



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la Recherche Scientifique



Université Echahid Hamma Lakhdar. El Oued
Faculté de la Technologie

Mémoire de Fin d'Étude
En vue de l'obtention du diplôme de
MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et Technologies
Filière : Génie des Procédés/Industries pétrochimiques
Spécialité : Génie Chimique

Présenté par :
DOU Fethi
BAKINI Rostom

Thème

**Étude du problème de moussage au niveau de l'unité de
décarbonatation du complexe gazier d'OHANET**

Soutenu le : 03/07/2019

Devant le Jury :

Mr : K. AHMOUDA.
Mr : A. BOUGHZAL.
Mr : Dr. M.F. FERHAT.

Président
Examineur
Rapporteur

Université d'El Oued.
Université d'El Oued.
Université d'El Oued.

2018/2019

Remerciements

*Nous tenons à remercier tous ceux et celle
qui ont contribué à finaliser ce modeste
travail, surtout au docteur FERHAT Med
Fouad notre encadreur pour nous avoir
guidé pour la réalisation de ce projet.*

*Nos remerciements vont aussi à toute
l'équipe pédagogique de l'université de
HAMMA LAKHDARE et toute l'équipe de
division exploitation de la région
OHANET*

Dédicaces

*Je dédicace ce travail à mes parents, ma
famille et à tous ceux qui me sont chers*

BAKINI Rostom

*Je dédicace ce présent travail à tous ceux
que j'aime et ceux qui m'aiment*

DOU Fethi

Résumé

Le phénomène de formation de mousse est un problème courant dans les unités d'absorption de CO₂ à base d'amines, qui peut causer des contraintes opérationnelles majeurs, dans ce travail nous avons étudié ce problème au niveau d'une unité de décarbonatation du gaz naturel (complexe gazier d'Ohanet, Algérie), et cela pour trouver les principales causes et d'essayer de remédier à ce problème.

Nous avons effectué une série de tests de formation de mousse avec divers effluents venant de l'unité de décarbonatation, les résultats obtenus démontrent que l'inhibiteur de corrosion utilisé en amont de l'unité a une tendance à former une mousse très stable avec l'amine en circulation, et l'analyse chromatographique en phase gazeuse (CPG) de la charge actuelle à l'entrée de la colonne d'absorption montre l'existence de composants aromatiques tels que le Benzène, Toluène, Ethylbenzène et le Xylène (BTEX), leur structure cyclique chargée amène la molécule à agir de manière polaire et stabilise la mousse, aussi l'étude de l'enveloppe de phase de la même charge montre un changement de la température de rosé (+ 56 C° par rapport aux données design) qui signifie la probabilité de condensation et la formation d'une phase d'hydrocarbure liquide qui favorise la formation de la mousse dans la colonne d'absorption.

Enfin pour remédier à ce problème, nous avons étudié la possibilité de changement des plateaux de l'actuelle colonne d'absorption par un garnissage structuré. À l'aide du simulateur ASPEN HYSYS© nous avons pu simuler la colonne d'absorption, les résultats obtenus ont montré une amélioration du profil de température et le comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption avec un garnissage structuré de type FLEXIPAC© 250 X, et cela même avec une tendance très sévère au moussage de notre système.

Mots clés : Moussage, Amines, BTEX, Décarbonatation, Colonne d'absorption, simulateur, Inhibiteur de corrosion, ASPEN HYSYS©.

ملخص

تعد ظاهرة تكوين الرغوة أحد المشاكل الشائعة في وحدات امتصاص ثاني أكسيد الكربون باستعمال الأمين والتي يمكن أن تسبب قيودًا تشغيلية كبيرة، في هذا العمل درسنا هذه المشكلة في وحدة إزالة الكربون عن الغاز الطبيعي (مجمع معالجة الغاز الطبيعي أو هانت، الجزائر)، وهذا لفهم الأسباب الرئيسية ومحاولة حل هذه المشكلة.

لقد أجرينا سلسلة من اختبارات تشكيل الرغوة مع عدة سوائيل من وحدة امتصاص ثاني أكسيد الكربون، أظهرت النتائج التي تم الحصول عليها أن مثبط التآكل المستخدم قبل الوحدة لديه ميل لتشكيل رغوة مستقرة للغاية مع الأمين المستعمل، وتحليل التركيبة الكيميائية يُظهر أن تركيبة الشحنة الحالية عند مدخل عمود الامتصاص تحتوي على مركبات عطرية مثل البنزين والتولوين والإيثيل بنزين والزيلين (BTEX) والتي يمكن أن تساهم في تثبيت الرغوة، وأيضًا دراسة منحني الطور لنفس الشحنة يظهر تغييرًا في درجة حرارة التكثف (+ 56 درجة مئوية مقارنةً ببيانات التصميم الأولى) مما يعني احتمال التكثيف وتشكل طور هيدروكربوني سائل يشجع على تكوين الرغوة في عمود الامتصاص.

أخيرًا، لحل هذه المشكلة، اخترنا تغيير طوابق عمود الامتصاص الحالي عن طريق الملء المنظم. باستخدام برامج المحاكاة © ASPEN HYSYS وتمكننا من محاكاة عمود الامتصاص والنتائج التي تم الحصول عليها أظهرت تحسنًا في السلوك الهيدروديناميكي لعمود الامتصاص بالملء المنظم من النوع FLEXIPAC© 250 X، حتى مع نظام شديد الميل إلى تكوين الرغوة.

الكلمات المفتاحية: الرغوة، الأمين، BTEX، عمود الامتصاص، برامج المحاكاة، مثبط التآكل،

ASPEN HYSYS©,

Liste des Tableaux

Tableau 1 :	Les Caractéristiques des Champs de Gaz	5
Tableau 2 :	Production Design et Spécifications des Produits	6
Tableau 3 :	Propriétés Physico-Chimique de quelque Alcanolamines.	13
Tableau 4 :	Critères pour la Sélection de Solvants et Ordres de Grandeur pour les Solvants Sélectionnés	15
Tableau 5 :	Facteurs de Moussage	25
Tableau 6 :	Résultats de tests de moussage	40
Tableau 7 :	Les résultats d'analyses chromatographiques en phase gazeuse (CPG) du gaz d'alimentation	41
Tableau 8 :	Paramètre gaz d'alimentation unité 500	41
Tableau 9 :	Comparaison entre la composition du cas design et le cas actuel	42
Tableau 10 :	Quantité hydrocarbure liquide pour chaque cas (conditions actuels)	43
Tableau 11 :	Quantités hydrocarbure liquide pour chaque cas (point de rosée)	43
Tableau 12 :	Paramètres de dimensionnement de la colonne d'absorption	48
Tableau 13 :	Conditions opérationnelles - Débit de gaz d'alimentation de 70 t/h	49
Tableau 14 :	Conditions opérationnelles - Débit de gaz d'alimentation de 100 t / h	52
Tableau 15 :	Conditions opérationnelles - Débit de gaz d'alimentation de 125 t / h	55
Tableau 16 :	Conditions opérationnelles - Débit de gaz d'alimentation de 150 t/h	58
Tableau 17 :	Caractéristique du garnissage proposé	61
Tableau 18 :	Résultats de simulation des deux type colonne d'absorption	62

Liste des Figures

Figure 1 :	Situation Géographique d'Ohanet	3
Figure 2 :	Usine de Traitement de Gaz Ohanet	6
Figure 3 :	Procédés d'élimination des Gaz Acides (CO ₂ , H ₂ S ...etc.)	9
Figure 4 :	Diagramme du Choix de Procédé d'Absorption de gaz Acides selon leur Concentration à l'Entrée.	10
Figure 5 :	Schéma du procédé de traitement de gaz acides avec des amines.	12
Figure 6 :	Description de l'Étage d'Équilibre sur une Colonne d'Absorption.	18
Figure 7 :	Représentation du Concept d'Efficacité sur un Étage d'Équilibre.	19
Figure 8 :	Description de l'Étage de non-Équilibre sur une Colonne d'Absorption.	20
Figure 9 :	Modèle du Double-Film (phase liquide réactive).	21
Figure 10 :	Schéma des Différentes Aires sur un Plateau.	26
Figure 11 :	Schéma d'une Colonne à Plateaux.	27
Figure 12 :	Plateau à Clapets.	27
Figure 13 :	Tension Superficielle	28
Figure 14 :	Force Coulombique.	31
Figure 15 :	Microphotographie des Particules de Sulfure de Fer	31
Figure 16 :	UCARSOL AP 802 neuve.	35
Figure 17 :	UCARSOL AP-802 pauvre.	35
Figure 18 :	Fluides issus des séparateurs d'admission -Usine d'Ohanet.	35
Figure 19 :	Inhibiteur de Corrosion ECM 54 A.	36
Figure 20 :	Anti-mousse UCARSOL GT10.	36
Figure 21 :	Équipement de Test de Moussage.	37
Figure 22 :	Schéma d'Équipement Test de Moussage.	37
Figure 23 :	Test de moussage d'amine Pauvre sans contaminant.	38
Figure 24 :	Test de moussage d'amine pauvre avec hydrocarbures de V-302 /F-504.	39
Figure 25 :	Test de moussage d'amine pauvre avec l'Inhibiteur de Corrasion ECM 54A.	39
Figure 26 :	Enveloppes de phases (Cas Design et Actuel).	43
Figure 27 :	Schéma de l'unité de Décarbonatation par ASPEN HYSYS®.	49
Figure 28 :	Profil de teneur CO ₂ pour un débit de 70 t/h.	50
Figure 29 :	Profil de Température pour un débit de 70 t/h.	50
Figure 30 :	Comportement hydrodynamique de l'absorbeur T-501 (70 t/h).	51
Figure 31 :	Profil de teneur en CO ₂ avec un débit de 100 t/h.	53
Figure 32 :	Profil de température avec un débit de 100 t/h.	53
Figure 33 :	Comportement hydrodynamique de l'absorbeur T-501.	54
Figure 34 :	Profil de la teneur en CO ₂ avec un débit de 125 t/h.	56
Figure 35 :	Profil de la température avec un débit de 125 t/h.	56
Figure 36 :	Comportement hydrodynamique de l'absorbeur T-501.	57
Figure 37 :	Profil de la Teneur en CO ₂ avec un débit de 125 t/h.	59
Figure 38 :	Profil de température avec un débit de 150 t/h.	59
Figure 39 :	Comportement hydrodynamique de l'absorbeur T-501.	60
Figure 40 :	Comportement hydrodynamique de l'absorbeur T-501 avec garnissage.	62

Figure 41 :	Comportement hydrodynamique de l'absorbeur T-501 avec des plateaux à Clapets.	63
Figure 42 :	Comparaison entre les profils de la teneur en CO ₂ .	63
Figure 43 :	Comparaison entre les profils de la température.	64

Liste d'abréviation

AMP	: 2-Amino-2-Methyl-1-Propanol
AM	: Anti-Mousse
BTEX	: Benzène Toluène Éthylbenzène Xylènes
CO2	: Dioxyde de Carbone
COS	: Sulfure de Carbonyle
CPF	: Central Procès Facilité
CS2	: Disulfure de Carbon
DCS	: Distributed Control System
DEA	: Diéthanolamine
DGA	: Di Glycol-Amine
DIPA	: Di-isopropanol-Amine
DMEPG	: Diméthyle Éther de Polyéthylène Glycol,
GNL	: Gaz naturel liquéfié
GPL	: Gaz pétrolier liquéfié
H2S	: Sulfure de dihydrogène
HC	: Hydrocarbure liquide
IC	: Inhibiteur de corrosion
MDEA	: Methyldiethanolamine.
MEA	: Monoethanolamine
Min	: Minute
Mm	: Millimètre
MM S m3/J	: Millions standard mètre cube par jour,
N2	: Azote
PCI	: Pouvoir calorifique inferieur,
PCS	: Pouvoir calorifique supérieur
PZ	: PIPERAZINE
Sec	: Seconde
SO2	: Dioxyde de soufre
T-501	: Colonne d'absorption
t/h :	: Tonnes par heures
V-302	: Slug Catcher

Table des matières

Remerciemen

Dédicaces

Résumé

Abstract

ملخص

Liste des tableaux

Liste des figures

Liste d'abréviation

Table des matières

<i>Introduction générale</i>	<i>1</i>
<i>I. Présentation du champ Ohanet</i>	<i>3</i>
I.1. Création de la région	4
I.1.1. Les Champs pétroliers rattachés à la Région	4
I.1.2. Gisements gazières rattachés à la région	4
I.2. Plan de développement de la région	4
<i>II. Généralités sur le Traitement du Gaz</i>	<i>8</i>
II.1. Introduction	8
II.2. Procédés de traitement de gaz	9
II.2.1. Les différentes technologies de traitement de gaz	9
II.2.2. Choix du Procède	10
II.3. Procédé de traitement de gaz par les amines	10
II.4. Classes des solvants chimiques	12
<i>III. Modélisation de l'absorption chimique</i>	<i>17</i>
III.1. Introduction	17
III.2. Approches de modélisation	17
III.2.1. Modèle d'équilibre	17
III.2.2. Modèle d'équilibre avec efficacité	18
III.2.3. Modèle de non-équilibre	19
III.3. Approches de transfert de masse	21
III.3.1. Théorie du double-film	21
III.4. Modèles thermodynamiques	22
III.4.1. Modèle de Kent Eisenberg	22
III.4.2. Modèle électrolytique e-NRTL	22

IV. Dimensionnement d'une colonne d'absorption	
IV.1. Paramètres clés du dimensionnement d'une colonne	24
IV.2. Hauteur totale de colonne	24
IV.2.1. Diamètre de colonne	24
IV.2.2. Facteur de moussage	25
IV.3. Éléments de base d'une colonne à plateaux	26
IV.4. Le moussage dans les unités de décarbonations à base d'amine (MDEA)	28
IV.4.1. Mécanique de la formation et de la stabilité de la mousse	28
IV.4.2. Contaminants	32
V. Test de moussage et Analyse de Gaz	34
V.1. Portée de l'étude	34
V.2. Descriptions des divers Effluents	34
V.2.1. L'amine utilisée durant l'étude (UCARSOL AP 802)	35
V.2.2. Liquides hydrocarbures	36
V.2.3. Inhibiteur de corrosion	36
V.2.4. Antimousse UCRASOL GT10	36
V.3. Teste de moussage avec les divers contaminants	37
V.3.1. Discussion des résultats	38
V.4. Analyses chromatographiques en phase gazeuse (CPG) du gaz d'alimentation	40
V.4.1. Etude de l'enveloppe de phase de la charge d'alimentation (gaz non traité)	42
V.4.2. Discussion des résultats	44
V.4.3. Conclusion	45
VI. Simulation du système aminé Ohanet Unit 500	47
VI.1. Simulation de la colonne à différent débits de gaz d'alimentation	47
VI.1.1. Hypothèses de modélisation de l'unité de décarbonatation	48
VI.1.2. La simulation pour un débit de 70 t/h	49
VI.1.3. La simulation pour un débit de 100 t/h	52
VI.1.4. La simulation pour un débit de 125 t/h	55
VI.1.5. La simulation pour un débit de 150 t/h	58
VI.2. Dimensionnement de la nouvelle colonne d'absorption T-501	61
VI.3. Conclusion	65
Conclusion générale	67
Bibliographie	68

Introduction générale

Le gaz naturel est une ressource énergétique clé, il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures présent naturellement dans des roches poreuses sous forme gazeuse. Le gaz naturel, est la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde, ce représentait à 21,6% dans le bilan énergétique mondial en 2015. Depuis 1970, la demande gazière a progressé régulièrement à un rythme de 2,8 % par an, pour se situer à 3 613 Gm³ en 2016 [1].

En fonction du gisement, et outre le méthane le gaz peut contenir des quantités très variables d'hydrocarbures plus lourds, (pouvant aller jusqu'à l'heptane C₈). On peut y trouver aussi gaz acides (CO₂, H₂S) et autres contaminants (eau, mercaptans...), et parfois de l'azote (N) et de petites quantités d'hélium (He) [1].

Le traitement des gaz est une étape primordiale dans l'industrie et la commercialisation du gaz, et représente donc un enjeu technique et économique considérable. Les procédés de traitements du gaz naturel ont pour objectifs d'éliminer les contaminants inévitables tels que le CO₂ dû à la haute agressivité, corrosivité et d'autre problèmes, plusieurs techniques de séparation de ces gaz acides sont utilisées dans l'industrie. L'une des principales est l'élimination par absorption dans une phase liquide [2].

L'élimination du CO₂ se fait souvent par des procédés d'absorption utilisant des solvants chimiques. Le procédé de traitement de gaz par des solutions à base d'amines, existant depuis plus de 50 ans, est le plus répandu pour éliminer les contaminants acides (CO₂) [2].

Dans ce travail nous avons étudié le problème de moussage dans ce type de procédé, en particulier dans la colonne d'absorption, en vue d'augmenter l'efficacité de l'unité. Le moussage ou la formation de la mousse est connu comme un phénomène de surface qui est lié par le comportement thermodynamique et hydrodynamique de la colonne d'absorption [27].

Chapitre I

Présentation du Champ Ohanet

I. Présentation du Champ Ohanet

Ohanet est située à 1500 km au Sud-Est d'Alger, à 700 km au Sud-Est de Ouargla sur le plateau de Tihert et à 360 km au Nord-Est d'Illizi (Chef-lieu de Wilaya) dont elle relève administrativement et elle est à 120 km au Nord-Ouest d'In- Aménas (Chef-lieu de Daïra).

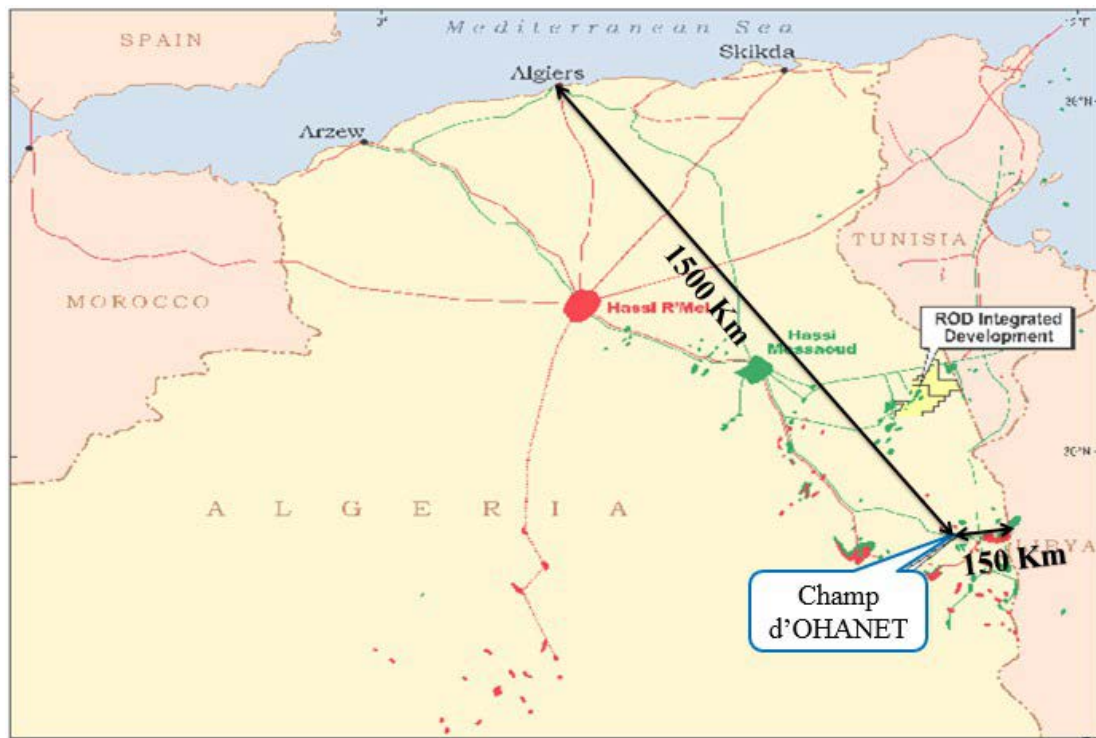


Figure 1 : Situation Géographique d'Ohanet

Le climat est de type Saharien, se caractérise par de fortes variations de températures.

On distingue trois périodes :

- ☞ Une période chaude allant de mi-mai à mi-septembre avec des températures de 35° à 50° C.
- ☞ Une période froide où le thermomètre peut descendre jusqu'à - 2°C (Décembre - Janvier).
- ☞ Une période intermédiaire allant de Novembre à Avril où les températures deviennent plutôt de 15 à 25° C.

La pluviométrie y est rare, quelques pluies peuvent être enregistrées de Novembre à Février et des orages aux mois d'Avril et Mai. Les vents dominants sont de direction Nord Nord-Est et Sud Sud-Est, soufflent du mois de Février à Juin et engendrent souvent des tempêtes de sables. L'accès y est facile puisque la Région est située à proximité de la route nationale (R.N. 3).

I.1. Création de la région

La Région d'Ohanet a été créée en 1977, suite à la décentralisation de l'ancien district d'In-Aménas. Les plus importantes tâches dévolues à la Direction Régionale sont :

- ☞ La conduite des opérations de production du pétrole brut avec les supports techniques et logistiques propres à la Région.
- ☞ Le suivi et la réalisation des travaux de développement des différents gisements.

I.1.1. Les Champs pétroliers rattachés à la Région :

- ☞ Champ d'Ohanet Nord + Sud.
- ☞ Champ de Timedratine + Timedratine Est.
- ☞ Champ de Acheb + Acheb Ouest + Krebb.
- ☞ Champ d'Askarène.
- ☞ Champ de Guelta.
- ☞ Champ d'Edeyen.

I.1.2. Gisements gazières rattachés à la région :

- ☞ Gisement de Dimeta Ouest Dévonien.
- ☞ Gisement d'In Adaoui Dévonien.
- ☞ Gisement d'Ohanet Dévonien.
- ☞ Gisement d'Ohanet Ordovicien

I.2. Plan de développement de la région

Dans le cadre du plan de développement de la région, SONATRACH et le Groupe Australien Broken Hill Propriétaire (BHP), ont procédé en Juillet 2000, à la signature d'un contrat de développement et d'exploitation des gisements d'Ohanet.

Le contrat de type service à risques porte sur le développement et l'exploitation des réserves de gaz naturel en vue de la production des GPL, condensât et gaz sec. L'investissement consenti est destiné à financer les travaux de :

- ☞ Réalisation d'une usine de traitement de gaz.
- ☞ Réalisation d'une unité de décarbonatation du gaz produit.
- ☞ Pose d'environ 236 km de canalisations de collectes et d'évacuation.
- ☞ Forage de 47 puits de développement.
- ☞ Acquisition sismique 3D sur tout le périmètre contractuel.

Ces installations permettent le transport, la séparation et le traitement du gaz humide et des liquides associés, produits par le gisement afin de produire le gaz sec, le GPL et le condensât conformément aux spécifications du design (contractuel). Ces produits seront évacués aux points de livraison respectifs.

Tableau 1 : Les Caractéristiques des Champs de Gaz

CARACTERISTIQUES	C H A M P S			
	DIMETA OUEST	IN ADAOUI	OHANET (GAS-CAP)	OHANET ORDOVICIEN
Nombre de Puits Forés	14	02	10	17
Réservoirs	Dévonien F6			Ordovicien
Profondeur moyenne en (m)	2665	2382	2380	2729
Dimension du gisement	34 km ²	--	18 km x 4 km	--
Porosité en (%)	13	16	16	8
Pression du gisement initiale (Bar)	250,7	229,5	218,7	253,01
Date de découverte	1979	1960		
Date de mise en production	2003		1961	2003

Le gaz humide arrivant au CPF via le réseau de collecte est constitué en deux parties, un gaz riche en CO₂ (3.4%) Ordovicien et un gaz pauvre en CO₂ (1.5%) Dévonien.

Le gaz Ordovicien sera préalablement traité dans l'unité de décarbonatation afin d'éliminer une partie du dioxyde de carbone (CO₂) qu'il contient pour avoir une concentration du CO₂ sortie unité de décarbonatation aux environs de (1.8%) avant d'être mélangé au gaz dévonien et tout le gaz humide sera ensuite acheminé vers les deux trains en partie égale pour être refroidi à travers les échangeurs de chaleur, asséché à travers les tamis moléculaires et détendu à travers le turbo Expander.

Le gaz obtenu conforme aux spécifications techniques contractuelles (Tableau 2) sera chauffé à contre-courant dans les échangeurs puis ré-comprimé en vue d'une exportation après comptage fiscal. Les hydrocarbures liquides récupérés à partir du gaz humide pendant la séparation au niveau des trains se combinent aux hydrocarbures liquides récupérés dans les slug catcher (séparateurs d'arrivées) pour être traités dans des colonnes de distillation pour fournir du GPL et condensât conformément aux spécifications qui seront exportés après comptage fiscal. L'eau produite par les puits sera envoyée vers l'unité de traitement des eaux huileuses pour être débarrassée des hydrocarbures avant d'être envoyée vers le bassin d'évaporation.

Le CPF est conçu pour traiter approximativement 20 millions de standard mètre cube par jour pour produire les quantités suivantes :

Tableau 2 : Production Design et Spécifications des Produits

Production Design	
Gaz Sec	16.5*10 ⁶ Sm ³ /Jour
GPL	2400 Tonnes/Jour
Condensât	3500 Tonnes/Jour
Spécifications des Produits	
Gaz Sec	
Point de rosée hydrocarbures	< -6 °C @ 81.5 bar
Teneur en eau	< 50 ppmv
Température	< 60 °C
H ₂ S	< 2 mg/Sm ³ dans le gaz expédition.
Pouvoir Calorifique	9145 kcal/Sm ³ minimum, varie avec le taux de récupération du GPL
CO ₂	<2 % en volume
GPL	
Teneur en C ₂ -	2% normal, 3% max (mol%)
C ₃ /C ₄ Récupérés à partir du gaz humide	80% (mol%) (minimum)
Teneur en C ₅ +	< 0.4 % (mol%)
Teneur en eau	< 100 ppm vol
Condensat	
Reid Vapor Pressure - Hiver	0.69 bar (10 psi) @ 37.8°C
Reid Vapor Pressure - été	0.5 bar (7 psi) @ 37.8°C
BS&W	0.5% en volume
Récupération du C ₅ + à partir du gaz humide	>95% (mol %)
L'Eau	
L'eau produite est envoyée vers le bassin d'évaporation après traitement au niveau de l'unité de traitement des eaux huileuses avec les spécifications suivantes	
Composition	100 mg/l en poids de chlorures
Hydrocarbure dans l'eau	≤40 ppm poids



Figure 2 : Usine de Traitement de Gaz Ohanet

Chapitre II

Généralités sur le Traitement du Gaz

II. Généralités sur le Traitement du Gaz

II.1. Introduction

Dans un contexte de transition énergétique, la consommation mondiale reste encore, et pour les décennies à venir, dominée par les énergies fossiles (81% des énergies primaires en 2010). Toutefois leur part est prévue à la baisse selon les scénarios présentés par l'agence internationale de l'énergie [1]. Le gaz naturel est la seule énergie fossile à voir sa part de la consommation d'énergie primaire augmenter. Plus propre en combustion que le charbon ou le pétrole, avec des ressources en abondance, le gaz naturel présente des atouts attrayants face aux contraintes environnementales de plus en plus strictes [2].

L'inconvénient du gaz naturel réside dans son transport difficile et coûteux malgré les progrès technologiques réalisés. Il est transporté soit par gazoduc soit sur des méthaniers spécialement conçus pour le transport du GNL. Les deux modes de transport nécessitent un traitement au préalable [4].

Le transport par gazoduc nécessite une déshydratation du gaz (prévention contre le dépôt d'eau et la formation d'hydrates) ainsi qu'une élimination des contaminants acides en raison de leur corrosivité « sulfure de dihydrogène (H_2S), dioxyde de carbone (CO_2), Sulfure de carbone (COS), disulfure de carbone (CS_2) » mais également pour le respect de spécifications en termes de pouvoir calorifique et de normes environnementales. Des stations de compression sont ménagées pour les longs pipes, une séparation des hydrocarbures les plus lourds est effectuée et des additifs ajoutés afin de déplacer le point de rosée [4].

Le transport sous forme de GNL implique le passage du gaz par une usine de liquéfaction (refroidissement du gaz jusqu'à $-160\text{ }^{\circ}C$ à pression atmosphérique). Les spécifications du traitement préalable sont encore plus strictes afin d'éviter la formation d'hydrates pendant la liquéfaction [4].

Face à cet engouement, les gaziers exploitent de plus en plus de gaz non conventionnels et également des gisements de plus en plus acides. Les ressources avec fortes concentrations en H_2S et/ou CO_2 représente plus de 40% des ressources mondiales en gaz naturel [1]. La présence des composés acides pose des problèmes à la fois environnementaux (toxicité des composés soufrés) et opératoires (corrosivité, présence de CO_2 et risque de cristallisation lors de la liquéfaction du gaz pour le transport). La commercialisation de ces gaz nécessite ainsi de passer

par une phase de désacidification permettant de respecter les spécifications réglementaires sur les compositions des produits [4].

II.2. Procédés de traitement de gaz

II.2.1. Les différentes technologies de traitement de gaz

Les principaux procédés utilisés pour réaliser la décarbonatation font appel à l'absorption, la sélectivité du solvant vis-à-vis des gaz acides étant basée sur une affinité soit de type chimique, soit de type physique. Enfin, dû à l'importance majeure de la décarbonatation dans l'industrie Oil & Gas, plusieurs procédés ont été développés pour répondre à l'exigence technique et commerciale, les principaux procédés disponibles peuvent être regroupés comme suit :

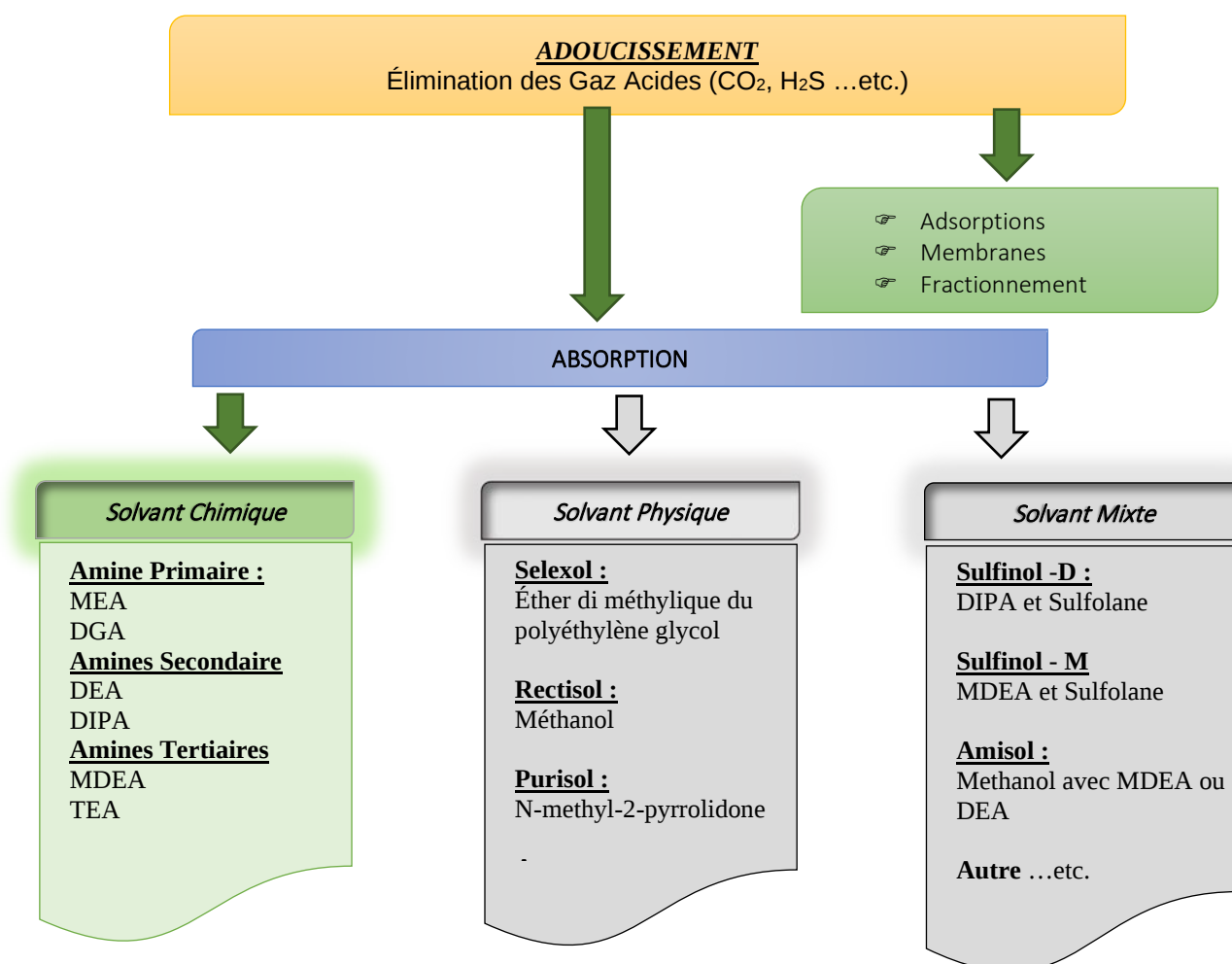


Figure 3 : Procédés d'élimination des Gaz Acides (CO₂, H₂S ...etc.)

II.2.2. Choix du Procédé

Le choix du procédé dépend de plusieurs paramètres dont probablement les plus importants sont la concentration de la charge en gaz acides, les spécifications du produit fini, les pressions partielles et la sélectivité par rapport à un composant particulier.

Les procédés d'absorption aux amines sont parmi les procédés les plus répandus en raison de leur capacité à traiter une large gamme de concentrations en gaz acides en entrée et le respect, en sortie, de spécifications assez sévères. Leur combinaison avec d'autres procédés pour un meilleur traitement est possible (Figure 4).

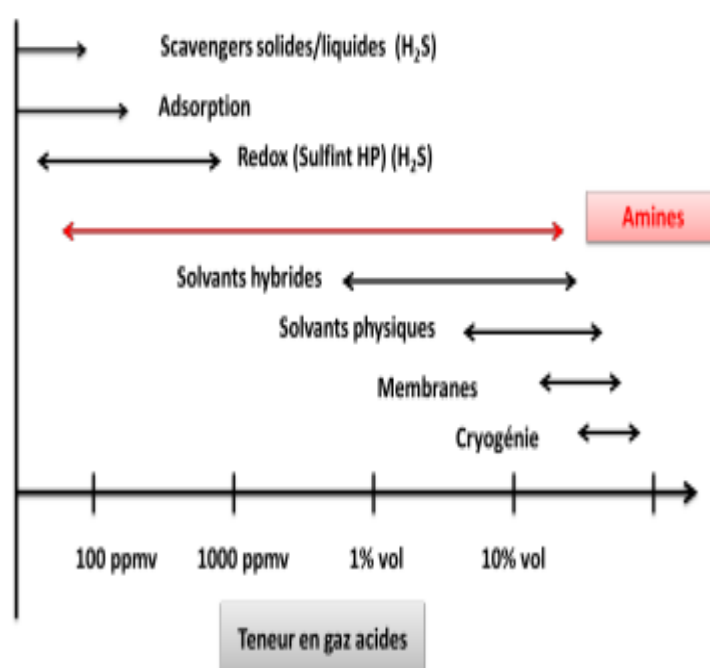


Figure 4 : Diagramme du Choix de Procédé d'Absorption de gaz Acides selon leur Concentration à l'Entrée [2].

II.3. Procédé de traitement de gaz par les amines

Le procédé de traitement le plus répandu est celui de l'absorption réactive par les amines, (Figure 4), ce procédé est constitué de deux unités principales : une colonne d'absorption, où le gaz est traité, et une colonne de régénération du solvant chargé en contaminants acides. Dans la colonne d'absorption, le gaz à traiter est introduit en fond de colonne, après une première séparation des contaminants, alors que le solvant liquide pauvre est injecté en tête de colonne. Les deux phases s'écoulent à contre-courant et le transfert des gaz acides s'effectue par la mise

en contact des deux fluides assurés par des contacteurs installés au sein de la colonne d'absorption [13].

En tête de la colonne le gaz traité est récupéré puis renvoyé dans un ballon séparateur afin d'éliminer le solvant entraîné. En fond de la colonne d'absorption, le solvant chargé est envoyé dans la boucle de régénération. La première étape consiste à flasher le liquide à moyenne pression afin de libérer une partie des hydrocarbures légers et des gaz acides absorbés. Le solvant chargé est ensuite envoyé, après une séparation éventuelle des hydrocarbures lourds par flash à basse pression, vers la colonne de régénération. En amont de la colonne de régénération thermique, afin de limiter la consommation au niveau du rebouilleur, le solvant est préchauffé par échange de chaleur avec le flux de solvant régénéré qui part en direction de la colonne d'absorption. La régénération permet de récupérer, en tête de colonne, les gaz acides qui sont refroidis afin de les condenser et séparer une grande partie de l'eau pour assurer le reflux. La phase gazeuse, riche en gaz acides, peut ensuite être envoyée vers une unité de post traitement (CLAUS par exemple) ou vers un incinérateur (le cas du complexe gazier d'Ohanet). En fond de colonne le solvant régénéré est prêt à être recyclé dans la colonne d'absorption. Avant d'être réinjecté dans l'absorbeur, le solvant régénéré passe par des étapes de refroidissement mais également de filtrage afin d'éliminer d'éventuelles impuretés et produits de dégradation [3].

Plusieurs solvants sont utilisés pour l'absorption. L'utilisation de solvants mixtes (physiques et chimiques ou chimiques : mélange d'amines I^{aire}, II^{aire} et III^{aire}) est de plus en plus investie. Les solvants physiques offrent la possibilité d'absorber les hydrocarbures lourds et l'eau et ainsi d'atteindre, dans une seule unité, plusieurs spécifications au prix d'une co-absorption importante d'hydrocarbures légers. Leur régénération est également moins coûteuse et peut s'effectuer parfois par simples dépressurisations successives. Par contre leur potentiel d'absorption des gaz acides est moins important que les solvants chimiques. Ceux-ci possèdent des propriétés variables. Les amines tertiaires présentent par exemple des avantages semblables aux solvants physiques avec une faible énergie de régénération mais une cinétique très lente alors que les amines primaires et secondaires sont avantageuses pour l'absorption mais coûteuses à la régénération. L'utilisation de mélanges de solvants permet ainsi de profiter des avantages qu'offre chaque famille mais également d'un effet de synergie existant dans certains cas [3].

AMINE GAS-TREATING PLANT

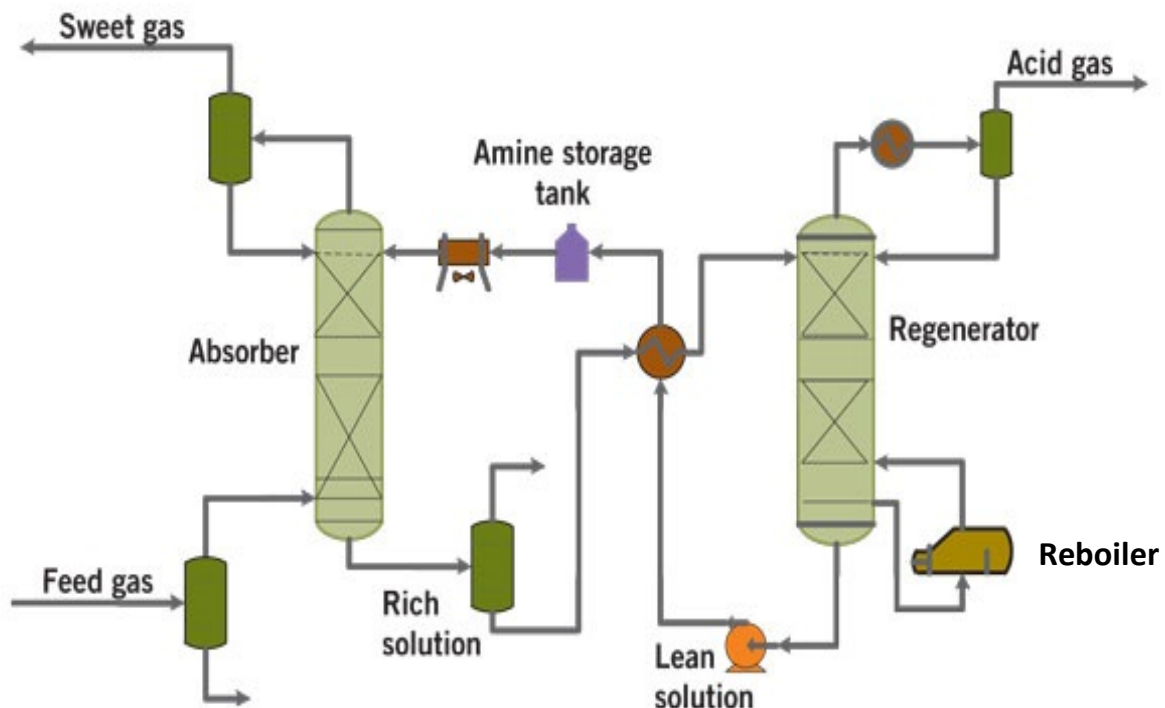


Figure 5 : Schéma du procédé de traitement de gaz acides avec des amines.

II.4. Classes des solvants chimiques

Le premier brevet lié au retrait de gaz acides grâce à une absorption par alcanolamines est déposé par Bottoms Robert Roger, en 1930. Le (TEA), est la première amine à être produite industriellement, est utilisée dans les premières unités de décarbonatation, et à cause de sa faible efficacité elle a été abandonnée [14].

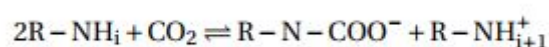
Les alcanolamines qui se sont avérées d'un intérêt commercial majeur pour la décarbonatation du gaz sont :

- ☞ MEA
- ☞ DGA
- ☞ DEA
- ☞ DIPA
- ☞ MDEA

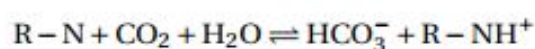
Tableau 3 : Propriétés Physico-Chimique de quelque Alcanolamines.

		AMINES PRIMAIRES		AMINES SECONDAIRES		AMINE TERTIAIRE
		MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
		MonoEtanol-Amine	DiGlycol-Amine	DiEthanol-Amine	Diisopropanol-Amine	MethylDiethanol-Amine
Température d'ébullition normale	°C	171	221	269 (décomposition)	249	247
Température de solidification	°C	10,5	-12,5	28,0	42,0	-22,9
Tension de vapeur à 20 °C	mmHg	< 1	1	< 0,01		< 0,01
Masse Molaire	Kmol/kg	61,08	105,14	105,14	133,19	119,17
Densité à 20° C (d420)	Kg/m3	1,018	1,057	1,095	0,999	1,043
Solubilité dans l'eau à 20°C	% masse	100	100	96,4	87	100
Température critique	°C	350,0	407,6	442,1	399,2	401,9
Pression critique	Bar	59,9	37,7	32,7	37,7	38,8

Concernant les amines, différentes réactions globales sont considérées en fonction de la classe de l'amine. Pour les amines primaires et secondaires possédant un hydrogène lié à l'amine, la réaction de captage consiste en la formation d'un carbamate et la réaction globale s'écrit :



Où R_iNH_i est l'amine primaire ($i=2$) ou secondaire ($i=1$), $R_iNH_iCOO_i^-$. En fonction de l'amine, plusieurs mécanismes ont été proposés dans la littérature [5]. Les amines tertiaires ne pouvant réagir directement avec le CO_2 à pH inférieur à 12 [6], on assiste à un effet catalytique de la molécule sur l'hydrolyse du dioxyde de carbone aqueux [7]:



Les amines dont l'encombrement stérique empêche la formation d'un carbamate stable réagissent également selon cette réaction globale.

La tendance générale observée est que les solvants chimiques présentant une cinétique réactionnelle élevée possèdent également une grande enthalpie d'absorption qui pénalise la régénération [8].

C'est pourquoi les solvants modernes consistent en des mélanges de solvants de façon à bénéficier des avantages des deux solvants, comme l'AMP+PZ ou la MDEA+PZ. La monoethanolamine (MEA) constitue le solvant de référence pour le captage de CO₂. Cette amine primaire possède une cinétique réactionnelle rapide facilitant l'absorption, mais sa régénération thermique est gourmande en énergie [8].

Plusieurs critères peuvent être utilisés pour identifier des solvants prometteurs en fonction de considérations énergétiques, économiques et environnementales. Pour des études énergétiques et économiques, les quatre critères suivants peuvent être retenus pour le choix de solvants : la cinétique réactionnelle, l'enthalpie d'absorption, la capacité cyclique et la résistance à la dégradation [10][12].

La cinétique de la réaction entre le CO₂ et l'amine impacte directement la hauteur d'absorbeur nécessaire pour atteindre l'efficacité d'élimination, soit le coût d'investissement de l'unité [4][13].

L'enthalpie d'absorption contribue à la demande en vapeur au niveau du bouilleur, avec la chaleur sensible et la chaleur de régénération [11].

La capacité cyclique (différence entre le taux de charge riche et le taux de charge pauvre) détermine le débit de solvant nécessaire, impactant la puissance au rebouilleur via la chaleur sensible, le travail de pompage et les coûts opératoires (inventaire de solvant, appoint nécessaire) [4][13].

La résistance à la dégradation thermique et oxydante détermine la perte de solvant qui doit être compensée par un appoint, impactant les coûts opératoires ainsi que les émissions de produits de dégradation dans l'environnement. L'usage de solvants thermiquement résistants permet également de travailler à des pressions plus élevées [10][11].

Dans le tableaux 4 Les constantes cinétiques apparentes proviennent de [9], les taux de dégradation thermique de [10], les enthalpies d'absorption et capacités cycliques proviennent de [11].

Tableau 4 : Critères pour la Sélection de Solvants et Ordres de Grandeur pour les Solvants Sélectionnés [4]

	MEA 30 %mass	AMP 30 %mass	MDEA 30 %mass	AMP+PZ 15+15 %mass	MDEA+PZ 15+15 %mass
Constante cinétique apparente log k App à 25°C (s ⁻¹)			1,33	5,12	5,12
Plage d'enthalpie d'absorption (kJ/mol)	80-85	50-90	50-60	60-90	60-80
Capacité cyclique (mol CO ₂ /mol Amine)	0,25	0,5	0,2	0,4	0,35
Taux de dégradation thermique à 140°C (% par semaine)	5,3	0	1,7	0 (AMP) 0,25 (PZ)	1,7 (MDEA) 0,25 (PZ)

La N-methyldiethanolamine (MDEA) est une amine tertiaire historiquement utilisée dans le traitement du gaz naturel à des pressions partielles de CO₂ relativement élevées (20-30 bar). Sa faible enthalpie d'absorption permet une régénération thermique peu coûteuse en énergie au détriment d'une cinétique réactionnelle très faible qui réduit le taux d'absorption [5].

La 2-Amino-2-Methyl-1-Propanol (AMP) est une amine primaire stériquement encombrée possédant une cinétique réactionnelle moyenne et une grande capacité cyclique.

Cette amine est particulièrement intéressante, car elle est très résistante à la dégradation oxydante et thermique. De plus, son carbamate n'est pas stable de sorte que seuls des bicarbonates et carbonates se forment, d'où une enthalpie d'absorption relativement faible [10,12].

La Pipérazine (PZ) est une molécule cyclique comportant deux groupements amine secondaire avec une cinétique réactionnelle élevée. Ce solvant peut être utilisé concentré mais avec le risque de cristallisation (composé solide à température ambiante) ou dilué comme activateur. Les mélanges MDEA+PZ apparaissent alors comme intéressants de manière à disposer d'une vitesse d'absorption élevée tout en bénéficiant des propriétés favorables d'une amine principale.

Chapitre III

Modélisation de l'absorption chimique

III. Modélisation de l'absorption chimique

III.1. Introduction

Le processus d'absorption chimique implique des mécanismes complexes à la fois de nature thermodynamique et chimique. Ce processus est décrit comme absorption réactive considérant que les réactions et le transfert de la masse et les phénomènes de transport se produisent simultanément. Une caractéristique importante des processus d'absorption réactive est la variation des vitesses de réaction, de très faible (réactions lentes) à une vitesse infiniment élevée (Réactions instantanées). Ainsi, la modélisation de ces mécanismes est difficile et nécessite une conception multi-facteurs [19]. Le modèle idéal doit être suffisamment rigoureux pour englober tous les aspects complexes du problème et suffisamment gérable pour permettre une mise en œuvre facile du processus de modélisation [18].

Un modèle thermodynamique doit décrire à travers ces équations différentielles certains fondamentaux: l'équilibre chimique, l'équilibre vapeur-liquide, la constitution de la phase liquide, l'énergie de régénération et la masse des deux phases [23].

III.2. Approches de modélisation

Il existe deux approches de modélisation qui correspondent au processus d'absorption chimique : les modèles d'équilibre et les modèles non équilibrés (ou *rate-based model*) [15,18].

Les modèles d'équilibre supposent un équilibre vapeur-liquide à chaque étape [23]. Les modèles non équilibrés prennent en compte les vitesses de réaction réelles et sont plus précis car l'équilibre physique est difficile à atteindre.

III.2.1. Modèle d'équilibre

Les méthodes graphiques et les méthodes approximatives ne sont pas généralement applicables à séparations multi-constituants. Le modèle d'étage d'équilibre est donc utilisé pour simuler les séparations gaz-liquide ou liquide-liquide incorporant plusieurs constituants avec ou sans réactions chimiques. Le recours au modèle des étages d'équilibre est proposé par Seader [15,24]. Le modèle admet que pour chaque étage, l'équilibre thermodynamique est vérifié entre les courants liquide et gaz sortant de l'étage « Figure 6 ».

Les variables du système à chaque étage (température, pression, débit, fractions molaires dans les deux phases, flux molaires et énergétiques) sont déterminées par la résolution des équations de bilan, les relations, tout en respectant les contraintes telles que celles concernant les sommations des fractions molaires.

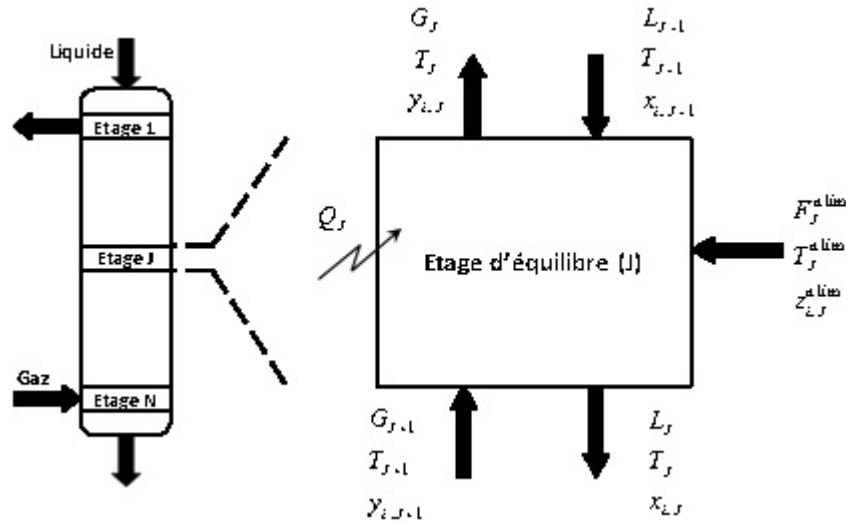


Figure 6 : Description de l'Étage d'Équilibre sur une Colonne d'Absorption.

III.2.2. Modèle d'équilibre avec efficacité

Les étages dans une colonne de séparation réels ne sont pas à l'équilibre thermodynamique. En effet, le degré de séparation sur un étage réel est déterminé par le transfert de masse et d'énergie entre les phases plutôt que par les considérations de l'équilibre thermodynamique. C'est pourquoi pour les procédés fonctionnant loin de la condition équilibre thermodynamique, une version étendue du modèle d'étage d'équilibre utilisant le concept d'efficacité est mise en œuvre. L'efficacité est la mesure du degré de proximité d'un étage réel à la séparation à l'équilibre thermodynamique. L'approche la plus simple est de prendre en compte l'efficacité globale de colonne définie par :

$$E_t^G = \frac{N_{eq}}{N_{réel}}$$

Où, N_{eq} représente le nombre d'étages théoriques à l'équilibre thermodynamique et $N_{réel}$, le nombre d'étage réel. De nombreuses corrélations empiriques pour le calcul de l'efficacité globale de colonne ont été développées. Toutefois, ces corrélations ne sont seulement utiles que pour des études préliminaires de conception et de design [16]. L'efficacité de Murphree (1925)

est la plus largement utilisée dans les calculs concernant les unités de séparation. Elle est définie par :

$$E_i^M = \left(\frac{\bar{y}_{ij} - y_{ij+1}}{y_{ij}^* - y_{ij+1}} \right)$$

Où, $\bar{y}_{ij}$, est la composition de vapeur entrant à l'étage, y_{ij+1} la composition moyenne de vapeur sortant de l'étage, et y_{ij}^* la fraction molaire du constituant i dans une vapeur en équilibre avec le liquide qui quitte l'étage « Figure 7 »

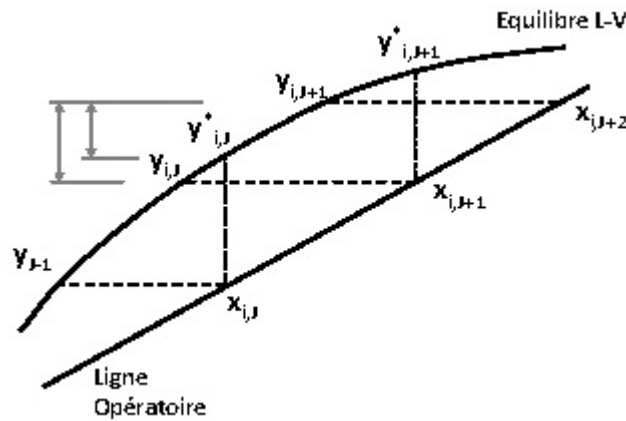


Figure 7 : Représentation du Concept d'Efficacité sur un Étage d'Équilibre.

La plupart des publications utilisant le modèle d'efficacité, traitent les systèmes binaires où l'efficacité de Murphree des deux espèces sont les mêmes sur chaque étage. Toutefois, concernant les systèmes multi-constituants, l'efficacité des espèces n'est pas forcément égale. De plus, l'efficacité est directement influencée par la présence des réactions chimiques. Elle varie considérablement et de façon aléatoire entre les constituants. En outre, les données sur l'efficacité des systèmes avec des réactions multiples ne sont pas bien renseignées. Les modèles d'équilibre avec efficacité sont donc inadaptés au cas de l'absorption réactive.

III.2.3. Modèle de non-équilibre

Le modèle de non-équilibre est un compromis intéressant entre un modèle d'équilibre et un modèle idéal. Sur une géométrie complexe (i.e. garnissage vrac ou structuré) et à l'échelle d'une colonne, la prise en compte simultanée des équations de quantité de mouvement et des

lois décrivant le transfert de matière et de chaleur en présence des réactions chimiques, nécessite des puissances de calculs considérable même avec une réaction simple [17]. Il est donc préférable de simplifier l'hydrodynamique par des corrélations existantes. Cette approche a été développée par de nombreux auteurs tels que [18][19][20][21]. Admettant le fait que les phases liquide et gaz sur un étage de colonne ne sont pas à l'équilibre thermodynamique, l'écriture du modèle de non-équilibre est établie. Il en résulte l'apparition d'un terme de transfert avec ou sans réaction entre deux phases. Un modèle de transfert de référence est celui basé sur la théorie du double film [22]. D'un point de vue physique les résistances aux transferts de masse et de chaleur sont localisées dans des films diffusionnels dont l'épaisseur est la conséquence des caractéristiques hydrodynamiques. Le cœur des phases (bulk) est supposé parfaitement agité.

La « Figure 8 » montre le schéma d'un étage de non-équilibre. La colonne est ainsi une succession d'étages de non-équilibre dont chaque étage représente soit un plateau dans une colonne à plateaux, soit une portion de garnissage dans une colonne à garnissage.

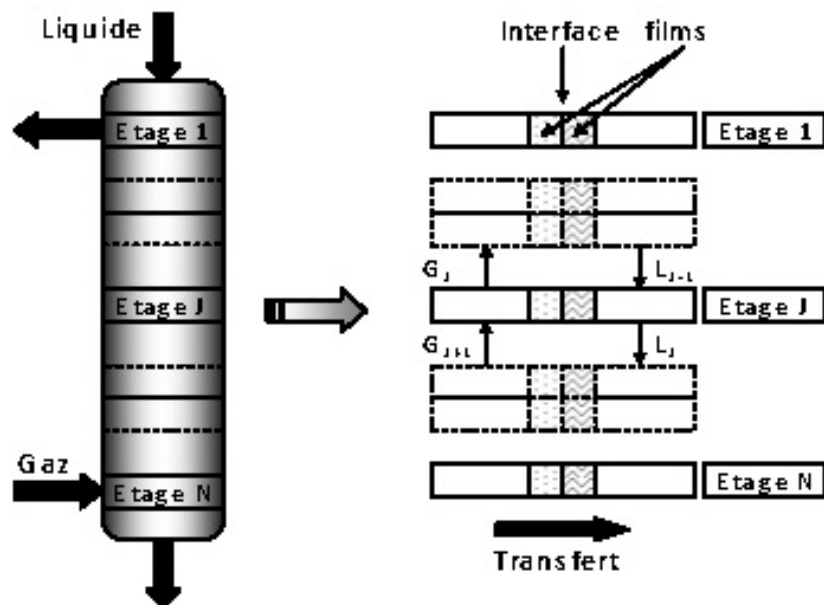


Figure 8 : Description de l'Étage de non-Équilibre sur une Colonne d'Absorption.

Un étage de non-équilibre selon la Figure 8 contient une cellule de non-équilibre par phase (deux films diffusionnels et deux phases parfaitement agités). Cela est valable quand l'écoulement est purement unidirectionnel sur un étage de non-équilibre.

III.3. Approches de transfert de masse

Différentes approches ont été suivies pour décrire le phénomène de transfert de masse entre la phase liquide et la phase gazeuse. La théorie la plus connue est la théorie des deux films.

III.3.1. Théorie du double-film

Whitman [22] considère que la résistance au transfert est localisée aux voisinages de l'interface des phases. La diffusion moléculaire a ainsi lieu sur une épaisseur de δ_L (en phase liquide) et sur une épaisseur de δ_G (en phase gaz) aux proximités de l'interface « Figure 9 »

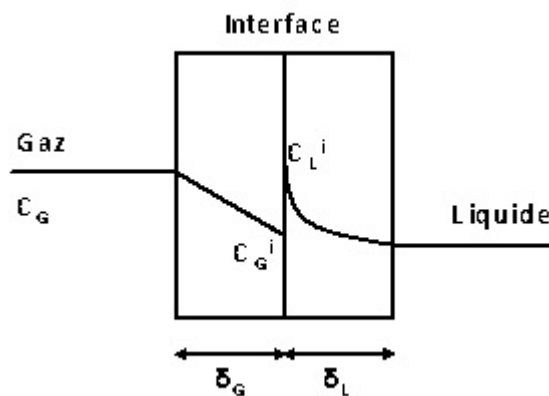


Figure 9 : Modèle du Double-Film (phase liquide réactive).

Les hypothèses de la théorie du double-film sont :

- ☞ La diffusion moléculaire se fait uniquement dans le film stagnant
- ☞ La diffusion est uni-directionnelle et perpendiculaire par rapport à l'interface
- ☞ Le bulk des phases sont parfaitement agité
- ☞ L'interface ne présente pas de résistance au transfert
- ☞ L'équilibre thermodynamique est établi à l'interface des phases

Pour des solutions diluées, l'épaisseur de film est le rapport entre la diffusivité et le coefficient de transfert de matière du soluté :

$$\delta_{phase} = \frac{D_{i-phase}}{k_{i-phase}}$$

III.4. Modèles thermodynamiques

Une étape fondamentale vers la modélisation de l'absorption chimique est le développement d'un modèle thermodynamique efficace pour décrire l'équilibre de phase vapeur liquide. En général, les équations d'équilibre vapeur – liquide décrit le principe de l'absorption chimique et étudie les effets sur la solubilité dans les gaz provoqué par la température et la pression [24]. Pour ce qui est de l'absorption de CO₂, la tâche principale de ces modèles est de déterminer la pression partielle de CO₂ sur une solution aqueuse d'alcanolamines (ou un autre solvant) et de quantifier l'énergie nécessaire à la régénération. Vous trouverez ci-dessous quelques modèles thermodynamiques largement utilisés [23].

III.4.1. Modèle de Kent Eisenberg

Le modèle de Kent Eisenberg a été introduit en 1976 et c'était le premier modèle décrivant l'absorption de CO₂ par les solvants MEA. Ce modèle est un modèle d'équilibre, mais il est toujours avancé en raison de sa simplicité. Kent et Eisenberg ont décrit l'équilibre en deux phases via la constante d'Henry. Un inconvénient de base pour l'application de ce modèle est qu'il ne peut prédire la composition en phase liquide. Le modèle était amélioré par Kririphat et Tontiwachwuthikul en 1995, prédisant la solubilité du dioxyde de carbone dans des solutions aqueuses de 2-amino-2-méthyl-propanol (AMP) [23].

III.4.2. Modèle électrolytique e-NRTL

E-NRTL est un modèle largement accepté qui applique l'énergie de Gibbs. Introduit par Chen et al. Il est à noter que e-NRTL a inclus dans le package commercial ASPEN HYSYS ® et a été modifié par divers chercheurs. Le modèle e-NRTL est utilisé pour corréler les coefficients d'activité ionique moyens des systèmes à électrolyte. e-NRTL comprend deux hypothèses principales. Il considère que l'électro-neutralité locale et les forces répulsives élevées entre les ions de sorte que chaque ion a un voisinage immédiat constitué d'espèces moléculaires et les espèces ioniques de charge opposée [24].

Chapitre VI

Dimensionnement d'une colonne d'absorption

IV. Dimensionnement d'une colonne d'absorption

IV.1. Paramètres clés du dimensionnement d'une colonne

Le dimensionnement d'une colonne à plateaux nécessite essentiellement la détermination de la hauteur totale ainsi que du diamètre de la colonne et aussi le facteur de moussage. Ce sont ces trois paramètres qui impactent directement le coût de la colonne et ainsi le coût d'investissement du procédé.

IV.2. Hauteur totale de colonne

La hauteur totale est fonction du nombre de plateaux requis pour atteindre les spécifications imposées pour les produits. Ce nombre dépend du nombre d'étages théorique imposé par la thermodynamique et de l'efficacité du transfert sur un plateau réel. L'efficacité, à son tour, est fonction de paramètres de transfert de masse que sont l'aire interfaciale d'échange et les coefficients de transfert côté liquide et côté gaz. Une bonne prédiction de ces paramètres est par conséquent indispensable pour un dimensionnement optimal de la hauteur de colonne [16][25][26].

IV.2.1. Diamètre de colonne

Certaines conditions hydrodynamiques de fonctionnement présentent de fortes non stationnarités et/ou une dégradation notable de l'efficacité ce qui rend la colonne inopérable. On parle dans ces cas de limites du fonctionnement nominal. Connaissant la charge liquide et gaz à introduire dans la colonne, un bon dimensionnement du diamètre permet d'éviter ces zones problématiques [16][25][26]. À débit liquide donné, deux limites majeures de fonctionnement sont généralement distinguées :

- ☞ Une limite basse de vitesse gaz pour les domaines de fuites et pleurage : ces régimes correspondent à un passage quasi-total (fuites) ou partiel (pleurage) du liquide par les perforations du plateau. Un tel fonctionnement dégrade l'efficacité de la colonne. Il est caractérisé par sa nature oscillatoire et la création d'un important gradient hydraulique sur le plateau impliquant la formation de passages préférentiels gaz. L'apparition des oscillations, qui peuvent être dans le sens de l'écoulement liquide ou transverses, soulèvent également le problème de sollicitation mécanique de la colonne.

- ☞ Une limite haute de vitesse gaz pour les domaines proches de l'engorgement : à fortes vitesses gaz, des gouttelettes de liquide sont entraînées avec le gaz vers le plateau supérieur. Ce phénomène est connu sous le nom de primage. L'entraînement du liquide avec le gaz dégrade l'efficacité de la colonne et augmente fortement la perte de charge. Le liquide est accumulé dans la colonne et celle-ci devient inopérable.
- ☞ Le diamètre est ainsi déterminé pour correspondre à des débits gaz et liquide nominaux mais devra également permettre une marge de manœuvre assez confortable. Ceci nécessite alors une bonne maîtrise de l'hydrodynamique sur les plateaux.

IV.2.2.Facteur de moussage

Avec certains systèmes, les équations de dimensionnement habituelle prévoient systématiquement des résultats plus élevés que ceux réellement expérimenté. Pour tenir compte de cette divergence, un facteur système (aussi appelé facteur de moussage) est appliqué, dont la valeur maximale est 1 [26, 27].

Les facteurs de moussage sont souvent liés à la tendance du système à former une mousse stable. Plus la tendance à la formation de mousse est élevée, plus le facteur de moussage est bas. L'application de facteurs de moussage est source de confusion, en particulier lors de la phase de conception [26].

Choisir la valeur appropriée pour le facteur de moussage. Varient d'une source à une autre et peuvent dépendre de la corrélation utilisée ainsi que de l'application. Par exemple, certaines applications de lavage caustique ont des antécédents de moussage plus importants que d'autres applications de lavage caustique [26], Les facteurs de moussage du tableau 3 sont utiles, mais ils ne sont pas absolus. Facteurs de moussage [27]

Tableau 5: Facteurs de Moussage [27]

TENDANCE DU SYSTEME	VALEUR DU FACTEUR
Non mousseux, Système régulier	1
Moussage modéré	0,85
Moussage élevé	0,73
Moussage sévère	0,6

IV.3. Éléments de base d'une colonne à plateaux

La colonne d'absorption permet de mettre en contact les deux phases afin que le transfert de matière et de chaleur puisse avoir lieu. La « Figure 11 » présente un schéma d'une colonne d'absorption avec des plateaux perforés. La colonne fonctionne à contre-courant, le liquide s'écoule de haut en bas par gravité alors que le gaz, introduit au fond, monte la colonne [16].

Les composantes de base d'une colonne sont :

- **Les plateaux** : lieu de contact des deux phases et de la réalisation du transfert, plusieurs zones sont identifiables sur un plateau « voir Figure 10 » [25,26].
- **L'aire active Aa** : (dite aussi aire de bullage Ab) qui correspond à la zone contenant les éléments permettant l'accès du gaz au plateau (perforations, clapets fixes ou mouvants, cloches/calottes...). Elle constitue la principale aire de contact entre les deux phases [25,26].
- **L'aire perforée** : correspondant à l'aire ouverte du plateau : égale soit à l'aire des perforations Ah soit à l'aire latérale ouverte A_{ouverte} dans le cas des clapets [25,26].
- **L'aire morte** : est l'aire non perforée ou non équipée d'éléments de barbotage située à proximité des parois de la colonne [25,26].

Les déversoirs qui remplissent plusieurs fonctions, la plus évidente étant l'acheminement du liquide d'un plateau à l'autre. La deuxième fonction est celle du dégazage, il permet de séparer les deux phases en évitant ainsi l'envoi d'un gaz plus pauvre vers des étages inférieurs ce qui se traduirait par une baisse d'efficacité. La troisième fonction, assurée en même temps par le barrage de sortie, est d'imposer une garde liquide qui permet l'établissement d'une hauteur de liquide clair sur le plateau suffisant pour effectuer le transfert.

Le barrage de sortie assure une hauteur minimale de liquide clair sur le plateau (à condition qu'il y ait une garde liquide suffisante dans les déversoirs).

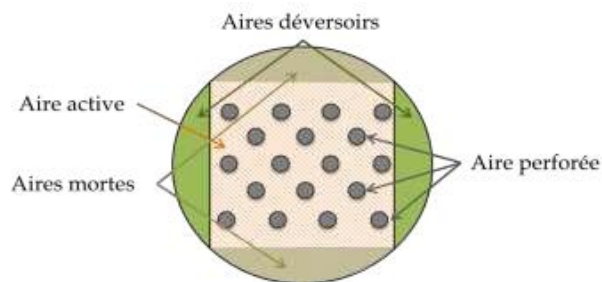


Figure 10 : Schéma des Différentes Aires sur un Plateau.

Au niveau du plateau l'écoulement est à courants croisés : le liquide a un écoulement essentiellement horizontal et le gaz un écoulement essentiellement vertical. La « Figure 12 » schématise un plateau en fonctionnement nominal. Le liquide s'écoule dans le déversoir, parcourt la longueur de passe L_p où se fait le contact gaz/liquide et se déverse par-dessus le barrage de hauteur H_w vers le déversoir suivant où il se désengage du gaz avant d'entrer sur le plateau suivant. Le gaz, monte la colonne verticalement et entre dans la zone de contact diphasique par les clapets de diamètre D_h .

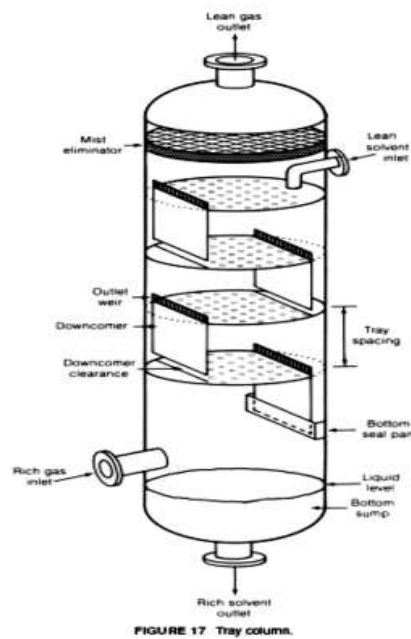


Figure 11 : Schéma d'une Colonne à Plateaux. [26].

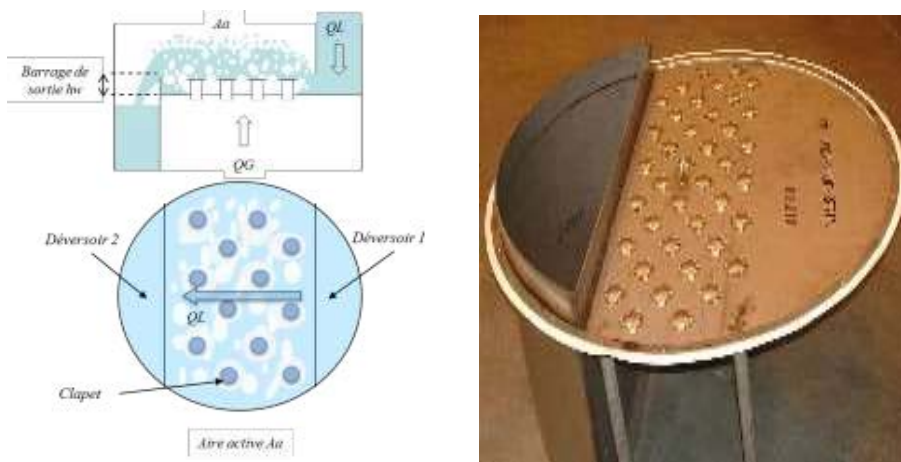


Figure 1: Plateau à Clapets.

IV.4. Le moussage dans les unités de décarbonations à base d'amine (MDEA)

La formation de mousse dans les unités de décarbonation augmente les coûts d'exploitation et réduit l'efficacité du traitement. Lorsque le moussage devient sévère, l'amine est souvent entraînée vers l'unité de traitement en aval de l'unité de décarbonation. Il est communément admis que les hydrocarbures liquides et le sulfure de fer provoquent la formation de mousse. La plupart des traitements reposent principalement sur la filtration au charbon actif et l'ajout d'agent antimousse aux solutions en circulation. Malheureusement, Le plus souvent, après une brève amélioration, le problème s'aggrave [26].

Étant donné que les amines pures ne forment pas de mousses stables, un ou plusieurs composants doivent être présents dans la solution de traitement pour former une mousse persistante. Les contaminants possibles comprennent non seulement les hydrocarbures liquides et le sulfure de fer, mais également les fluides de traitement, les produits de dégradation des amines et les hydrocarbures, ou autres solides en suspension [28].

IV.4.1. Mécanique de la formation et de la stabilité de la mousse

La mousse résulte de l'incorporation mécanique d'un gaz dans un liquide. Le film liquide entoure un volume de gaz créant une bulle. La formation et la stabilité de la bulle dépendent quelque peu des conditions physiques telles que la température et la pression. La mousse dépend principalement des caractéristiques de surface, telles que l'élasticité du film mince, élasticité de la couche gélatineuse, le drainage et la viscosité et la tension superficielle [28]

IV.4.1.1. Tension de surface et tendance à la formation de la mousse

La tension superficielle est une indication de la tendance d'une solution à mousser. La tension superficielle (γ) est une force agissant parallèlement à la surface qui s'oppose à toute tentative d'élargir la surface (A). Le travail requis pour augmenter la surface est appelé énergie libre de surface (G) et dépend des forces cohésives et intermoléculaires dans le liquide : Energie libre de surface, $dG = \gamma dA$ [30].

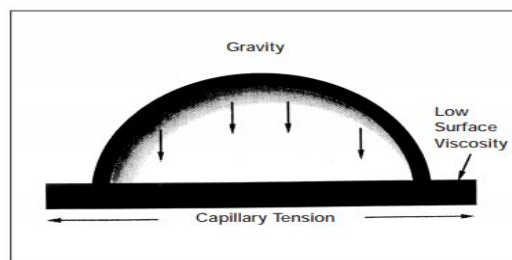


Figure 2: Tension Superficielle

Pour atteindre la surface, les molécules doivent passer de l'intérieur du liquide à la surface. Ce mouvement nécessite des forces telles que les effets dipolaires et la liaison hydrogène. Un liquide non polaire avec une quantité minimale de liaison hydrogène nécessiterait peu de travail pour étendre sa surface. Il en résulte que les hydrocarbures liquides ont une faible tension superficielle et ont une tendance à mousser, alors que les solutions aqueuses d'alcanolamines polaires ont une tension superficielle élevée et ont une tendance à ne pas mousser [30].

IV.4.1.2. Élasticité du couche mince et stabilité de la mousse

Une faible tension superficielle à elle seule ne garantit pas une mousse stable. La nature de la couche de surface est plus importante pour la stabilité de la mousse qu'une simple tension superficielle. Considérons une couche mince qui est un système dynamique qui s'étire et se contracte constamment. Après l'étirement, la section de la couche la plus mince contient moins de liquide et présente une tension superficielle plus élevée. Le liquide a tendance à migrer le long de la paroi de la bulle pour rétablir l'équilibre, entraînant avec lui une couche relativement épaisse de fluide sous-jacent qui restaure l'épaisseur du film « Figure 13 » [30].

Cette capacité à résister à l'amincissement du film est appelée élasticité du film ou l'effet Gibbs-Marangoni, Gibbs définit l'élasticité en termes de tension superficielle (γ) et de surface (A) par la relation :

$$\text{Élasticité, } E = 2A (d\gamma / dA)$$

IV.4.1.3. Formation de la couche gélatineuse et solubilité des hydrocarbures

Les facteurs qui augmentent la solubilité dans les hydrocarbures augmenteront la tendance de la solution à la mousse, tandis que ceux qui augmentent la formation de la couche gélatineuse augmenteront la stabilité de la mousse. La nature gélatineuse de la couche de surface contribue énormément à la stabilité de la mousse, c'est-à-dire qu'elles restent immobiles sous une contrainte de cisaillement jusqu'à ce que la contrainte dépasse une certaine valeur de rendement. Les petites contraintes gravitationnelles et capillaires agissant sur la surface sont généralement moins importantes que la valeur de rendement. Par conséquent, la formation d'une couche plastique ou gélatineuse a un effet stabilisant considérable sur la mousse [30].

Les molécules contenant des hydrocarbures longs non ramifiés et les petites molécules avec des groupes polaires forment des couches superficielles gélatineuses. Les amines secondaires et tertiaires auraient tendance à ne pas mousser ; par conséquent, la stabilité de la mousse est une question discutable dans une solution d'amine propre. Cependant, l'ajout d'une espèce chimique favorise la formation d'une couche gélatineuse. Si une telle solution commence à

mousser, la mousse sera assez stable. L'ajout d'hydrocarbures liquides aux solutions d'amine a été considéré comme la principale cause des problèmes de moussage. Cependant, les hydrocarbures liquides ne feront que réduire la tension superficielle de la solution et augmenteront sa tendance à mousser au point que les hydrocarbures liquides soient plus solubles dans la solution en vrac. Étant donné que les hydrocarbures liquides sont plus solubles dans les amines secondaires et tertiaires, les amines secondaires et tertiaires risquent davantage de mousser en présence d'hydrocarbures liquides [30].

La possibilité de former des couches superficielles gélatineuses signifie également que les mousses d'amines secondaires et tertiaires seront assez stables. Toute espèce chimique qui abaisse la tension superficielle (tendance au moussage accrue) ou favorise la formation de couches gélatineuses (améliore la stabilité de la mousse) peut créer un problème pour la solution de traitement aux amines. Les produits de dégradation d'amine acides font les deux, et puisque les produits de dégradation d'amine acides sont solubles dans la solution de traitement.

IV.4.1.4. Drainage du film et stabilité de la mousse

Les mousses stables s'écoulent lentement. Le drainage du film est un processus par lequel le liquide autour des bulles migre de la paroi cellulaire entre l'intersection des bulles. La géométrie de l'intersection de la bulle entraîne une tension capillaire qui attire le liquide dans les intersections et l'éloigne du mur jusqu'à la rupture de la bulle. L'action capillaire est influencée par les forces externes telles que les forces répulsives de Coulombic, la vitesse de la vapeur et la gravité. Les forces répulsives de Coulombic retardent la formation des intersections de bulles et limitent le drainage. La gravité tend à accélérer le drainage en aval tandis que la vitesse de la vapeur retient le liquide dans la mousse et retarde le drainage [28][30].

IV.4.1.5. Sulfure de fer et viscosité de surface

Le sulfure de fer est produit par la réaction de H_2S dans le gaz d'alimentation avec le fer contenu dans le matériau de construction de l'unité ou par des oxydes de fer apportés avec le gaz d'alimentation en petite quantités. La « *Figure 15* » est une microphotographie d'une solution montrant des particules de sulfure de fer dont la taille est principalement inférieure au micron. Les particules de sulfure de fer sont si petites qu'elles restent en suspension indéfiniment. Ils se concentreront sur la surface du liquide en formant un réseau dans le film autour des bulles. Cela augmentera la viscosité de surface et retardera la migration du liquide qui fluidifie les parois des bulles [28].

De plus, le caractère dipolaire du sulfure de fer augmente la répulsion coulombique de bulles de mousse individuelles afin de retarder davantage le drainage « *Figure 14* ».

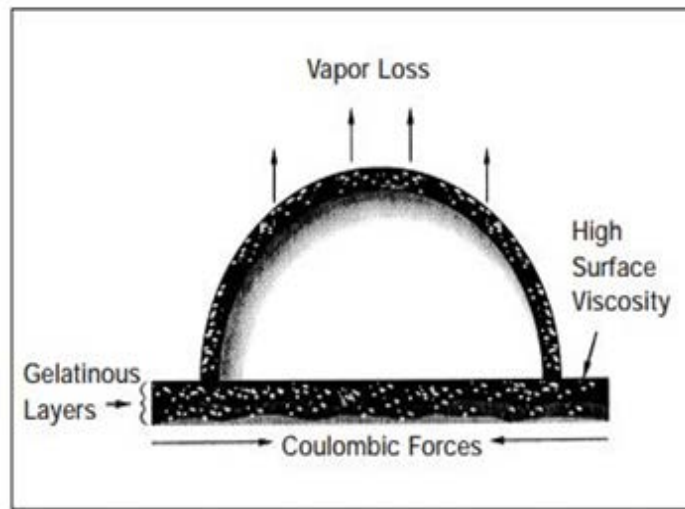


Figure 3: Force Coulombique

Si le sulfure de fer se concentre dans la solution, il peut former des dépôts qui peuvent se fixer aux orifices du vaisseau et limiter le débit de gaz. Les restrictions causées par ces dépôts augmentent la vitesse de la vapeur à travers la colonne. L'augmentation de la vitesse de vapeur limite davantage le drainage et améliore la stabilité de la mousse.

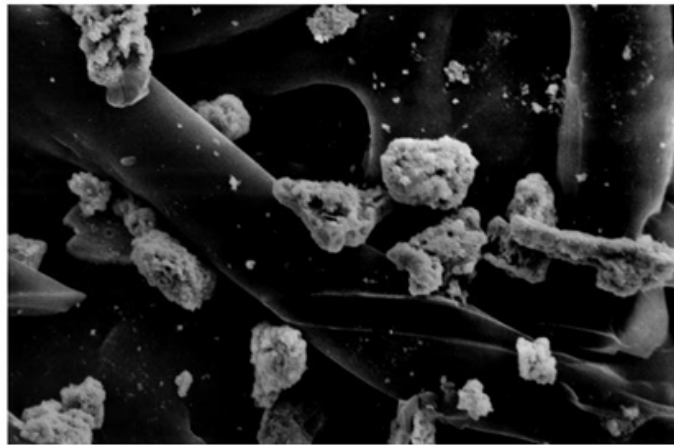


Figure 15 : Microphotographie des Particules de Sulfure de Fer

IV.4.2. Contaminants

Les solutions d'amines pures ne forment pas de mousses stables. Afin de former une mousse stable, certains autres composants doivent être présents dans la solution de traitement. Il existe deux catégories de contaminants, ceux qui sont ajoutés à la solution et ceux qui sont créés dans la solution [30][31].

Les contaminants ajoutés incluent :

- ☞ Les hydrocarbures liquides,
- ☞ Les fluides de traitement de puits,
- ☞ L'inhibiteur de corrosion,
- ☞ Particules et lubrifiants sous forme d'aérosols.

Les contaminants créés dans la solution de traitement comprennent :

- ☞ Les produits de dégradation des amines basiques et acides,
- ☞ Le sulfure de fer et les oxydes de fer (Hydroxydes).
- ☞ **Chaque contaminant peut avoir un impact sur la tendance et la stabilité de la mousse.**

Chapitre V

Test de moussage et Analyse de Gaz

V. Test de moussage et Analyse de Gaz

V.1.Portée de l'étude

Durant notre période de travail, nous avons étudié le problème de la formation de mousse dans l'unité de décarbonatation, en particulier la colonne d'absorption, généralement ce type d'unité est conçu en utilisant des corrélations fiables issues des unités pilotes qui sont des corrélations majoritairement empiriques. Mais par fois leur utilisation à l'échelle industrielle montre une divergence importante entre l'unité pilote et l'unité sur site. Une meilleure compréhension des phénomènes physiques ainsi qu'une identification des paramètres importants pour l'étude est donc requise [26].

Dans ce contexte, le présent travail a comme objectif principal d'étudier les causes exactes de, la formation de mousse, aussi la compréhension de l'effet des paramètres hydrodynamiques sur la formation de mousse dans le cas des plateaux à clapets.

En utilisant les données sur terrain, notre étude expérimentale s'articule sur les trois points suivants :

- Test de moussage avec plusieurs effluents issus de l'unité.
- Analyses chromatographiques en phase gazeuse (CPG) du gaz d'alimentation, et étude de l'enveloppe des phases de ce dernier.
- Analyses du comportement hydrodynamique et le profil de la température de la colonne d'absorption.

V.2.Descriptions des divers Effluents

Nous avons effectué une série de tests de moussage sur la solution d'amine (Pauvre et Riche) en circulation, en notant que l'amine pauvre « en CO₂ » c'est l'amine régénérée, et l'amine riche est l'amine contaminé par divers effluents de l'unité, ci-dessous une brève description des effluents utilisés durant le test de moussage les résultats des tests sont regroupés ci-dessous dans le « Tableau 6 ».

V.2.1. L'amine utilisée durant l'étude (UCARSOL AP 802)

L'amine utilisée dans l'unité de décarbonatation de la région d'Ohanet, est l'UCARSOL AP 802 neuve est à base de MDEA (DOW CHEMICALS), et c'est un fluide de couleur paille sans suspension solides et de bonne clarté. « Figure 16 ».

La « Figure 17 » représente l'UCARSOL AP 802 pauvre (en circulation après régénération), la couleur jaune pâle est dû probablement à une contamination au sulfure de fer dispersé en solution [31].



Figure 1: UCARSOL AP 802 neuve



Figure 2: UCARSOL AP-802 pauvre
(En circulation après régénération)



Figure 3: Fluides issue des séparateurs d'admission - Usine d'Ohanet



Figure 4: Inhibiteur de Corrosion ECM 54 A



Figure 5: Anti-mousse UCRASOL GT10

V.2.2. Liquides hydrocarbures

La «Figure 18», montre l'apparence des différents fluides à ajouter à l'échantillon d'amine afin de déterminer leur effet sur la formation et la stabilité de la mousse.

Le 1^{er} flacon sur la gauche : l'eau de V-302 (Slug Catcher), couleur blanc.

Le 2^{ème} flacon sur la gauche : le condensat du F-302, liquide jaune clair.

Le 3^{ème} flacon sur la gauche : la phase aqueuse du séparateur de gaz d'alimentation V-506

Le 4^{ème} flacon sur la gauche : la décharge d'eau du filtre séparateur de gaz d'alimentation F-504

V.2.3. Inhibiteur de corrosion

L'inhibiteur de corrosion ECM 54A « Figure 19 » est utilisé en dehors du complexe gazier dans le réseau de collecte de puits pour préserver l'intégrité de ce dernier. Des recherches ont montré que certains inhibiteurs de corrosion contribuent à transformer l'amine en un agent moussant puissant, et avec une certaine concentration de l'inhibiteur la tendance au moussage serait incontrôlable [28][31].

V.2.4. Antimousse UCRASOL GT10

Nous avons également capturé des échantillons de l'antimousse actuellement utilisés sur site UCRASOL GT10 « Figure 20 » c'est un produit blanc crémeux à base de poly-glycol et silicone qui est utilisé pour la destruction rapide de mousse.

V.3. Teste de moussage avec les divers contaminants

Les tests de moussages ont été effectués avec l'appareillage illustré dans la « Figure 21 » et « Figure 22 », c'est un tube en verre spécialement fabriqué avec un fond en céramique qui permet une distribution uniforme des bulles d'air. Lorsqu'un débit d'air traverse le tube est de 3 à 5 litre/min, la solution à l'intérieur du tube devient une mousse. Nous mesurons la hauteur de la mousse par rapport à la hauteur initiale du liquide, puis, une fois la source d'air déconnectée, nous mesurons le temps jusqu'à la pause (le temps nécessaire pour que les bulles disparaissent). Ce test nous donnera alors une indication non seulement de la tendance à la formation de mousse, mais également de la stabilité de la mousse.

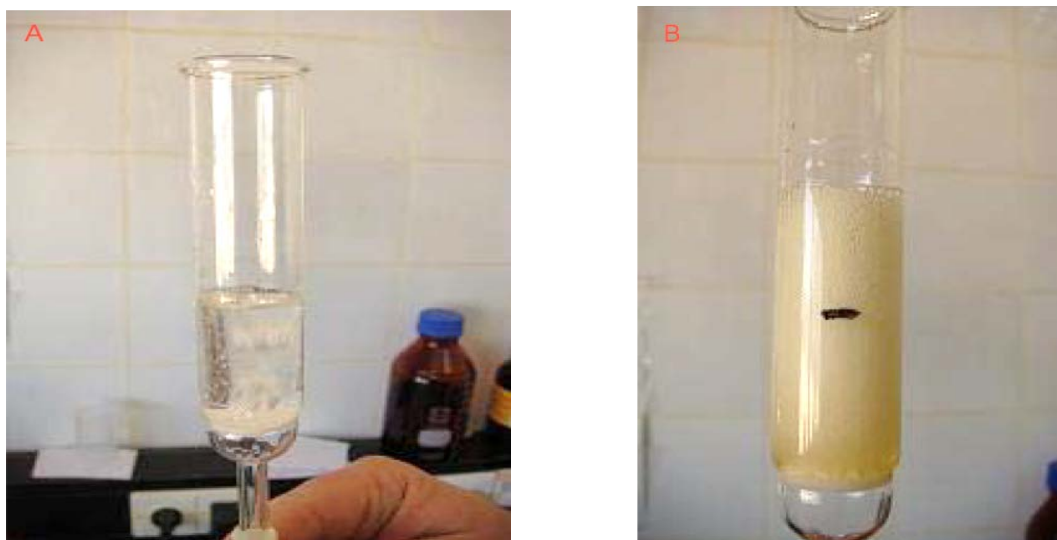


Figure 6: Équipement de Test de Moussage

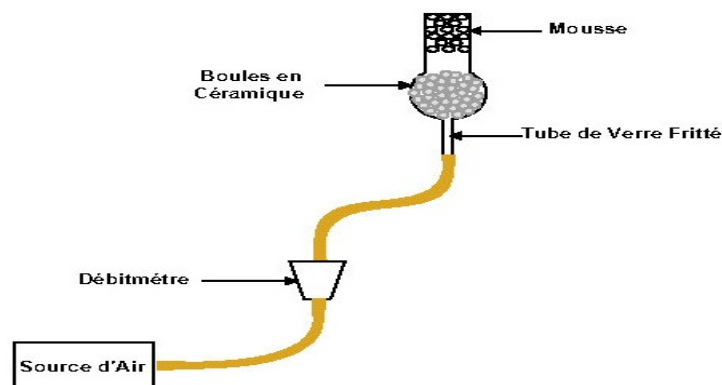


Figure 7: Schéma d'Équipement Test de Moussage

V.3.1. Discussion des résultats

Test Amine Neuve (UCARSOL AP-802) sans contaminant

En premier lieu, les amines neuve ne devraient avoir aucune tendance à la formation de mousse, ce qui était effectivement le cas « Figure 21 A », dû à la tension superficielle élevée qui réduit la tendance au moussage et une viscosité faible que favorise l'augmentation de drainage, donc réduit la stabilité de la mousse.

Test Amine Pauvre sans contaminant

Les échantillons prélevés d'amine pauvre ont montré une très faible tendance à la formation de mousse « Figure 23 » il y a une couche minimale de bulles. Le trait noir représente la hauteur initiale du liquide dans l'échantillon. Le temps de pause pour que les bulles reviennent à l'état initial était 2 secondes seulement « Tableau 6 »



Figure 8: Test de moussage d'amine Pauvre sans contaminant

Test Amine pauvre avec les Hydrocarbures

Le test d'amine pauvre avec les hydrocarbures du séparateur V-302 et le filtre du séparateur F-504 montre une tendance modérément moussante « Figure 24 ». Le temps de stabilité de la mousse a augmenté mais reste raisonnable (<20 secondes). Compte tenu de la présence d'aromatiques BTEX dans le gaz d'alimentation.



Figure 9: Test de moussage d'amine pauvre avec hydrocarbures F-504

Test d'amine pauvre avec l'inhibiteur de corrosion

L'ajout de l'inhibiteur de corrosion a entraîné une augmentation sévère de la tendance au moussage, la « Figure 25 » montre le débordement du tube après quelques secondes de barbotage, et l'amine claire reste dans le fond du tube. La mousse résultante était très stable avec un temps de pause plus de 5 minutes.

La mousse disparaît très rapidement dans 9 secondes, après l'ajout de l'antimousse UCARSOL GT10.

A la lumière de ces résultats, le problème de moussage dû à la présence de l'inhibiteur de corrosion est combattu dans l'immédiat par l'ajout d'un antimousse au premier signe d'une augmentation de la pression différentielle dans l'absorbeur T-501.



Figure 10: Test de moussage d'amine pauvre avec l'Inhibiteur de Corrosion ECM 54A

Les résultats de tests de moussage sont regroupés dans le tableau ci-dessous :

Tableau 1: Résultats de Tests de Moussage

ÉCHANTILLONS	SOLUTION	HAUTEUR	STABILITE
01	Amine neuve	0 mm	0 sec
02	Anti-mousse neuve	0 mm	0 sec
03	Amine Pauvre	Très fine mousse	2 sec
04	Amine pauvre + HC (V-503)	10 mm	8 sec
05	Amine pauvre + HC (V-302)	20 mm	20 sec
06	Amine pauvre + IC	Débordement de la mousse	5 min Très stable
07	Amine pauvre +IC+AM	12 mm	9 sec
08	Amine pauvre + HC (F-504)	14 mm	10 sec
HC : Hydrocarbure liquide IC : Inhibiteur de corrosion AM : Anti-Mousse			

V.4. Analyses chromatographiques en phase gazeuse (CPG) du gaz d'alimentation

Compte tenu du problème de formation de mousse dans l'unité de décarbonatation, il est indispensable d'analyser la courbe d'enveloppe des phases pour le gaz d'alimentation, pour savoir la température exacte de condensation des hydrocarbures.

Les hydrocarbures condensés réduisent la tension superficielle de l'amine et deviennent une source de moussage dans la colonne d'absorption, donc il faut garder à tout pris l'alimentation à l'état vapeur.

Les résultats d'analyses du gaz seront utilisés pour la simulation via le simulateur ASPEN HYSYS© V10, afin d'étudier les paramètres de fonctionnement de la colonne, et établir l'enveloppe des phases du gaz traité.

Tableau 2: Les résultats d'analyses chromatographiques en phase gazeuse (CPG) du gaz d'alimentation

COMPOSANTS	ÉCHANTILLONS					MOYENNE ACTUELLE
	1 ^{er} Jours	1 ^{er} Jours	2 ^{eme} Jours	2 ^{eme} Jours	3 ^{eme} Jours	
	08H00	15H00	07H15	14H55	14H55	
CO2	3,076	3,0781	3,0782	3,0313	3,0703	3,0757
H2S	0		0	0	0	0
Méthane	83,4758	83,3204	83,3149	81,4883	83,094	83,3013
Éthane	7,6902	7,6846	7,686	7,7297	7,6777	7,6846
Propane	2,8973	2,9244	2,8978	3,0781	2,9078	2,9068
n-Butane	0,8112	0,8118	0,8846	1,036	0,8983	0,8515
i-Butane	0,3308	0,3373	0,3941	0,4319	0,3975	0,3649
n-pentane	0,281	0,2979	0,299	0,4543	0,3284	0,3016
i-pentane	0,2622	0,2653	0,2662	0,3703	0,2827	0,2691
n-Hexane	0,281	0,2909	0,2889	0,6359	0,3542	0,3038
n-Heptane	0,1404	0,1583	0,1492	0,514	0,1783	0,1566
n-Octane	0,0386	0,0516	0,0382	0,2506	0,0629	0,0478
n-Nonane	0,003	0,0039	0,0028	0,0387	0,0062	0,004
n-Décane	0,001	0,0016	0,0004	0,025	0,0062	0,0023
Benzène	0,0097	0,0109	0,0113	0,0256	0,014	0,0115
Toluène	0,0224	0,0264	0,0221	0,1117	0,0359	0,0267
Éthyle-benzènes	0,0111	0,0121	0,01	0,0766	0,0168	0,0125
Xylène	0,0078	0,0071	0,0052	0,0703	0,0124	0,0081
Nitrogène	0,6602	0,717	0,6511	0,6313	0,6564	0,6712
Total	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000	100,000

Tableau 3: Paramètre Gaz d'alimentation Unité 500

PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT	1 ^{ER} JOURS		2 ^{EME} JOURS		3 ^{EME} JOURS
	08H30	15H00	07H15	14H55	14H55
Débit Tonnes/ heures	70	70	100	125	150
Pression Bars	58.6	58.49	58.61	59.12	58.75
Température °C	50.7	53.3	50.5	52.8	51.6

D'après les résultats ci-dessus en déduit que :

- ☞ La teneur en CO₂ du Gaz d'alimentation est constante, quel que soit le débit de gaz entrant dans l'unité de traitement.
- ☞ La Composition moyenne du gaz d'alimentation indique la présence d'une quantité considérable de composants aromatiques (BTEX), ils sont très solubles dans les solutions d'amines (notamment les solutions à base de MDEA) et se comportent comme des composants polaires dû à leur structure moléculaire et augmentent la tendance à la formation de mousse avec l'amine en circulation [35][36].

V.4.1. Etude de l'enveloppe des phases de la charge d'alimentation (gaz non traité)

Les résultats d'analyses obtenus montrent un changement de composition par rapport au design (voir le tableau 9).

Tableau 4: Comparaison entre la composition du cas design et le cas actuel

COMPOSANTS	COMPOSITION DESIGN	COMPOSITION ACTUEL
CO2	3.3640	3,0757
H2S	-	-
Méthane	83,5803	83,3013
Ethane	7,3668	7,6846
Propane	2,7850	2,9068
n-Butane	2,0663	0,8515
i-Butane	-	0,3649
n-pentane	-	0,3016
i-pentane	-	0,2691
n-Hexane	-	0,3038
n-Heptane	-	0,1566
n-Octane	-	0,0478
n-Nonane	-	0,004
n-Décane	-	0,0023
Benzène	-	0,0115
Toluène	-	0,0267
Ethylbenzene	-	0,0125
Xylène	-	0,0081
Nitrogène	0,6588	0,6712
Total	100,000	100,000

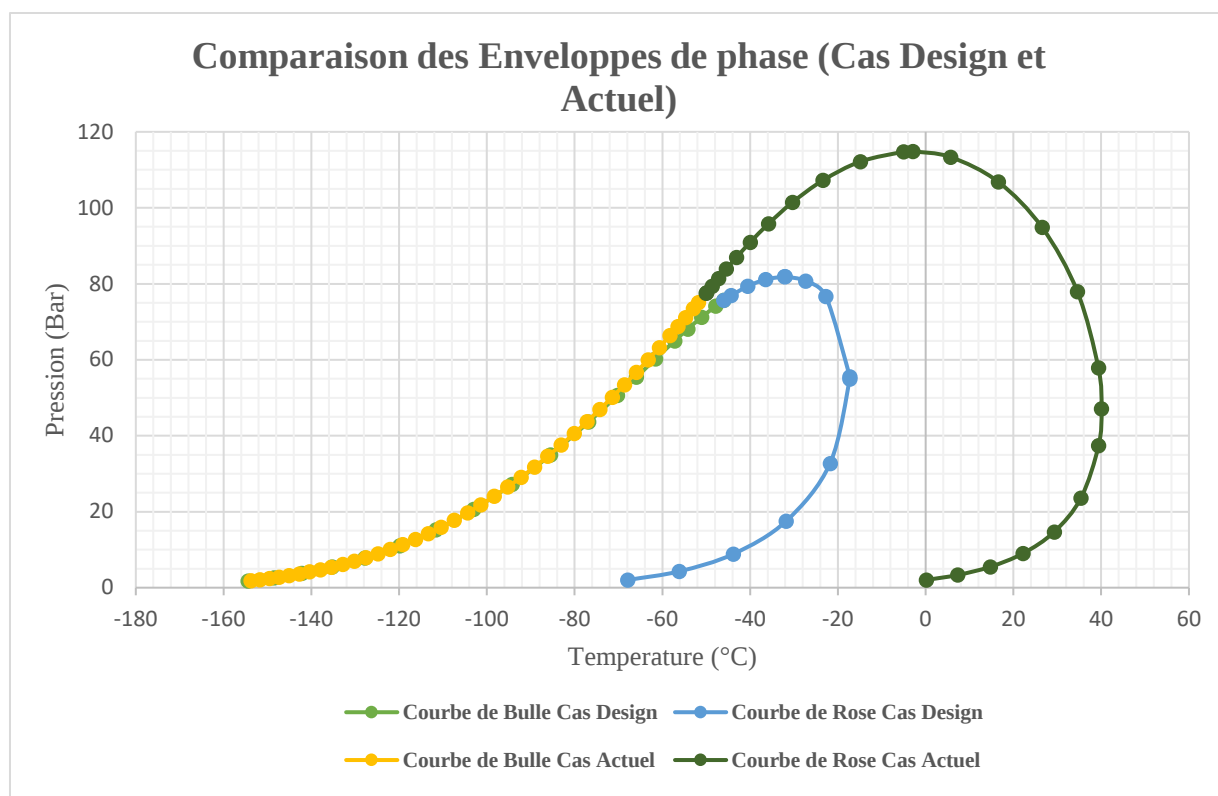


Figure 11: Enveloppes de phases (Cas Design et Actuel)

Tableau 5: Quantités Hydrocarbures Liquide pour chaque cas (conditions Actuels)

Débit (t/h)	70	100	125	150	340
Température (C°) entrée colonne d'absorption	53,3	50,5	52,9	51,6	42,6
Pression (Barg)	58,49	58,61	59,15	58,75	67,8
Quantité Liquide (kg/h)	-	-	-	-	-

Tableau 6: Quantité Hydrocarbure Liquide pour chaque cas (point de rosée)

Débit (t/h)	70	100	125	150	340
Température (C°) entrée colonne d'absorption	38,85	38,84	38,76	38,82	37,17
Pression (Barg)	58,49	58,61	59,15	58,75	67,8
Quantité Liquide (kg/h)	20,526	29.290	36,424	43,876	90,982

V.4.2. Discussion des résultats

La charge de l'alimentation de la colonne d'absorption restera à l'état vapeur temps que la température du gaz d'alimentation est maintenue au-dessus de la température du point de rosée du mélange « voir Tableau 8 ». D'après l'enveloppe des phases :

- D'après les courbes de rosées des mélange design et du mélange actuel (en bleu et verte respectivement), on peut remarquer qu'il y a un écart entre les deux courbes. La température de rosée est de -17.4 °C pour le mélange design et 38.85 °C pour le mélange actuel et cela pour une pression de 58.75 barg, soit une différence de 56 °C
- Aussi la température ambiante peut s'élever à plus de 50 °C en période estivale et peut atteindre -5 °C en période hivernale. Cette variation a une influence directe sur la température de la charge d'entrée de la colonne d'absorption, où la température peut baisser au-delà de la température de rosée durant la période hivernale.
- Le tableau 10 nous présente les paramètres de fonctionnement (débit, pression et température) pour cinq débits, en peut en déduire qu'il n'y aura pas de condensation d'hydrocarbures tant que la température du gaz d'alimentation reste supérieure à 39°C.
- Le tableau 11 nous montre la quantité liquide qui va être condensé pour chaque cas si la température passe en dessous des 39 °C.

V.4.3. Conclusion

La présence d'hydrocarbures aromatiques dans la phase vapeur dans l'alimentation est un contributeur à la formation de mousse dû à leur structure moléculaire.

Les composants BTEX sont connus pour être plus solubles dans les solutions alcanolamines et cela par rapport aux hydrocarbures saturés tels que l'hexane, les composants BTEX ne sont pas des hydrocarbures 'polaires', mais leur structure cyclique chargée amène la molécule à agir de manière polaire, ce qui signifie qu'elle affecte les propriétés de surface de l'amine de manière à augmenter la tendance au moussage.

Le gaz d'alimentation doit être introduit dans la colonne d'absorption à une température supérieure au point de rosée d'hydrocarbure pour éviter la présence de la phase d'hydrocarbure liquide à l'entrée de cette dernière, pour éviter la formation de mousse.

Chapitre VI

Simulation du système aminé Ohanet Unit 500

VI. Simulation du système aminé Ohanet Unit 500

VI.1. Simulation de la colonne à différent débits de gaz d'alimentation

Les données d'analyses du gaz d'alimentation, ainsi que les paramètres de fonctionnement durant le test de l'unité de traitement, ont été exploitées pour modéliser l'unité de décarbonatation en utilisant le logiciel **ASPEN HYSYS® V10**.

ASPEN HYSYS® est un simulateur de procédés chimiques utilisé pour la modélisation mathématique des procédés chimiques, que ce soit pour les opérations unitaires ou les installations chimiques complètes tel que les raffineries. **ASPEN HYSYS®** est capable d'effectuer de nombreux calculs de base en génie chimique, y compris ceux qui concernent le bilan massique, le bilan énergétique, l'équilibre vapeur-liquide, le transfert de chaleur, le transfert de masse, la cinétique chimique, le fractionnement et la perte de charge [32].

ASPEN HYSYS® est largement utilisé dans l'industrie et les universités pour la simulation dynamique et en régime permanent, la conception des procédés, la modélisation et l'optimisation et l'analyse du comportement hydrodynamique des colonnes de distillation ou d'absorption [33].

L'étude du comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption est nécessaire pour mieux comprendre les causes et les conditions de formation de la mousse c. -à-d. qu'une colonne peut fonctionner dans le domaine de l'engorgement sévère à cause de la formation de mousse dans le déversoir de cette dernière [27].

Pour simuler le comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption, il est nécessaire de prendre en considération les dimensions de la colonne d'absorption tel que le diamètre, nombre de plateaux, hauteurs de déversoir, surface active (Tableau 12).

La simulation a été faite pour quatre (04) débits de gaz d'alimentation, 70 t/h, 100 t/h, 125 t/h et 150 t/h. Les données du tableau ci-dessous de la colonne ont été utilisées pour fournir une évaluation précise de la capacité de la colonne d'absorption à répondre aux exigences du procédé.

Tableau 1: Paramètres de dimensionnement de la colonne d'absorption

PARAMETRE DE LA COLONNE	COLONNE D'ABSORPTION T-501
Diamètre intérieur (mm)	3200
Nombre de plateaux	20
Espace entre les plateaux (mm)	610
Type de clapet	A-1
Nombre de clapets par plateau	825
Nombre de passes	2
Hauteur du barrage (mm)	60
Déversoir	50
Surface de la colonne (m ²)	8,04
Surface active de colonne (m ²)	6,61

VI.1.1.Hypothèses de modélisation de l'unité de décarbonatation

Pour établir un modèle proche au cas réel, et plus simple pour converger de l'unité de décarbonatation sur le simulateur **ASPEN HYSYS® V10** « Figure 27 », nous avons fait quelques hypothèses et suppositions :

- 1- Nous avons utilisé un mélange de MDEA et Pipérazine (39.6% MDEA en masse, 0,4% Pipérazine en masse), et cela pour simuler l'effet de l'amine en circulation (**UCARSOL AP-802**).
- 2- L'efficacité de séparation des plateaux que ce soit pour la colonne d'absorption ou de régénération est égale à 100 %, c. -à-d. la valeur par défaut sur le simulateur.
- 3- Le modèle thermodynamique utiliser pour la modélisation de l'unité sur le simulateur est le « *Acid Gas - Chemical Solvents* », qui est basée sur le modèle e-NRTL de pour la thermodynamique des solutions électrolytiques [23].
- 4- Nous n'avons pas inclus la section de lavage à l'eau distillé (lavage du gaz traité sortant de la colonne d'absorption avec l'eau distillé), et cela pour simplifier le modèle.

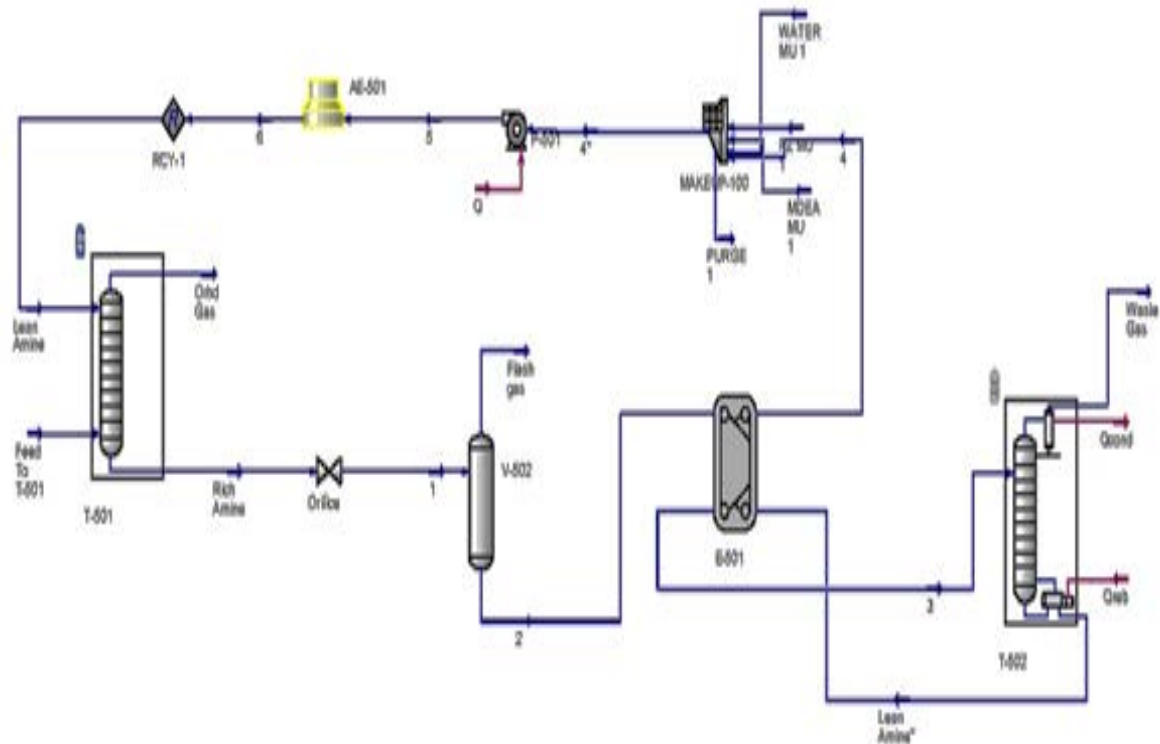


Figure 1: Schéma de l'unité de Décarbonatation ASPEN HYSYS©

VI.1.2.La simulation pour un débit de 70 t/h

Les résultats de la simulation de l'unité de décarbonatation pour un débit de gaz à traiter de 70 t/h sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau 2: Conditions opérationnelles - Débit de gaz d'alimentation de 70 t/h

PARAMETRES	MESURE	SIMULE	RECOMMANDE
Facteur de moussage	-	0.73	
Concentration massique MDEA	-	39.6%	30-50%
Concentration massique Pipérazine	-	0,40%	
Température amine pauvre (Entré T-501)	59,9°C	59,9 °C	
Débit amine pauvre (Entré T-501)	70 m ³ /h	69,8 m ³ /h	50 m ³ /h
Température amine Riche (Sortie T-501)	67,8 °C	64,7 °C	
Débit de gaz (Entré T-501)	70 t/h	70 t/h	
Température de gaz (Entré T-501)	53,3 °C	53,3 °C	
Pression de gaz (Entré T-501)	58,5 Barg	58,5 Barg	
Teneur molaire en CO ₂ (Entré T-501)	3,08%	3,08%	
Teneur molaire en CO ₂ (Sortie T-501)	0,74%	0,66%	
Température de gaz (Sortie T-501)	68,4 °C	69,4 °C	
Engorgement	-	20,46	20-80%
Perte de charge	119 mbar	121,7 mbar	

D'après les résultats obtenus en remarque que :

1. Les données de simulation concordent bien avec les données mesurées sur site, ce qui signifie que la modélisation de l'unité est validée avec une précision acceptable. Les graphiques suivants montrent le profil d'élimination du CO₂ et le profil de température dans la colonne d'absorption.

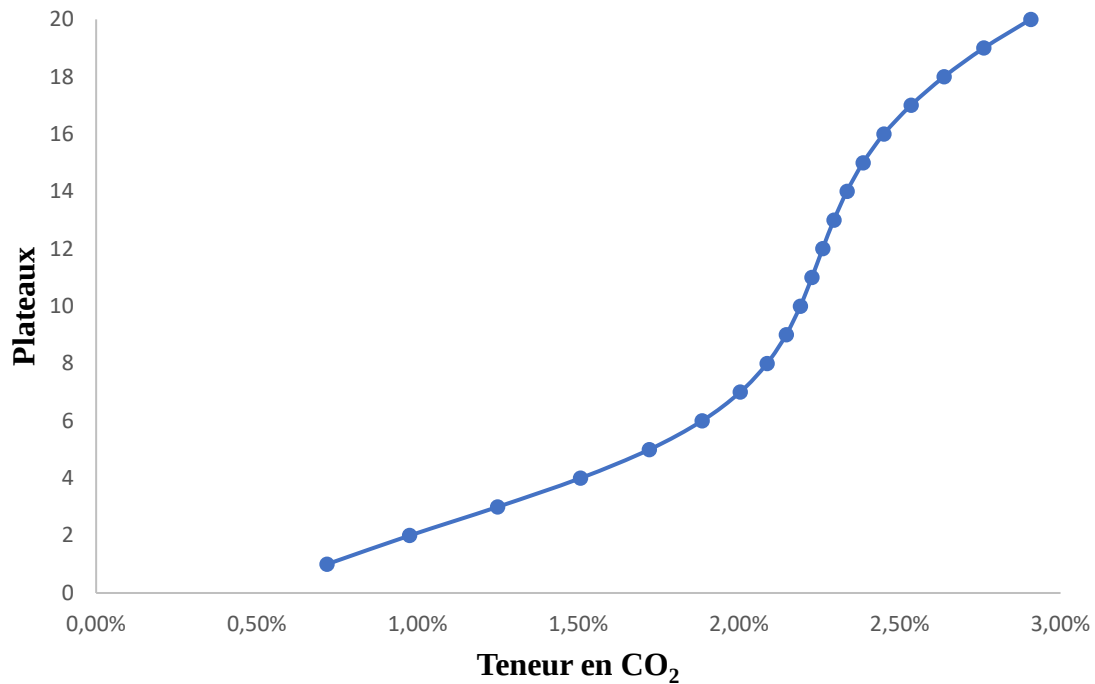


Figure 2: Profil de teneur CO₂ pour un débit de 70 t/h

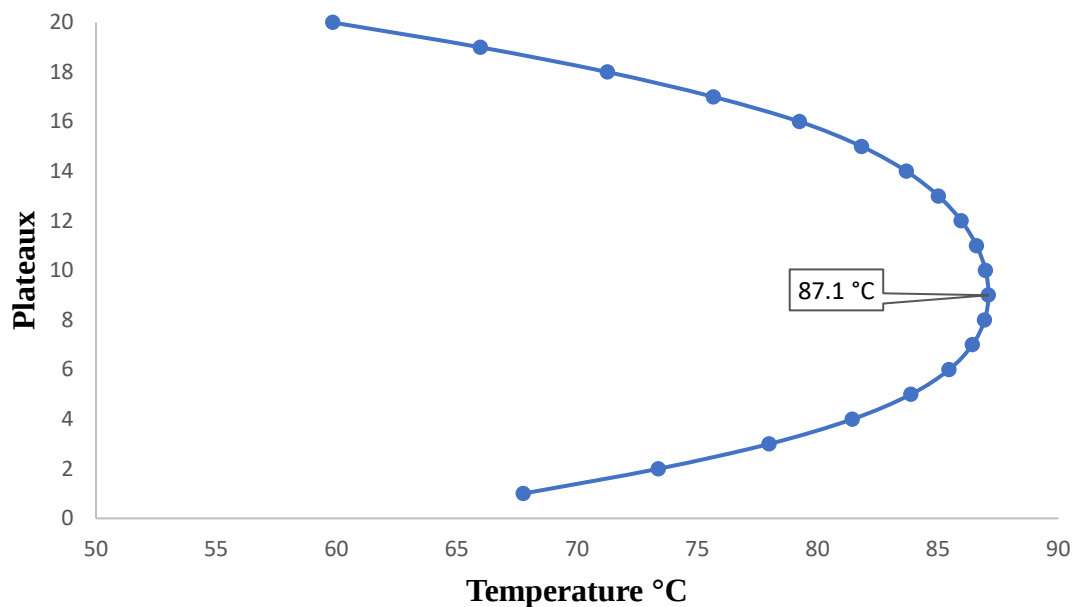


Figure 3: Profil de Température pour un débit de 70 t/h

2. Les deux graphes décrivent bien ce qui se passe à l'intérieur de la colonne, il semble que l'amine élimine peu de CO_2 dans les 3^{ème} ou 4^{ème} plateaux, puis il n'y a pratiquement pas d'élimination jusqu'à ce que le gaz atteigne le 6^{ème} plateau. On remarque aussi que la zone de faible absorption correspond à l'augmentation excessive de la température dans la colonne d'absorption. Plus de la moitié des plateaux dépassent la température de 80 °C, cette température est supérieure à celle conseillée par le constructeur (75 °C), et peut favoriser la corrosion dans la colonne [34]. (NB. La numérotation des plateaux de la colonne commence de haut en bas). La déshydratation en aval peut être aussi perturbée par cette température élevée, puisque la teneur en H_2O du gaz traité va augmenter avec une température élevée (voir figure 26).
3. L'écart de température entre le gaz d'alimentation et l'amine pauvre en circulation est de 6,6 °C, cet écart reste toujours dans l'intervalle recommandé par le constructeur qui est entre 5-7 °C.

Le comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption T-501 est également simulé, et cela pour un débit de 70 t/h, voir la figure ci-dessous :

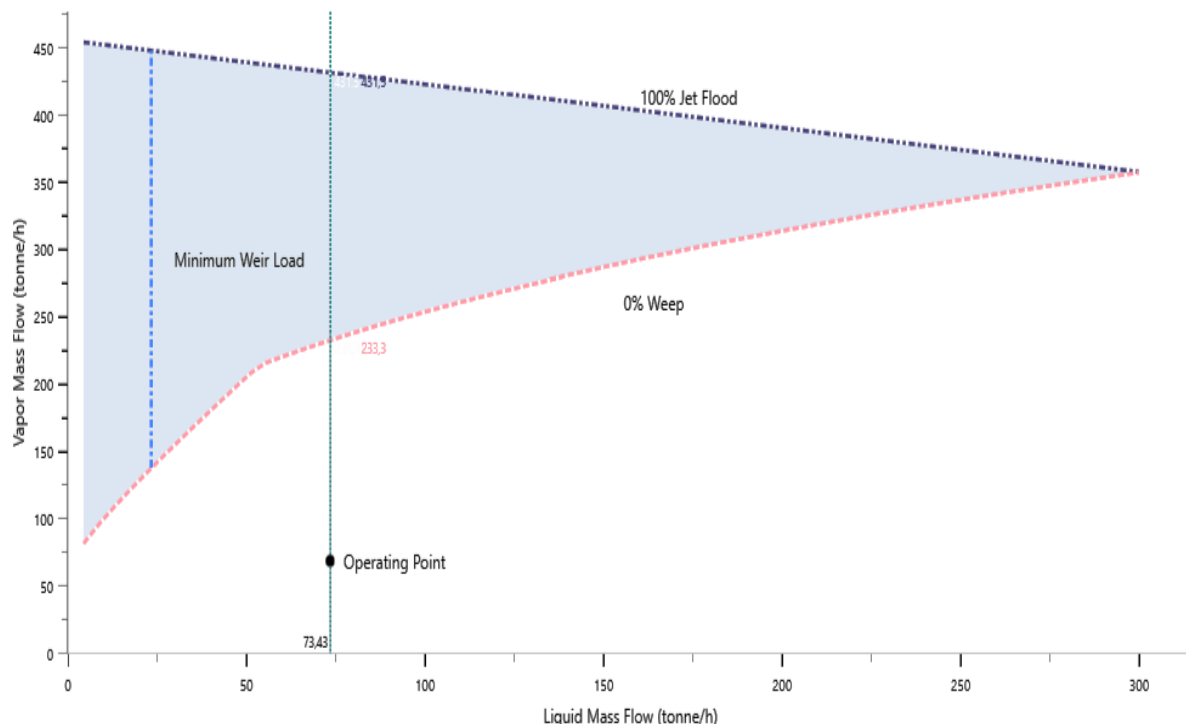


Figure 4: comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption T-501 (70 t/h)

D'après les résultats obtenus en remarque que :

1. La perte de charge à travers la colonne d'absorption T-501 est estimée à 121 mbar et la valeur mesurée sur site est 119 mbar.
2. D'après la « Figure 30 » en remarque que la colonne avec les paramètres actuels est très loin de son point optimal de fonctionnement et subit un pleurage sévère au niveau de tous ces plateaux, aussi d'après la « Figure 30 » Le fonctionnement avec des débits de gaz plus élevés assurera un meilleur comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption.

VI.1.3.La simulation pour un débit de 100 t/h

Les résultats de la simulation de l'unité de décarbonatation pour un débit de gaz à traiter de 100 t/h sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau 3: Conditions opérationnelles - Débit de gaz d'alimentation de 100 t / h

PARAMETRES	MESURE	SIMULE	RECOMMANDE
Facteur de moussage	-	0.73	
Concentration massique MDEA	-	39.6%	30-50%
Concentration massique Pipérazine	-	0.4%	
Température amine pauvre (Entré T-501)	64.8 °C	64.8	
Débit amine pauvre (Entré T-501)	77 m ³ /h	77 m ³ /h	
Température amine Riche (Sortie T-501)	61.5 °C	58.5 °C	
Débit de gaz (Entré T-501)	100 t/h	100t/h	
Température de gaz (Entré T-501)	50.5 °C		
Pression de gaz (Entré T-501)	58.61 Barg	58.61 Barg	
Teneur molaire en CO ₂ (Entré T-501)	3.078%	3.078%	
Teneur molaire en CO ₂ (Sortie T-501)	0.993%	0.900%	
Température de gaz (Sortie T-501)	76.1 °C	75.88 °C	
Engorgement	-	26%	20-80%
Perte de charge	118 mbar	128 mbar	

D'après les résultats obtenus en remarque que :

1. La teneur en CO₂ simulée et mesurée sur site, reste validée avec l'augmentation de débit. Il semblerait que la concentration 0.4% en masse de l'activateur pipérazine est une hypothèse raisonnable.
2. La température de sortie de la colonne d'absorption indique que le profil d'absorption est correctement simulé par le simulateur comme s'est présenté dans les figures ci-dessous.

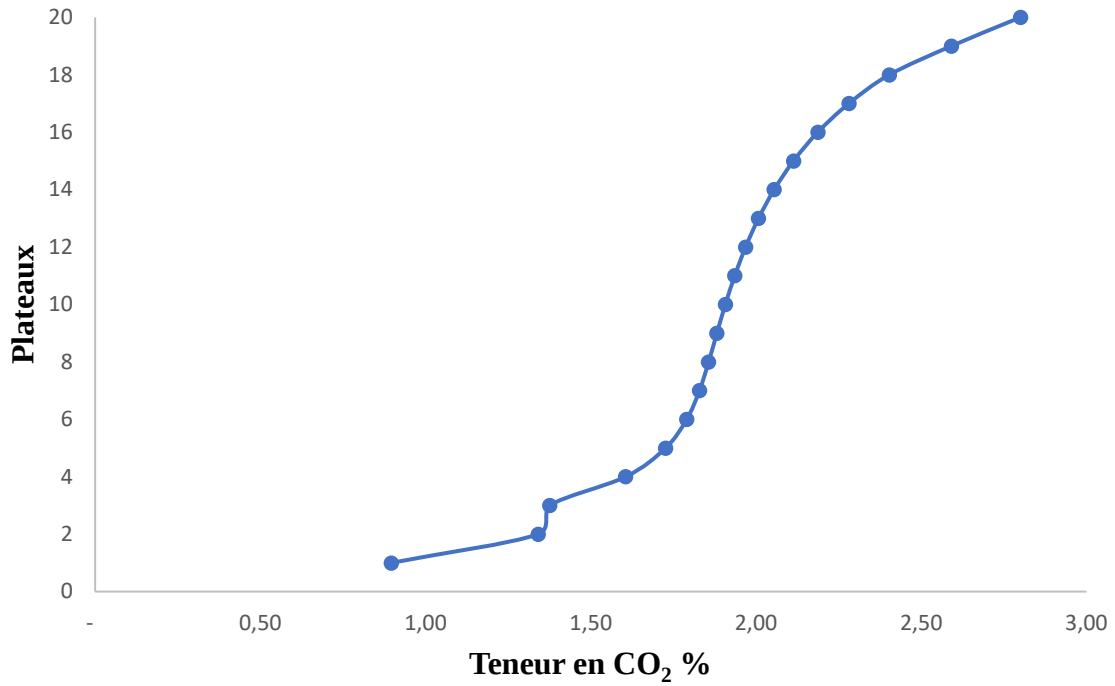


Figure 5: Profil de teneur en CO₂ avec un débit de 100 t/h

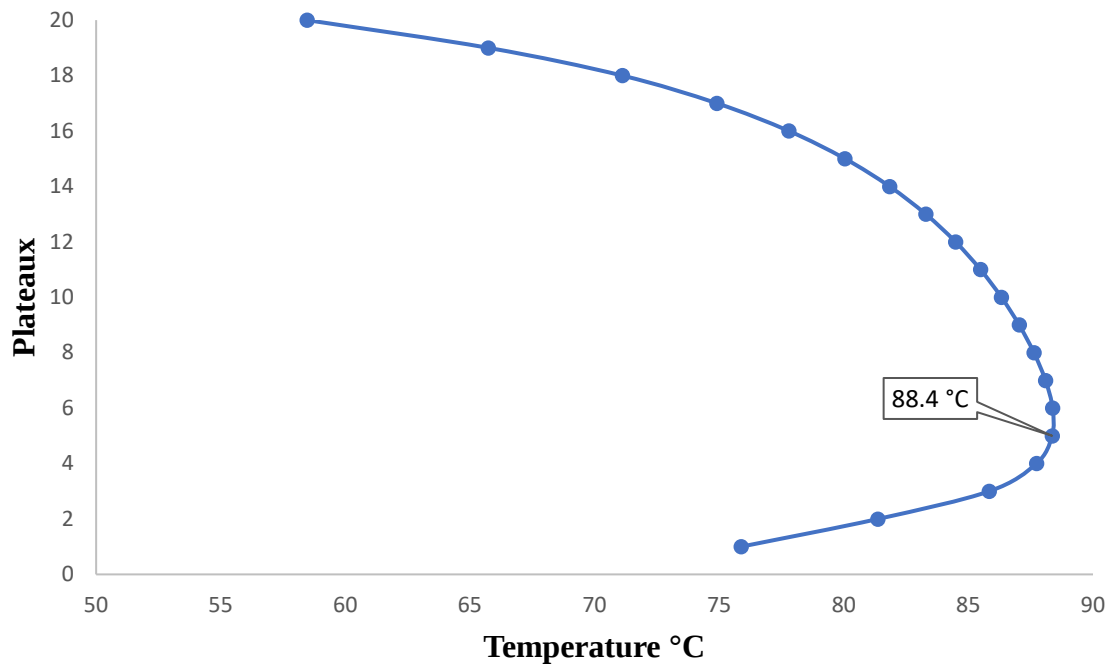


Figure 6: Profil de température avec un débit de 100 t/h

3. Faible absorption dans les plateaux du milieu de la colonne.
4. La température reste toujours au-dessus de 75 ° C.

Le comportement hydrodynamique de colonne d'absorption T-501 est également simulé, et cela pour un débit de 100 t/h, voir la figure ci-dessous :

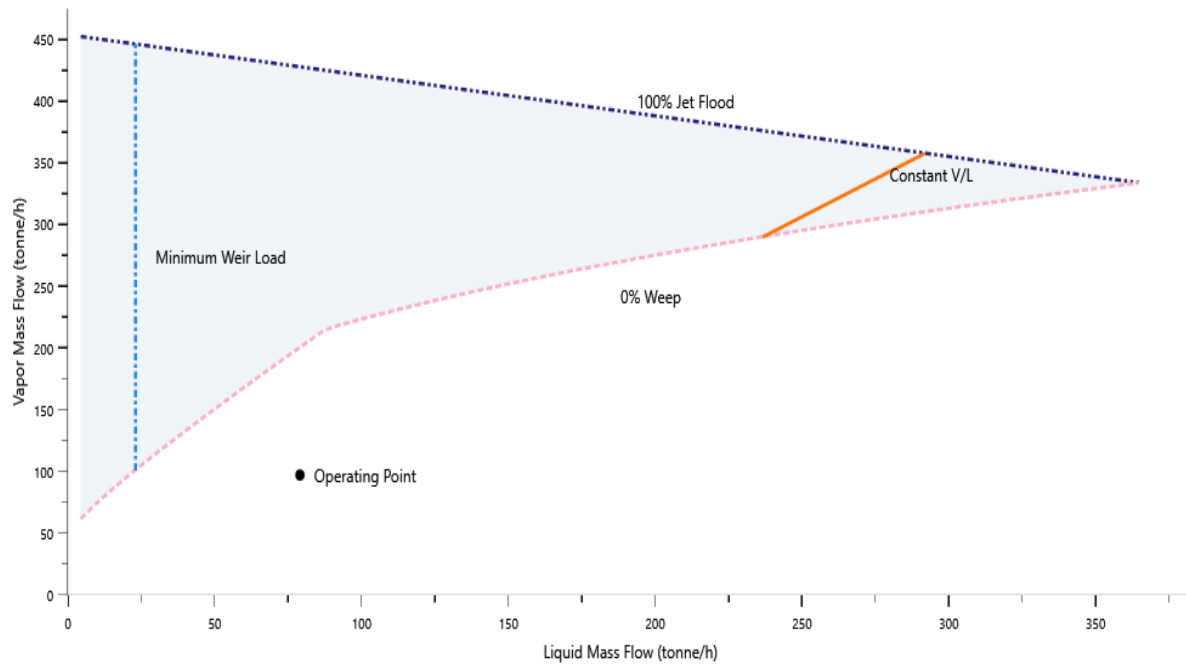


Figure 7: Comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption T-501

D'après les résultats du comportement hydrodynamique obtenus en remarque que :

1. La chute de pression à travers la colonne d'absorption T-501 est estimée à 120 mbar inférieur à la valeur mesurée 128 mbar.
2. Les paramètres actuels de fonctionnement d'après la « Figure 33 » montrent que la colonne est dans le domaine de pleurage sévère au niveau de tous les plateaux.

VI.1.4. La simulation pour un débit de 125 t/h

Les résultats de la simulation de l'unité de décarbonatation pour un débit de gaz à traiter de 125 t/h sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau 4: Conditions opérationnelles - Débit de gaz d'alimentation de 125 t/h

PARAMETRES	MESURE	SIMULE	RECOMMANDE
Facteur de moussage	-	0.73	
Concentration massique MDEA	-	39.6%	30.50%
Concentration massique Pipérazine	-	0.4%	
Température amine pauvre (Entré T-501)	75.1 °C	75.1 °C	
Débit amine pauvre (Entré T-501)	105 m ³ /h	105 m ³ /h	
Température amine Riche (Sortie T-501)	65.3 °C	63.10 °C	
Débit de gaz (Entré T-501)	125t/h	125t/h	
Température de gaz (Entré T-501)	52.9 °C	52.9 °C	
Pression de gaz (Entré T-501)	59.15 Barg	59.15 Barg	
Teneur molaire en CO ₂ (Entré T-501)	3.078%	3.078%	
Teneur molaire en CO ₂ (Sortie T-501)	0.993%	0.980%	
Température de gaz (Sortie T-501)	83.6 °C	83.08 °C	
Engorgement	-	35%	20-80%
Perte de charge	124 mbar	132 mbar	

D'après les résultats obtenus on peut remarquer que ;

1. Les températures et les compositions sont correctement prédites. Les figures suivantes présentent le profil d'élimination du CO₂ attendu et le profil de température dans colonne d'absorption lors du traitement de 125 t/h de gaz d'alimentation.

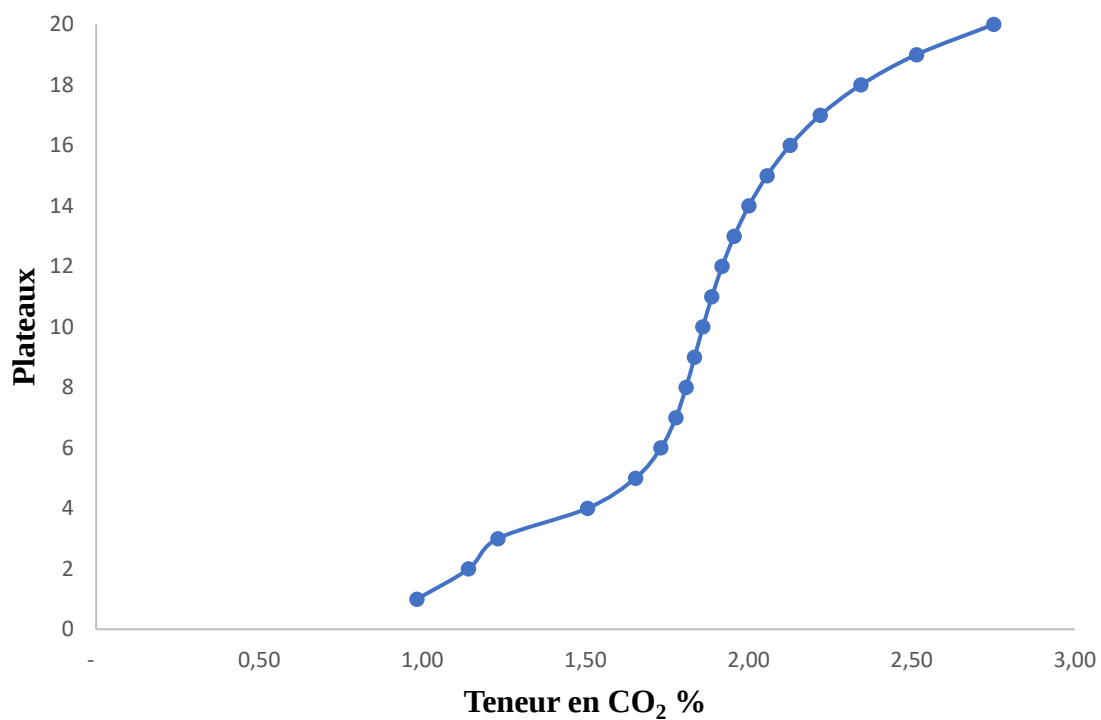


Figure 8: Profil de la teneur en CO₂ avec un débit de 125 t/h

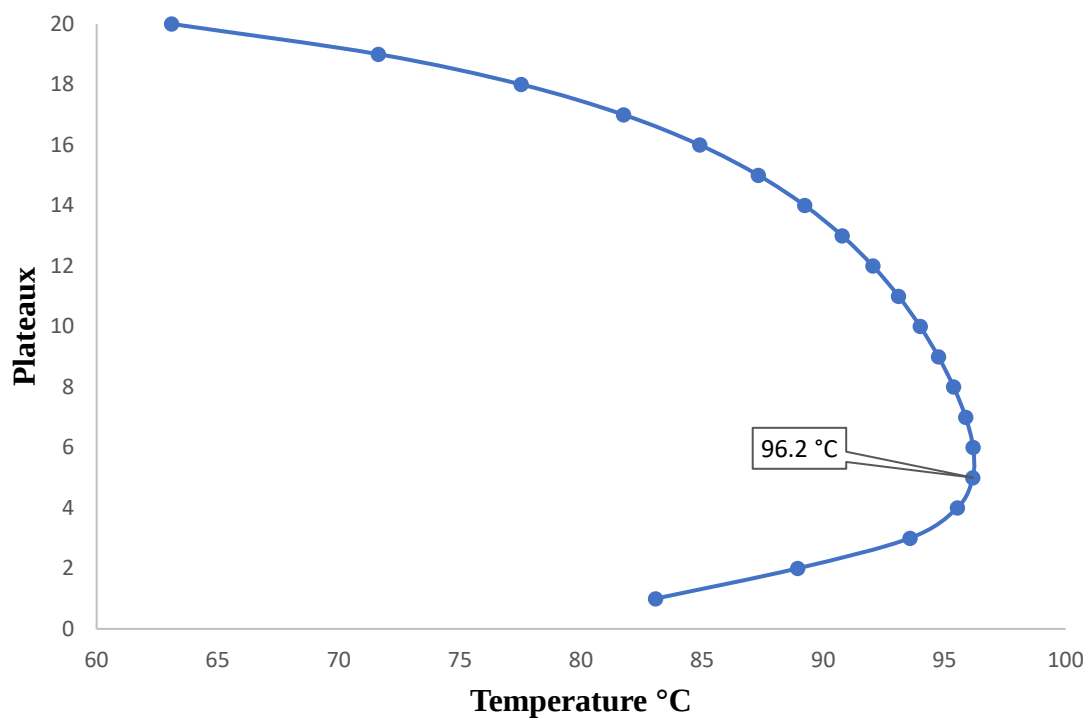


Figure 9: Profil de la température avec un débit de 125 t/h

2. Le profil d'absorption des plateaux intermédiaires présente une augmentation de la température qui dépasse 95 °C, Afin de réduire cette température, il faut procéder au refroidissement de l'amine en circulation, sinon cette installation va subir une corrosion très agressive.
3. La différence de température entre l'amine pauvre et le gaz traité est de 8,5 °C. Cette température élevée du gaz traité est un signe de forte absorption dans la colonne d'absorption.

Le comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption T-501 est également simulé pour un débit de 125 t/h et présenté dans la figure ci-dessous.

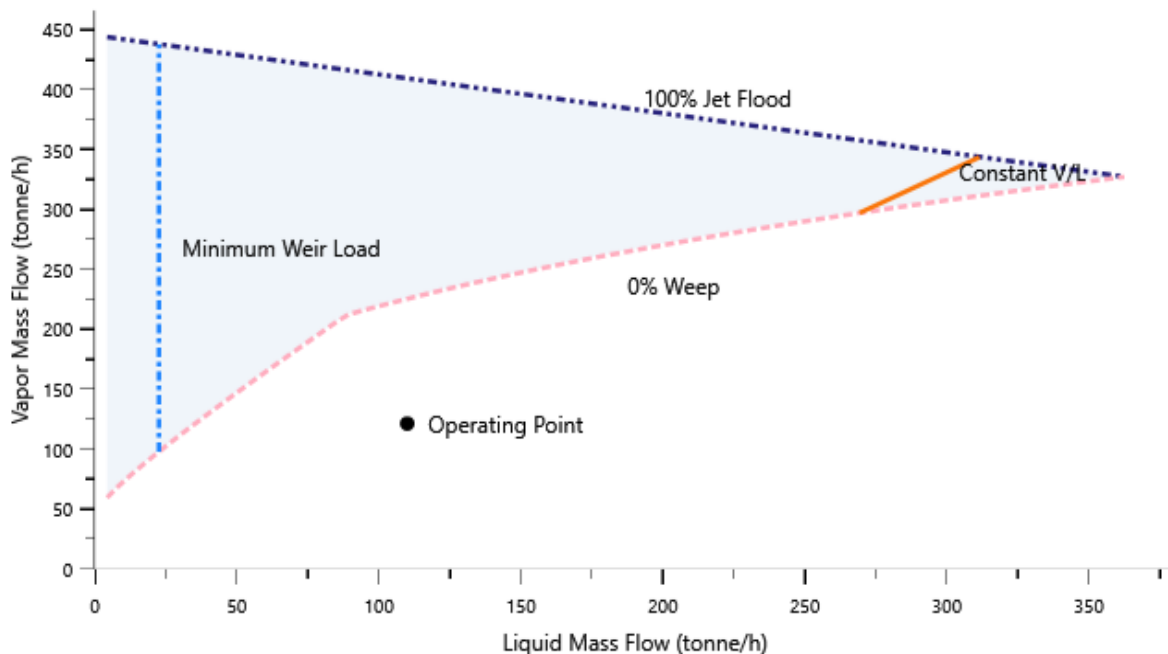


Figure 10: Comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption T-501

D'après la figure 36, une chute de pression à travers la colonne d'absorption T-501 a été constatée de 124 mbar, par contre la valeur mesurée sur site est de 132 mbar. On peut remarquer que la colonne reste en pleurage au niveau de tous ces plateaux avec les paramètres de fonctionnement actuels malgré l'augmentation de débit en 125 t/h.

VI.1.5. La simulation pour un débit de 150 t/h

Les résultats de la simulation de l'unité de décarbonatation pour un débit de gaz à traiter de 150 t/h sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau 5: Conditions opérationnelles - Débit de gaz d'alimentation de 150 t/h

PARAMETRES	MESURE	SIMULE	RECOMMANDE
Facteur de moussage	-	0.73	
Concentration massique MDEA	-	39.6%	30-50%
Concentration massique Pipérazine	-	0.4%	
Température amine pauvre (Entré T-501)	66.4 °C	66.4 °C	
Débit amine pauvre (Entré T-501)	125 m ³ /h	125 m ³ /h	
Température amine Riche (Sortie T-501)	64.1 °C	60.5 °C	
Débit de gaz (Entré T-501)	150 t/h	150 t/h	
Température de gaz (Entré T-501)	51.6 °C	51.6 °C	
Pression de gaz (Entré T-501)	58.75 Barg	58.75 Barg	
Teneur molaire en CO ₂ (Entré T-501)	3.078%	3.078%	
Teneur molaire en CO ₂ (Sortie T-501)	1.093%	0.960%	
Température de gaz (Sortie T-501)	76.0 °C	76.26 °C	
Engorgement		43%	
Perte de charge	134 mbar	136 mbar	

D'après les résultats obtenus en remarque que ;

1. Le simulateur a prédit avec précision la capacité de traitement sur toute la plage allant de 70 t/h à 150 t/h. Les figures suivantes présentent le profil d'élimination du CO₂ attendu et le profil de température dans la colonne d'absorption.

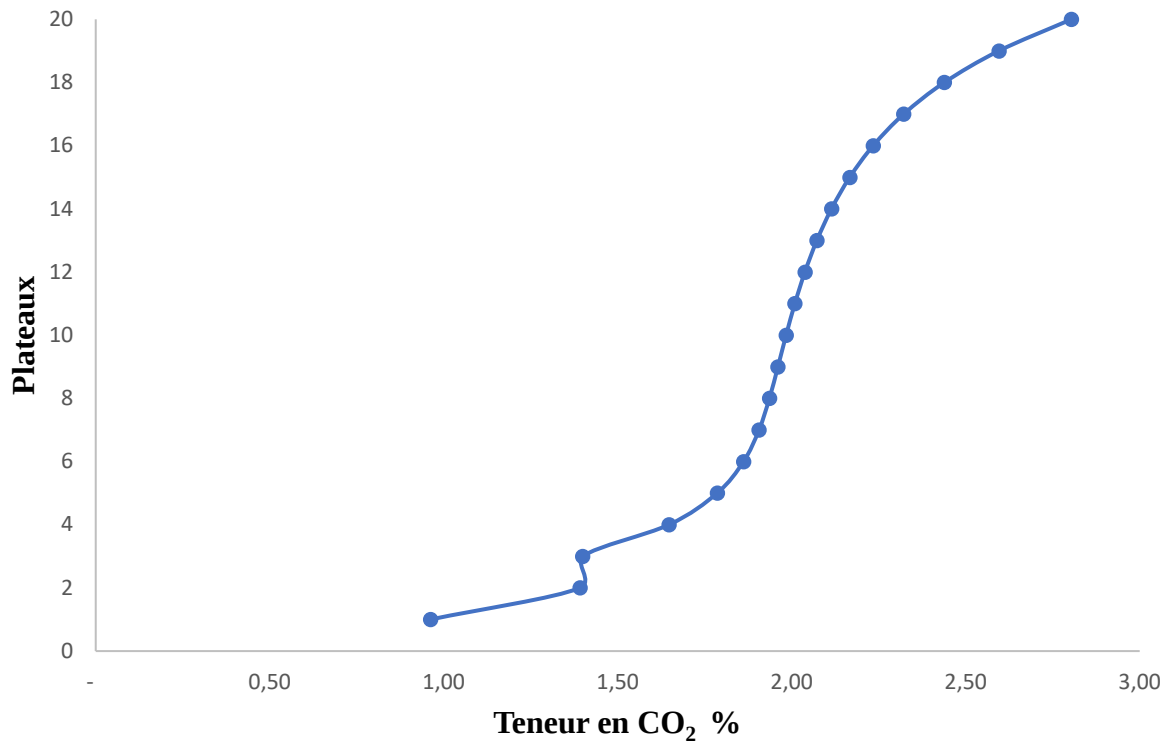


Figure 11: Profil de la Teneur en CO₂ avec un débit de 150 t/h

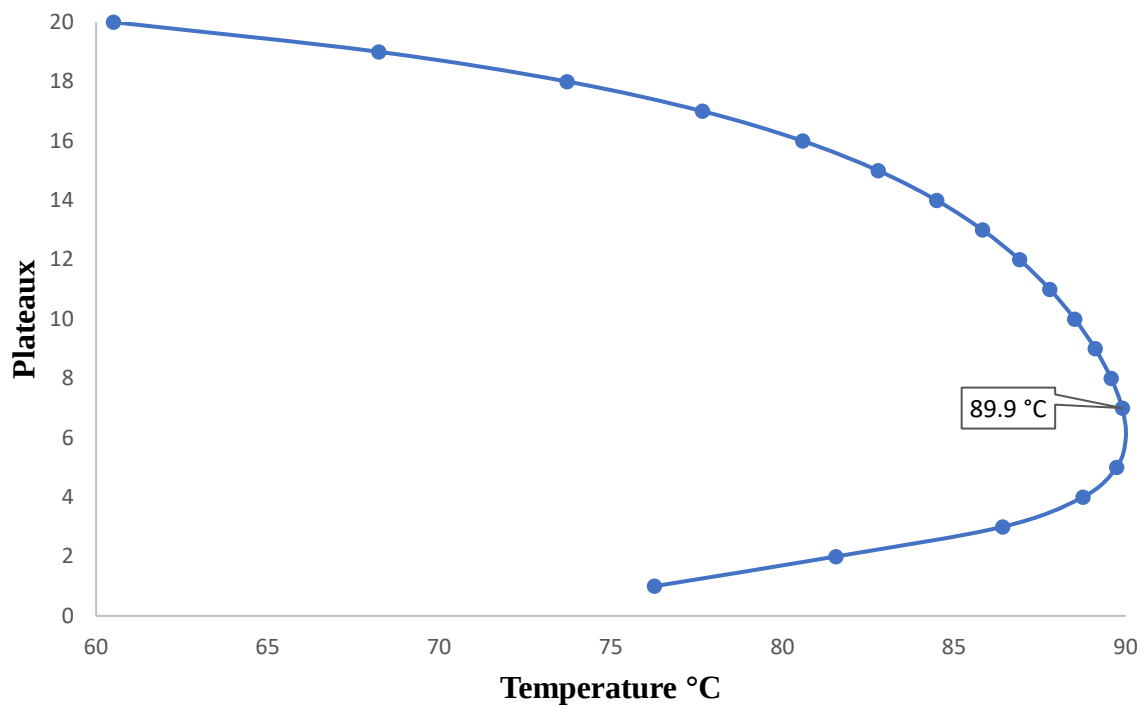


Figure 12: Profil de température avec un débit de 150 t/h

2. Les graphiques continuent à être cohérents et il y aura toujours un problème avec l'augmentation de la température dans la colonne d'absorption surtout près de la moitié de la colonne où elle fonctionne à une température supérieure à 85 °C. Les risques d'attaque de CO₂ sur les parois de la colonne sont donc élevés.

Le comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption T-501 est également simulé et cela pour un débit de 150 t/h, voir la figure ci-dessous :

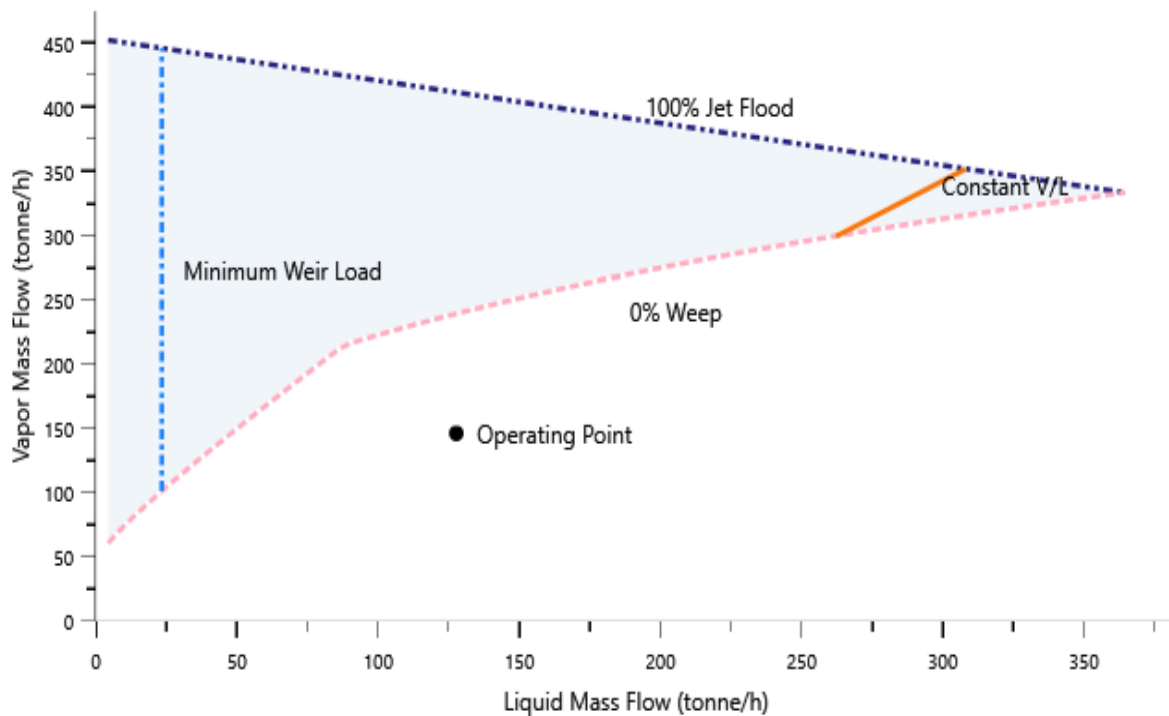


Figure 13: Comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption T-501

1. La chute de pression à travers la colonne d'absorption T-501 est estimée de 136 mbar et la valeur mesurée sur site est 134 mbar.
2. La colonne reste dans le domaine de pleurage au niveau de tous ces plateaux avec les paramètres de fonctionnement actuels malgré l'augmentation de débit en 150 t/h.

VI.2. Dimensionnement de la nouvelle colonne d'absorption T-501

Les résultats des tests de formation de mousse et les analyses de la composition de la charge actuelles et l'analyse de son enveloppe de phase, nous ont montré que le système actuel a une tendance au moussage sévère surtout en présence de l'inhibiteur de corrosion, aussi l'étude du comportement hydrodynamique de la colonne a montré qu'elle fonctionne dans le domaine du pleurage et avec une température très élevés par rapport à ce qu'il est conseiller par le constructeur.

Donc pour remédier à ce problème nous allons étudier la possibilité de changé l'actuels 20 plateaux de la colonne d'absorption par un garnissage structuré, et voir s'il y a une amélioration du comportement hydrodynamique de la colonne même avec un système qui a une tendance sévère au moussage, alors pour dimensionner la nouvelle colonne en garnissage :

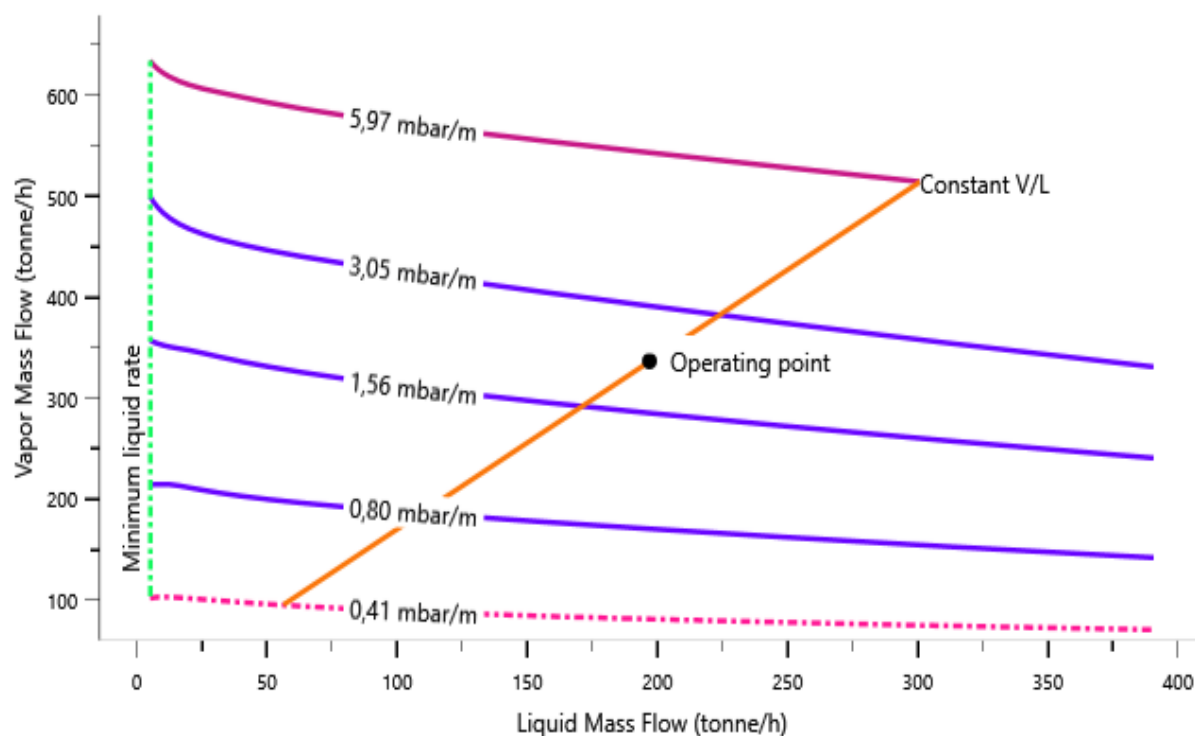
1. En va garder le même diamètre de la colonne actuelle.
2. Réduire le facteur de moussage de notre système actuel de 0.73 (Cette valeur est recommandée par le constructeur Koch-Glitsch pour les unités de décarbonatation à base d'amine) à 0.60 (tendance au moussage sévère).
3. Nous avons choisi les caractéristiques de la colonne à garnissage (Tableau 18), à partir de la base de données du simulateur **ASPEN HYSYS© V10**.

Tableau 6: caractéristique du garnissage proposé

Type de plateaux	Nom commercial	Type	Matière	HETP	Constructeur
Garnissage	FLEXIPAC© 250 X	Structuré	Métallique	10 m	Koch-Glitsch

Tableau 18 : Résultats de simulation des deux type colonne d'absorption

PARAMETRES	PLATEAUX	GARNISSAGE
Diamètre de la colonne	3.2 m	3.2 m
Facteur de moussage	0.60	0.60
Concentration massique MDEA	39.6%	39.6%
Concentration massique Pipérazine	0.4%	0.4%
Température amine pauvre (Entré T-501)	57.1 °C	57.1 °C
Débit amine pauvre (Entré T-501)	191.6 m3/h	192.8 m3/h
Température amine Riche (Sortie T-501)	51.85 °C	51.97 °C
Débit design de gaz (Entré T-501)	340 t/h	340 t/h
Température de gaz (Entré T-501)	51.6 °C	51.6 °C
Pression de gaz (Entré T-501)	58.75 Barg	58.75 Barg
Teneur molaire en CO2 (Entré T-501)	3.08 %	3.08 %
Teneur molaire en CO2 (Sortie T-501)	1.86 %	1.89 %
Température de gaz (Sortie T-501)	65.21 °C	64.86 °C
Engorgement	102.8 %	64 %
Perte de charge	191.6 mbar	68 mbar


Figure 14: Comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption T-501 avec garnissage

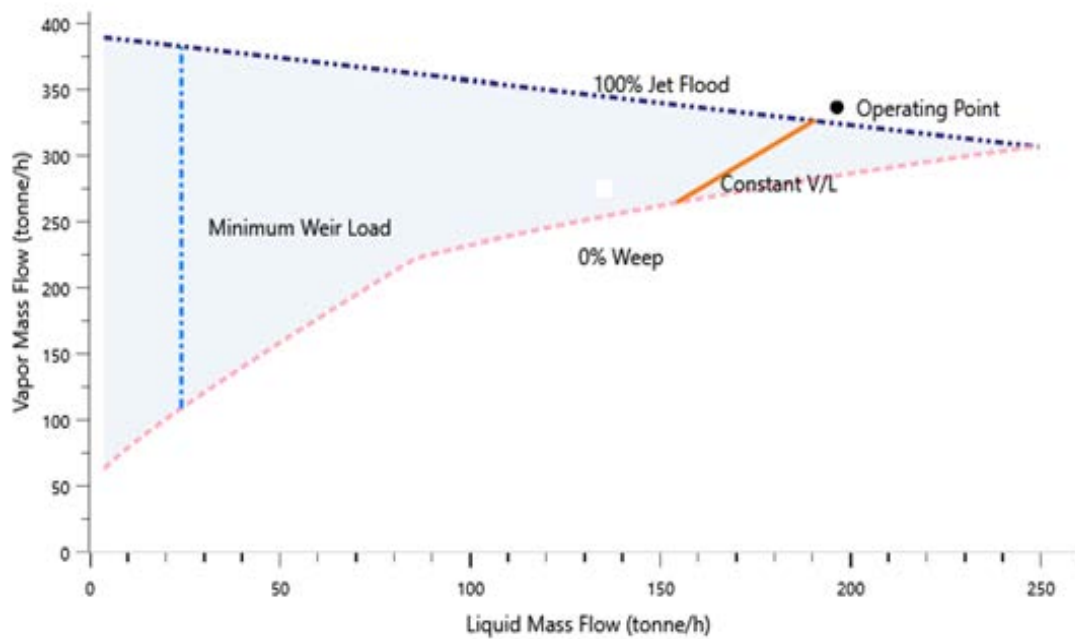


Figure 15: Comportement hydrodynamique de la colonne d'absorption T-501 avec des plateaux à Clapets

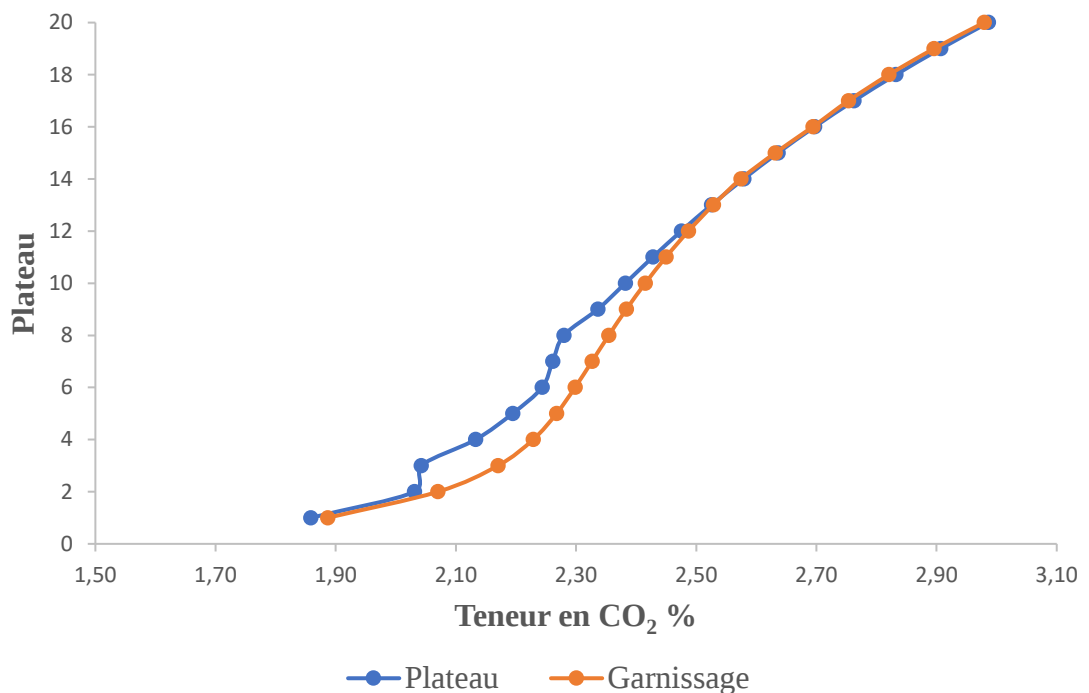


Figure 16: Comparaison entre les profils de la teneur en CO₂

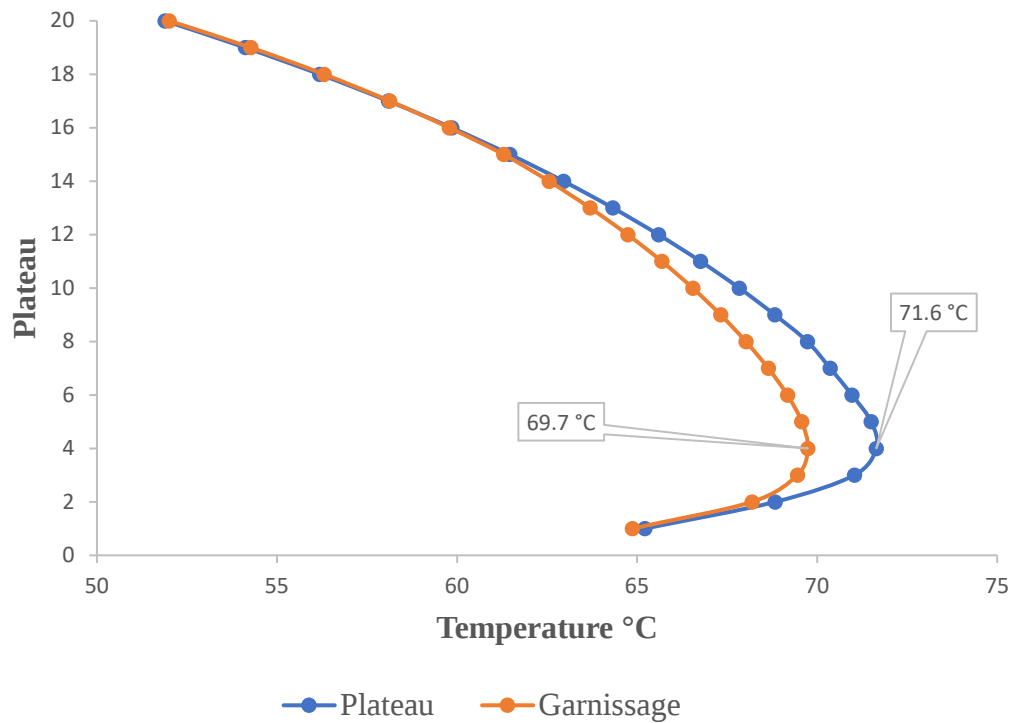


Figure 17: Comparaison entre les profils de la température

Le graphe 40 montre que la colonne d'absorption à plateaux fonctionne dans le domaine de l'engorgement, cela signifie qu'il y a un entrainement de gouttelette liquide par la vapeur qui monte à travers la colonne et cela pour un débit de gaz de 340 t/h. Par contre le graphe 41 montre que la colonne d'absorption à garnissages structuré fonctionne dans le domaine optimal.

Le graphe 43 montre la comparaison entre les profils de température des deux types de colonne, le profil de température de la colonne d'absorption à garnissage structuré montre des températures plus basses par rapport au profil de température de la colonne d'absorption à plateaux, ou la température maximale atteinte est de 71.6 °C (4^{ème} plateau), et pour la colonne d'absorption à garnissages structuré la température maximale est de 69.7 °C (4^{ème} plateaux), soit une différence de 02 °C, à noter que les deux profils indiquent des températures en-dessous de la température conseillée par le constructeur 75 °C.

D'après le graphe 42 le profil d'absorption du CO₂ pour la colonne d'absorption à garnissage structuré montre une amélioration significative par rapport au profil d'absorption du CO₂ pour la colonne d'absorption plateaux.

VI.3. Conclusion

Les résultats de la simulation pour les quatre (04) cas de débit, ont montrés que l'actuelle colonne d'absorption à plateaux fonctionne dans le domaine de pleurage, cela correspond à un passage partiel de la phase liquide à travers les plateaux de la colonne, aussi le profil de température pour les quatre (04) cas de débit indique des températures très élevés dépassants par fois les 95 °C (au-dessus de la température conseiller par le constructeur 75 °C) qui peut entraîner une corrosion accélérée de la colonne d'absorption [34].

Donc suite à ces résultats nous avons étudié l'option de changer les 20 plateaux de la colonne d'absorption par un garnissage structuré de type FLEXIPAC© 250 X (Koch-Glitsch) est cela pour un débit de gaz de 340 t/h, les résultats obtenus montrent une amélioration du comportement hydrodynamique et du profil de températures de la colonne d'absorption à garnissage structuré par rapport à la colonne d'absorption à plateaux.

Conclusion

Générale

Conclusion générale

Les résultats expérimentaux obtenus indiquent que la colonne d'absorption actuelle pose un certain nombre de problèmes que ce soit coté d'exploitation ou conception, il est nécessaire de corriger ces problèmes afin d'améliorer l'efficacité via les recommandations suivantes :

- Respecter systématiquement la spécification CO₂ du gaz traité,
- Réduire l'augmentation de la température dans l'absorbeur pouvant entraîner une corrosion accélérée de l'absorbeur dans les zones de température élevée.
- Réduire la température du gaz traité alimentant le système en aval de l'unité, ce qui réduira la charge en eau pour ces unités,
- Contrôler la température de l'amine pauvre en gardant une différence de 5 à 7 °C entre la température de l'amine et la charge qui alimente l'absorbeur pour éviter la condensation des liquides hydrocarbures.
- Le moussage devient très sévère lorsque l'inhibiteur de corrosion est ajouté à l'amine. Ce produit doit être gardé à tout prix hors de contact l'amine en circulation.

D'autre part, les résultats de la simulation illustre que :

- Le gradient de la température de la colonne (surtout pour les plateaux en milieux) augmente au fur et à mesure que le débit de la charge diminue où la température a parfois dépassé les 95 °C.
- L'enveloppe de phase de la composition actuelle présente un changement de 56 °C dans la température de rosée à celle de design, cette augmentation favorise la condensation des hydrocarbures.
- L'hydrodynamique de la colonne d'absorption présente un pleurage excessif de (70 t/h et 100t/h), cela signifie que la méthode actuelle de réduire le débit de la charge à chaque épisode de moussage à ces limites.

En fin, les résultats de simulation montrent que la colonne à garnissage structuré de type FLEXIPAC® 250 X (Koch-Glitsch), peut-être une solution pour remédier aux problèmes de formation de mousse

Bibliographies

- [1]. International Energy Agency. and OECD iLibrary, *Key world energy statistics 2017*. 2017, OECD Publishing: Paris.
- [2]. Van der Hoeven, M., *World energy outlook 2012*. International Energy Agency: Tokyo, Japan, 2013.
- [3]. Servia, A., *Étude cinétique des phénomènes d'activation pour l'absorption de CO₂ par des mélanges d'amines*. 2013, Université de Lorraine.
- [4]. Kohl, A.L. and R. Nielsen, *Gas purification*. 1997: Elsevier.
- [5]. Crooks, J.E. and J.P. Donnellan, *Kinetics and mechanism of the reaction between carbon dioxide and amines in aqueous solution*. Journal of the Chemical Society, Perkin Transactions 2, 1989(4): p. 331-333.
- [6]. Benitez-Garcia, J., et al., *On the effect of basicity on the kinetics of CO₂ absorption in tertiary amines*. Chemical engineering science, 1991. **46**(11): p. 2927-2931.
- [7]. Donaldsen, T. and Y. Nguyen, *Carbon dioxide reaction kinetics and transport in aqueous amine membranes [J]*. Ind. Eng. Chem. Fundam, 1980. **19**: p. 260-266.
- [8]. Mahajani, V. and J. Joshi, *Kinetics of reactions between carbon dioxide and alkanolamines*. Gas Separation & Purification, 1988. **2**(2): p. 50-64.
- [9]. Dubois, L. and D. Thomas, *Screening of aqueous amine-based solvents for postcombustion CO₂ capture by chemical absorption*. Chemical engineering & technology, 2012. **35**(3): p. 513-524.
- [10]. Lepaumier, H., *Etude des mécanismes de dégradation des amines utilisées pour le captage du CO₂ dans les fumées*. 2008, Université Savoie Mont Blanc.
- [11]. Kim, I. and H.F. Svendsen, *Comparative study of the heats of absorption of post-combustion CO₂ absorbents*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2011. **5**(3): p. 390-395.
- [12]. Gouedard, C., et al., *Amine degradation in CO₂ capture. I. A review*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2012. **10**: p. 244-270.
- [13]. Kohl, A.L., *Absorption and stripping*. 1987: New York: John Wiley and Sons.
- [14]. Kirk, R.E., et al., *Encyclopedia of chemical technology*. 3d ed. 1978, New York: Wiley. 31 volumes.
- [15]. Henley, E.J. and J.D. Seader, *Equilibrium-stage separation operations in chemical engineering*. 1981: Wiley.
- [16]. Lockett, M.J., *Distillation tray fundamentals*. 1986.
- [17]. Haroun, Y., *Etude du transfert de masse réactif Gaz-Liquide le long de plans corrugués par simulation numérique avec suivi d'interface*. 2008.
- [18]. Taylor, R., R. Krishna, and H. Kooijman, *Real-world modeling of distillation*. transfer, 2003. **1000**: p. 1.
- [19]. Krishnamurthy, R. and R. Taylor, *A nonequilibrium stage model of multicomponent separation processes. Part I: model description and method of solution*. AIChE Journal, 1985. **31**(3): p. 449-456.
- [20]. Kenig, E. and A. Górak, *A film model based approach for simulation of multicomponent reactive separation*. Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 1995. **34**(2): p. 97-103.
- [21]. Seader, J., *Education and training in chemical engineering related to the use of computers*. Computers & Chemical Engineering, 1989. **13**(4-5): p. 377-384.
- [22]. Whitman, W.G., *The two-film theory of gas absorption*. Chem. Metall. Eng., 1923. **29**: p. 146-148.
- [23]. Koronaki, I., L. Prentza, and V. Papaefthimiou, *Modeling of CO₂ capture via chemical absorption processes– An extensive literature review*. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 2015. **50**: p. 547-566.
- [24]. Austgen, D.M., et al., *Model of vapor-liquid equilibria for aqueous acid gas-alkanolamine systems using the electrolyte-NRTL equation*. Industrial & Engineering Chemistry Research, 1989. **28**(7): p. 1060-1073.
- [25]. Trambouze, P., *Raffinage du pétrole Tome 4-Matériels et équipements*. Vol. 4. 1999: Editions Technip.
- [26]. Kister, H.Z., et al., *Distillation design*. Vol. 1. 1992: McGraw-Hill New York.
- [27]. Koch-Glitsch, *Ballast Tray Design Manual Bulletin 4900*. 2013.
- [28]. Pauley, C., R. Hashemi, and S. Caothien. *Analysis of foaming mechanisms in amine plants*. in *American Institute of Chemical Engineers Summer Meeting, Denver Colorado*. 1988.
- [29]. Thitakamol, B., A. Veawab, and A. Aroonwilas, *Foaming in amine-based CO₂ capture process: experiment, modeling and simulation*. Energy Procedia, 2009. **1**(1): p. 1381-1386.
- [30]. Salager, J.-L. and L. Choplin, *Mousses Formation, formulation et propriétés*. Techniques de l'ingénieur. Génie des procédés, 2008(J2200): p. J2200. 1-J2200. 14.
- [31]. Haws, R., *Contaminants in amine gas treating*. CCR Technologies inc, 2001. **11375**.
- [32]. Schaschke, Carl, *A Dictionary of Chemical Engineering Oxford Quick Reference*. OUP Oxford, 2014. p. 191.
- [33]. Moran, Sean, *An Applied Guide to Process and Plant Design*. Butterworth-Heinemann, 2015. p. 63.

- [34]. Sizhou, Tan, Guoqing, Xiao, Singh, Ambrish, et al, *Corrosion mechanism of steels in MDEA solution and material selection of the Desulfurizing equipment*. International Journal of Electrochemical Science, 2017, vol. 12, no 6, p. 5742-5755.
- [35]. ALHSEINAT, Emad, KEEWAN, Mohammad, et BANAT, Fawzi. *Impact of dissolved and undissolved organics on foaming of industrial amine*. International Journal of Greenhouse Gas Control, 2017, vol. 60, p. 156-161.
- [36]. MOKRAOUI, S., VALTZ, A., COQUELET, C., et al. *Mutual solubility of hydrocarbons and amines*. GPA RR-195, Tulsa, OK, 2008.