Cette procédure de valorisation est un outil important pour limiter les émissions des GES qui menacent notre planète.

Conclusion générale

Grace au présent travail nous avons pu maitriser un logiciel de simulation très utilisé dans le domaine de génie chimique. Ce travail nous a permis aussi de mettre en pratique nos connaissances acquises toute au long de notre formation et de découvrir d'une façon plus proche le domaine industriel.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

Références bibliographiques

- [1] Parrish, William, *Fundamentals of Natural Gas Processing. Mechanical Engineering*. CRC Press, 2006.
- [2] *Key World Energy Statistics*, International Energy Agency 2015.
- [3] *International Energy Outlook*, U.S. Energy Information Administration, 2016.
- [4] Rubin, S. Edward, Mantripragada, Hari, Marks, Aaron, Versteeg, Peter and Kitchin, John, *The outlook for improved carbon capture technology*. Progress in Energy and Combustion Science. Vol. 38, no. 5, p. 630-671. Elsevier BV, 2012.
- [5] Ahmed, Tarek H, *Hydrocarbon phase behavior*. Houston: Gulf Pub. Co, 1989.
- [6] Bahadori, A, *Natural gas processing: Technology and engineering design*, première édition. Elsevier, 2014.
- [7] Eimer, D, *Gas treating: Absorption Theory and Practice*, première édition. UK. John Wiley & Sons, 2014.
- [8] A.H Younger, *Natural gas processing principals and technology part 1*, université de Calgary 2004.
- [9] Kohl, A. and Nielsen, R. *Gas purification*. Cinquième édition. Houston, TX. Gulf, 1997.
- [10] Hubbard, Robert, *The Role of Gas Processing in the Natural Gas Value Chain. Journal of Petroleum Technology*. Vol. 61, no. 08, p. 65-71. Society of Petroleum Engineers (SPE), 2009.
- [11] Mokhatab, Saeid, Poe, William A et James G. Speight, *Handbook of natural gas transmission and processing. 1ère édition*. Elsevier, 2006.
- [12] Boyun Guo et Ali Ghalambor, *Natural Gas Engineering Handbook*, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 2005.
- [13] Marshall Standing, Donald L. Kartz, *Density of natural gases*, American institute of mining and metallurgical engineers, 1942.
- [14] Stewart, Maurice, *Surface Production Operations: Vol 2: Design of Gas-Handling Systems and Facilities*. San Diego: Gulf Professional Publishing 2014.
- [15] IPCC, *IPCC special report on carbon dioxide capture and storage*. Prepared by working group III of the Intergovernmental Panel on Climate Change. Cambridge university press, Cambridge, NY, USA, 2005.
- [16] Biruh Shimekit and Hilmi Mukhtar, *Natural Gas Purification Technologies Major Advances for CO2 Separation and Future Directions, Advances in Natural Gas Technology*, Dr. Hamid Al-Megren (Ed.), ISBN: 978-953-51-0507-7, InTech, 2012.
- [17] Mokhatab, Saeid, Poe, William A and Mak, John, *Handbook of natural gas transmission and processing*. 3ème édition. Amsterdam: Elsevier. 2015

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [18] Abkhiz, Vahid and Heydari, Isa, *Comparison of amine solutions performance for gas sweetening*. Asia-Pacific Journal of Chemical Engineering. Vol. 9, no. 5, p. 656-662. Wiley-Blackwell, 2014.
- [19] Polasek, J., & Bullin, J. *Selecting amines for sweetening units*. ENERGY PROGRESS, pages 146-149.1984.
- [20] *GPSA Engineering Data Book*, 2004.
- [21] Arnold, K and Stewart, M, *Surface production operations*. 2^{ème} édition. Burlington MA, Elsevier, 1999.
- [22] Subhasish Mitra, *A Technical Report on Gas Sweetening by Amines*, Petrofac Engineering (I) Ltd, Mumbai, India, 2015.
- [23] Wuithier, Pierre, *Raffinage et génie chimique*. Paris : Editions Technip, 1972.
- [24] Rojey, A., Durand, B., Jaffret, C., Jullian, S. and Valais, M., *Le gaz naturel production traitement transport*. 27 rue ginoux 75737 Paris cedex : Edition Technip 1994.
- [25] Rojey, A. *Le gaz naturel*. Paris: Edition Technip, 2013.
- [26] *Ethanolamines Storage and Handling*, Midland, Michigan 48674 U.S.A: The Dow Chemical Company (<http://www.dow.com/>), 2003.
- [27] Hanyak, M. *Chemical process simulation and the Aspen HYSYS*. 1ère ed. Chemical Engineering Department, Bucknell University, Lewisburg, PA 17837, 2012.
- [28] *Aspen HYSYS Tutorials and Applications*, the Canal Park Cambridge, USA: Aspen Technology, INC, 2005.
- [29] Boudjemaa, Y., *Polycopie du TP simulation des procédés industriels conformément au programme officiel* (L3 GP), 2017.
- [30] Zhang, Y., Que, H. and Chen, C. *Thermodynamic modeling for CO2 absorption in aqueous MEA solution with electrolyte NRTL model*. Fluid Phase Equilibria, 311, pp.67-75, 2011.
- [31] Towler, G. and Sinnott, R. *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design*. Première édition. Butterworth-Heinemann, 2008.
- [32] <https://fr.climate-data.org/location/990639/> (février 2017)
- [33] Smith, Robin. *Chemical process: design and integration*. John Wiley & Sons, 2005
- [34] *CHEMICAL ENGINEERING JOURNAL*, Sortie en MAI 2017, le site internet : <http://www.chemengonline.com/>.
- [35] Décision D/22-15/CD du 29 décembre 2015 portant fixation des tarifs de l'électricité et du gaz.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [36] Produits et services relevant du régime des prix et des marges règlementés, Rapport du ministère du commerce 2010
- [37] <https://www.ade.dz/index.php/tarifification/> (Mai 2017)
- [38] http://www.molbase.com/en/search.html?search_keyword=105-59-9/ (Mai 2017)
- [39] http://www.molbase.com/en/search.html?search_keyword=111-42-2/ (Mai 2017)
- [40] Babusiaux, Denis. Décision d'investissement et calcul économique dans l'entreprise. Éditions Technip, 1990.
- [41] Aspen Icarus Reference Guide, Icarus Evaluation Engine (IEE) V8.0. Aspen Technologies, Inc,2012.

Annexe A

ANNEXE A

Annexe

L'estimation des coûts des équipements à l'aide de l'APEA est effectuée en précisant les dimensions des équipements, les débits à traiter, les surface d'échange (cas des équipements de transfert de chaleur) et enfin les matériaux de construction [41].

Pour minimiser les coûts des équipements de l'installation nous choisissons sélectivement les endroits et les zones où les métaux de construction soient résistants à la corrosion. En générale les équipements sont en acier carbonique sauf pour :

- Les plateaux des deux colonnes ;
- Les tubes de l'échangeur de chaleur ;
- Les tubes de rebouilleur ;
- Le ballon de reflux.

Le coût trouvé pour quelques types d'équipements sera multiplié par deux, c'est le cas des pompes. Car dans l'industrie on utilise souvent deux pompes pour la même opération, une opérationnelle et l'autre en arrêt en cas de panne.

La colonne d'absorption

L'estimation de coût de cette colonne sera basée sur les paramètres résumés dans le **tableau A.1**. Nous avons choisi une colonne de 22 plateaux à clapets avec une géométrie hémisphérique de tête de la colonne [41]. Les pressions et les températures de design sont choisi de telle façon à être légèrement supérieures aux conditions opératoires. Un trou d'homme (manhole) est suffisant pour les travaux de maintenance et du nettoyage. Les diamètres et la hauteur des plateaux sont estimés pour 80% de la vitesse qui provoque l'engorgement.

Tableau A.1 : Paramètres de design utilisés pour l'estimation des coûts des colonnes d'absorption.

Solvant	DEA	MDEA/PZ
Application de la colonne	Absorption	Absorption
Type de plateaux	A clapets	A clapets
Nombre de plateaux	22	22
Diamètre de la colonne (mm)	4145	3744
Espace entre plateaux (mm)	650	650
Matériau de la carcasse	A515	A515
Matériau des plateaux	SS304	SS304
Epaisseur de revêtement (mm)	3	3
Pression de design (KPAG)	7000	7000
Température de design (°C)	82	86
Diamètre Trou d'hommes (mm)	1000	1000

L'estimation des coûts couvert aussi les coûts des équipements secondaires, la tuyauterie, l'isolement, instrumentation et même les frais de la main d'ouvre utilisée lors de l'installation des équipements. Les résultats de l'estimation donnée par l'analyseur économique d'Aspen sont résumés dans le **tableau A.2**.

ANNEXE A

Tableau A.2 : résultats de l'estimation économique pour la colonne d'absorption.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d'oeuvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d'oeuvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	1572400	41654	1738	1222600	31016	1294
Tuyauterie	216010	33277	1370	174151	29875	1230
Civil	16995	11871	521	14259	10090	443
Structural Steel	30146	4730	191	24735	3901	157
Instrumentation	48032	7888	334	42879	7861	333
Electricité	3591	1462	60	2756	1153	47
Isolation	30231	29070	1203	26367	24834	1027
Peinture	2083	4527	204	1873	4138	186
Total		2053967			1622488	

La colonne de régénération

Les pressions dans la colonne de régénération sont basses donc nous pouvons utiliser une géométrie moins coûteuse pour la tête de cette colonne à savoir la géométrie « Torispherical » [41]. Les deux colonnes fonctionnent avec 20 plateaux à clapets, les paramètres utilisés dans l'estimation sont résumés dans **le tableau A.3**.

Tableau A.3 : Paramètres de design utilisés pour l'estimation des coûts des colonnes de régénération.

Solvant	DEA	MDEA/PZ
Application de la colonne	Désorption	Désorption
Type de plateaux	A clapets	A clapets
Nombre de plateaux	20	20
Diamètre de la colonne (mm)	3872	3562
Espace entre plateaux (mm)	650	650
Matériau de la carcasse	A515	A515
Matériau des plateaux	SS304	SS304
Epaisseur de revêtement (mm)	3	3
Pression de design (KPAG)	210	210
Température de design (°C)	122	122
Diamètre Trou d'hommes (mm)	1000	1000

Tableau A.4 : résultats de l'estimation économique pour la colonne de régénération.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d'oeuvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d'oeuvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	1352700	34895	1456	1180900	29846	1246
Tuyauterie	233690	35883	1477	161197	30036	1237
Civil	13917	9870	434	12359	8846	389

ANNEXE A

Structural Steel	25265	3983	161	23940	3779	153
Instrumentation	59730	7623	323	54581	7623	323
Electricité	2757	1153	47	2756	1152	47
Isolation	31088	25417	1050	27918	22849	944
Peinture	2164	4899	220	1986	4496	202
Total	1845034			1574264		

Les équipements de transfert de chaleur

L'échangeur de chaleur

Les paramètres résumés sous le tableau sont utilisés pour estimer le coût de l'échangeur de chaleur.

Tableau A.5 : Paramètres de design utilisés pour l'estimation des coûts de l'échangeur de chaleur.

Solvant	DEA	MDEA/PZ
Température de design coté tubes (°C)	80	86
Pression de design (KPa)	450	450
Diamètre des tubes (mm)	25	25
Longueur des tubes (m)	4	4
Matériau de construction	321S	321S
Matériau de construction (calandre)	SS304	SS304
Nombre de tubes par calandre	788	773
Température de design (coté calandre)	122	124
Pression de design (calandre)	210	210
Diamètre de la calandre (mm)	1000	1000
Surface d'échange (m ²)	237	233

Les résultats de l'estimation donnée par l'analyseur économique d'Aspen sont résumés dans le **tableau A.6**.

Tableau A.6 : résultats de l'estimation économique pour l'échangeur de chaleur.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d'oeuvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d'oeuvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	155800	811	34	147000	811	34
Tuyauterie	152959	24239	999	124708	21318	878
Civil	1806	1881	82	1824	1893	83
Structural Steel	0	0	0	0	0	0
Instrumentation	31530	2589	109	30957	2589	109
Electricité	0	0	0	0	0	0
Isolation	9937	6801	279	18250	10835	444
Peinture	0	0	0	383	983	44
Total	388353			361551		

ANNEXE A

Les aéroréfrigérants

L'aéroréfrigérant est le choix le plus approprié économiquement pour refroidir le solvant pauvre et le flux de vapeur et de CO₂ sortant de tête de la colonne. **Le tableau A.7** résumant quelques paramètres utilisés pour estimer les coûts des deux aéroréfrigérants utilisés dans le procédé.

Tableau A.7: Paramètres de design utilisés pour l'estimation des coûts de refroidissement de solvant pauvre et des coûts de condensation des vapeurs de tête de la colonne.

Solvant	DEA	MDEA/PZ
Pression de design (KPa)	165	175
Température d'entrée (°C)	97	100,7
Diamètre des tubes (mm)	25,4	25,4
Longueur des tubes (m)	10	11
Nombre des ventilateurs	6	6
Surface d'échange (m ²)	220	233

Tableau A.8 : résultats de l'estimation économique pour les aéroréfrigérants.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	282000	10641	446	281400	10641	446
Tuyauterie	32568	13737	565	32764	13833	569
Civil	0	0	0	0	0	0
Structural Steel	0	0	0	0	0	0
Instrumentation	15534	5534	234	15534	5534	234
Electricité	4696	2465	103	4752	2468	103
Isolation	6361	4565	186	6447	4622	189
Peinture	1205	2253	101	1260	2315	104
Total		381559			381570	

Le rebouilleur

Le rebouilleur utilisé est de type Kettle dont les caractéristiques principales utilisés pour estimer son coût sont résumés dans **le tableau A.9**.

Tableau A.9 : paramètres de rebouilleur utilisés pour estimer son coût.

Solvant	35-%DEA	50%-MDEA/PZ
Pression opératoire (KPa)	200	210
Température opératoire (°C)	120,6	121,5
Matériau utilisé coté tube	SS321	SS321
Surface d'échange (m ²)	80	75
Matériau utilisé coté calandre	SS304	SS304

ANNEXE A

Les résultats de l'estimation donnée par l'analyseur économique d'Aspen sont résumés dans le **tableau A.10**.

Tableau A.10 : résultats de l'estimation économique pour le rebouilleur.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	75900	821	34	69200	821	34
Tuyauterie	37780	14150	582	37738	14122	581
Civil	1884	1935	85	1884	1935	85
Structural Steel	0	0	0	0	0	0
Instrumentation	38072	4235	179	38072	4235	179
Electricité	0	0	0	0	0	0
Isolation	5668	5093	209	5496	4943	203
Peinture	0	0	0	0	0	0
Total		185538			178446	

Les ballons de séparation

Les deux séparateurs qu'on a intégré dans cette étude sont le séparateur flash et le ballon de reflux

Le séparateur flash

Tableau A.11 : Paramètres de design utilisés pour l'estimation des coûts de SF.

Solvant	35-%DEA	50%-MDEA/PZ
Pression opératoire (KPa)	446	446
Température opératoire (°C)	79,96	85,84
Température de design	80	86
Temps de séjours (min)	3	3
Diamètre (mm)	2286	2134
Matériau de construction	CS	CS
Hauteur (mm)	12570	11730
Position	Verticale	Verticale

ANNEXE A

Tableau A.12 : résultats de l'estimation économique pour le séparateur flash.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	81600	1800	75	73300	1511	63
Tuyauterie	45273	13675	564	45024	13505	557
Civil	4048	3706	164	3687	3470	153
Structural Steel	16700	2640	107	13972	2222	90
Instrumentation	74494	3866	163	74491	3848	162
Electricité	2747	1145	47	1913	837	34
Isolation	12178	11112	459	11463	10241	423
Peinture	1094	2402	108	1028	2300	103
Total		278480			262812	

Ballon de reflux

Tableau A.13 : Paramètres de design utilisés pour l'estimation des coûts de ballon de reflux.

Solvant	35-%DEA	50%-MDEA/PZ
Pression opératoire (KPa)	175	180
Température opératoire (°C)	60	60
Diamètre (mm)	1500	1500
Matériau de construction	SS340	SS340
Position	Horizontale	Horizontale

Les résultats de l'estimation donnée par l'analyseur économique d'Aspen sont résumés dans le **tableau A.13**.

Tableau A.13 : résultats de l'estimation économique pour le ballon de reflux.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	33900	625	26	41200	625	26
Tuyauterie	62939	14216	586	62939	14216	586
Civil	2686	2462	108	2697	2468	108
Structural Steel	0	0	0	0	0	0
Instrumentation	83310	3778	159	83310	3778	159
Electricité	0	0	0	0	0	0
Isolation	0	0	0	0	0	0
Peinture	0	0	0	0	0	0
Total		203916			211233	

ANNEXE A

Les pompes

Le procédé utilise principalement quatre pompes, la première assure la circulation de solvant pauvre et de le réinjecter en tête de la colonne. La deuxième et la troisième pompe assurent l’approvisionnement en continue en eau et en amine. La dernière pompe c’est la pompe de reflux, elle réinjecte l’eau condensée dans le ballon de reflux dans la tête de la colonne de régénération. **Le tableau A.14** résume les débits de pompage des liquides utilisées dans l’estimation des coûts de ces pompes.

Tableau A.14 : Débits de pompage des pompes principales.

Solvant	35-%DEA	50%-MDEA/PZ
Pompe de circulation de solvant (L/s)	215,4	164
Pompe d’appoint en eau (L/s)	0,664	0,624
Pompe d’appoint en amine (L/s)	$4,11 \cdot 10^{-5}$	$7,77 \cdot 10^{-4}$
Pompe de reflux (L/s)	3,33	2,46

Les résultats de l’estimation donnée par l’analyseur économique d’Aspen sont résumés dans **le tableau A.15, A16, A17 et A18.**

Tableau A.15 : résultats de l’estimation économique pour la pompe de circulation.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d’ouvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d’ouvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	245300	6481	269	220800	5601	232
Tuyauterie	70026	16903	696	57360	15410	635
Civil	10923	5711	253	8204	4472	198
Structural Steel	0	0	0	0	0	0
Instrumentation	29247	2676	113	25236	2676	113
Electricité	3204	1171	49	3606	1005	42
Isolation	1148	1394	57	1148	1394	57
Peinture	2355	6123	277	2032	5164	233
Total		402662			354108	

Tableau A.16 : résultats de l’estimation économique pour la pompe d’appoint d’eau.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d’ouvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d’ouvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	5230	251	10	5230	251	10
Tuyauterie	3379	5560	228	3379	5560	228
Civil	257	609	27	257	609	27
Structural Steel	0	0	0	0	0	0
Instrumentation	9274	1711	72	9274	1711	72

ANNEXE A

Electricité	1312	716	30	1312	716	30
Isolation	0	0	0	0	0	0
Peinture	506	1312	59	506	1312	59
Total	30117			30117		

Tableau A.17 : résultats de l'estimation économique pour la pompe d'appoint d'amine.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	4780	251	10	4780	251	10
Tuyauterie	2146	4901	201	2146	4901	201
Civil	245	593	26	245	593	26
Structural Steel	0	0	0	0	0	0
Instrumentation	7969	1711	72	7969	1711	72
Electricité	1312	716	30	1312	716	30
Isolation	0	0	0	0	0	0
Peinture	452	1163	52	452	1163	52
Total	26239			26239		

Tableau A.18 : résultats de l'estimation économique pour la pompe de reflux.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d'ouvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	5900	259	11	5800	259	11
Tuyauterie	5957	5442	224	5944	5432	223
Civil	297	664	29	297	664	29
Structural Steel	0	0	0	0	0	0
Instrumentation	9274	1711	72	9274	1711	72
Electricité	1312	716	30	1312	716	30
Isolation	0	0	0	0	0	0
Peinture	507	1248	56	506	1246	56
Total	33287			33161		

Les bacs de stockage

Le bac de stockage est généralement de type « cone roof », fabriqué en acier carbonique CS avec des capacités qui varient entre 50000 et 1000000 gallons. Dans notre cas les deux bacs de stockage sont estimés selon les dimensions résumées dans le **tableau A.19**.

Tableau A.19 : Paramètres de design pour l'estimation des coûts de bac de stockage de l'amine

ANNEXE A

Solvant	35-%DEA	50%-MDEA/PZ
Pression opératoire (KPa)	200	200
Température de design (°C)	55	55
Volume bac d'amine (m³)	190	200

Tableau A.20: résultats de l'estimation économique pour le bac de stockage.

	DEA			MDEA/PZ		
	Matériel (Euro)	Main d'œuvre (Euro)	HIE (h)	Matériel (Euro)	Main d'œuvre (Euro)	HIE (h)
Equipement	151200	2503	104	154400	2527	105
Tuyauterie	52574	24999	1028	113551	31281	1289
Civil	16122	12188	538	16122	12188	538
Structural Steel	33703	5233	211	33703	5233	211
Instrumentation	116638	16721	705	164058	8014	338
Electricité	3813	1663	68	3813	1663	68
Isolation	0	0	0	0	0	0
Peinture	4312	8321	374	6156	11579	521
Total		449990			564288	

ANNEXE A

Tableau A. 21 : Estimation du coût de traitement d'un Nm3 du gaz avec la DEA

L'année	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Column1
Coût des utilités (DA/an)	333741791,3	333741791,3	333741791,3	333741791,3	333741791,3	333741791,3	333741791,3	333741791,3	333741791,3	333741791,3	333741791,3
Coût de solvant (DA/an)	199641,5	199641,5	199641,5	199641,5	199641,5	199641,5	199641,5	199641,5	199641,5	199641,5	199641,5
Coûts opératoires (DA)	19929650,86	19929650,86	19929650,86	19929650,86	19929650,86	19929650,86	19929650,86	19929650,86	19929650,86	19929650,86	19929650,86
OPEX (DA)	353871083,7	353871083,7	353871083,7	353871083,7	353871083,7	353871083,7	353871083,7	353871083,7	353871083,7	353871083,7	353871083,7
Capital d'investissement (DA)	996482542,9										
Coût initial de remplissage en solvant (DA)	1996415										
CAPEX (DA)	998478957,9										
Somme actualisée (DA)	1229409129	292455441	265868582,8	241698711,6	219726101,5	199751001,3	181591819,4	165083472,2	150075883,8	136432621,6	3082092764
Quantités traitées (Nm ³ /jour)	8495863	8495863	8495863	8495863	8495863	8495863	8495863	8495863	8495863	8495863	8495863
Quantités actualisées	7723511,818	7021374,38	6383067,618	5802788,744	5275262,494	4795693,177	4359721,07	3963382,791	3603075,264	3275522,968	52203400,32
										Coût de revient (DA/Nm ³)	59,04007679

ANNEXE A

Tableau A.22 : Estimation du coût de traitement d'un Nm³ du gaz avec la MDEA/PZ

L'année	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	Column1
Coût des utilités (DA/an)	277527610	277527610	277527610	277527610	277527610	277527610	277527610	277527610	277527610	277527610	277527610
Coût de solvant (DA/an)	4535084,67	4535084,67	4535084,67	4535084,67	4535084,67	4535084,67	4535084,67	4535084,67	4535084,67	4535084,67	4535084,67
Coûts opératoires (DA)	17793239,41	17793239,41	17793239,41	17793239,41	17793239,41	17793239,41	17793239,41	17793239,41	17793239,41	17793239,41	17793239,41
OPEX (DA)	299855934,1	299855934,1	299855934,1	299855934,1	299855934,1	299855934,1	299855934,1	299855934,1	299855934,1	299855934,1	299855934,1
Capital d'investissement (DA)	889661970,7	889661970,7	889661970,7	889661970,7	889661970,7	889661970,7	889661970,7	889661970,7	889661970,7	889661970,7	889661970,7
Coût initial de remplissage en solvant (DA)	45350846,7										
CAPEX (DA)	935012817,4										
Somme actualisée (DA)	1122607956	247814821,6	225286201,4	204805637,6	186186943,3	169260857,6	153873506,9	139885006,2	127168187,5	115607443,2	2692496561
Quantités traitées (Nm ³ /jour)	8485765	8485765	8485765	8485765	8485765	8485765	8485765	8485765	8485765	8485765	8485765
Quantités actualisées	7714331,818	7013028,926	6375480,841	5795891,674	5268992,431	4789993,119	4354539,199	3958671,999	3598792,727	3271629,751	52141352,49
										Coût unitaire (DA/Nm ³)	51,63841045