

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
Ecole Nationale Polytechnique

LAVALEF



JV Gas SH-BP-Statoil In Salah

Département de Génie Chimique

Laboratoire Valorisation des énergies fossiles

Mémoire de Projet de Fin d'Etudes

pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en

Génie Chimique

Optimisation du système de décarbonatation au site gazier de *Krechba*

Réalisé par : Newfel FARADJI

Sous la direction de : M. Rabah BOUARAB Professeur ENP
M. Hamza GHELLAB Ingénieur Exploitation BP

Présenté et soutenu publiquement le 20/06/2019

Composition du Jury :

Président	M. Toudert AHMED-ZAID	Professeur	ENP
Promoteur	M. Rabah BOUARAB	Professeur	ENP
Examineurs	M. Ammar SELATNIA	Professeur	ENP
	Mme. Ouardia REBAS	Docteur	ENP

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Ecole Nationale Polytechnique



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
Ecole Nationale Polytechnique

LAVALEF



JV Gas SH-BP-Statoil In Salah

Département de Génie Chimique

Laboratoire Valorisation des énergies fossiles

Mémoire de Projet de Fin d'Etudes

pour l'obtention du diplôme d'ingénieur d'état en

Génie Chimique

Optimisation du système de décarbonatation au site gazier de *Krechba*

Réalisé par : Newfel FARADJI

Sous la direction de : M. Rabah BOUARAB Professeur ENP
M. Hamza GHELLAB Ingénieur Exploitation BP

Présenté et soutenu publiquement le 20/06/2019

Composition du Jury :

Président	M. Toudert AHMED-ZAID	Professeur	ENP
Promoteur	M. Rabah BOUARAB	Professeur	ENP
Examineurs	M. Ammar SELATNIA	Professeur	ENP
	Mme. Ouardia REBAS	Docteur	ENP

Dédicaces

Au nom du Dieu tout puissant, je dédie ce modeste travail à :

La mémoire de ma grand-mère, ma tante et mon cousin ;

Mes parents , les deux personnes qui ont beaucoup sacrifié pour moi, aidé et soutenu, sans eux je n'aurais eu la volonté d'atteindre ce niveau ;

Ma sœur Kaouther qui a toujours été là pour moi ;

Toute ma famille ;

Tous mes amis, camarades et plus particulièrement Mlle Meriem Idir , et Rihab Benaissa ;

Toute la famille d'AIESEC qui m'a toujours soutenu et aidé vraiment ;

Tous les enseignants de Polytech ainsi que l'EPST Tlemcen en particulier qui ont contribué à ma formation durant tout le parcours de mes études jusqu'à ce jour ;

Toute l'équipe de BP et surtout Mr Hamza Ghellab, Said Aneche, Jean Noel, Abdelkader et Mlle Meriem Zouyed ;

Tous ceux qui m'aiment et que j'aime, et à tous ceux qui m'ont encouragé et cru en moi ;

Tous les mots ne sauraient exprimer la gratitude, l'amour, le respect, la reconnaissance...

Remerciements

Tout d'abord, je remercie Dieu tout puissant de m'avoir donné le courage et la patience durant toutes ces longues années d'études.

Toutes mes infinies gratitudees à mon promoteur Mr Rabah Bouarab, pour son encadrement, sa qualité humaine, sa patience et son dynamisme et de m'avoir guidé et conseillé pour mener à bien ce travail.

Je remercie aussi les membres du jury, professeur T.Ahmed-Zaid, professeur A.Selatnia, docteur O.Rebas, qui m'ont fait l'honneur d'accepter le jugement de mon travail.

Je remercie également Mr Hamza Ghellab pour son encadrement à BP, pour sa disponibilité et ses suggestions, et pour m'avoir permis l'accès aux informations nécessaires pour la réalisation de ce travail.

Ainsi que Mr Said Aneche et Jean Noel pour l'aide qu'ils m'ont fourni, ainsi que toute l'équipe de BP.

Je souhaite adresser aussi tous mes remerciements aux personnels du service formation de Krechba de In Salah Gas, Mr Abdelkader et Mlle Meriem Zouyed qui m'ont aidé et ont ainsi contribué à l'élaboration de ce travail.

Enfin, je remercie tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à l'élaboration de ce modeste travail, trouvent ici l'expression de mes profondes gratitudees et respects.

تحسين نظام نزع الغازات الحمضية في الحقل الغازي بكريتشبا

ملخص:

يعتبر الغاز الطبيعي مصدرا هاما للطاقة مع أثر بيئي منخفض مقارنة مع غيرها من الطاقات الأحفورية. إن وجود ثاني أكسيد الكربون في الغاز الطبيعي يؤثر مباشرة على سلامة المعدات ، كما أن له خاصية التمديد التي تخفض من القيمة الطاقوية للغاز و بالتالي يؤدي إلى ارتفاع تكلفة النقل.

الهدف من هذا العمل هو تحسين نظام نزع الغازات الحمضية على مستوى الحقل الغازي بكريتشبا. يعتمد نظام نزع الغازات الحمضية على ظاهرة الامتصاص ، في هذا العمل طبقنا الامتصاص الكيميائي باستخدام ميثيل ثنائي إيثانول أمين كوسيط امتصاص.

أجريت المحاكاة باستعمال البرنامج أسين-هايزيس، النتائج التي تم الحصول عليها تظهر أن الوحدة قللت من محتوى غاز ثنائي أكسيد الكربون من 6,94 بالمائة في الخام إلى أقل من 0,3 بالمائة في الغاز المعالج.

الكلمات الدالة: الغاز الطبيعي، نزع الغازات الحمضية، ثاني أكسيد الكربون، امتصاص، ميثيل ثنائي إيثانول أمين، معالجة الغاز.

Optimization of decarbonation system at *Krechba's* gas site

Abstract:

The natural gas is considered as an important source of energy with a reduced environmental impact compared to other fossil energies.

The presence of CO₂ in natural gas acts directly on the integrity of the equipments, it's regarded as a thinner reducing the energetic value of gas while increasing transport cost.

The objective of this work is to optimize the decarbonation system on the level of gas field of *Krechba*.

Decarbonation is based on the phenomenon of absorption, in this work we applied chemical absorption by using amine MDEA like absorber, simulation was made by the software *Aspen HYSYS*, the results showed that the unit reduces the content of CO₂ from 6,94% molar in the crude to less than 0,3% molar in the treated gas.

Key Words : Natural gas, Decarbonation, CO₂, Absorption, MDEA, Treatment of gas.

Optimisation du système de décarbonation au site gazier de *Krechba*

Résumé :

Le gaz naturel est considéré comme une source importante d'énergie avec un impact environnemental réduit par rapport aux autres énergies fossiles.

La présence du CO₂ dans le gaz naturel agit directement sur l'intégrité des équipements. Il est considéré comme diluant réduisant la valeur énergétique du gaz tout en augmentant le coût de transport.

L'objectif de ce travail, est d'optimiser le système de décarbonation au niveau du champs gazier de *Krechba*. La décarbonation est basée sur le phénomène d'absorption, dans ce travail on a appliqué l'absorption chimique en utilisant l'amine MDEA comme absorbeur, la simulation a été faite par le logiciel *Aspen HYSYS*, les résultats obtenus montrent que l'unité réduit la teneur du CO₂ de 6,94% molaire dans le brut à moins de 0,3% molaire dans le gaz traité.

Mots clés : Gaz naturel, Décarbonation, CO₂, Absorption, MDEA, Traitement de gaz.

TABLE DES MATIERES

LISTE DES TABLEAUX

LISTE DES FIGURES

LISTE DES ABREVIATIONS

INTRODUCTION GÉNÉRALE10

PARTIE THEORIQUE

CHAPITRE I : LE GAZ NATUREL

I.1. Origine de gaz naturel	13
I.2. Types de gaz naturel	13
I.3. Caractéristiques du gaz naturel	14
I.4. Les techniques de traitement et réinjection de gaz	15
I.5. Gaz naturel dans le monde	16
I.6. Le gaz naturel en Algérie	17

CHAPITRE II : LA ZONE D'ETUDE KRECHBA

II.1. Situation géographique	20
II.2. Evolution du champ gazier de <i>Krechba</i>	21
II.3. Les sites d'ISG	22
II.4. Technique de traitement du gaz à <i>Krechba</i>	23
II.5. Spécification commercial du gaz de <i>Krechba</i>	28

CHAPITRE III : LE PROCEDE DE DECARBONATATION

III.1. L'acidité de gaz naturel	30
III.2. Les procédés de décarbonation par absorption	30

PARTIE PRATIQUE

CHAPITRE IV : SIMULATION DU PROCEDE DE DECARBONATION

IV.1. Présentation du logiciel <i>Aspen HYSYS</i>	35
IV.2. Description du procédé d'absorption	35

TABLE DES MATIERES

IV.3. Modèles thermodynamiques	36
IV.4. Modélisation du système étudié	40
CHAPITRE V : RESULTATS ET DISCUSSION	
CONCLUSION GÉNÉRALE	73
BIBLIOGRAPHIE	74

LISTE DES TABLEAUX

TABLEAU I : Spécifications typiques pour un gaz commercial	15
TABLEAU II : Spécifications commerciaux du gaz de <i>Krechba</i>	28
TABLEAU III : Classification des gaz selon leur composition (CNDG)	30
TABLEAU IV : Les limitations de solubilité d'équilibre en utilisant le modèle Amine package (CNDG)	37
TABLEAU V.1 : Résultats du cas chantier (simulation sur <i>preheater</i> , absorbeur, LP)	52
TABLEAU V.2 : Résultats du cas chantier (simulation sur HP, stripper, reflux)	53
TABLEAU V.3 : Résultats du 2 ^{ème} cas (simulation sur <i>preheater</i> , absorbeur, LP)	55
TABLEAU V.4 : Résultats du 2 ^{ème} cas (simulation sur HP, stripper, reflux)	56
TABLEAU V.5 : Résultats du 3 ^{ème} cas (simulation sur <i>preheater</i> , absorbeur, LP)	58
TABLEAU V.6 : Résultats du 3 ^{ème} cas (simulation sur HP, stripper, reflux)	59
TABLEAU V.7 : Résultats du 4 ^{ème} cas (simulation sur <i>preheater</i> , absorbeur, LP)	61
TABLEAU V.8 : Résultats du 4 ^{ème} cas (simulation sur HP, stripper, reflux)	62
TABLEAU V.9 : Résultats du 4 ^{ème} cas (simulation sur AMINE IN, 041 IN, 041 OUT)	63
TABLEAU V.10 : Résultats du 4 ^{ème} cas (simulation sur TEE-100, TEE-101, MIX-101, MIX-102)	64
TABLEAU V.11 : Résultats du 5 ^{ème} cas (simulation sur <i>preheater</i> , absorbeur, LP)	66
TABLEAU V.12 : Résultats du 5 ^{ème} cas (simulation sur HP, stripper, reflux)	67
TABLEAU V.13 : Résultats du 6 ^{ème} cas (simulation sur <i>preheater</i> , absorbeur, LP)	69
TABLEAU V.14 : Résultats du 6 ^{ème} cas (simulation sur HP, stripper, reflux)	70
TABLEAU V.15 : Quantité de CO ₂ présente dans le gaz traité au MDEA	71

LISTE DES FIGURES

FIGURE I.1 : Roche à gaz à condensat	13
FIGURE I.2 : Roche à gaz associé	14
FIGURE I.3 : Mode de récupération par injection	16
FIGURE I.4 : Evolution des réserves de gaz naturel dans le monde	16
FIGURE I.5 : Evolution de la production mondiale du gaz naturel par région	17
FIGURE I.6 : Voies d'exportations gazières Algériennes	18
FIGURE II.1 : Situation géographique d' <i>In Salah gaz</i>	20
FIGURE II.2 : Concept de développement	20
FIGURE II.3 : diagramme en bloc de l'installation de <i>Krechba</i>	21
FIGURE II.4 : Projet de compression de <i>Krechba</i>	22
FIGURE II.5 : <i>In Salah CPF</i>	23
FIGURE II.6 : Hydrates de Méthane	24
FIGURE II.7 : Absorbeur et trains de régénération de la solution d'amine	27
FIGURE III.1 : procédé de la décarbonatation	30
FIGURE III.2 : Schéma fonctionnel de la décarbonatation à base d'amine MDEA	32
FIGURE IV.1 : Choix du modèle thermodynamique (Amine Package)	36
FIGURE IV.2 : Choix des composants du fluide	38
FIGURE IV.3 : Fenêtre d'information du <i>Gaz Inlet</i>	38
FIGURE IV.4 : PFD de simulation de procédé d'absorption par Amine	39
FIGURE IV.5 : Convergence de l'absorbeur de CO ₂	39
FIGURE IV.6 : Convergence du régénérateur d'Amine	39
FIGURE IV.7 : Simulation au complet de l'unité d'absorption.....	40
FIGURE IV.8 : Schéma fonctionnel d'unité d'élimination de CO ₂	41
FIGURE IV.9 : Description du système de décarbonatation	41
FIGURE IV.10 : Préchauffeur et refroidisseur de gaz	42
FIGURE IV.11 : L'absorbeur de CO ₂	42
FIGURE IV.12 : Ballon de Flash HP et BP	43
FIGURE IV.13 : Ballon et pompes de reflux	43
FIGURE IV.14 : Décarbonisateur de CO ₂	44
FIGURE IV.15 : Pompes d'Amine riche et échangeurs d'Amine riche/pauvre	45
FIGURE IV.16 : Rebouilleurs du décarbonisateur de CO ₂	45
FIGURE IV.17 : Pompes de surpression et circulation d'Amine pauvre	46
FIGURE IV.18 : Filtres d'Amine	47
FIGURE V.1 : Simulation des procédés d'absorption et de régénération des gaz acides ...	50
FIGURE V.2 : Flux entrant et sortant au niveau du <i>Stripper</i>	51
FIGURE V.3 : Quantité de CO ₂ dans le gaz traité en fonction de la température du gaz	71
FIGURE V.4 : Quantité de CO ₂ dans le gaz traité en fonction de la température de l'amine pauvre	72

LISTE DES ABREVIATIONS

AGRU : Acid Gas Removal Unit
DEA : Diethanolamine
DGA : Diglycolamine
DIPA : di-isopropanolamine
MEA : Monoethanolamine
MDEA : Methyldiethanolamine
TEA : Triethanolamine
CNDG : Centre National de Dispatching de Gaz
CPF : Central Processing Facility ou Installation centrale de procédé
ISG : In Salah Gaz
HMR: Hassi R'Mel
IA: In Amenas
REG : Reggan
TEG: Teguentour
GBF: Garet el Befinat
HMN: Hassi moumen
KBA: Krechba
GMD: Gour Mahmoud
PFD: Process Flow Diagrams
PCI: Pouvoir calorifique inferieur
PCS: Pouvoir calorifique supérieur
ppm : Partie par million
TEG : Tri éthylène glycol
BDV : blow down valve
PSV : pressure safety valve
C₁: Methane (CH₄)
C₂: Ethane (C₂H₆)
C₃: Propane (C₃H₈)
C₄: Butane (C₄H₁₀)
C₅: Pentane (C₅H₁₂)
HP: High pressure / Ballon à haute température
LP: Low pressure / Ballon à basse température
P : Pression
GNL : Gaz naturel liquéfié,
GPL : Gaz pétrolier liquéfié
BP : British Petroleum
VSD : Variable Speed Drive
ON-SPEC : Conforme aux spécifications
OFF-SPEC : Non-conforme aux spécifications

INTRODUCTION GENERALE

Le gaz naturel, est un mélange gazeux d'hydrocarbures naturellement présent dans certaines roches poreuses. Il est extrait par forage et répond à l'accroissement des besoins actuels en énergie : combustible fossile, carbochimie,...

Le transport du gaz naturel, après son traitement, consiste à l'acheminer depuis la zone d'extraction jusqu'à la zone de consommation afin d'alimenter les réseaux de distribution.

La production, le traitement et surtout le transport du gaz naturel représente donc un enjeu technique et économique important, sachant que la plus part des réserves de gaz naturel dans le monde sont situées en mer ou dans des zones difficiles (Arctique, Sibérie, Désert,...).

Le rôle essentiel de l'unité de traitement est de séparer la partie liquide (condensât - GPL - eau) de la partie gazeuse (gaz humide) dans une première étape. La deuxième étape concerne son traitement en vue de produire du condensât, du GPL et du gaz sec,... Il est difficile de produire et de traiter le gaz naturel, en toute sécurité, en prenant compte :

- i) L'aspect environnemental après un torchage important de gaz polluants.
- ii) Un taux de production élevé du gaz d'exportation *ON-SPEC*.
- iii) L'intégrité des équipements.

Le gaz naturel peut contenir des quantités très variables de gaz acides (CO_2 , H_2S) et autres contaminants (eau, mercaptans,...) qu'il est indispensable d'éliminer. La présence du CO_2 dans le gaz naturel provoque la corrosion des équipements ainsi que son comportement comme diluant, réduisant la valeur énergétique du gaz tout en augmentant le coût de transport.

L'élimination du CO_2 se fait souvent par des procédés d'absorption utilisant des solvants chimiques. L'opération qui consiste à éliminer le CO_2 est appelée la décarbonatation.

Le but de cette étude est d'utiliser le simulateur Aspen *HYSYS*, en mode statique, pour étudier l'opération de décarbonatation au champ gazier de *Krechba* sur catalyseur chimique type MDEA. Le travail est divisé en 5 chapitres :

- ✓ Le premier chapitre présente les généralités sur le gaz naturel dans le monde et en Algérie.
- ✓ Le deuxième chapitre donne une vue d'ensemble sur le champ gazier de *Krechba*.
- ✓ Le troisième chapitre décrit le procédé de décarbonatation.
- ✓ Le quatrième chapitre est consacré au procédé de simulation *HYSYS*.
- ✓ Le cinquième chapitre donne les résultats de la simulation ainsi qu'une discussion des différents cas étudiés.

Partie théorique

Chapitre I

Le gaz naturel

Introduction :

Le gaz naturel est un combustible fossile. Il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures trouvé naturellement sous forme gazeuse (dont la composition et la nature changent suivant les régions d'extraction) et d'eau avec quelques impuretés en proportions variables (N_2 , CO_2 , H_2S , composés sulfurés, etc.). C'est la deuxième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole et son usage se développe rapidement.

Il dispose de nombreuses qualités, abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitifs. La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction aux utilisateurs, en passant par le stockage, le transport, la distribution.

I.1. Origine de gaz naturel :

Les différentes compositions du gaz naturel sont dues à la diversité de ses origines :

I.1.1. Un gaz bactérien (biochimique) :

Son origine est l'action de bactéries sur les débris organiques qui s'accumulent dans les sédiments.

I.1.2. Un gaz thermique :

Les sédiments sont portés à des températures et pressions croissantes, subissant ainsi une dégradation thermique qui va donner à côté des hydrocarbures lors de l'évolution des bassins sédimentaires, une grande quantité de composés non hydrocarbonés.

I.1.3. Un gaz inorganique :

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

I.2. Types de gaz naturel :

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

a- Gaz à condensat : Formation d'une phase hydrocarbure liquide dans la roche réservoir (Figure I.1).

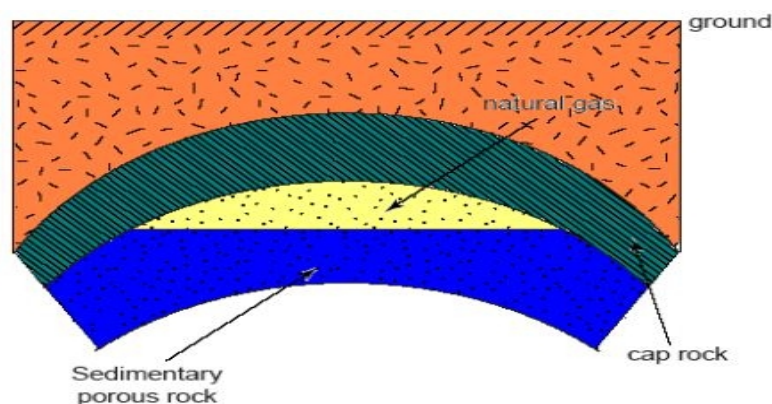


FIGURE I.1 : Roche à gaz à condensat.

b – Gaz sec et gaz humide : coexistence avec une phase d'eau uniquement.

c- Gaz associé : Coexistence avec une phase huile dans le réservoir (Figure I.2).

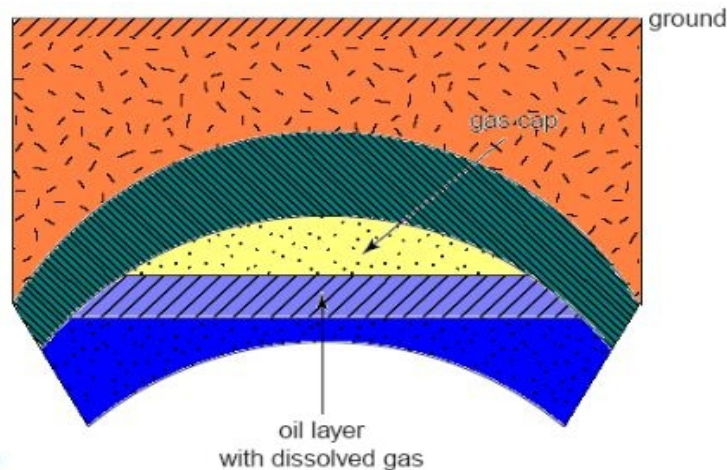


FIGURE I.2 : Roche à gaz associé.

I.3. Caractéristiques du gaz naturel :

Selon la norme ISO 15970/71:2008, le gaz naturel possède les caractéristiques suivantes :

a- Masse volumique :

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en Kg/m^3 . Elle est fonction de la température et de la pression. En dehors des conditions spécifiées, on se réfère à des conditions dites normale ou standard.

b- La densité :

Elle est définie pour un gaz comme étant le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans des conditions bien déterminées de température et de pression. Comme elle peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir à partir de sa composition chimique. [1]

c- Volume massique :

Il représente le volume occupé par unité de masse de gaz, exprimé en m^3/Kg .

d- Composition chimique :

En plus du méthane C_1 , le gaz naturel peut contenir d'autres hydrocarbures tels que l'éthane C_2 , le propane C_3 , le butane C_4 , le pentane C_5 et à des concentrations plus faibles des hydrocarbures lourds. Les hydrocarbures C_3 - C_4 forment la fraction GPL. La fraction la plus lourde correspond aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus, appelée gazoline (essence).

Le gaz naturel peut contenir des constituants autres que des hydrocarbures notamment de l'eau et des gaz acides CO_2 , H_2S ainsi que de l'azote de l'hélium et de faibles quantités d'hydrogène ou d'argon.

e- Pouvoir calorifique :

Il est défini comme étant la chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions standards (25°C). Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en J/m^3 . On distingue deux pouvoirs calorifiques :

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

2. Pouvoir calorifique inférieur PCI : Il correspond à la combustion dans laquelle l'eau reste à l'état vapeur ; le PCI diffère du PCS d'une quantité de chaleur latente de vaporisation de l'eau.

I.4. Les techniques de traitement et réinjection du gaz naturel :

I.4.1. Traitement de gaz :

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer les constituants présents à la sortie du puits tel que l'eau, le gaz acide et les hydrocarbures lourds pour amener le gaz à des spécifications de transport ou des spécifications commerciales.

La répartition de ces traitements entre les lieux de production et de livraison résulte des considérations économiques. Il est généralement préférable de ne réaliser sur le site de production que les traitements qui rendent le gaz transportable. Les principaux traitements qui sont effectués sont :

Le gaz naturel ainsi que ses différentes fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent des puits sont transportées sous forme de :

Gaz naturel comprimé (transport par gazoduc).

- Gaz du pétrole liquéfié (GPL).
- Gaz naturel liquéfié (GNL).
- Produits chimiques divers (méthanol, ammoniac, urée ...etc.)

Il peut être ainsi nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- L'hydrogène sulfuré H_2S : toxique et corrosif.
- Le dioxyde de carbone CO_2 : corrosif.
- Le mercure : corrosif dans certains cas.
- L'eau conduisant à la formation des hydrates.
- Les hydrocarbures qui se condensent dans les réseaux de transport.
- L'azote. [1]

Les spécifications à respecter pour le gaz traité sont liées aux conditions de transport qui visent à éviter la corrosion et le blocage de la conduite par les hydrates. Nous imposons dans ce cas une valeur maximale aux points de rosée (eau et hydrocarbures). La valeur du point de rosée hydrocarbures dépend des conditions de transport et peut être par exemple fixée à -2 °C pour éviter tout risque de formation de phase liquide. Les spécifications typiques pour un gaz commercial en suivant les normes imposées par le CNDG (centre national de distribution de gaz) sont données dans le tableau I:

TABLEAU I : Spécifications typiques pour un gaz commercial.

Point de rosée HC	-2 °C à 70 bars
Point de rosée H_2O	-8 °C à 80 bars
Teneur en CO_2	$\leq 0.3\%$

I.4.2. Technique de réinjection du gaz

a- Objectif de la réinjection :

La récupération des hydrocarbures liquides, limitée par suite de la condensation au niveau des réservoirs, assure le maintien de la pression du gisement, améliore la récupération des hydrocarbures bruts et permet la récupération des gaz injectés à travers les puits à gaz.

b- Principe de réinjection :

Pour permettre l'injection du gaz associé dans le gisement, il faut augmenter sa pression à une valeur suffisante afin de vaincre la pression naturelle de gisement. Ceci revient à fournir une certaine énergie au gaz réinjecté (Figure I.3). [2]

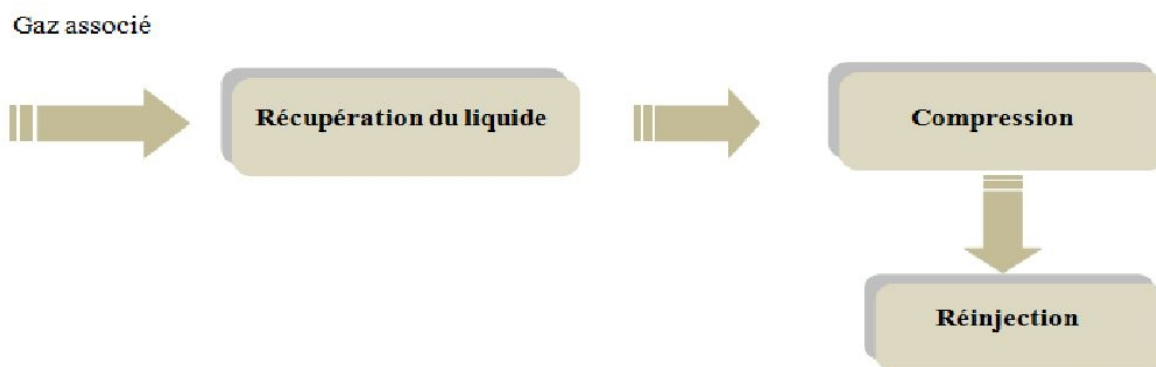


FIGURE I.3 : Mode de récupération par injection.

I.5. Gaz naturel dans le monde

I.5.1. Réserves de gaz :

A la fin de l'année 2017 les réserves totales de gaz dans le monde sont estimées à 193.5 milliards de m³ (Selon BP). Les réserves prouvées de gaz représentent, en équivalent énergétique, plus de 95 % des réserves prouvées du pétrole brut.

L'évolution des réserves de gaz naturel à travers le monde sont illustrée par la figure I.4.

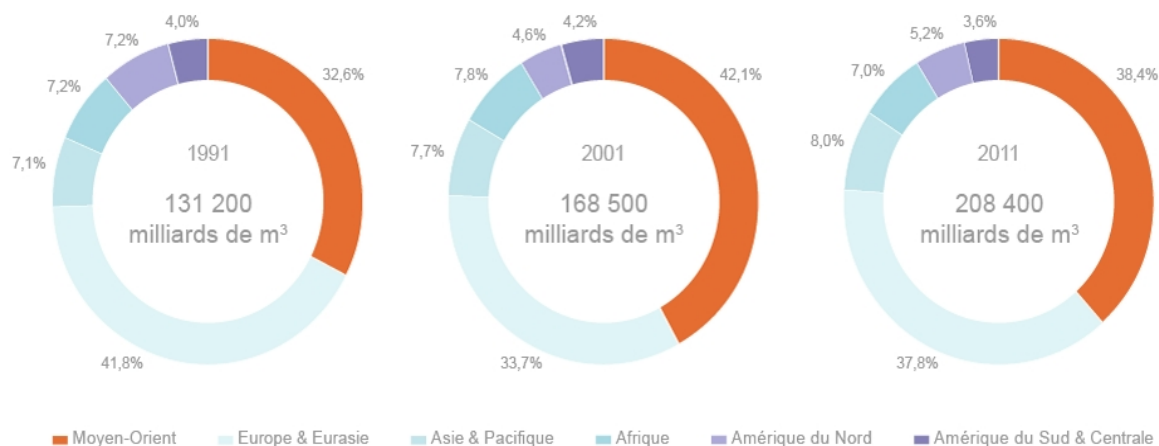


FIGURE I.4 : Evolution des réserves de gaz naturel dans le monde.

Il ressort de ces illustrations que les réserves de gaz se trouvent essentiellement en Europe, Eurasie et au Moyen Orient. En ce qui concerne les réserves prouvées, elles se situent pour 33.7% en Europe et pour 40.5% en *Moyen Orient*. Les parts des autres régions étant toutes inférieures à 25%.

Par comparaison avec le pétrole brut, dont les deux tiers des réserves prouvées se trouvent au Proche-Orient, le gaz naturel représente une diversification géographique des sources d'énergie dans le monde.

I.5.2. Production mondiale du gaz naturel :

Les principaux pays producteurs durant les années 2015, 2016, et 2017 sont l'Amérique du nord (*Etats-Unis*) avec un taux de production de $950 \cdot 10^9 \text{ m}^3$ suivi des pays de la CEI (représentés par la *Russie*) avec $800 \cdot 10^9 \text{ m}^3$. D'autres Etats possèdent également une certaine importance tels que le *Moyen-Orient* ($600 \cdot 10^9 \text{ m}^3$), *l'Asie-Océanie* ($550 \cdot 10^9 \text{ m}^3$), *l'Europe*, *l'Afrique*, et *l'Amérique du sud* (environ $200 \cdot 10^9 \text{ m}^3$ chacun).

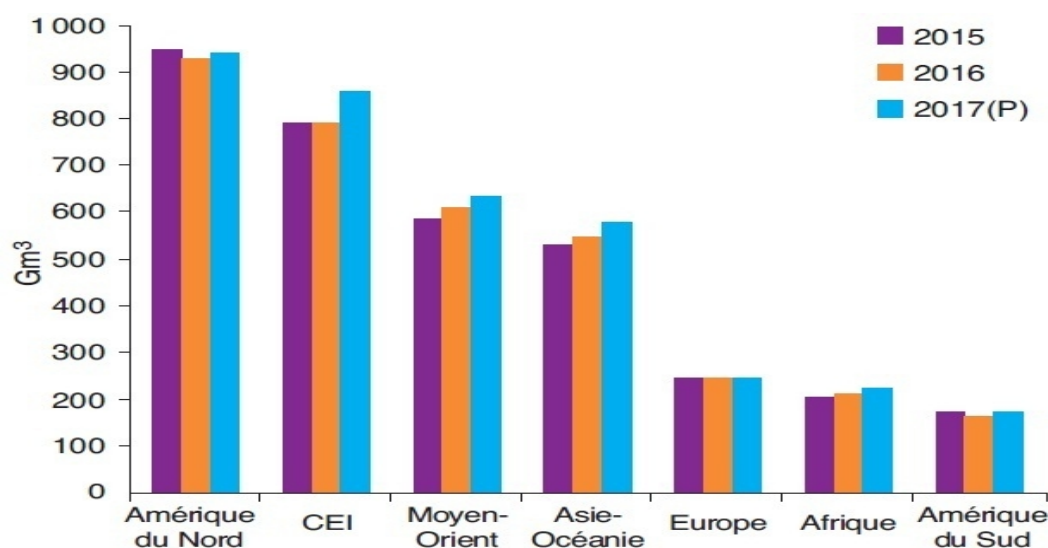


FIGURE I.5 : Evolution de la production mondiale du gaz naturel par région.

I.6. Gaz naturel en Algérie :

L'Algérie est considérée comme étant un important producteur de gaz au niveau mondial. A la fin de 1953, plusieurs recherches aboutirent à la mise en évidence d'une zone très riche en gaz notamment dans la région de *Hassi R'Mel*. Le premier forage HR1 a été réalisé en 1956. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz.

Depuis la mise en exploitation, plusieurs étapes ont été marquées avant d'atteindre la phase actuelle de développement (Figure I.6):

- De 1961 à 1971 : la production annuelle de gaz brut passe de 0,8 à 3,2 milliards de m^3 et celle du condensat passe de 126 000 à 623 000 tonnes.
- De 1971 à 1974 : plusieurs études ont permis de définir le mode d'exploitation du champ. Une extension du centre de traitement est réalisée par adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de $300.106 \text{ m}^3/\text{j}$.
- Depuis 1980, l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction de gaz naturel permettant sa commercialisation sous forme liquide et son transport dans des méthaniers vers le marché extérieur (*Etats-Unis, Europe, etc.*).

- Au cours des dix dernières années les bassins de *Berkine* et d'*Illizi* ont enregistré les taux de réussite les plus élevés dans le domaine de l'exploration, avec respectivement 51% et 50%. [3]



FIGURE I.6 : Voies d'exportations gazières Algériennes.

Chapitre II:

La zone d'étude *Krechba*

In Salah Gaz est une filiale de *Sonatrach* qui travaille en collaboration avec *BP* et *Statoil* depuis 2004 pour la production et la commercialisation du gaz. Ce partenariat vise à développer Sept champs principaux : *Krechba*, *Teg*, *Reg*, *Garet el Befinat*, *Hassi Moumene*, *In Salah* et *Gour Mahmoud*.

II.1.Situation géographique :

L'appellation du projet *In Salah Gaz* est dérivée du nom de la ville d'*In Salah* qui est située à 1230 km au sud d'*Alger* (Figure II.1). Elle comporte des ressources parmi les plus riches du pays. [4]



FIGURE II.1 : Situation géographique d'*In Salah gaz*. [5]

Selon un plan de développement de la première phase, le gaz déshydraté provenant du *Teg* et *Reg* est envoyé vers les installations centrales de traitement de *Krechba* (CPF) à travers le gazoduc 38 (Figure II.2). [6]

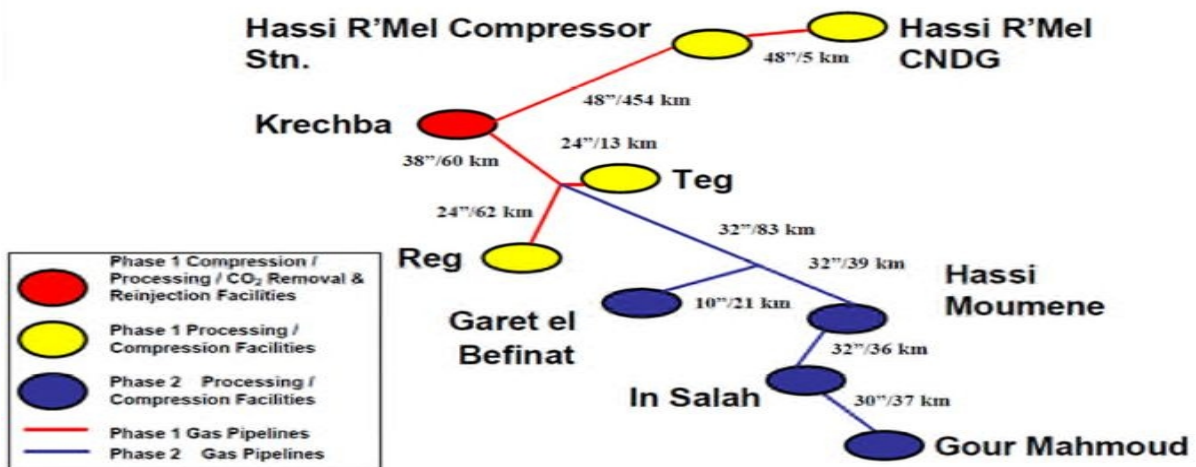


FIGURE II.2 : Concept de développement. [7]

Le gaz du champ de *Krechba* est combiné avec ceux venant de *Teg* et de *Reg*. Le mélange de gaz provenant des trois sites est traité avec une solution d'amine pour éliminer le CO_2 avant son acheminement vers *Hassi R'Mel*.

Une fois à *Hassi R'Mel* le gaz est re-comprimé puis acheminé au collecteur du Centre National de distribution du Gaz. [8]

II.2. Evolution du champ gazier de *Krechba* :

La production de gaz provenant de *Reg*, *Teg* et de *Krechba* a démarré en juillet 2004, et l'évolution des ces champs a passé par plusieurs phases, qui sont

A- phase I :

Durant la première année, la pression d'alimentation était maintenue entre 83 et 85 bars afin d'arriver à une capacité de gaz de vente d'environ 9 billion m^3/an . Cependant, il a été constaté au bout de quelques années que la pression des puits commençait à décliner drastiquement. Cette situation a requis la compression du gaz pour soutenir la production.

Les installations de traitement se composent d'un système de déshydratation à Glycol assurant l'ajustement du point de rosée et d'une unité de séparation et de refroidissement du gaz via le dispositif turbo- expander.

Les flux de gaz en provenance de *Krechba*, *Reg* et *Teg* sont mélangés dans le CPF de *Krechba*. Le CO_2 est alors extrait du courant gazeux par un processus d'absorption à la solution d'amine. Le gaz traité à *Krechba* est en suite transporté à *Hassi R'Mel* à travers le pipeline de diamètre 48'' le long des 456 km (Figure II.3). [9]

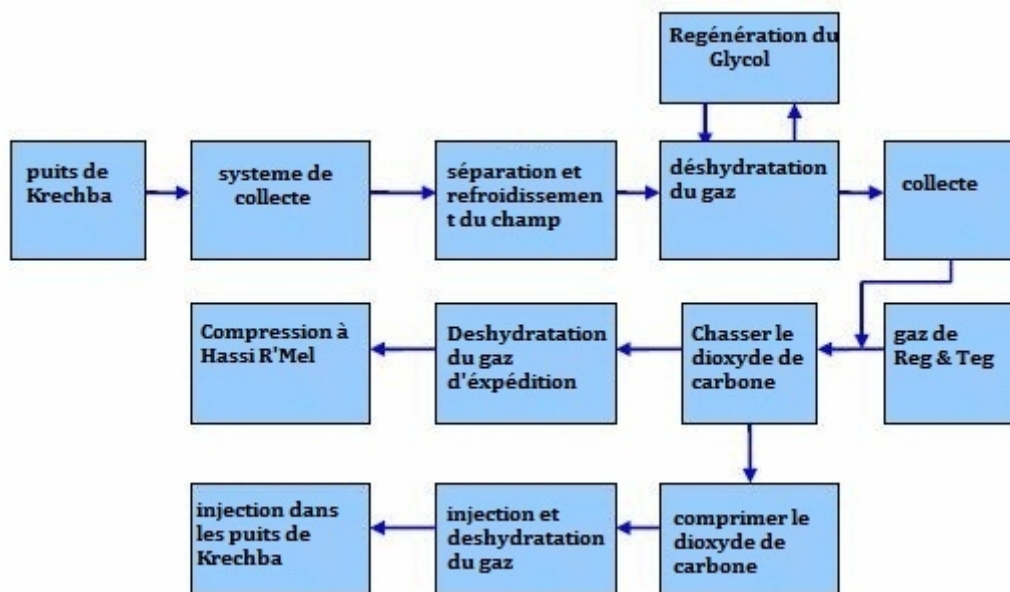


FIGURE II.3 : Diagramme en bloc de l'installation de *Krechba*. [10]

B- Phase II : Projet de compression d'ISG :

Les pressions d'écoulement en tête de puits du champ de *Krechba* ne cessent de décroître durant ces dernières années. Afin de maintenir une production de gaz stable et continue pour une longue période à partir du champ de *Krechba*, il est préconisé de réduire la pression d'écoulement par des boosters de stations de compression qui seront installés au niveau du site de *Krechba*. La mise en place de ces installations de compression facilitera la réduction de pression en tête de puits des réservoirs existants de 25 à 50 bars (Figure II.4). Le projet doit satisfaire les pics de production sur des périodes prolongées correspondent à un débit horaire maximum de $10,35 \cdot 10^9 \text{ m}^3$ par an. [11]

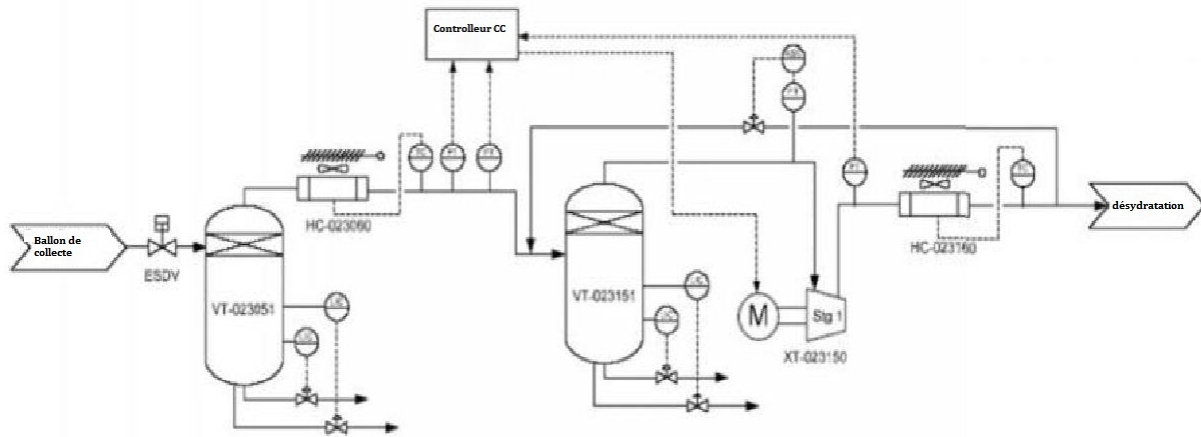


FIGURE II.4 : Projet de compression de *Krechba*. [12]

Cette installation est dotée d'équipements du train de compression tel que l'épurateur, le refroidisseur et la boucle de recyclage. Elle se compose d'un seul train de compression entraîné par un moteur électrique *VSD*. Les besoins additionnels d'électricité associés à ce compresseur seront fournis par le nouveau turbogénérateur de *Krechba*. [13]

II.3. Les sites d'ISG :

Le projet *In Salah Gaz* est basé sur le développement de sept champs de gaz tel que décrit plus haut. Les champs *Krechba*, *Teg* et *Reg* sont appelés gisements de gaz nord, alors que les champs de *Gour Mahmoud*, *In Salah*, *Hassi Moumene*, et *Garet El-Benifat* sont appelés gisements de gaz sud.

II.3.1. *Reg* :

Ce site se compose d'un système de collecte de gaz et d'installations de traitement. Ces dernières sont dotées d'un séparateur tri-phasique, d'un système de déshydratation au Glycol, et 2 trains de régénération de glycol.

Le Projet Compression *Reg* comporte deux trains de compresseurs, à un seul étage, et l'équipement auxiliaire nécessaire aux installations de traitement actuelles.

Il est prévu, à l'avenir, au niveau de ce projet des points de raccordement d'un 2ème étage de compression dans le cas de chute pression du réservoir. [14]

II.3.2. *Teg* :

Ce site se compose d'un système de collecte de gaz et d'installations de traitement. Ces dernières sont dotées d'un séparateur tri-phasique, d'un système de déshydratation au Glycol et deux trains de régénération de glycol. Le gaz déshydraté sera acheminé vers le CPF *Krechba* par gazoduc de 38 pouces.

II.3.3. *In Salah CPF* :

Ce projet dit Champs du Sud est raccordé à quatre Champs satellites : *Garet el Befinat* (*GBF*), *Hassi Moumene* (*HMN*), *In Salah* (*IS*) et *Gour Mahmoud* (*GMD*) et ce dans le but de soutenir le plateau de production lorsque celle du nord est en difficulté (Figure II.5). [15]

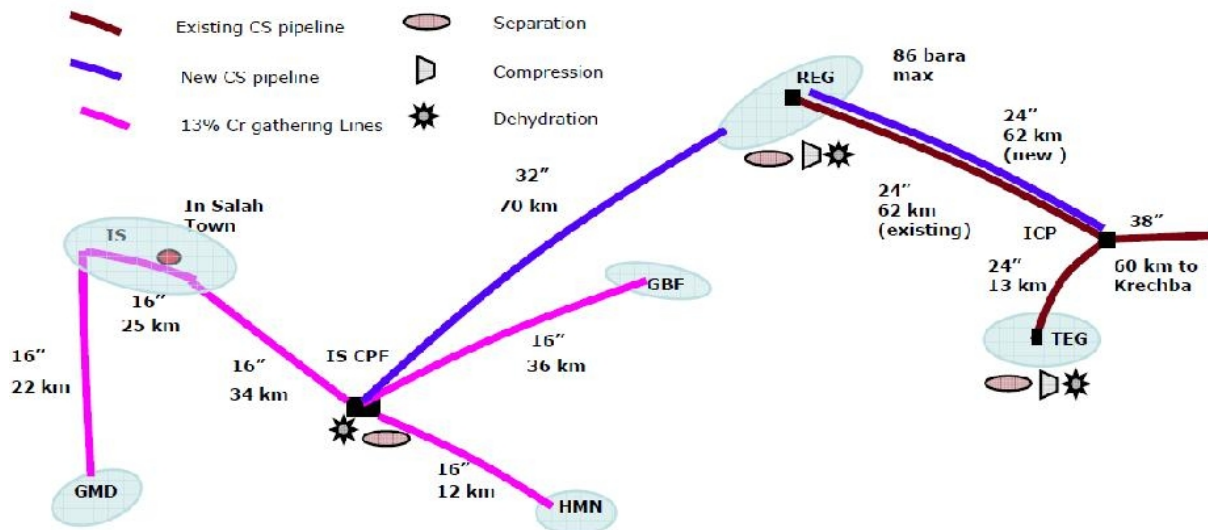


FIGURE II.5 : In Salah CPF.

II.3.4. Hassi R'Mel :

Le gaz traité provenant de l'installation centrale de *Krechba* circule dans un pipeline (450 Km, 48") pour atteindre la station de re-compression GR3 de Hassi R'Mel située à 2 Km au Sud Ouest des stations existantes GR2 et GR3 et à environ 7 Km du point de raccordement des collecteurs du Centre National de Dispatching du Gaz.

La station de re-compression est conçue pour augmenter la pression et réguler la température du gaz d'exportation au niveau du point de raccordement du CNDG à 71 bar et 50°C au maximum. [16]

II.4. Techniques de traitement de gaz à *Krechba* :

D'une façon générale, le traitement du gaz naturel consiste en un retrait de certains constituants en sortie des puits de production pour le rendre compatible avec les spécifications requises pour son transport et surtout pour obtenir un produit d'exportation *ON-SPEC* commercialisable et des condensats stabilisés, d'où nous pouvons citer 3 techniques de traitement du gaz naturel qui sont : la déshydratation, la décarbonatation, l'absorption chimique.

II.4.1. La déshydratation :

La déshydratation est un procédé de réduction de la teneur en eau au moyen de techniques de traitement appropriées afin d'éviter les problèmes de risque de :

- corrosion des pipes,
- formation d'hydrates causant le bouchage des conduites,
- solidification dans les procédés cryogéniques,...

a- Formation des hydrates de gaz naturel :

a.1-Nature et Structure :

Un hydrate est une combinaison physique de l'eau et d'autres petites molécules de gaz produisant un solide qui a une apparence semblable à de la glace. Les hydrates sont donc des cristaux qui ont l'aspect de la neige. En effet, en présence d'un gaz léger, les molécules d'eau peuvent former une structure cristalline régulière comprenant des cavités ou cages, dans lesquelles sont piégées les molécules de gaz (Figure II.6). De manière générale, la formation des hydrates est favorisée par la présence de fines particules jouant le rôle de germes de cristallisation.

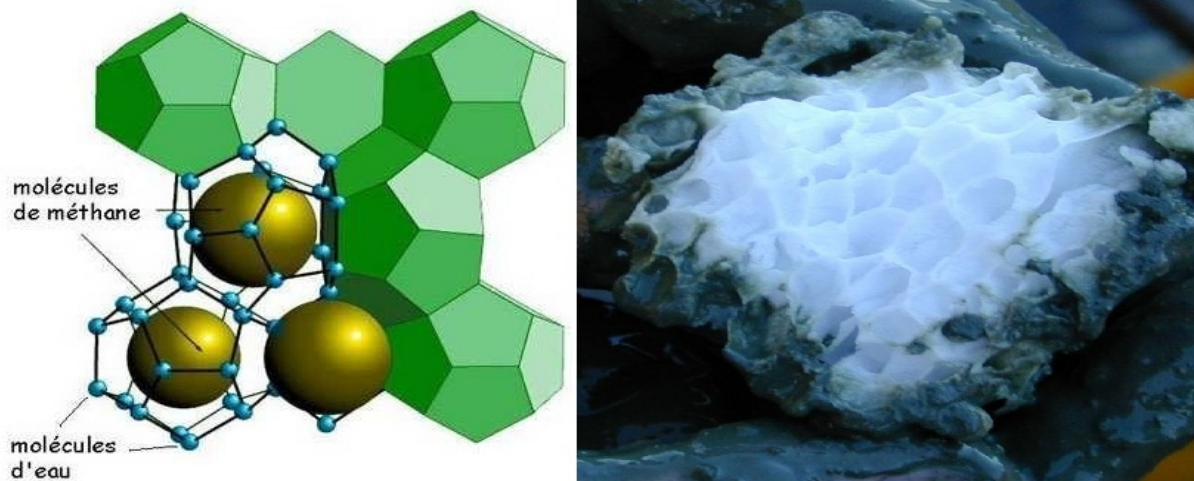


FIGURE II.6 : Hydrates de Méthane.

Les hydrates associant à un hydrocarbure donnent un nombre déterminé de molécules d'eau et ce nombre dépend de la taille de molécules d'hydrocarbure, d'où on peut distinguer deux structures cristalline pour les hydrates :

- a. Les petites molécules des gaz (CH_4 , C_2H_6 , et H_2S) forment avec l'eau, un corps centré de structure cubique s'appelle (structure I).
- b. Les grandes molécules (C_3H_8 et $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$) forment la (structure II) avec 17 molécules d'eau par une molécule du gaz.

a.2-Prévention des hydrates :

Les hydrates ne pouvant se former sans que l'eau liquide soit en contact avec le gaz, et pour éliminer ce problème, certaines étapes peuvent être suivies :

- Chauffage des conduites de transport pour maintenir le gaz au dessus de la température de formation des hydrates.
- Réduction de la pression dans les conduites en isotherme.
- L'emploi des solvants miscibles en phase gazeuse qui permettent d'abaisser la température de formation des hydrates en modifiant la fugacité de l'eau.
- Utilisation d'inhibiteurs tels que les alcools, qui servent à abaisser le point de congélation de l'eau.
- Des constituants tels que l'ammoniaque, qui agissent sur sa structure.
- Des sels, qui en solution réduisent son activité. [17]

b- Les méthodes de déshydratation :

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

- ✓ L'absorption
- ✓ L'adsorption
- ✓ La perméation gazeuse

c- La déshydratation au niveau de *Krechba* :

La déshydratation du gaz est opérée dans 2 trains identiques afin d'éliminer toute condensation à l'intérieur du réseau de pipelines inter-champs y compris les points morts

tels que les racleurs pour prévenir la corrosion des pipelines.

Les gisements de *Reg* et *Teg* contiennent un volume de dioxyde de carbone considérable et des traces de H₂S, qui en présence d'eau, deviennent hautement corrosifs pour l'acier dur particulièrement sous des conditions relatives de basses températures.

c.1- Le Glycol :

Le glycol est un produit chimique ayant deux groupes d'hydroxydes séparés (OH)₂. Il contribue à une grande solubilité avec l'eau (hygroscopicité) et à la réactivité avec beaucoup de solution organique sur une chaîne de carbone généralement linéaire et aliphatique. La formule générale des glycols est **HO(C₂H₄)_nHO**.

c.2- Propriétés physico-chimiques du Tri-Ethylène Glycol :

- Formule moléculaire brute : C₆H₁₄O₄
- Propriétés physiques État physique : Liquide
- Masse moléculaire : 150,17 g/mol
- Masse volumique : 1,1274 g/ml à 20 °C
- Solubilité dans l'eau : Miscible
- Densité de vapeur (air=1) : 5,17
- Point de fusion : -5,00 °C
- Point d'ébullition : 285,00 °C
- Tension de vapeur : < 0,01 mm de Hg (0,00133322 kPa) à 20 °C
- Concentration à saturation : 13,1578 ppm
- Facteur de conversion (ppm->mg/m³) : 6,142
- Apparence: Liquide transparent, incolore, inodore
- Point d'éclair : 177,00 °C Coupelle fermée
- Point d'éclair : 165,50 °C Coupelle ouverte
- T° d'auto inflammation : 371 °C
- Limite inférieure d'explosibilité : 0,9% à 25 °C
- Inflammabilité et explosibilité: Peut s'enflammer s'il est chauffé fortement et en présence d'une source d'ignition.

c.3- Procédé de Déshydratation au Glycol :

Le procédé de déshydratation s'opère lorsque le Tri-Ethylène Glycol et le gaz ascendant sont mis en contact à travers une section de garnissage où aura lieu l'absorption de la vapeur d'eau.

Le glycol saturé en vapeur d'eau est ensuite dirigé vers une section de régénération pour le débarrasser de l'eau absorbée. Le glycol, préchauffé, entre dans la colonne de régénération où il s'écoule à travers un lit de garnissage puis dans le rebouilleur. Les vapeurs sortant du rebouilleur montent à travers le lit de garnissage de la colonne de régénération où elles entrent en contact avec le glycol et le débarrassent de la majeure partie de son eau.

II.4.2.La décarbonatation :

Deux trains d'extraction de CO₂ en service traitent le courant combiné de gaz de *Teg* et de *Reg* ainsi que les installations de traitement de *Krechba* afin de satisfaire les spécifications commerciales relatives au gaz produit à savoir 0,3 %mol en CO₂ (Figure II.7).

L'unité d'élimination de gaz acide est constituée d'une section d'absorption de CO₂ où le gaz acide est piégé par procédé d'absorption sur MDEA et d'une section de régénération où

l'agent absorbant est récupéré pour usage en circuit à boucle fermée.

a- Section d'absorption de CO₂ :

• Préchauffeur & Colonne d'absorption :

Le gaz d'alimentation arrive aux deux trains à partir du collecteur d'admission de *CPF Krechba* à une pression d'environ 70 à 73 bars et une température de 25 à 35 °C. Le préchauffeur de gaz HA-028101 permet d'augmenter la température du gaz d'alimentation au environ de 55 °C par échange de chaleur avec la solution d'amine régénérée et refroidie par un système de ventilateur à air.

Le gaz d'alimentation préchauffé est acheminé vers le bas de la colonne d'absorption verticale où il est mis en contact avec un flux à contre-courant d'une solution d'amine pauvre descendant à travers la colonne. La solution d'amine pauvre entre dans le haut de la colonne à environ 55°C via un distributeur de liquides. La colonne est munie d'un seul lit à garnissage de 8 mètres de hauteur qui permet un contact intime entre le courant de gaz et l'agent d'absorption.

La solution d'amine absorbe le CO₂ et le H₂S se trouvant dans le gaz. Le gaz traité quitte le haut de la colonne d'absorption à une pression d'environ 71 bars et une température d'environ 55°C et passe dans le contacteur de Glycol de gaz d'exportation.

b- Section de régénération :

• Ballon HP

La solution d'amine saturée de CO₂ passe dans le ballon flash HP à une température de l'ordre de 83 °C et à une pression de 6 bars. La détente entre l'absorbeur et le ballon HP entraîne la séparation instantanée du CO₂ de la solution.

La vapeur instantanée riche en CO₂(environ 50 % mole) provenant du ballon HP est acheminée sous contrôle de pression soit vers le ballon de *reflux* soit vers la torche gaz acide pour l'élimination des vapeurs en excès.

Le ballon est muni d'un lit à garnissage (hauteur de 3 m) pour assister la libération du méthane et du CO₂ de la solution d'amine riche.

La solution passe ensuite sous contrôle de niveau vers le ballon flash BP. La détente de pression entre le ballon HP et le ballon BP entraîne la libération d'un surcroît de CO₂ de la solution d'amine riche.

• Ballon BP & Condenseur

Il est muni d'un lit à garnissage (hauteur de 6 m). Il fonctionne à une pression de 1,7 bar. L'amine circule vers le bas, à contre-courant avec le CO₂ venant du stripper.

Le courant de gaz sortant du ballon BP à 78 °C passe au condenseur à air HC-28104, où il est refroidi jusqu'à 55 °C régulée par l'utilisation combinée des ventilateurs à pas variable.

Les pompes d'amine riche fonctionnent sur contrôle de débit en cascade avec le niveau du ballon BP.

• Ballon et pompes de reflux

Le gaz refroidi passe vers le ballon de reflux où l'eau condensée est recueillie puis pompée vers le ballon BP par les pompes sous contrôle de niveau. L'eau recyclée à partir des installations de compression de CO₂, rejoint le ballon de reflux. L'eau d'appoint déminéralisée est également fournie au ballon de reflux.

Le courant de gaz acide humide, à une pression de 1,5 bars et une température de 55 °C, passe ensuite vers les installations de compression de CO₂ pour réinjection. En cas d'indisponibilité de système de réinjection, le gaz est éventé à partir de l'évent de gaz acide.

- **Pompes amine riche, échangeurs à Plaques, *Stripper* et rebouilleurs**

La solution d'amine riche venant du ballon BP est véhiculée par les pompes d'amine riche PA 028103A/B sous une pression de refoulement de 5 barg avant d'être introduite dans les échangeurs à plaques HB-028102A/B/C/D. La solution d'amine riche préchauffée, alimente par la suite le haut du stripper VE-028104 où le CO₂ est dégagé de la solution. Le stripper est muni de deux lits de garnissage (hauteur de 5 m chacun). Le stripper fonctionne à une pression de 1,8 bars au sommet de la colonne, la chaleur étant fournie par des rebouilleurs qui emploient l'eau chaude.

Le courant de tête de vapeur de CO₂ venant de stripper passe vers le Ballon flash BP.

La solution d'amine régénérée à une température de 121°C passe dans l'échangeur à plaques.

- **Pompes Booster, Echangeur solution pauvre et pompes de circulation**

La solution refroidie est augmentée en pression d'environ 5 bar, par les pompes booster. La solution d'amine riche est refroidie ensuite à 62 °C dans l'aéro-réfrigérant HC-0128103 qui est refroidi à l'air.

La solution régénérée refroidie est ensuite augmentée en pression par la pompe de circulation PA -028102A/B à environ 75 bars et encore refroidie à 55 °C contre du gaz d'alimentation dans le préchauffeur d'alimentation en gaz HA -028101 et puis est envoyée vers le CO₂ absorber. Les pompes de circulation fonctionnent sur contrôle de débit.

- **Filtres**

Sur chaque train, 15 % de la solution, passe du refoulement aéro-Réfrigérant de l'amine pauvre vers un système de filtration. Ce système est constitué d'un filtre de garde CB028101A/B en amont, d'un filtre à charbon active CB-028102 et d'un filtre mécanique CB028203A/B placé en aval du filtre à charbon. [18]

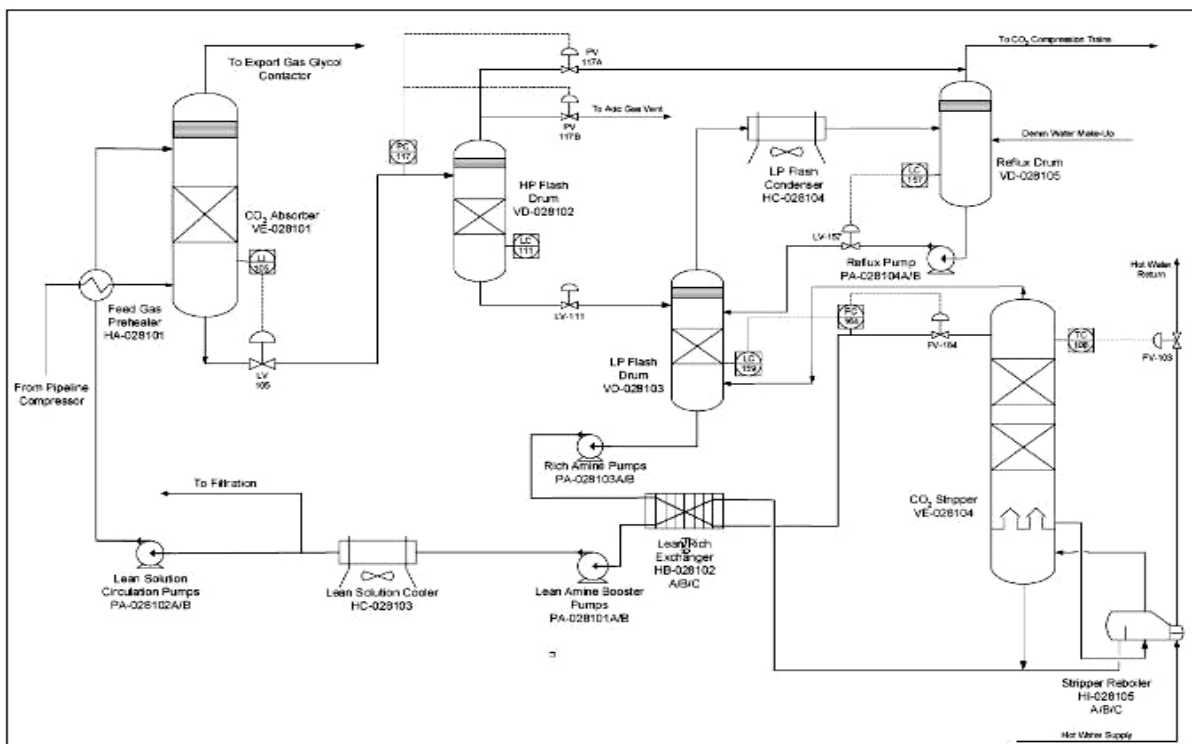


FIGURE II.7 : Absorbeur et trains de régénération de la solution d'amine.

II.4.3. Absorption chimique en utilisant la solution d'amine :

Les solvants chimiques sont généralement des solutions aqueuses à base d'amines. Les amines sont des molécules organiques comportant une ou plusieurs fonctions amines ($-N$). Le groupement amine assure la basicité de la solution nécessaire à la réaction avec les gaz acides.

Ces amines sont classées suivant le degré de substitution de leur atome d'azote. Pour le captage du CO_2 :

➤ **Primaire** : la monoéthanolamine (MEA) et la diglycolamine (DGA). Ce sont des amines très réactives avec les gaz acides et qui permettent des séparations de grande pureté. Cependant leur capacité d'absorption du CO_2 est relativement faible :

➤ **Secondaire** : la diéthanolamine (DEA) et la diisopropanolamine (DIPA). Elles sont moins réactives que les amines primaires et ne sont donc à utiliser que pour des objectifs moins exigeants en termes de pureté. La dégradation avec le COS et le CS_2 est aussi moindre que pour les amines primaires. La tension de vapeur de la DEA est assez faible, limitant les pertes par évaporation. Par contre, il existe plusieurs réactions irréversibles avec le CO_2 , formant des produits de dégradation corrosifs.

➤ **-Tertiaire** : la N-méthyl-diéthanolamine (MDEA) et la Triéthanolamine (TEA). Ces amines sont encore moins réactives que les amines secondaires mais leur capacité d'absorption est plus grande.

La MDEA n'agit pas directement avec le CO_2 mais comme un catalyseur pour l'hydratation du CO_2 . La solution aqueuse peut contenir 60 mass.% de MDEA sans que les pertes par évaporation soient trop importantes. De plus elle est très résistante aux dégradations thermiques et chimiques. [19]

II.5. Spécification commercial du gaz de *Krechba* :

Le groupement d'*In Salah Gaz (Sonatrach BP-Statoil)* a signé un contrat de vente de $9 \cdot 10^9$ m³ de gaz par an avec le centre national de distribution de gaz naturel (CNDG), depuis 2010 le réservoir de district 3 a commencé à dégrader, le gaz doit répondre aux principales spécifications de vente, parmi ces spécifications on trouve le point de rosé d'hydrocarbure, point de rosé d'eau et la teneur en gaz acide CO_2 .

Ce tableau suivant montre les 3 spécifications exigé par le centre national de distribution de gaz naturel CNDG :

TABLEAU II : Spécifications commerciaux du gaz de *Krechba*. [20]

Point de rosé d'hydrocarbure	-2 °C
Point de rosé d'eau	-8 °C
Teneur en gaz acide CO_2	<0.3%

Chapitre III

Le procédé de décarbonatation

Introduction :

Le dioxyde de carbone est un composé inorganique dont la formule chimique est CO₂. Il se présente, dans les conditions normales de température et de pression, comme un gaz incolore, inodore et à la saveur piquante.

Le gaz carbonique est un puissant gaz à effet de serre. Il est produit lors des processus de combustion. Pour cette raison, la production industrielle et les émissions automobiles représentent un problème écologique majeur. Il est présent dans l'atmosphère dans une proportion approximativement égale à 0,0375 % en volume, soit 375 ppm en volume. Mais elle augmente invariablement, d'environ 2 ppm en volume/an, du fait de l'usage excessif des combustibles fossiles.

III.1.L'acidité du gaz naturel :

Le gaz de *Krechba* est un gaz humide acide car sa composition en hydrocarbures est supérieure à 10%. Le tableau III exprime la classification des gaz selon leur composition.

Tableau III : Classification des gaz selon leur composition (CNDG).

Catégorie	1	2	3	4
Hydrocarbure	<10%	<10%	>10%	>10%
H ₂ S	<1	>1	<1	>1
CO ₂	<2	>2	<2	>2
Appellation	Gaz sec non acide	Gaz sec acide	Gaz humide non acide	Gaz humide acide

III.2.Les procédés de décarbonatation par Absorption :

L'absorption consiste en un transfert de matière entre une phase gazeuse et une phase liquide. Cette dernière étant constituée d'un corps pur ou d'un mélange de plusieurs substances (solvant). Pour que l'absorption soit possible, la pression partielle du soluté dans le gaz doit être supérieure à sa pression partielle dans l'absorbant, c'est-à-dire le gaz et l'absorbant ne peuvent pas être en équilibre.

Le procédé de décarbonatation peut être effectué par plusieurs voies (absorption ou adsorption) comme le montre la figure III.1. La voie utilisée au niveau du site gazier de *Krechba* l'absorption chimique organique à base d'amine MDEA.

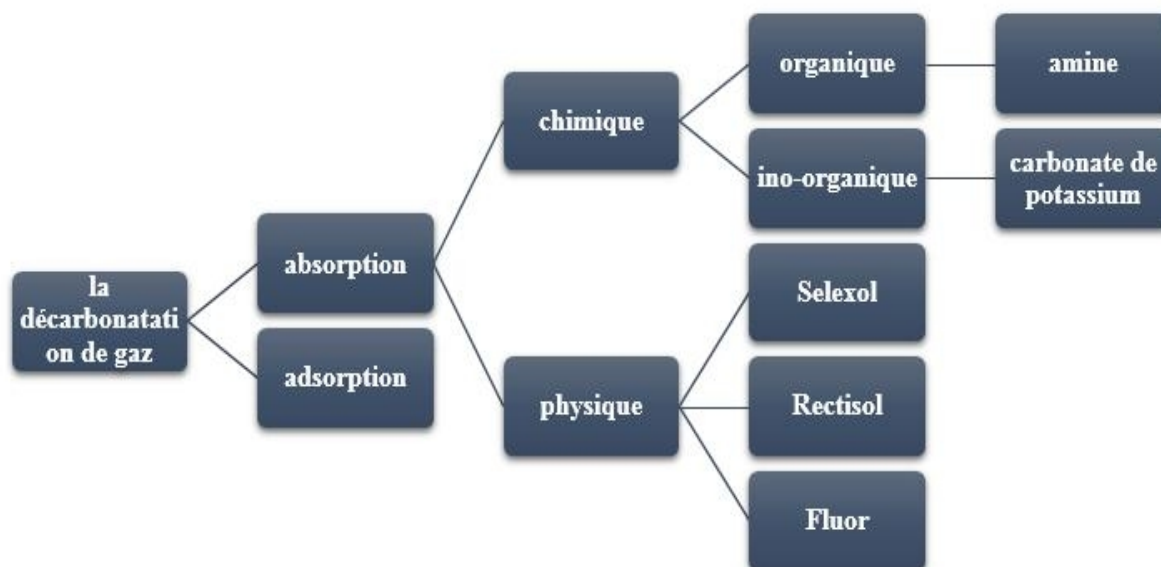


FIGURE III.1 : Procédé de la décarbonatation. [16]

Le choix des conditions opératoires est fonction de la solubilité du gaz, qui augmente quand sa pression partielle augmente. On a donc toujours intérêt à faire fonctionner les colonnes d'absorption à la pression la plus haute possible. Ce sera en général la pression à laquelle le gaz à traiter est disponible.

La solubilité du gaz est plus grande quand la température du solvant est faible. En conséquence dans les installations de traitement de gaz par absorption chimique, il y'a une colonne d'absorption et une colonne de régénération. On refroidit toujours le solvant régénéré tout en chauffant la solution qui sort au fond de l'absorbeur.

III.2.1.Procédé d'absorption chimique :

L'absorption chimique nécessite une colonne de séparation (à plateaux ou à garnissage) dans laquelle le transfert de matière est favorisé par une importante surface de contact entre le liquide et le gaz.

Le gaz à purifier est introduit en pied de colonne d'absorption, tandis que la solution (l'amine) est introduite en tête de colonne.

La solution riche en soluté (L'amine) s'écoulant en pied de colonne est réchauffée, dans un échangeur croisé avec la solution pauvre, c'est à dire avec la solution régénérée. Cette solution riche est alors introduite dans la colonne de régénération.

Dans les unités traitant les gaz acides à pression élevée un ballon de détente maintenu à pression intermédiaire est parfois utilisé avant la colonne de régénération. Le solvant pauvre provenant de la colonne de régénération, après un premier refroidissement dans l'échangeur avec le solvant riche, puis refroidissement plus poussé avec de l'air ou de l'eau, est réintroduit dans la colonne d'absorption. Le gaz séparé sortant de la tête de la colonne de régénération contient de la vapeur d'eau, laquelle est condensée puis recyclée dans la colonne de régénération. Le gaz acide restant est envoyé vers un stockage.

La chaleur nécessaire pour la régénération est apportée par de la vapeur par l'intermédiaire d'un rebouilleur. Elle permet d'élever la température de la solution riche jusqu'à la température de bulle du solvant pauvre, d'apporter la chaleur de dissociation des composés ayant réagi, de déplacer l'équilibre de réaction afin de libérer le gaz acide, et de vaporiser la solution aqueuse faisant office de reflux dans la colonne.

a- Procédé amine :

Les amines sont largement utilisées pour l'élimination du CO₂ dans le flux de gaz naturel. Leur réactivité et leur disponibilité à bas coût, particulièrement la monoéthanolamine (MEA) et la diéthanolamine (DEA),... les rendent très attractives.

La monoéthanolamine (MEA) est très réactive et peut absorber simultanément CO₂ et H₂S. Sa faible masse moléculaire de la MEA lui confère un pouvoir absorbant important pour les solutions modérément concentrées.

La diéthanolamine (DEA) aide à surmonter les limitations d'absorption du MEA et peut être utilisée même en présence de COS et CS₂. C'est une amine secondaire moins efficace pour l'absorption du CO₂. Les produits de dégradation de la DEA sont moins corrosifs que ceux de la MEA.

La diglycolamine (DGA) est aussi employée pour le traitement du gaz naturel pour son pouvoir d'élimination des gaz H₂S et CO₂ mais aussi le COS et les mercaptans.

La méthyl-diéthanolamine (MDEA) élimine sélectivement le H₂S et une grande partie de CO₂, et le Schéma fonctionnel détaillé de la décarbonatation à base d'amine MDEA est donné dans la figure III.2.

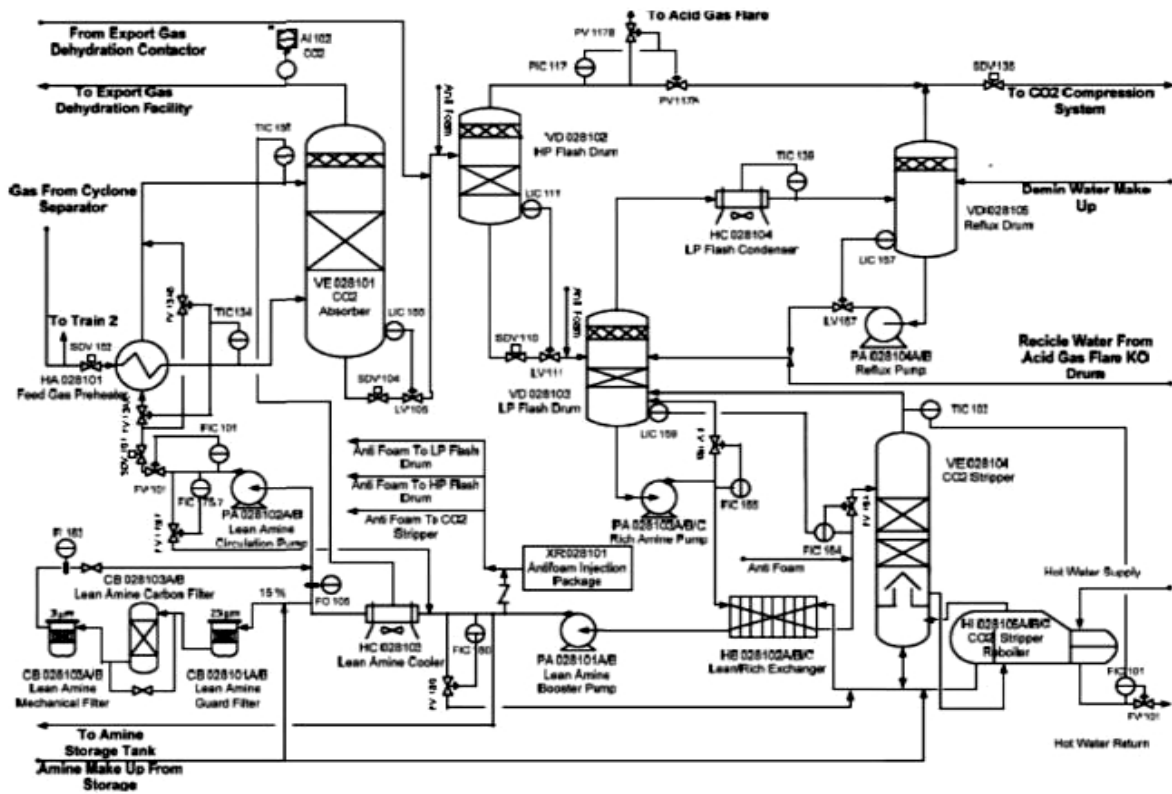


FIGURE III.2 : Schéma fonctionnel de la décarbonatation à base d'amine MDEA.

b- Procédé de carbonate de potassium :

Il utilise du carbonate de potassium pour éliminer le CO₂ du gaz naturel selon le processus :



Cela fonctionne mieux pour une gamme de pression partielle du CO₂ entre 30 à 90 psia. Le carbonate de potassium chaud est utilisé fréquemment pour un gaz naturel ayant des teneurs moyennes en gaz acides de 5 à 35 % en volume.

La réaction avec le dioxyde de carbone donne deux parties de bicarbonate de potassium pour chaque partie de carbonate de potassium qui a réagi. Par conséquent, la concentration de la solution du solvant utilisé (K₂CO₃) pour l'enlèvement de CO₂ est contrôlée par la solubilité du bicarbonate de potassium au lieu de la solubilité du carbonate de potassium.

III.4.2. Procédé d'absorption physique :

L'élimination du CO₂ par des procédés d'absorption physique est basée sur la solubilité du CO₂ dans le solvant. Cette dernière dépend de la pression partielle et de la température du gaz d'alimentation. Elle est favorisée par une basse température et une pression partielle de CO₂ élevée. La régénération du solvant se fait à une pression plus basse ou par entraînement à la vapeur.

Partie pratique

Chapitre IV

Simulation du procédé de décarbonatation

Introduction

La simulation est un outil d'aide à la décision, exploitée dans différents domaines de l'engineering et de la recherche scientifique en général, permettant d'analyser le comportement d'un système et d'optimiser son fonctionnement. Un module n'est pas une représentation exacte de réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importants du système d'analyse.

Le but de ce travail est de proposer un modèle de simulation du procédé de décarbonatation par absorption d'amine et d'optimiser les paramètres de marche de ce système sur logiciel Aspen *HYSYS*.

IV.1.Présentation du logiciel Aspen *HYSYS*

HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont bien identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et s'assurer que les équipements sont conformes aux spécifications prescrites où tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle.

HYSYS a été développé pour l'industrie du pétrole. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi et tri-phasiques, de compression à la distillation et la transformation chimique bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques telles que les simulations statique et dynamique. [21]

IV.2.Description du procédé d'absorption

Lorsqu'on met en œuvre l'absorption d'une espèce gazeuse dans une solution liquide, il se produit un transfert de la phase gazeuse vers la phase liquide au niveau de l'interface. Les conditions dans la région très proche de cette interface sont très difficiles à observer expérimentalement. On est, de ce fait, souvent amené à utiliser des modèles simples issus de la mécanique des fluides et décrivant des couches limites au voisinage de l'interface.

Le facteur le plus important dans le phénomène de transfert de matière est l'existence d'une résistance au transfert de matière localisée dans une région de faible épaisseur, adjacente à l'interface.

IV.2.1. Théorie de transfert de matière :

Dans le cas des faibles concentrations d'un corps dissous dans la phase liquide, la loi d'Henry s'applique selon :

$$P_i = K_i \cdot x_i \dots (1)$$

La pression partielle P_i du corps dissous dans la phase gazeuse est donnée par la loi de Dalton :

$$P_i = y_i \cdot P \dots (2)$$

La combinaison donne le rapport d'équilibre pour la concentration de phase vapeur avec la phase liquide :

$$y_i = (K_i \cdot x_i) / P \dots (3)$$

Avec :

x_i : la fraction molaire du corps dans la phase liquide.

y_i : la fraction molaire du corps dans la phase gazeuse.

P_i : la pression partielle du gaz en bar

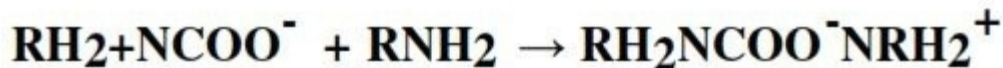
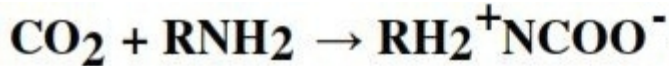
P : pression totale en bar

K_i : la constante d'Henry.

IV.2.2.Mécanismes d'absorption avec réactions :

Le CO_2 est transféré du gaz vers le liquide où il s'absorbe en solution. Une fois en solution, le CO_2 peut réagir avec d'autres composants. En règle générale, les réactions ayant

lieu entre le CO₂ et l'amine primaire (MEA, NH₂C₂H₄OH) sont :



IV.3. Modèles thermodynamiques

IV.3.1. Modèle thermodynamique d'amine package :

Le modèle d'amine package se base sur celui de Robinson et al. 1978 [21]. Il est disponible avec option Aspen HYSYS (Figure IV.1).

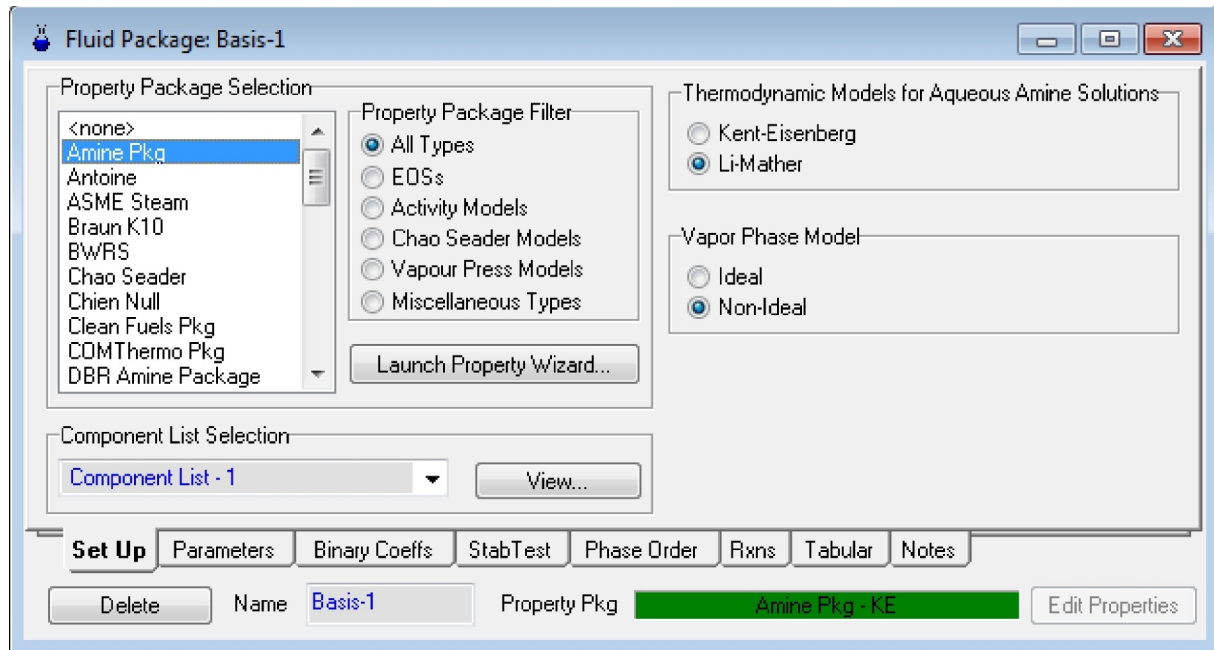


FIGURE IV.1 : Choix du modèle thermodynamique (Amine Package).

Pour déterminer les propriétés de l'amine, le modèle thermodynamique Peng – Robinson [21] est utilisé pour la phase vapeur:

$$P = \frac{RT}{v - b} = \frac{a(T)}{v(v + b) + b(v - b)} \dots (4)$$

Avec :

$$a = \alpha(45724)R^2T_c^2/P_c$$

$$b = (0,07780)RT_c/P_c$$

T_c = température critique en °C

P_c = pression critique en bar

α = paramètre calculé par le HYSYS

R = 8,314 J/mol/K (constante des gaz parfaits)

Pour la phase liquide, on utilise le modèle électrolyte Li–Mather [14]:

$$y_i \Phi_i^V P = H_i x_i y_i^L \dots (5)$$

Avec :

x_i : la fraction molaire du corps dans la phase liquide.

y_i^L : la fugacité liquide en bar.

y_i : la fraction molaire du corps dans la phase gazeuse.

ϕ_i^V : la fugacité liquide en bar.

P : la pression totale en bar.

La solubilité des gaz acides à l'état d'équilibre et les paramètres cinétiques pour les solutions aqueuses d'alcanolamines en contact avec le CO₂ sont incorporés dans leur modèle de propriétés, lequel modèle est adapté aux données expérimentales étendues aux données internes de Robinson [21]. Le tableau IV.1 donne les limitations de solubilité d'équilibre qui devraient être observées en utilisant ce modèle de propriétés.

TABLEAU IV : Les limitations de solubilité d'équilibre en utilisant le modèle Amine package (CNDG).

Alkanolamine	Concentration D'Alkanolamine wt% (massique)	Pression Partielle De Gaz Acide (psia)	Température (°F)
Monoethanolamine, MEA	0 - 30	0.00001 - 300	77 - 260
Diethanolamine, DEA	0 - 50	0.00001 - 300	77 - 260
Triethanolamine, TEA	0 - 50	0.00001 - 300	77 - 260
Methyldiethanolamine, MDEA*	0 - 50	0.00001 - 300	77 - 260
Diglycolamine, DGA	50 - 70	0.00001 - 300	77 - 260

L'absorption de CO₂ par les solutions aqueuses d'alcanolamine implique des réactions exothermiques. Les effets de la chaleur sont des facteurs importants dans ce type d'absorption et sont donc pris en considération dans le modèle de propriétés des amines. Le modèle permet des simulations d'absorption sur colonnes à étages par modification des paramètres ayant une influence directe sur l'absorption du dioxyde de carbone tels que la pression, la température, la composition en phase, le débit, la conception mécanique des plateaux,...

IV.3.2. Modèle d'équilibre

La concentration de CO₂ dans le gaz est exprimée par la pression partielle de CO₂. L'équilibre entre les concentrations de CO₂ dans la phase gaz p_{CO_2} et dans la phase liquide C_{CO_2} est représenté comme étant la pression en fonction de la concentration.

Cette expression est prise comme une fonction de la température, de la pression et des concentrations des composants dans la solution. Il y a beaucoup de modèles disponibles pour décrire cette fonction. Dans Aspen HYSYS, l'équilibre de gaz/liquide, pour un constituaient, est normalement prévu en utilisant des k-valeurs définies par l'équation :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \dots (6)$$

Où

y_i : fraction du constituaient (i) dans la phase gazeuse,

x_i : fraction du constituaient (i) dans la phase liquide.

Le modèle de Peng-Robinson [21] convient bien aux systèmes contenant les hydrocarbures, l'eau, l'air et les gaz de combustion. Ce modèle décrit l'équilibre des concentrations en CO₂ dans le gaz et dans le liquide.

IV.3.3. Modèles de colonne dans le logiciel de simulation

Une colonne d'absorption de CO₂ est une unité où le gaz diffuse vers le haut et la solution d'amine coule vers le bas. Le CO₂ est transféré à partir de la phase gazeuse vers la phase liquide où elle réagit avec la solution d'amine. La colonne de désorption de CO₂, également étagée, renferme un rebouilleur au fond pour fournir la chaleur nécessaire au solvant riche et un condenseur au-dessus pour la sortie de CO₂.

Pour commencer, on choisit les composants du fluide et leurs compositions (Figures IV.2, 3).

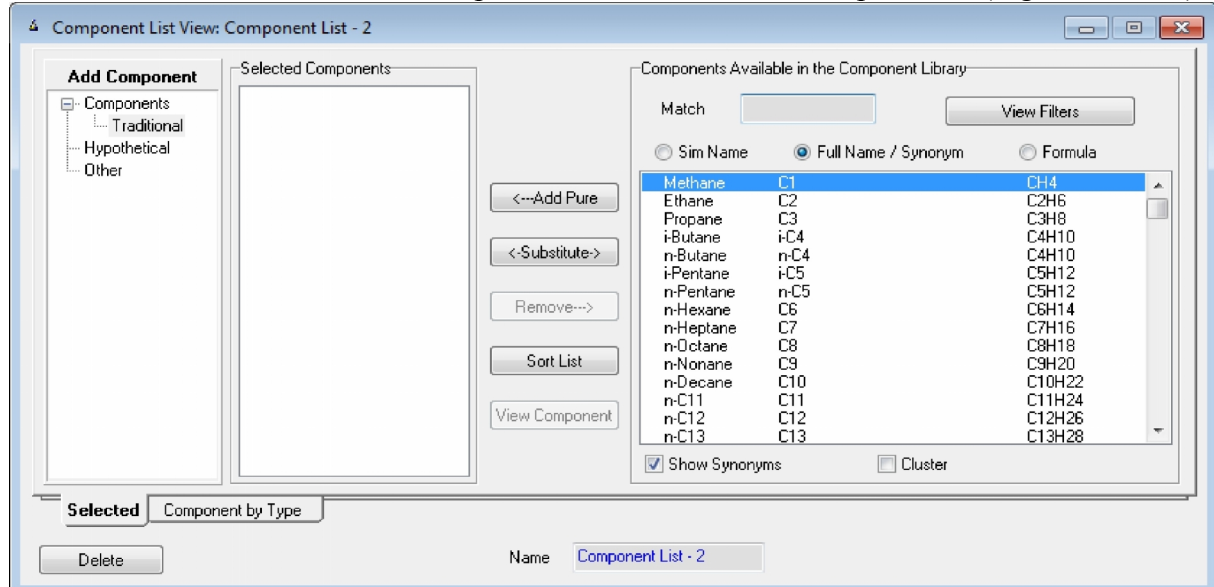


FIGURE IV.2 : Choix des composants du fluide.

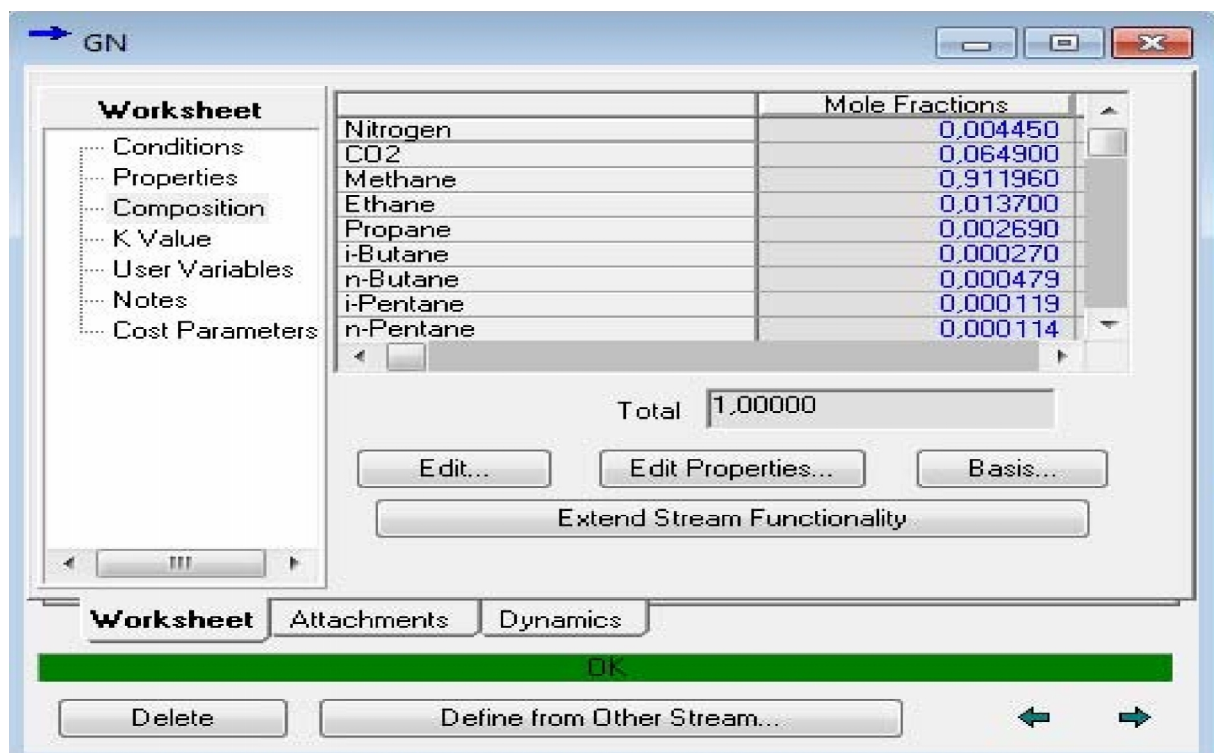


FIGURE IV.3 : Fenêtre d'information du Gaz Inlet.

Après introduction des paramètres agissant directement sur l'absorption de CO₂ tels que le débit, la température et la pression, le logiciel *HYSYS* se charge du calcul de la suite des facteurs restants. Ce logiciel se sert de sa flexibilité de calcul en allant pour simuler vers la fin tout le procédé d'absorption (Figures IV.4, 5 et 6). Une des tâches rigoureuses est la convergence de l'absorbeur avec le régénérateur.

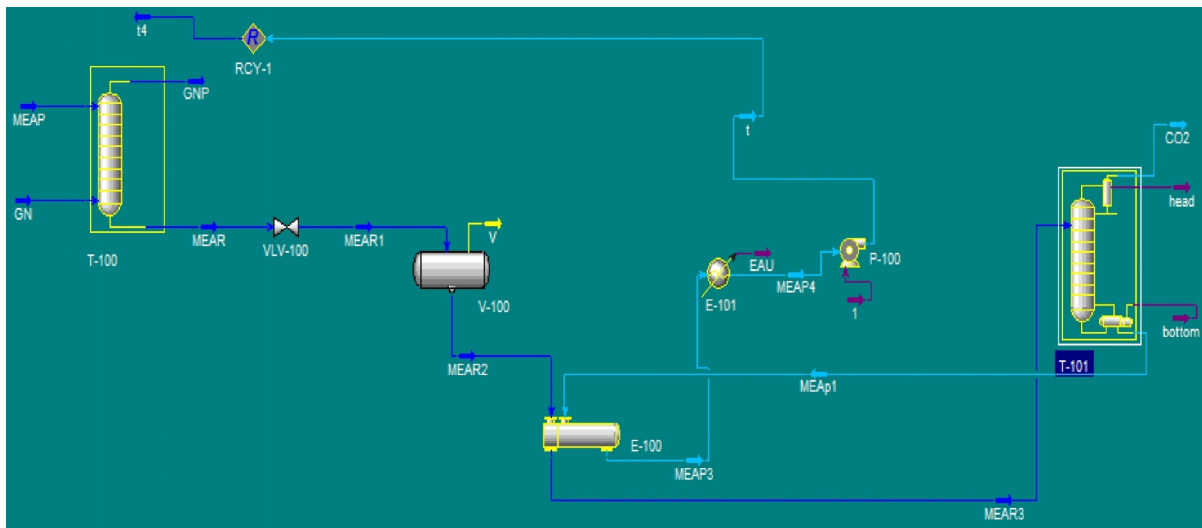


FIGURE IV.4 : PFD de simulation de procédé d'absorption par amine.

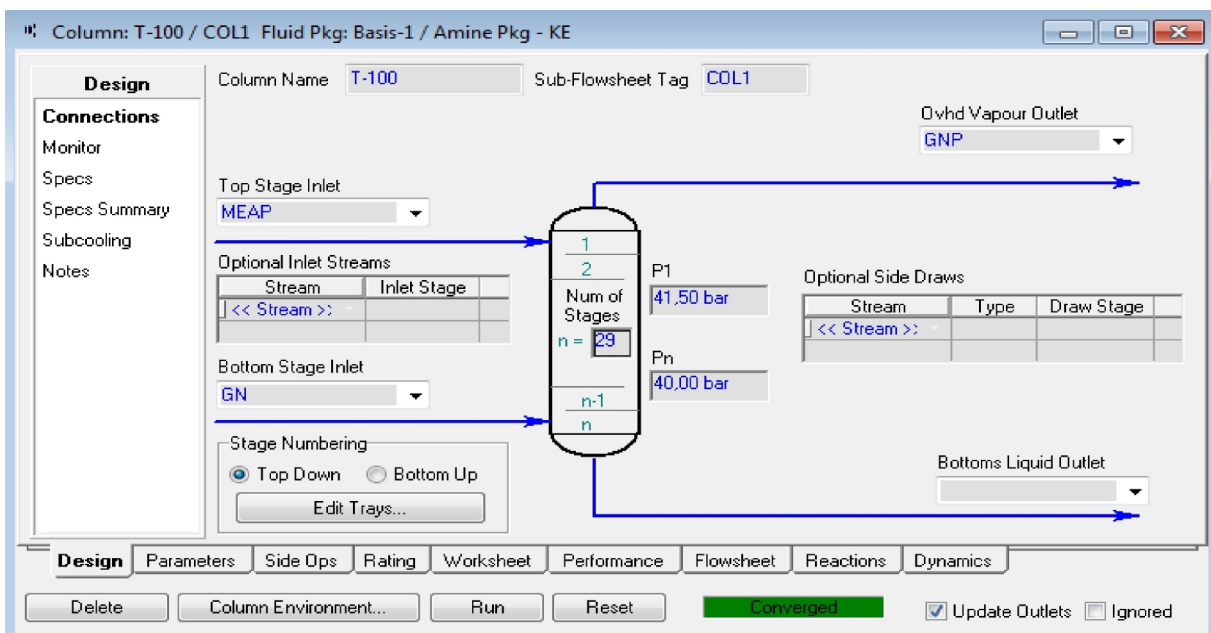


FIGURE IV.5 : Convergence de l'absorbeur de CO₂.

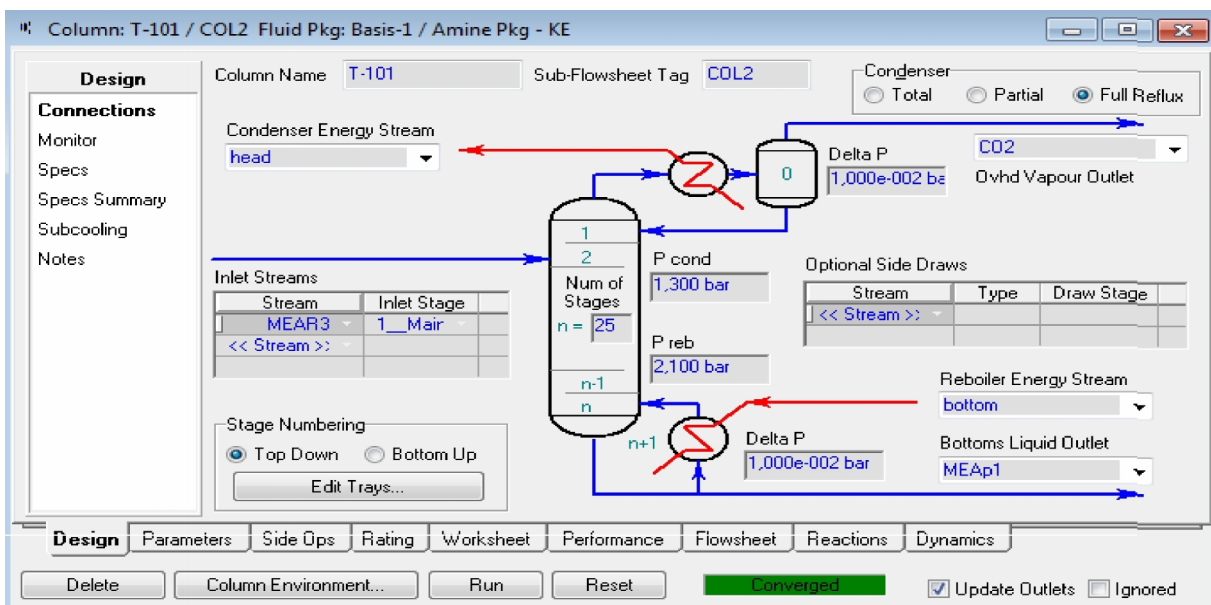


FIGURE IV.6 : Convergence du régénérateur d'amine.

La simulation au complet de l'unité d'absorption est illustrée par la figure IV.7.

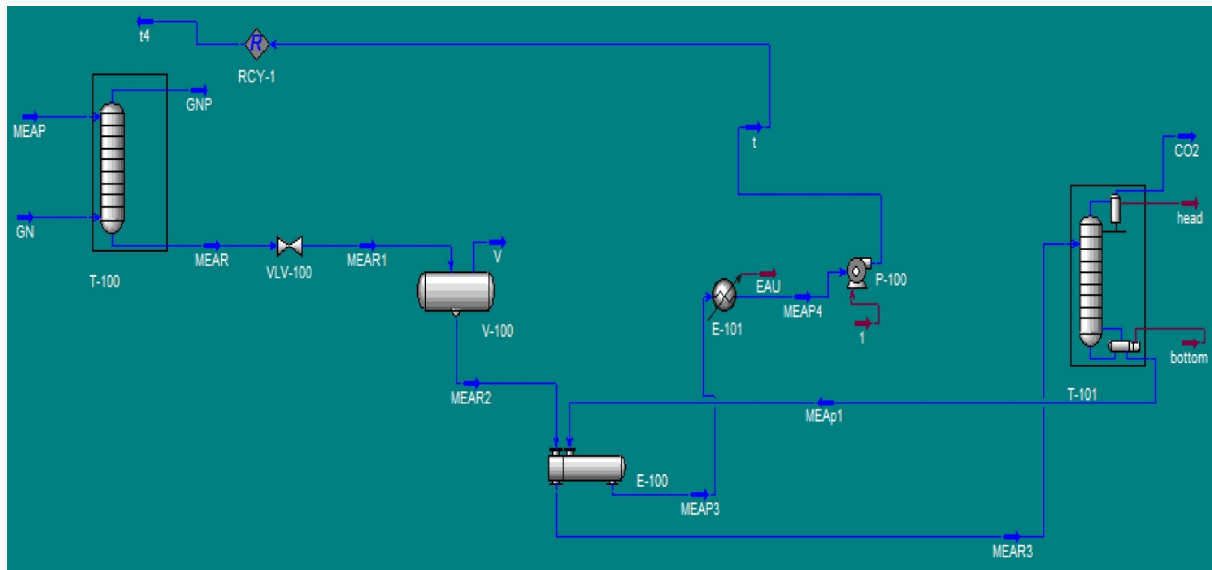


FIGURE IV.7 : Simulation au complet de l'unité d'absorption.

IV.3.4. Aspect mathématique général

Pour inclure un modèle de colonnes d'absorption dans un logiciel de simulation, toutes les équations décrivant l'équilibre, le gaz et les écoulements liquides doivent être résolues pour chaque étage. Ceci mène souvent aux problèmes de convergence. Le modèle de colonnes dans Aspen *HYSYS* a un défaut des caractéristiques de convergence et un ensemble de défauts de paramètres de calcul. Les programmes de simulation sont traditionnellement divisés en programmes modulaires.

Les entrées de chaque module de calcul doivent être connues avant le calcul. Les résultats de calculs du module sont donnés au niveau des sorties.

IV.4. Modélisation du système étudié :

IV.4.1. Unité de décarbonatation à simuler

Deux trains de décarbonatation du gaz naturel basés sur un procédé d'absorption chimique et de désorption pour éliminer le CO₂ avec une solution aqueuse de MDEA a été simulé. La colonne d'absorption est équipée de 24 plateaux d'environ 0,5 m de hauteur l'étage.

Le gaz déshydraté provenant des installations de *Teg* et *Reg* est mélangé avec celui de *Krechba*, également déshydraté et conditionné dans les installations de traitement propres au champ.

Le mélange de gaz résultant est ensuite dirigé vers les cyclones de séparation pour assurer une ultime décantation avant de passer dans l'unité d'élimination de gaz acide où le CO₂ est éliminé du gaz d'exportation. IL est ensuite acheminé à l'unité de déshydratation.

Le CO₂ éliminé est fortement comprimé dans l'unité de compression pour assurer sa réinjection ou son torchage (En cas de capacité de réinjection insuffisante ou indisponibilité des installations de compression CO₂). [22]

IV.4.2. Unité D'élimination de Gaz Acide

Cette opération d'élimination de CO₂ est assurée par deux trains d'extraction en service à 50% chacun. L'installation traite le flux combiné de gaz d'exportation des champs de *Reg*, *Teg* et *Krechba* à une pression d'environ 72,3 bar et à des températures variant entre 25 et 35 °C (Figure IV.8).

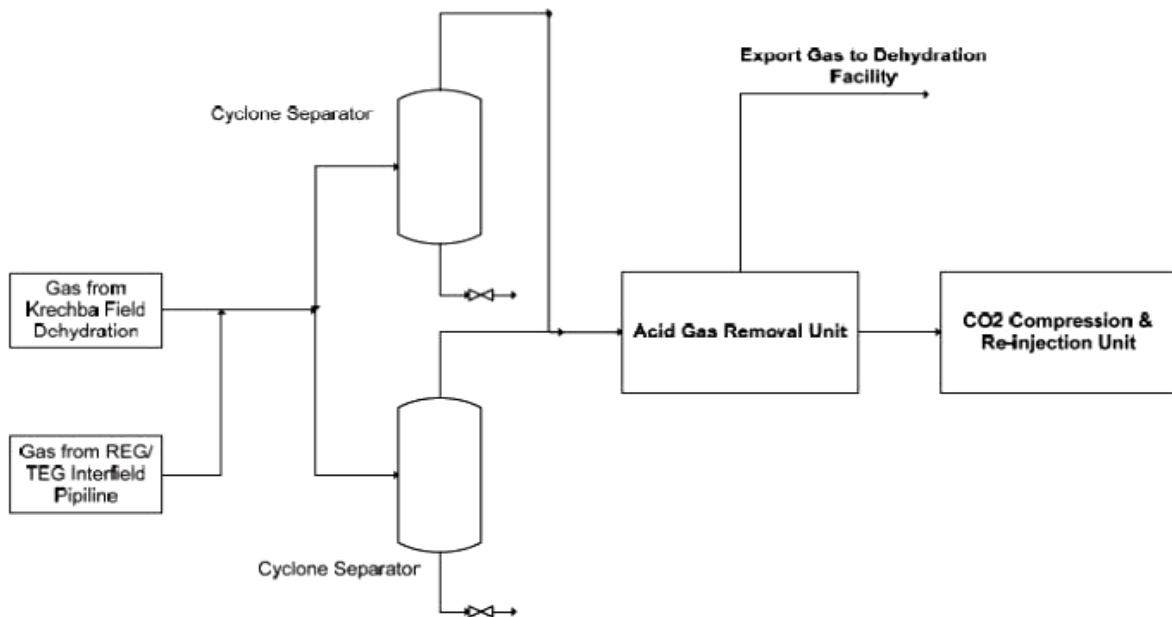


FIGURE IV.8 : Schéma fonctionnel d'unité d'élimination de CO₂.

a- Base de design :

Le procédé d'absorption, à phase unique, de L' amine MDEA est utilisé pour le traitement du gaz d'exportation afin de satisfaire les spécifications relatives au gaz produit (inférieur à 0.3 % mol de CO₂).

La teneur maximale en eau du gaz d'alimentation sera équivalente à un point de rosée en eau de -2°C à 70 bars.

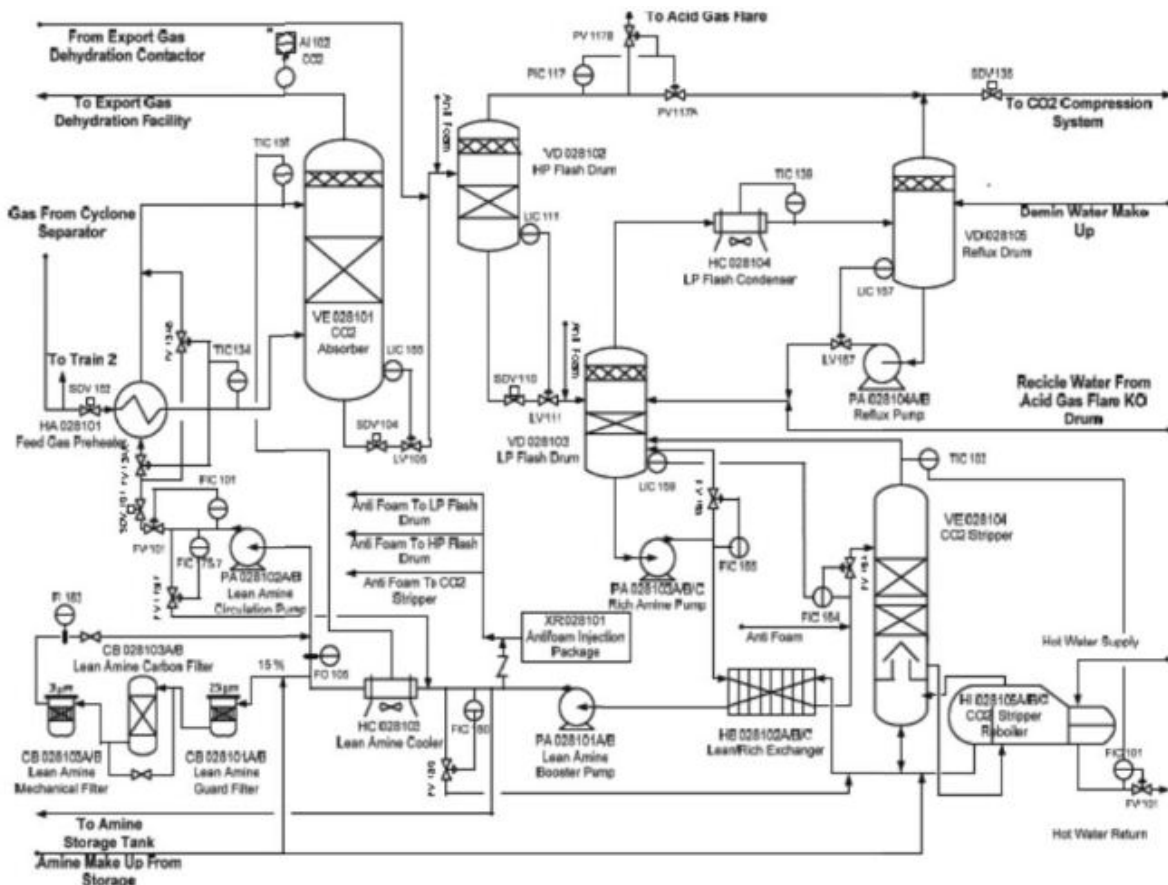


FIGURE IV.9 : Description du système de décarbonation.

b- Description du Système

- Le gaz d'alimentation arrive aux deux trains d'élimination du CO₂ à partir du collecteur d'entrée de *Krechba* à travers le cyclone de séparation à une pression d'environ 72,3 bar et à une température variable de 25°C à 35°C.

- Par ailleurs, un dispositif de préchauffage du flux gazeux est prévu pour maintenir la température de gaz d'alimentation à environ 55 °C par échange thermique avec la solution d'amine préalablement refroidie à l'aide de ventilateurs à air (Figure IV.10), et ce avant que le gaz n'entre dans l'absorbeur CO₂.

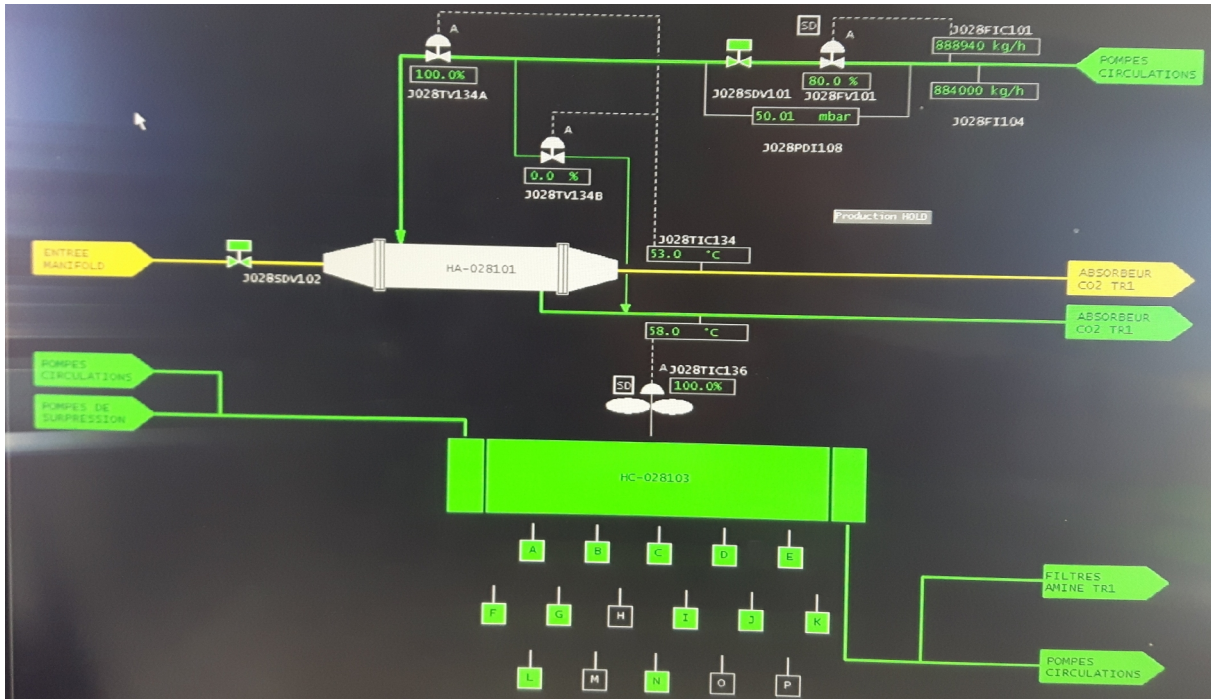


FIGURE IV.10 : Préchauffeur et refroidisseur de gaz.

- Le gaz d'alimentation préchauffé est, alors, acheminé vers le bas de la colonne d'absorption où il est mis en contact avec un flux à contre courant d'une solution d'amine MDEA pauvre (Figure IV.11).

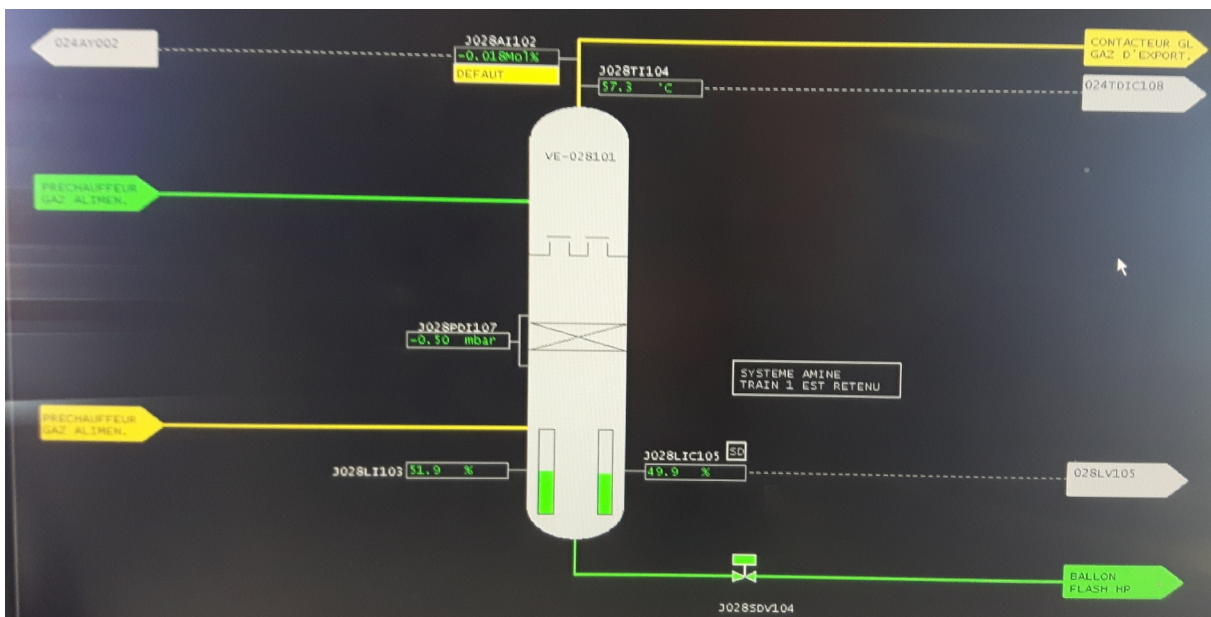


FIGURE IV.11 : Absorbeur de CO₂.

- La colonne est munie d'un seul lit à garnissage structuré à 8 mètres de hauteur.
- La solution de MDEA pauvre absorbe le CO₂ se trouvant dans le gaz.
- Le gaz traité quitte le haut de la colonne d'absorption à une pression de 71,4 bar et une température d'environ 55°C et passe aux installations de déshydratation de gaz d'exportation.
- La solution de MDEA riche provenant du fond de l'absorbeur à une température avoisinant 83°C est acheminée au ballon flash HP à sa pression de fonctionnement de 6 bars sous contrôle de niveau.
- Comme la solution d'amine est flashée de la haute pression à une pression moyenne dans le ballon de flash HP (Figure IV.12), entrainera la séparation instantanée du CO₂ de la solution.

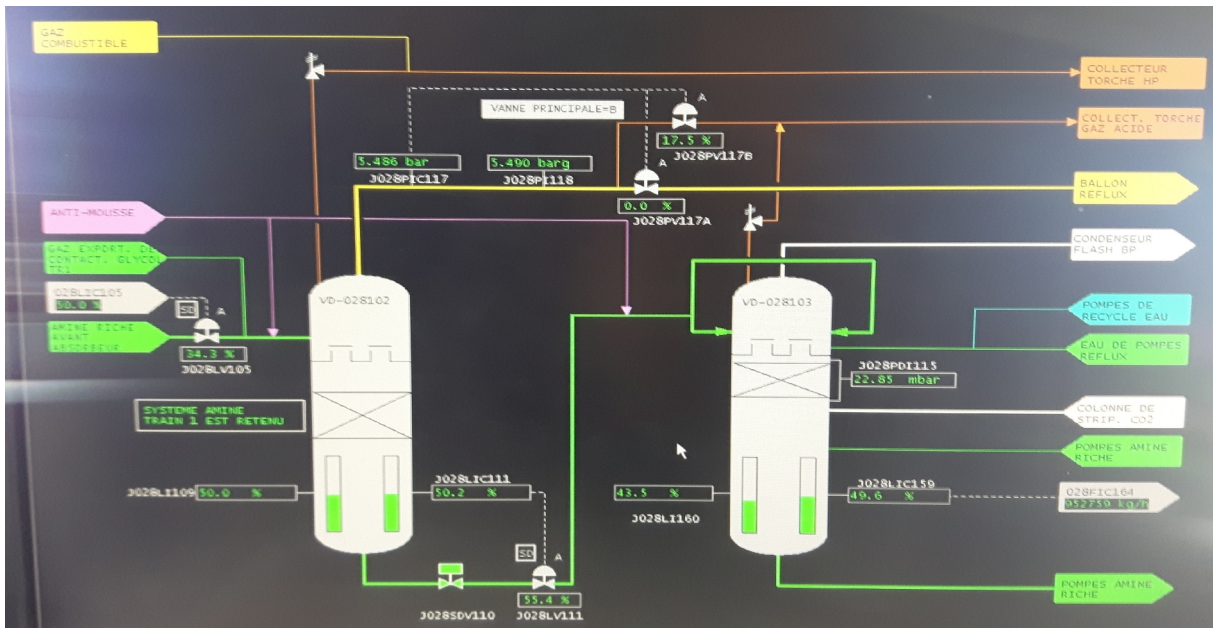


FIGURE IV.12 : Ballon de Flash HP et BP.

- Le gaz flashé riche en CO₂ (environ 50 % moles) provenant du ballon HP est ensuite orienté vers le stripper et le ballon de reflux (Figure IV.13) pour rejoindre le système de réinjection ou éventuellement vers la torche gaz acide.

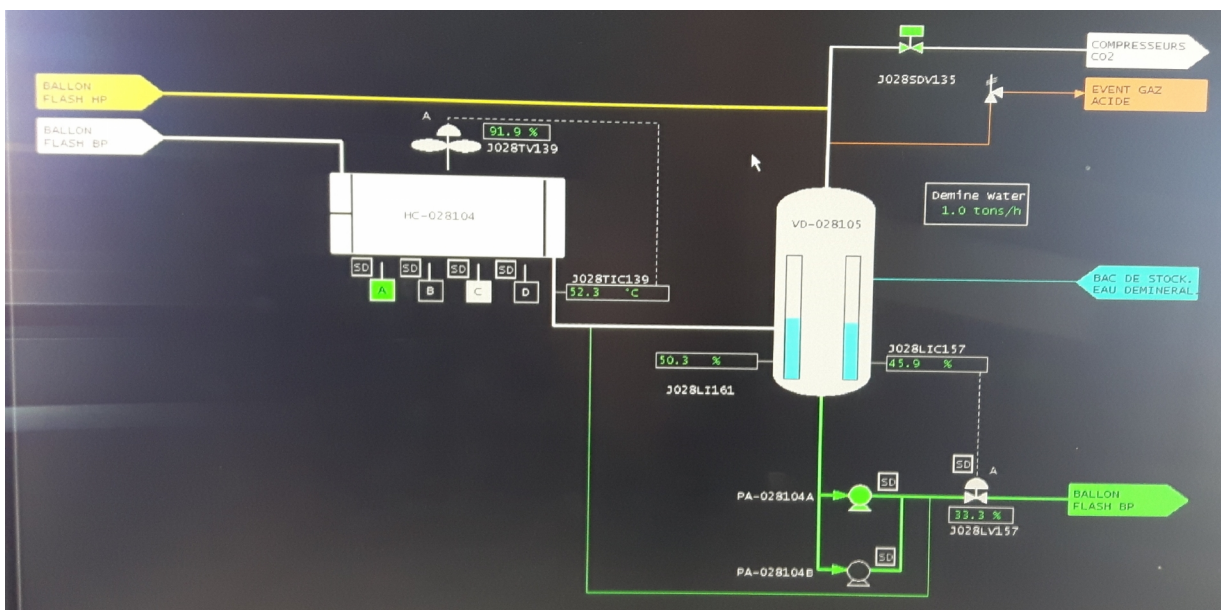


FIGURE IV.13 : Ballon et pompes de reflux.

- Le ballon flash HP est muni d'une installation de distribution de liquide et d'un lit à garnissage aléatoire d'anneaux d'une hauteur de 3 mètres pour assister la libération du méthane/CO₂ dissous de la solution d'MDEA riche.

- La pression de la solution d'amine riche résultante est abaissée davantage, acheminée vers le ballon flash LP, qui fonctionne à une pression de 1,7 bars.

- Le ballon flash LP est muni d'une installation de distribution de liquide et d'un lit à garnissage aléatoire (anneaux Pall métallique de type Flexible 2") d'une hauteur de 6.0 mètres.

- Le distillat CO₂ de tête du stripper (Figure IV.14) à une température de 103°C et une pression de 1,8 bars, alimentera par le bas le ballon flash BP où il joue le rôle d'agent d'épuisement et améliore l'efficacité de séparation du CO₂.

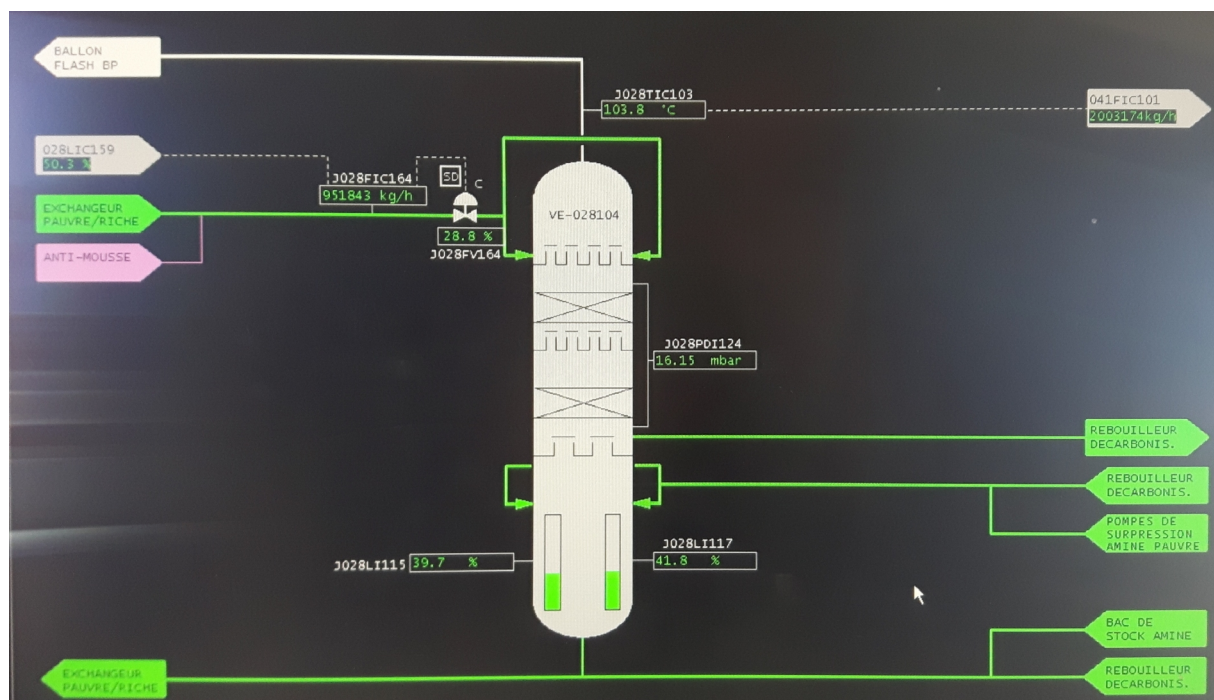


FIGURE IV.14 : Décarbonisateur de CO₂.

- Le courant de gaz acide de tête sortant du ballon flash BP sous une température avoisinante de 78°C, passe au condenseur flash LP, où il est refroidi jusqu'à une température de 55°C.

- Le courant de gaz acide refroidi passe ensuite vers le ballon de reflux, où l'eau condensée est éliminée puis repompée vers le ballon flash LP sous contrôle de niveau.

- Le courant de gaz acide humide, à une pression de 1,5 bars et à une température de 55°C, passe ensuite vers les installations de compression /réinjection CO₂.

- Il est à noter que le procédé de réinjection est très mauvais pour la nature ainsi que la production, car les gaz acides injectés dans le sol vont augmenter par la suite la quantité de CO₂ dans le gaz d'alimentation dans les puits (actuellement à 6,5%) et ceci agit directement sur la rentabilité des équipements, c'est pour ça que BP opte pour le torchage partiel.

• La solution d'a MDEA riche venant du ballon flash LP est préchauffée à 115°C par échange thermique avec la solution d'a MDEA pauvre dans l'échangeur pauvre/riche (Figure IV.15).

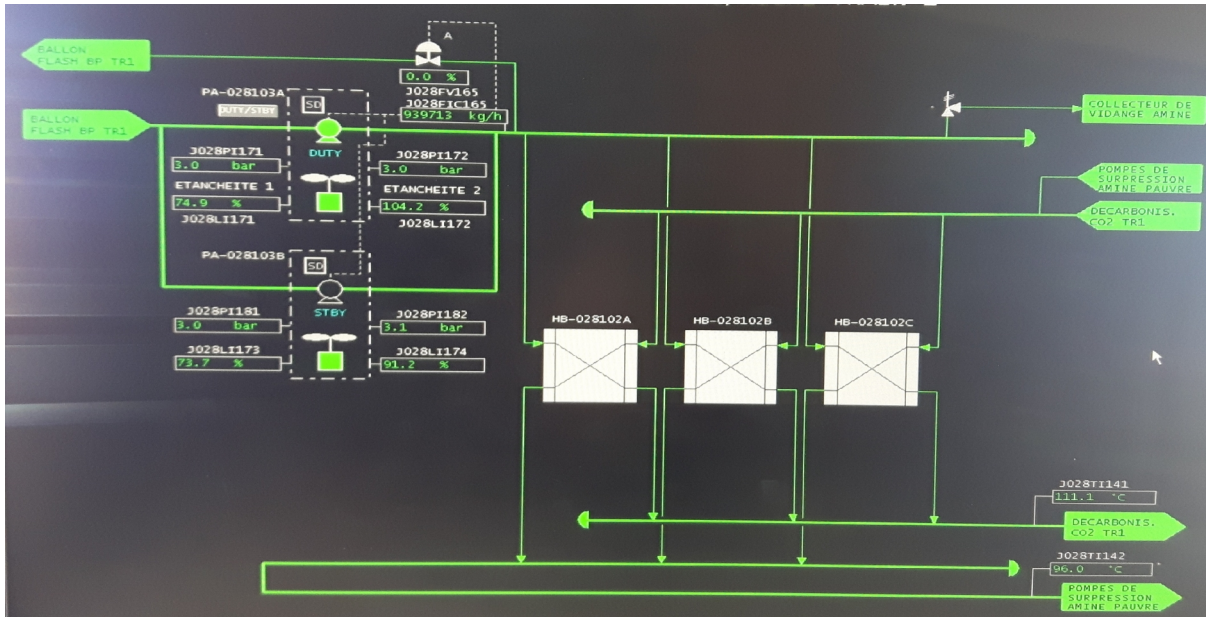


FIGURE IV.15 : Pompes d'amine riche et échangeurs d'amine riche/pauvre.

- La solution d'a MDEA riche préchauffée, alimente par la suite le haut du stripper CO₂ où le CO₂ est dégagé de la solution.
- Le stripper est muni d'une installation de distribution de liquide et d'un lit à garnissage aléatoire, chacun ayant une hauteur de lit de 5 mètres.
- Le stripper fonctionne à une pression de 1,8 bars au sommet de la colonne et un transfert de chaleur dû à l'échange thermique fournie par les 3 rebouilleurs stripper en service à 33% de rendement chacun (Figure IV.16).

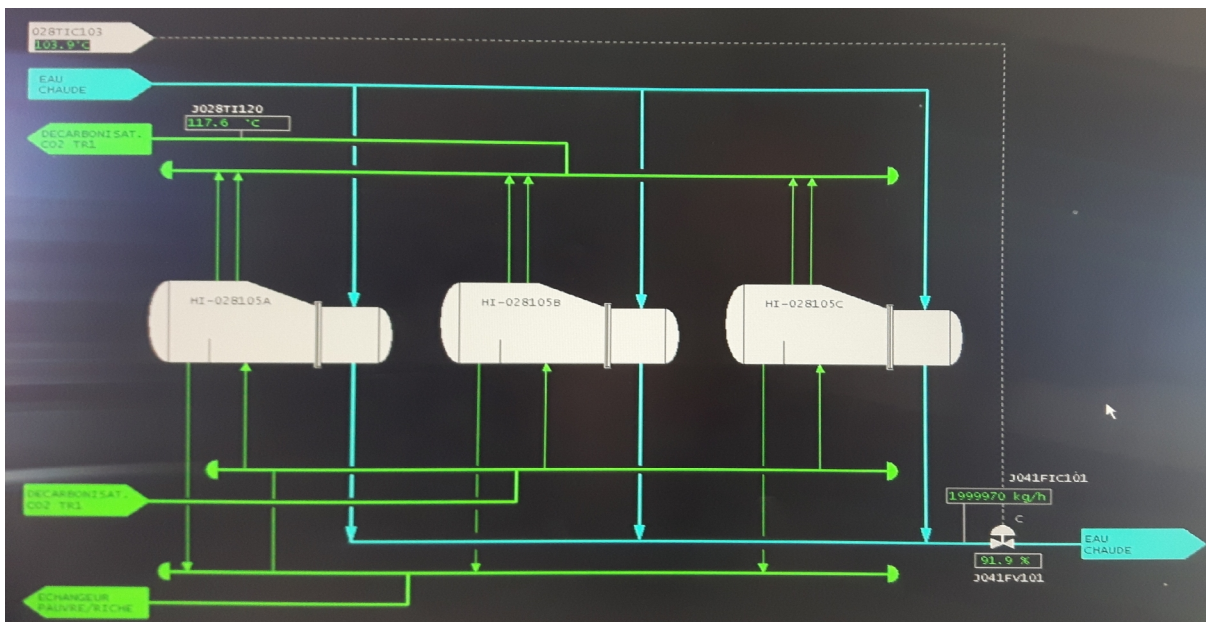


FIGURE IV.16 : Rebouilleurs du décarbonisateur de CO₂.

• Ces derniers emploient de l'eau chaude en circulation comme source de chauffage pour satisfaire les besoins calorifiques.

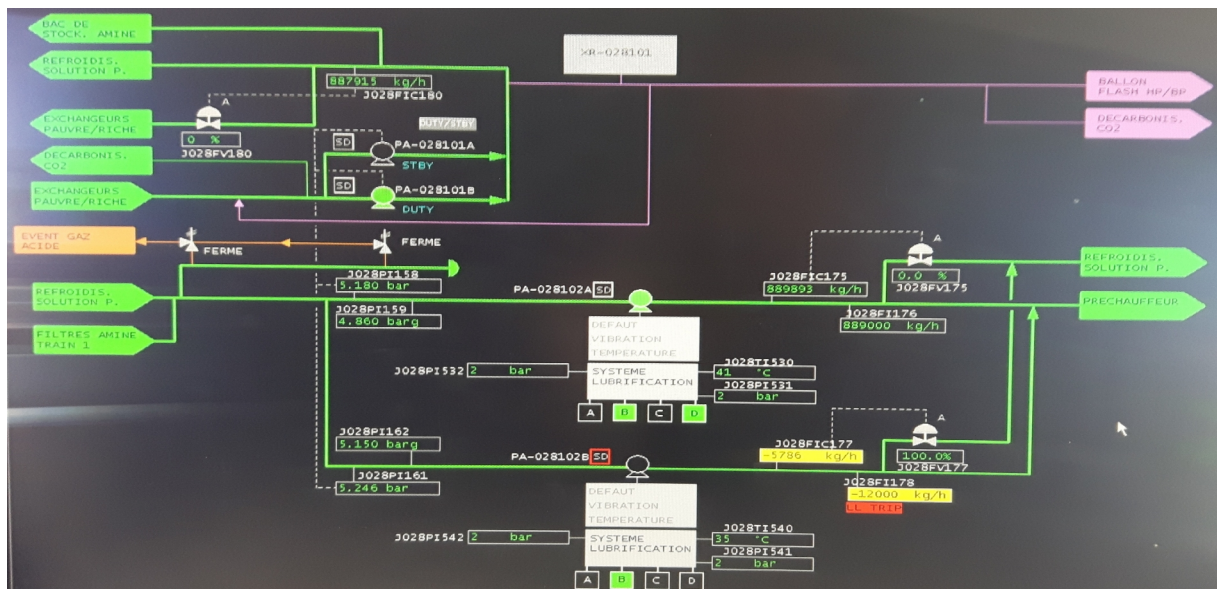


FIGURE IV.17 : Pompes de surpression et circulation d'Amine pauvre.

• Le courant du flux de vapeur de CO_2 , provenant de la tête du stripper passe vers le ballon flash LP.

• Une solution de MDEA régénéré chaude, ayant une température de 121°C quitte la base du stripper et est refroidie à 89°C grâce à l'échange de transfert de chaleur dû à la riche solution de MDEA dans l'échangeur pauvre /riche

• La solution d'amine pauvre est par la suite refroidie à environ 62°C dans le refroidisseur à air d'amine régénérée.

• La solution d'amine pauvre sera par la suite refroidie à l'air jusqu'à 55°C contre du gaz d'alimentation dans le préchauffeur d'alimentation et puis est envoyée vers l'absorber CO_2 .

• Sur chaque train, un écoulement continu de la solution d'amine pauvre équivalent à 15% de la solution dans l'inventaire, passe de la décharge du refroidisseur de la solution d'amine régénérée à un système de filtration de la solution d'amine pauvre.

• Ce système se compose d'un filtre de garde en amont, d'un filtre à charbon actif et d'un filtre mécanique placé en aval du filtre à charbon (Figure IV.18).

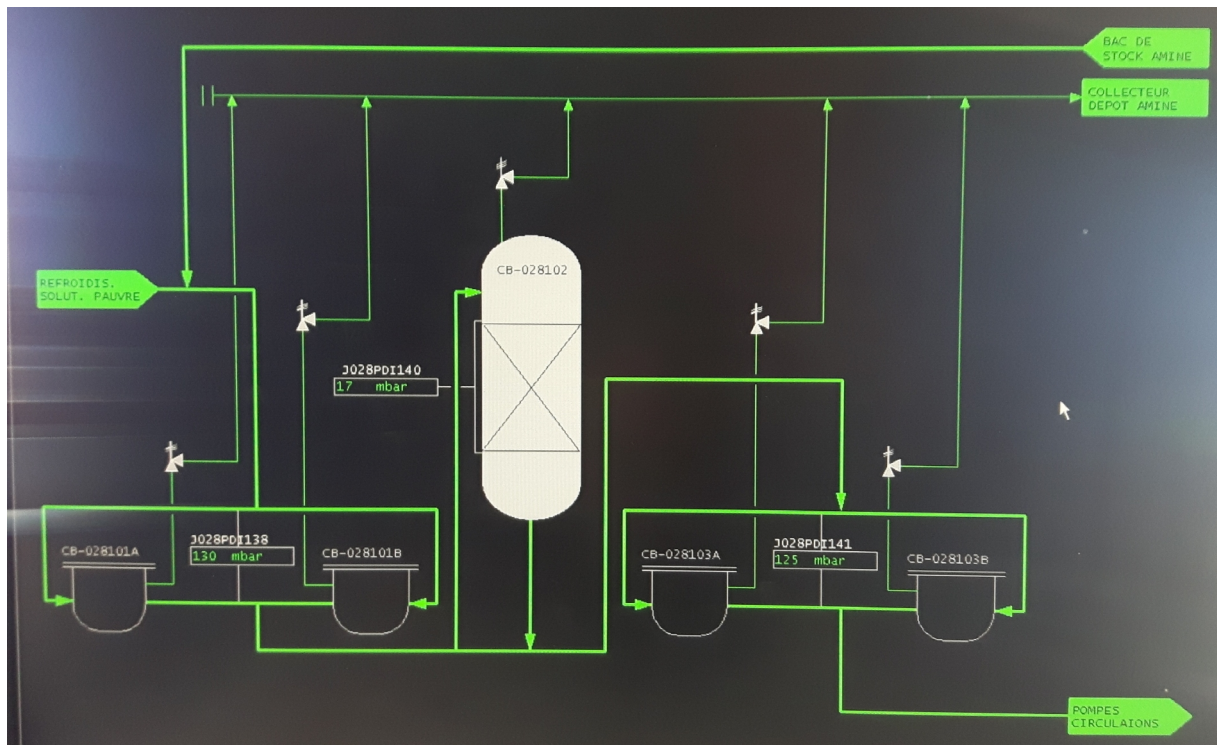


FIGURE IV.18 : Filtres d'amines.

Chapitre V

Résultats et discussion

L'objectif de notre optimisation est d'avoir un gaz d'expédition, conforme aux spécifications avec un pourcentage molaire en CO₂ inférieur à 0,3% (Figure V.1). Ce qui induit, par conséquent, l'élimination du CO₂ contenu dans le gaz et le respect des paramètres de design ainsi que la température de tête du *stripper* (Figure V.2). Cette dernière est fixée aux alentours de 103°C pour préserver les pipelines et les colonnes contre la corrosion due à la présence simultanée de l'eau et du dioxyde de carbone.

Pour ce faire, nous envisageons de traiter l'effet de la variation de la température, de la pression, du débit massique sur l'amine pauvre en CO₂ et sur le gaz d'alimentation contenant 6,94% de CO₂ au niveau de l'absorbeur :

1^{er} Cas étudié : cas chantier

Les paramètres de traitement de gaz de *Krechba* au niveau du *preheater* :

Gaz : T_g = 50 °C, P_g = 7400 Kpa, Q_g = 430000 Kg/h

Amine MDEA : T_a = 79°C, P_a = 7200 Kpa, Q_a = 995000 Kg/h

Ils conduisent, après absorption, à une fraction molaire du CO₂ de 0.297%. Par conséquent, la quantité de CO₂ absorbée (définie comme la différence entre la quantité de l'amine riche sortant de l'absorbeur et la quantité de l'amine pauvre entrant dans l'absorbeur) est égale à :

$$Q_{\text{abs}} = 1030585,3 - 995000 \text{ Kg/h} = \mathbf{35585,3 \text{ Kg/h}}$$

L'amine riche en CO₂ (2,490 % molaire) est alors acheminée vers le *stripper*. Le gaz émanant du *stripper*, contenant 99,98 % en CO₂, est ensuite envoyé dans le ballon BP. Ce qui traduit par la bonne séparation gaz-amine (Tableaux V.1 et V.2).

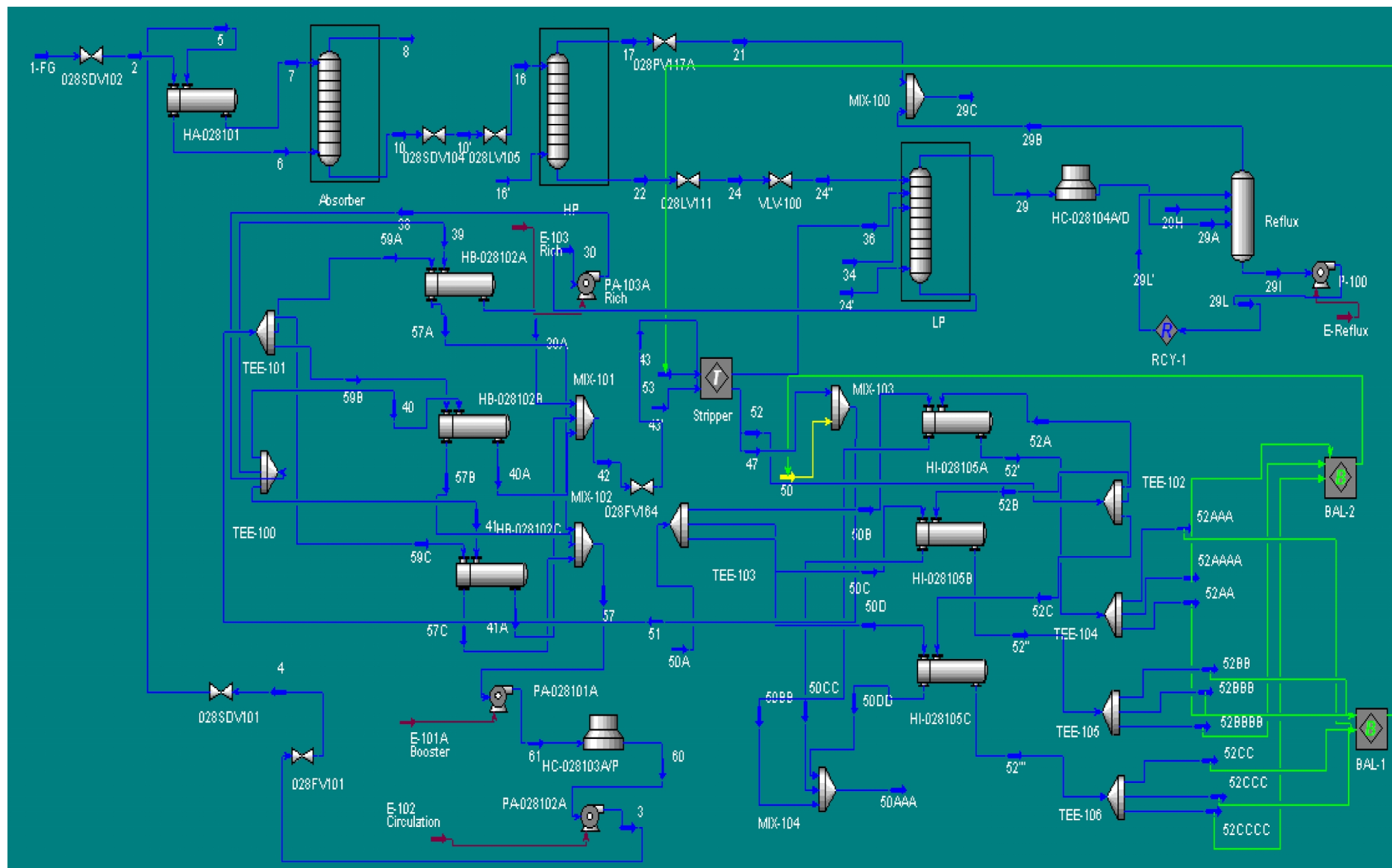


FIGURE V.1 : Simulation des procédés d'absorption et de régénération des gaz acides.

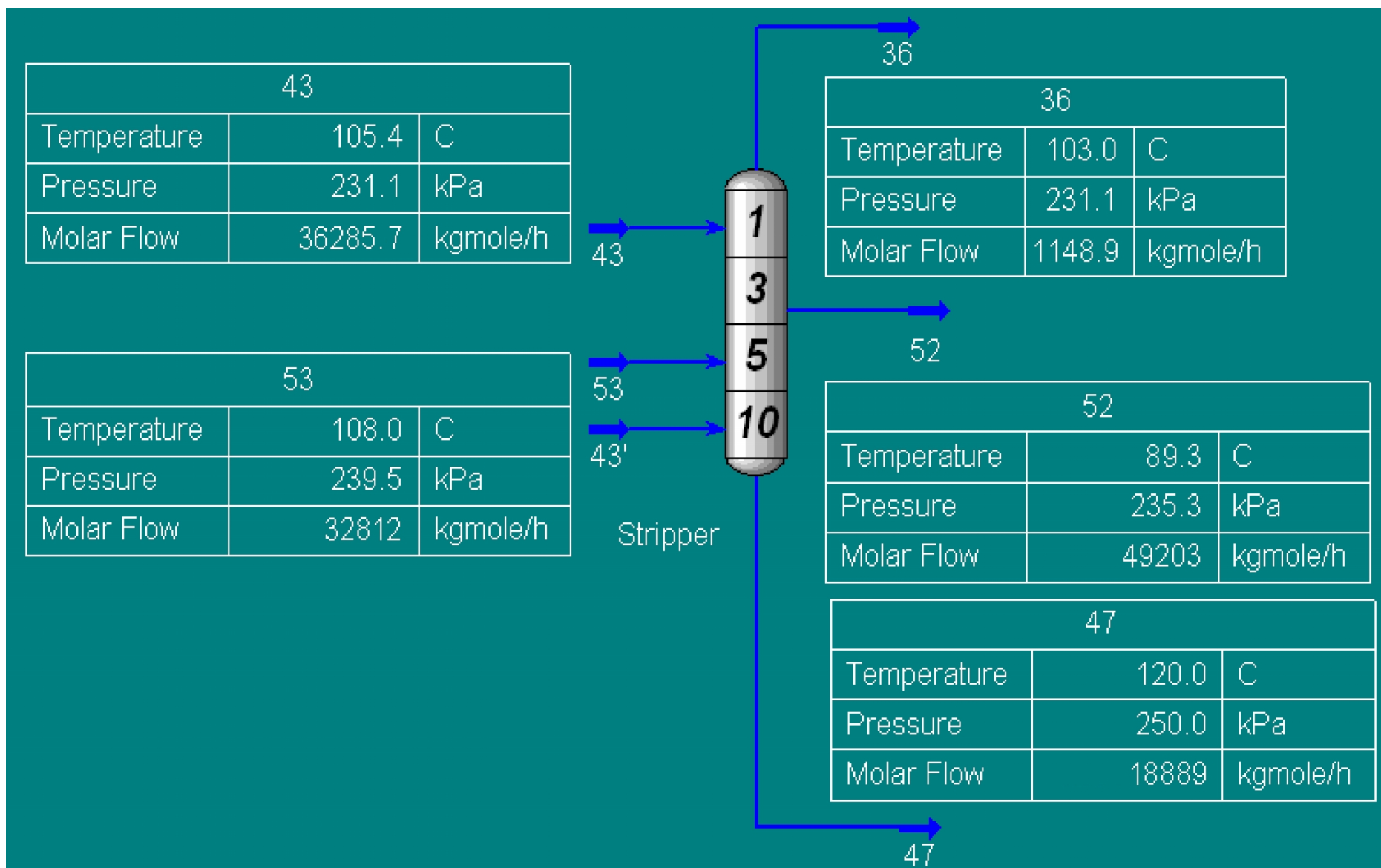


FIGURE V.2 : Flux entrant et sortant au niveau du *Stripper*.

TABLEAU V.1 : Résultats du cas chantier (simulation sur *preheater*, absorbeur, LP).

Conditions	Preheater				Absorbeur				LP					
	Gas inlet	Gas Outlet	Amine inlet	Amine outlet	Lean amine	Gas inlet	Gas outlet	Rich amine	24" Rich amine inlet	34Water from reflux	36 Stripping gas	24'	29 Top to HC-104	30 To Rich amine pump
Vapour	1	1	0	0	0	1	1	0	0,0003	0	0,0000803	1	1	0
Temperature[C]	50	71,4	79	73,3	73,3	71,4	75,5	84,14	84,05	43	73	99	84,14	83,14
Pressure[Kpa]	7400	7400	7200	7200	7200	7400	7200	7400	250	250	270	250	250	270
Molar Flow [kgmole/h]	23579	23579	35372	35372	35372	23579	22836	36115	36080	110	0	1100	1306	36006,3
Mass Flow [kg/h]	430000	430000	995000	995000	995000	430000	394415	1030585,3	1029984	2000	0	50545	50041,2	1031987
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1274,4	1274,4	979,9	979,9	979,9	1274,4	1229,6	1025	1023	2	0	62	60	1026,1
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	14000	14000	-1.8E+04	-1.9E+04	-1.9E+04	14000	15000	-19000	-19000	-33000	-21000	12000	12000	-19000
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	191,5	193	105	104,4	100	190	190	100	100	76	100	200	214	100
Heat Flow[Kj/h]	320000000	340000000	-6,50E+08	-6,7E+08	-6,7E+08	340000000	340000000	-670000000	-6,7E+08	-3600000	0	14000000	16000000	-670000000
Composition														
H2O	1.88E-04	0,000188	0,9	0,9	0,9	1.88E-04	0,00669	0,8784	0,87817	0,99986	0,884936	0	0,2168	0,8744
Hydrogen	8.26E-04	0,000826	0	0	0	8.26E-04	0,000851	0,000000982	7,84E-08	4,10E-12	8,33E-08	0	0,00000211	5,27E-14
Nitrogen	4.45E-03	0,00445	0	0	0	4.45E-03	0,00458	0,00000273	1,22E-07	4,70E-12	1,54E-07	0	0,00000329	3E-14
CO2	6.49E-02	0,0649	0	0	0	6.49E-02	0,00297	0,0238	0,0238	5,30E-05	0,0164	0,9996	0,780765	0,0274
Methane	0,912	0,911959	0	0	0	0,91196	0,94017	0,000936	0,00008	7,00E-09	0,000108	0	0,0021	6,88E-11
Ethane	1.37E-02	0,0137	0	0	0	1.37E-02	0,0371	0,0000111	8,83E-07	9,00E-11	0,00000119	0	0,0000244	6,78E-13
Propane	2.69E-03	0,00269	0	0	0	2.69E-03	0,00277	0,000001478	9,1E-08	7,50E-12	1,34E-07	0	0,00000252	4,38E-14
i-Butane	2.70E-04	0,00027	0	0	0	2.70E-04	0,000278	1,85E-08	7,46E-11	2,10E-16	6,28E-11	0	2,26E-09	2,70E-17
n-Butane	4.79E-04	0,000479	0	0	0	4.79E-04	0,0004955	3,17E-08	1,41E-10	3,56E-16	1,07E-10	0	3,85E-09	4,60E-18
i-Pentane	1.19E-04	0,000119	0	0	0	1.19E-04	0,0001232	9,64E-09	7,46E-11	2,80E-16	4,91E-11	0	2,37E-09	4,60E-17
n-Pentane	1.14E-04	0,000114	0	0	0	1.14E-04	0,000117	9,27E-09	6,93E-11	2,60E-16	4,54E-11	0	1,94E-09	4,50E-17
n-Hexane	1.00E-04	0,0001	0	0	0	1.00E-04	0,00012	6,14E-08	6,45E-09	2,70E-13	2,77E-09	0	0,000000178	3,48E-14
n-Heptane	8.21E-05	0,0000821	0	0	0	8.21E-05	0,0000847	6,97E-09	8,1E-11	4,50E-16	4,49E-11	0	2,23E-09	2,92E-18
n-Octane	7.10E-05	0,000071	0	0	0	7.10E-05	0,0000734	5,79E-09	7,64E-11	5,00E-16	3,97E-11	0	2,1E-09	3,30E-18
n-Nonane	2.00E-05	0,00002	0	0	0	2.00E-05	0,0000206	1,41E-09	1,83E-11	1,15E-16	9,17E-12	0	5,03E-10	2,71E-17
n-Decane	6.00E-06	0,000006	0	0	0	6.00E-06	0,0000062	1,65E-10	6,32E-13	1,50E-18	3,91E-13	0	1,74E-11	5,55E-19
H2S	1.50E-05	0,000015	0	0	0	1.50E-05	4,439E-06	0,00000971	0,0000097	7,30E-08	0,00000985	0,0004	0,000114	0,0000113
MDEAmine	0	0	0,1	0,1	0,1	0	0,00000493	0,098	0,098	6,30E-05	0,0985	0	0,000054	0,0982

TABLEAU V.2 : Résultats du cas chantier (simulation sur HP, stripper, reflux).

Conditions	HP				Stripper						Reflux				
	Rich amine	16'	17 Acid gas outlet	Rich amine outlet	43 Rich MDEA from exchanger	53 From stripper reboiler	43'	36 To LP Flash drum	52To stripper reboiler	47 Lean MDEA to exchanger	29A Acid gas from HC-029104	29H From demin water	29L' Min Flow	29I To reflux drum	29B to vent
Vapour	0,0015	0,001	1	0	0,0251	0	0,0252	1	0	0	0	0,89	0	0	1
Temperature[C]	84	67	84,1	84,1	108	120	108	103	90	120,5	49,6	55	41	51	52,3
Pressure[Kpa]	700	700	700	700	250	250	250	250	250	250	150	180	250	150	150
Molar Flow [kgmole/h]	36115	0	35	36080	35947,5	20971,6	0	1148,5	49221,2	18961,7	222,04	1330,86	111,02	472,15	1191,76
Mass Flow [kg/h]	1030586	0	602	1029984	1028629,2	922955,2	0	50544,2	1384571,3	533383,9	4000	51402	2000	8517,9	48884,1
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1024	0	1,791738	1024	1021,9	1118,3	0	61,2	1363,6	525,3	4,008	61,351	2,004	8,537	58,827
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	-1.9E+04	-2.1E+04	15000	-19000	-15000	13000	-15000	12000	-17000	-14000	-32000	6400	-3.3E+04	-32000	11000
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	100	100	220	100	110	41	110	210	110	110	77	200	76	78	210
Heat Flow[Kj/h]	-6.7E+08	0	520000	-670000000	-530000000	280000000	0	14000000	-850000000	-260000000	-7200000	8500000	-3.6E+06	-15000000	13000000
Composition															
H2O	0,87748	0,88206	0,07267	0,87817	0,877	0	0,88	0	0,9	0,9	1	0,2049114	0,9999	0,999458	0,11221
Hydrogen	9.82E-07	9.79E-07	0,000934	7,65E-08	5,28E-14	0	7,04E-14	0	0	0	0	2,12E-06	4,10E-12	4,10E-12	0,0000024
Nitrogen	2.73E-06	2.79E-06	0,00269	1,2E-07	2,95E-14	0	4E-14	0	0	0	0	3,35E-06	4,70E-12	4,70E-12	3,73E-06
CO2	2.38E-02	1.87E-02	0,0283	0,024	0,0249	1	0,0249	0,9998	0	0	0	0,7926705	5,30E-04	5,30E-04	0,889495
Methane	9.36E-04	49,2E-03	0,8834	0,0000798	6,88E-11	0	9,17E-11	0	0	0	0	0,00222	7,00E-08	7,00E-08	0,00251
Ethane	1.11E-05	1.16E-05	0,0105	8,82E-07	6,77E-13	0	9,03E-13	0	0	0	0	0,0000245	9,20E-10	9,20E-10	0,0000277
Propane	1.48E-06	1.56E-06	0,00144	9,08E-08	4,37E-14	0	5,83E-14	0	0	0	0	2,54E-06	8,00E-12	8,00E-12	2,84E-06
i-Butane	1.85E-08	1.32E-08	0,000019	8,21E-11	2,55E-17	0	1,04E-18	0	0	0	0	2,43E-09	2,10E-16	2,10E-16	2,56E-09
n-Butane	3.18E-08	2,26E-08	0,0000326	1,41E-10	4,59E-17	0	1,78E-18	0	0	0	0	4,15E-09	3,50E-16	3,50E-16	4,36E-09
i-Pentane	9.95E-09	6,97E-09	0,0000102	7,44E-11	4,85E-17	0	1,89E-18	0	0	0	0	2,18E-09	2,90E-16	2,90E-16	2,33E-09
n-Pentane	9.28E-09	6,51E-09	0,0000095	6,93E-11	4,48E-17	0	1,75E-18	0	0	0	0	2,03E-09	2,60E-16	2,60E-16	2,16E-09
n-Hexane	6.15E-08	4,22E-08	0,0000568	6,45E-09	3,53E-14	0	1,16E-14	0	0	0	0	1,78E-07	2,70E-13	2,70E-13	2,02E-07
n-Heptane	6.96E-09	4,69E-09	7,13E-06	8,1E-11	2,92E-16	0	3,88E-18	0	0	0	0	2,35E-09	4,50E-16	4,50E-16	2,53E-09
n-Octane	5.79E-09	3,81E-09	0,0000059	7,7E-11	3,30E-18	0	4,44E-18	0	0	0	0	2,21E-09	4,80E-16	4,80E-16	2,39E-09
n-Nonane	1.41E-09	9,08E-10	1,44E-06	1,83E-11	2,70E-17	0	1,05E-18	0	0	0	0	5,29E-10	1,20E-16	1,20E-16	5,85E-10
n-Decane	1.65E-10	40,8E-11	1,7E-07	6,42E-13	5,56E-20	0	7,41E-21	0	0	0	0	1,87E-11	1,00E-18	1,00E-18	2E-11
H2S	9.71E-06	9.83E-06	0,0000232	0,0000097	0,0000112	0	0,000012	2.00E-04	0	0	0	0,000112	5,00E-08	5,00E-08	0,000156
MDEAmine	9.844E-02	9.83E-02	0,0000199	0,0982	0,0973	0	0,0984	0	0,1	0,1	0	0,0000512	1,23E-04	1,23E-04	1,8E-08

2^{eme} Cas étudié :

Cette nouvelle configuration tient compte de la variation de température du gaz d'alimentation brut et de l'agent de traitement, en l'occurrence l'amine pauvre, de telle sorte à avoir :

- Gaz alimentant le *preheater*, coté tube :
T_g = 50 °C
P_g = 7400 Kpa
Q_g = 430000 Kg/h
- Agent de traitement (l'amine) :
T_a = 77°C
P_a = 7200 Kpa
Q_a = 995000 Kg/h

Ces paramètres conduisent, après absorption, à une fraction molaire du CO₂ de 0.27 %. Soit une quantité de dioxyde de carbone absorbée égale à :

$$Q_{\text{abs}} = 1033084,9 - 995000 \text{ Kg/h} = \mathbf{38084,9 \text{ Kg/h}}$$

L'amine riche, en dioxyde de carbone, est par la suite acheminée vers le stripper avec une composition molaire de 87,5 % en H₂O, 2,88 % en CO₂ et 9,61 % en amine *MDEA*.

Le gaz émanant du stripper, contenant 99,98 % en CO₂, est ensuite envoyé dans le ballon *BP* (Tableaux V.3 et V.4).

TABLEAU V.3 : Résultats du 2^{ème} cas (simulation sur *preheater*, absorbeur, LP).

Conditions	Preheater				Absorbeur				LP					
	Gas inlet	Gas Outlet	Amine inlet	Amine outlet	Lean amine	Gas inlet	Gas outlet	Rich amine	24" amine inlet	Rich	34Water from reflux	36 Stripping gas	24'	29 Top to HC-104
Vapour	1	1	0	0	0	1	1	0	0,000475	0	0	1	1	0
Temperature[C]	50	70,4	77	72,27	72,27	70,4	74,27	84,12	83,88	39,9	82,7	94,4	84,06	83,56
Pressure[Kpa]	7400	7400	7200	7200	7200	7400	7200	7400	228	233	250,6	260	228	270
Molar Flow [kgmole/h]	23579	23578,93	35372	35372	35372	23578,93	22774,68	36176,15	36141	56	574,3	574,3	1280	36065,12
Mass Flow [kg/h]	430000	430000	995000	995000	995000	430000	391915,1	1033084,9	1032479,8	1000	25272	2,53E+04	48680,4	1035344,68
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1274,4	1274,4	979,9	979,9	979,9	1274,4	1226,5	1027,8	1025	1	30,4	30,7	58	1030,26
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	14000	14000	-18500	-1,9E+04	-1,9E+04	14000	15000	-19000	-19000	-33000	-4500	-3,50E+03	12000	-19000
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	191,5	192	102,65	102,65	102,65	192	190	100	100	76	150	156	216	100
Heat Flow[Kj/h]	320000000	340000000	-6,7E+08	-6,8E+08	-6,8E+08	340000000	335000000	-676000000	-6,7E+08	-3660000	7,00E+06	7000000	15200000	-676000000
Composition														
H2O	1.88E-04	0,000188	0,9	0,9	0,9	1.88E-04	0,00637	0,8768	0,8769	0,99977	0,884936	0	0,22869	0,8722023
Hydrogen	8.26E-04	0,000826	0	0	0	8.26E-04	0,000853	0,00000098	7,4E-08	8,20E-12	8,33E-08	0	0,0000021	3,5E-14
Nitrogen	4.45E-03	0,00445	0	0	0	4.45E-03	0,00459	0,00000272	1,15E-07	9,40E-12	1,54E-07	0	0,00000323	2E-14
CO2	6.49E-02	0,0649	0	0	0	6.49E-02	0,00272	0,0252	0,0252	1,06E-04	0,0164	0,9997	0,76886	0,0298
Methane	0,912	0,911959	0	0	0	0,91196	0,9427	0,000935	0,000078	1,40E-08	0,000108	0	0,002	4,59E-11
Ethane	1.37E-02	0,0137	0	0	0	1.37E-02	0,038125	0,0000111	8,6E-07	1,80E-10	0,00000119	0	0,0000242	4,52E-13
Propane	2.69E-03	0,00269	0	0	0	2.69E-03	0,00278	0,000001476	8,8E-08	1,50E-11	1,34E-07	0	0,00000249	2,92E-14
i-Butane	2.70E-04	0,00027	0	0	0	2.70E-04	0,000279	1,84E-08	7,44E-11	4,20E-16	6,28E-11	0	2,09E-09	5,30E-19
n-Butane	4.79E-04	0,000479	0	0	0	4.79E-04	0,000496	3,16E-08	1,28E-10	7,10E-16	1,07E-10	0	3,55E-09	9,00E-19
i-Pentane	1.19E-04	0,000119	0	0	0	1.19E-04	0,0001235	9,31E-09	6,84E-11	5,60E-16	4,91E-11	0	2,58E-09	9,10E-19
n-Pentane	1.14E-04	0,000114	0	0	0	1.14E-04	0,000118	9,24E-09	6,35E-11	5,20E-16	4,54E-11	0	1,85E-09	8,80E-19
n-Hexane	1.00E-04	0,0001	0	0	0	1.00E-04	0,0001033	6,12E-08	6,31E-09	5,30E-13	2,77E-09	0	0,000000178	5,8E-14
n-Heptane	8.21E-05	0,0000821	0	0	0	8.21E-05	0,0000849	6,96E-09	7,5E-11	9,00E-16	4,49E-11	0	2,11E-09	1,95E-18
n-Octane	7.10E-05	0,000071	0	0	0	7.10E-05	0,0000736	5,78E-09	7,1E-11	9,60E-16	3,97E-11	0	0,000000002	2,21E-18
n-Nonane	2.00E-05	0,00002	0	0	0	2.00E-05	0,0000207	1,4E-09	1,7E-11	2,28E-16	9,17E-12	0	4,77E-10	5,30E-19
n-Decane	6.00E-06	0,000006	0	0	0	6.00E-06	6,211E-06	1,64E-10	5,71E-13	3,16E-18	3,91E-13	0	1,6E-11	3,70E-21
H2S	1.50E-05	0,000015	0	0	0	1.50E-05	8,71E-08	0,00000972	9,71E-06	1,45E-07	0,00000985	3,00E-04	0,00016	0,0000105
MDEAmine	0	0	0,1	0,1	0,1	0	0,00000462	0,0978	0,0979	1,25E-04	0,0985	0	0,0000567	0,098

TABLEAU V.4 : Résultats du 2^{ème} cas (simulation sur HP, stripper, reflux).

Conditions	HP				Stripper						Reflux				
	Rich amine	16'	17 Acid gas outlet	Rich amine outlet	43 Rich MDEA from exchanger	53 From stripper reboiler	43'	36 To LP Flash drum	52To stripper reboiler	47 Lean MDEA to exchanger	29A Acid gas from HC-029104	29H From demin water	29L' Min Flow	29I To reflux drum	29B to vent
Vapour	0,0018	0,0011	1	0	0,0335	0	0,063	1	0	0	0,42	0,45	0	0	1
Temperature[C]	83,97	73,2	84,05	84,06	107,4	117	108	103	90	120,4	48	49	39,8	45,4	45,4
Pressure [Kpa]	700	700	700	700	241	245	250	241	243	250	130	110	230	100	100
Molar Flow [kgmole/h]	36176,15	0	35,1	36141	36065,2	26892	60,5	1148,5	49221,5	18961,4	726	721	18237,8	18572,73	1111,54
Mass Flow [kg/h]	1033085	0	605	1032480	1035344,7	922962	1739,8	50544,2	1192286	516700	24980	26700	329109	335153	45633,75
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1027	0	1,794	1026,01	1030,3	1013,6	1,8	61,2	1363,8	525,3	29,3	31,71	330	335,9	55
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	-1.9E+04	-20000	15000	-19000	-14600	-2000	-12500	12000	-17150	-14020	-4000	-1,38E+04	-	-31800	10400
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	100	100	220	100	110	76	115	210	108,5	111	134	480	75,8	768	216
Heat Flow[Kj/h]	-6.7E+08	0	520000	-6,78E+08	-527000000	-2,2	-6,50E+05	14000000	-8,8E+08	-280000000	-7200000	2,40E+06	-2500000	-6,08E+08	11600000
Composition															
H2O	0,8763	0,88	0,07263	0,8769	0,875	0	0,876	0	0,9	0,9	1	0,204911415	0,9998	0,999485	0,11074
Hydrogen	9.8E-07	9.8E-07	0,000933	7,45E-08	3,5E-14	0	3,5E-14	0	0	0	0,00E+00	0,00000212	8,20E-12	8,20E-12	0,00000242
Nitrogen	2.72E-06	2.77E-06	0,00268	1,16E-07	1,9E-14	0	2E-14	0	0	0	0,00E+00	0,00000335	9,40E-12	9,40E-12	0,00000372
CO2	2.52E-02	2,1E-02	0,0294	0,025	0,0288	1	0,029	0,9998	0	0	0,00E+00	0,792670479	1,05E-04	1,05E-04	0,88899
Methane	9.35E-04	9,75E-04	0,8822	0,0000775	4,59E-11	0	4,59E-11	0	0	0	0,00E+00	0,00222	1,40E-08	1,40E-08	0,00255
Ethane	1.11E-05	1.15E-05	0,0105	8,57E-07	4,5E-13	0	4,52E-13	0	0	0	0,00E+00	0,0000245	1,83E-10	1,83E-10	0,000028
Propane	1.48E-06	1.52E-06	0,00144	8,78E-08	2,9E-14	0	2,92E-14	0	0	0	0,00E+00	0,00000254	1,60E-11	1,60E-11	0,00000286
i-Butane	1.84E-08	1.52E-08	0,0000189	7,45E-11	5,00E-19	0	5,20E-19	0	0	0	0,00E+00	2,43E-09	4,20E-16	4,20E-16	2,4E-09
n-Butane	3.17E-08	2,6E-08	0,0000325	1,29E-10	9,00E-19	0	9,00E-19	0	0	0	0,00E+00	4,15E-09	7,00E-16	7,00E-16	4,09E-09
i-Pentane	9.93E-09	8,1E-09	0,0000102	6,8E-11	9,50E-19	0	9,50E-19	0	0	0	0,00E+00	2,18E-09	5,70E-16	5,70E-16	2,21E-09
n-Pentane	9.26E-09	7,61E-09	0,00000947	6,35E-11	8,80E-19	0	8,80E-19	0	0	0	0,00E+00	2,03E-09	5,20E-16	5,20E-16	2,05E-09
n-Hexane	6.14E-08	4,98E-08	0,0000567	6,3E-09	5,9E-14	0	5,8E-14	0	0	0	0,00E+00	0,000000178	5,30E-13	5,30E-13	0,000000205
n-Heptane	6.95E-09	5,59E-09	0,00000712	7,5E-11	1,95E-18	0	1,95E-18	0	0	0	0,00E+00	2,35E-09	9,00E-16	9,00E-16	2,43E-09
n-Octane	5.77E-09	4,59E-09	0,00000588	7,2E-11	2,23E-18	0	2,23E-18	0	0	0	0,00E+00	2,21E-09	9,50E-16	9,50E-16	2,3E-09
n-Nonane	1.41E-09	1,1E-9	0,00000143	1,7E-11	5,30E-19	0	5,30E-19	0	0	0	0,00E+00	5,29E-10	2,30E-16	2,30E-16	5,49E-10
n-Decane	1.64E-10	1,28E-10	0,000000169	5,9E-13	3,70E-21	0	3,70E-21	0	0	0	0,00E+00	1,87E-11	3,20E-18	3,20E-18	1,84E-11
H2S	9.72E-06	9,8E-06	0,0000236	9,715E-06	0,0000105	0	0,0000106	2,00E-04	0	0	0,00E+00	0,000112	9,50E-08	9,50E-08	0,000187
MDEAmine	9.878E-02	9.82E-02	0,0000199	0,09798	0,0961	0	0,0981	0	0,1	0,1	0,00E+00	0,0000512	1,23E-04	4,11E-04	1,76E-08

3^{eme} Cas étudié :

Ce cas reflète les conditions réelles de production de gaz traité à *Krechba*, à savoir :

- Gaz d'alimentation :
T_g = 50 °C
P_g = 7400 Kpa
Q_g = 430000 Kg/h
- Amine MDEA :
T_a = 73°C
P_a = 7200 Kpa
Q_a = 995000 Kg/h

Le gaz d'expédition après traitement à l'amine est composé de 0,23 % molaire en CO₂. C'est donc un gaz conforme aux spécifications avec un pourcentage molaire en CO₂ inférieur à 0,30 % :

$$Q_{\text{abs}} = 103735.6 - 995000 \text{ Kg/h} = 42635,6 \text{ Kg/h}$$

Par ailleurs, il est à préciser que l'amine de traitement (riche en dioxyde de carbone) arrive dans le ballon *HP* dans les conditions de température et de pression de l'ordre de 81,36 °C et de 700 kPa respectivement et un débit de 1037635,6 Kg/h. Tandis que les vapeurs à la sortie de ce ballon sont dominées par la présence de méthane (89,188 % en CH₄ et 2,65 % en CO₂) (Tableaux V.5 et V.6).

Les gaz acides torchés du ballon de reflux sont composés de 88,775% molaire en CO₂ et 0,02% molaire en H₂S à un débit de Q_{ga} = 39758,3 Kg/h.

TABLEAU V.5 : Résultats du 3^{ème} cas (simulation sur *preheater*, absorbeur, LP).

Conditions	Preheater				Absorbeur				LP					
	Gas inlet	Gas Outlet	Amine inlet	Amine outlet	Lean amine	Gas inlet	Gas outlet	Rich amine	24" Rich amine inlet	34Waterfrom reflux	36 Stripping gas	24'	29 Top to HC-104	30 To Rich amine pump
Vapour	1	1	0	0	0	1	1	0	0,000524	0	1	0,000257	1	0
Temperature[C]	50	66,9	73	68,74	68,74	66,9	69,32	81,55	81,3	34,6	103	85,6	81,5	83,25
Pressure[Kpa]	7400	7400	7200	7200	7200	7400	7200	7400	200	215,6	231,1	270	200	270
Molar Flow [kgmole/h]	23578,88	23578,88	35372	35372	35372	23578,88	22655,59	36295,2	36260,35	0,1	1148,5	0	1123,3	36286
Mass Flow [kg/h]	430000	430000	995000	995000	995000	430000	387364,35	1037635,6	1037037,2	2	50544,2	0	42567	1045013,3
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1274,4	1274,4	979,9	979,9	979,9	1274,4	1221,1	1033,2	1031,5	0	61,2	0	50,6	1042
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	13600	14000	-19000	19500	-19500	13600	14600	-19000	-19000	-33000	12000	-19000	12000	-19000
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	190	190	100	100	100	190	190	100	100	75	210	100	220	100
Heat Flow[Kj/h]	310000000	335000000	-670000000	695000000	-695000000	335000000	330000000	-690000000	-690000000	-3700	14000000	0	13000000	-690000000
Composition														
H2O	0,000188	0,000188	0,9	0,9	0,9	0,000188	0,00524	0,87178	0,874723	0,99952	0	0,874005	0,23034	0,867
Hydrogen	0,000826	0,000826	0	0	0	0,000826	0,000858	0,000000974	7,28E-08	1,64E-11	0	6,52E-08	0,00000238	4,60E-36
Nitrogen	0,00445	0,00445	0	0	0	0,00445	0,00462	0,00000271	0,000000112	1,88E-11	0	9,09E-08	0,00000367	4,20E-38
CO2	0,0649	0,0649	0	0	0	0,0649	0,00233	0,0275	0,0276	0,000212	0,9998	0,0283	0,76682	0,0356
Methane	0,91196	0,91196	0	0	0	0,91196	0,94763	0,000936	0,0000783	2,78E-08	0	0,0000672	0,00256	3,60E-33
Ethane	0,0137	0,0137	0	0	0	0,0137	0,0299	0,000011	0,000000858	3,64E-10	0	0,000000737	0,0000281	2,26E-35
Propane	0,00269	0,00269	0	0	0	0,00269	0,0028	0,00000148	8,84E-08	3E-11	0	7,17E-08	0,0000029	1,97E-37
i-Butane	0,00027	0,00027	0	0	0	0,00027	0,000281	1,72E-08	5,88E-11	8,39E-16	0	2,58E-11	1,92E-09	2,38E-48
n-Butane	0,000479	0,000479	0	0	0	0,000479	0,000499	2,96E-08	1,01E-10	1,43E-15	0	4,39E-11	3,27E-09	4,00E-48
i-Pentane	0,000119	0,000119	0	0	0	0,000119	0,000124	9,25E-09	5,49E-11	1,13E-15	0	3,53E-11	1,79E-09	7,37E-45
n-Pentane	0,000114	0,000114	0	0	0	0,000114	0,000119	8,63E-09	5,1E-11	1,05E-15	0	3,27E-11	1,66E-09	6,78E-45
n-Hexane	0,0001	0,0001	0	0	0	0,0001	0,000104	0,000000057	5,5E-09	1,06E-12	0	6,89E-09	0,000000178	1,80E-35
n-Heptane	0,0000821	0,0000821	0	0	0	0,0000821	0,0000854	6,43E-09	6,1E-11	1,79E-15	0	5,02E-11	1,97E-09	2,10E-45
n-Octane	0,000071	0,000071	0	0	0	0,000071	0,0000739	5,32E-09	5,76E-11	1,89E-15	0	5,05E-11	1,87E-09	5,33E-45
n-Nonane	0,00002	0,00002	0	0	0	0,00002	0,0000208	1,29E-09	1,37E-11	4,49E-16	0	1,2E-11	4,44E-10	1,20E-45
n-Decane	0,000006	0,000006	0	0	0	0,000006	0,00000625	1,5E-10	4,37E-13	6,29E-18	0	1,79E-13	1,5E-11	1,2E-50
H2S	0,000015	0,000015	0	0	0	0,000015	3,38E-08	0,00000974	0,00000973	1,88E-07	0,0002	0,00000972	0,00017	0,0000055
MDEAmine	0	0	0,1	0,1	0,1	0	0,00000358	0,0974	0,0975	0,000246	0	0,0976	0,000054	0,0974

TABLEAU V.6 : Résultats du 3^{eme} cas (simulation sur HP, stripper, reflux).

Conditions	HP				Stripper						Reflux				
	Rich amine	16'	17 Acid gas outlet	Rich amine outlet	43 MDEA from exchanger	Rich 53 From stripper reboiler	43'	36 To LP Flash drum	52To stripper reboiler	47 Lean MDEA to exchanger	29A Acid gas from HC-029104	29H From demin water	29L' Min Flow	29I To reflux drum	29B to vent
Vapour	0,00115	1.13E-03	1	0	0,0425		0,10112	1	0	0	0,86	0	0	0	1
Temperature[C]	81,36	83,92	81,46	81,5	105,4	108	118,6	103	89,3	120	45	30	33,5337	33,3923	33,3923
Pressure[Kpa]	700	700	700	700	231,1	239,5	250	231,1	235,3	250	100	50	200	50	50
Molar Flow [kgmole/h]	36295,3	0	35,94	36260,38	36285,7	32812	120,8	1148,9	49203	18889	1123,25	110	36362	36631	968
Mass Flow [kg/h]	1037635,6	0	598,6	1037037,2	1045013,4	479845	3479,6	50544,2	28466505	500000	42570	1996	656216,7	661024,4	39758,3
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1033,2	0	1,8	1031,5	1042	899	3,5	61,2	1313,6	524	50,8	2	655	662,4	48
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	-19000	-1.9E+04	15000	-19000	-14500	-15000	-10000	12000	-17160	-14038	3860	-34000	-33000	-33000	9800
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	100	100	215	100	110	110	120	210	108,5	111	196	75	75	75	220
Heat Flow[Kj/h]	-690000000	0	516000	-6,9E+08	-	-	-1300000	14000000	-	4,25E+09	4200000	-	-	-	9450000
					515000000	4,90E+08			1,75E+10			3700000	1200000000	1200000000	
Composition															
H2O	0,871782	0,878	0,0659	0,874723	0,8681	0,9	0,8689	0	0,9	0,9	0,2313	1	0,99975	0,99978	0,105
Hydrogen	0,000000975	9,82E-07	0,000938	7,28E-08	4,56E-36	0	2,7E-36	0	0	0	0,00000238	0	1,64E-11	1,83E-11	0,00000275
Nitrogen	0,00000271	2,72E-06	0,0027	1,12E-07	4,20E-38	0	2,32E-38	0	0	0	0,00000367	0	1,88E-11	2,16E-11	0,00000423
CO2	0,0276	2,52E-02	0,0265	0,0276	0,0356	0	0,0345	0,9998	0	0	0,767	0	0,000212	0,000212	0,88775
Methane	0,000937	9,31E-04	0,89188	0,0000783	3,62E-33	0	7,05E-33	0	0	0	0,00256	0	2,78E-08	3,16E-08	0,00312
Ethane	0,000011	1,10E-05	0,0106	8,58E-07	2,25E-35	0	4,39E-35	0	0	0	0,0000281	0	3,64E-10	4,14E-10	0,0000324
Propane	0,00000148	1,47E-06	0,00144	8,84E-08	1,97E-37	0	3,82E-37	0	0	0	0,0000029	0	3E-11	3,47E-11	0,00000335
i-Butane	1,72E-08	1,94E-08	0,0000179	5,88E-11	2,38E-48	0	2,21E-48	0	0	0	1,92E-09	0	8,39E-16	8,96E-16	2,22E-09
n-Butane	2,96E-08	3,33E-08	0,0000306	1,01E-10	4,02E-48	0	3,74E-48	0	0	0	3,27E-09	0	1,43E-15	1,53E-15	3,78E-09
i-Pentane	9,25E-09	1,05E-08	0,0000095	5,49E-11	7,37E-47	0	6,98E-47	0	0	0	1,79E-09	0	1,13E-15	1,19E-15	2,07E-09
n-Pentane	8,63E-09	9,77E-09	0,0000089	5,1E-11	6,78E-47	0	6,43E-47	0	0	0	1,66E-09	0	1,05E-15	1,1E-15	1,92E-09
n-Hexane	0,000000057	6,49E-08	0,0000534	5,5E-09	1,80E-35	0	1,84E-35	0	0	0	1,78E-07	0	1,06E-12	1,04E-12	0,000000205
n-Heptane	6,43E-09	7,38E-09	0,00000662	6,1E-11	2,10E-45	0	2,02E-45	0	0	0	1,97E-09	0	1,79E-15	1,84E-15	2,3E-09
n-Octane	5,32E-09	6,14E-09	0,00000546	5,76E-11	5,32E-45	0	5,22E-45	0	0	0	1,87E-09	0	1,89E-15	1,93E-15	2,16E-09
n-Nonane	1,3E-09	1,50E-09	0,00000133	1,37E-11	1,20E-45	0	1,18E-45	0	0	0	4,44E-10	0	4,49E-16	4,56E-16	5,13E-10
n-Decane	1,5E-10	1,75E-10	0,00000155	4,37E-13	1,23E-50	0	1,19E-50	0	0	0	1,42E-11	0	6,29E-18	6,56E-18	1,65E-11
H2S	0,00000974	9,76E-06	0,0000225	9,73E-06	0,0000107	0	0,00000903	2,00E-04	0	0	0,000168	0	0,000000188	0,000000151	0,0002
MDEAmine	0,0974	9,78E-02	0,0000171	0,0975	0,0975	0,1	0,0978	0	0,1	0,1	0,000055	0	0,000246	0,000246	1,68E-08

4^{eme} Cas étudié :

Dans ce cas d'étude, nous agissons particulièrement sur la température de l'amine de traitement à l'entrée de l'absorbeur de telle sorte que :

- Gaz entrant :
T_g = 64,7°C
P_g = 7330 Kpa
Q_g = 430000 Kg/h
- Amine de traitement :
T_a = 67,02°C
P_a = 7500 Kpa
Q_a = 995000 Kg/h

Cette situation conduit à une quantité de dioxyde de carbone absorbée égale à :

$$Q_{\text{abs}} = 1037189 - 995000 \text{ Kg/h} = \mathbf{42189 \text{ Kg/h}}$$

Il faut signaler que l'échange thermique au niveau des trois *strippers* rebouilleurs est assuré par de l'eau chaude à une température de 132 °C. Ce qui a fait déclencher les alarmes de l'installation car la température barrière est fixée à 125 °C en utilisant le modèle Amine - package.

La pression de refoulement d'un débit 995000 Kg/h d'amine pauvre est assuré par la pompe booster est égale à 1144 Kpa.

Nous concluons, ici aussi, que le gaz d'expédition, composé de 0,24 % molaire en dioxyde de carbone, est un gaz conforme aux spécifications. Les résultats de cette étude sont regroupés dans les tableaux V.7, 8, 9 et 10.

TABLEAU V.7 : Résultats du 4^{ème} cas (simulation sur *preheater*, absorbeur, LP).

Conditions	Preheater				Absorbeur				LP					
	Gas inlet	Gas Outlet	Amine inlet	Amine outlet	Lean amine	Gas inlet	Gas outlet	Rich amine	24" Rich amine inlet	34 Water From reflux	36 Stripping gas	24'	29 Top to HC-104	30 To Rich Amine pump
Vapour	1	1	0	0	0	1	1	0	0,000226	0	1	2.34E-04	1	0
Temperature[C]	30	64,7	73	67,02	67,02	64,7	67	80	80	35	103	86	80,2	83
Pressure[Kpa]	7330	7330	7500	7500	7500	7330	7200	7400	200	215,6	233	270	200	270
Molar Flow [kgmole/h]	23578,9	23578,9	35372	35372	35372	23578,9	22659	36291,9	36257,4	0,089	1148,5	0	1017,3	36388,7
Mass Flow [kg/h]	430000	430000	995000	995000	995000	430000	387812,9	1037189	1036601,6	2	50544,2	0	39181,2	1047966,6
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1274,4	1274,4	979,9	979,9	979,9	1274,4	1221,7	1032,6	1030,9	0	61,22	0	48	1045,5
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	13000	14000	-19000	-20000	-20000	14000	14000	-19000	-19000	-3.3E+04	12000	-1,80E+04	12000	-19000
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	190	190	100	100	100	190	190	100	100	75	210	100	220	100
Heat Flow[Kj/h]	290000000	320000000	-670000000	-700000000	-700000000	330000000	320000000	-700000000	-700000000	-3.7E+03	14000000	0	12000000	-7E+08
Composition														
H2O	0,000188	0,000188	0,9	0,9	0,9	0,000188	0,00489	0,873	0,8776	0,9998	0	0,872	0,205	0,8681
Hydrogen	0,000826	0,000826	0	0	0	0,000826	0,000858	0,000000974	7,64E-08	1.64E-11	0	6.52E-08	2.56E-06	1,79E-35
Nitrogen	0,00445	0,00445	0	0	0	0,00445	0,00562	0,000002702	0,000000121	1.88E-11	0	9.09E-08	4.06E-06	1,72E-37
CO2	0,0649	0,0649	0	0	0	0,0649	0,00237	0,02601	0,0261	2.12E-04	0,9998	2.83E-02	0,78859	0,0343
Methane	0,91196	0,91196	0	0	0	0,91196	0,94762	0,000942	0,0000834	2.78E-08	0	6.72E-05	2.94E-03	5,54E-30
Ethane	0,0137	0,0137	0	0	0	0,0137	0,0342	0,0000111	0,000000914	3.64E-10	0	7.37E-07	3.14E-05	2,86E-32
Propane	0,00269	0,00269	0	0	0	0,00269	0,00279	0,00000149	9,58E-08	3.00E-11	0	7.17E-08	3.22E-06	3,38E-34
i-Butane	0,00027	0,00027	0	0	0	0,00027	0,000281	1,63E-08	6,35E-11	8.39E-16	0	2.58E-11	2.12E-09	9,08E-48
n-Butane	0,000479	0,000479	0	0	0	0,000479	0,000499	0,000000028	1,09E-10	1.43E-15	0	4.39E-11	3.62E-09	1,53E-47
i-Pentane	0,000119	0,000119	0	0	0	0,000119	0,000124	8,73E-09	5,78E-11	1.13E-15	0	3.53E-11	1.93E-09	2,80E-46
n-Pentane	0,000114	0,000114	0	0	0	0,000114	0,000119	8,15E-09	5,36E-11	1.05E-15	0	3.27E-11	1.79E-09	2,54E-46
n-Hexane	0,0001	0,0001	0	0	0	0,0001	0,000104	5,35E-08	5,18E-09	1.06E-12	0	6.89E-09	1.74E-07	5,94E-35
n-Heptane	0,0000821	0,0000821	0	0	0	0,0000821	0,0000854	6,02E-09	6,24E-11	1.79E-15	0	5.02E-11	2.08E-09	7,70E-45
n-Octane	0,000071	0,000071	0	0	0	0,000071	0,0000739	4,46E-09	5,85E-11	1.89E-15	0	5.05E-11	1.95E-09	1,96E-44
n-Nonane	0,00002	0,00002	0	0	0	0,00002	0,0000208	1,2E-09	1,39E-11	4.49E-16	0	1.20E-11	4.63E-10	3,83E-43
n-Decane	0,000006	0,000006	0	0	0	0,000006	0,00000625	1,39E-10	4,64E-13	6.29E-18	0	1.79E-13	1.55E-11	4,25E-48
H2S	0,000015	0,000015	0	0	0	0,000015	6,07E-09	0,00000931	0,0000093	1.88E-07	0,0002	9.72E-06	1.30E-04	0,0000106
MDEAmine	0	0	0,1	0,1	0,1	0	0,00000326	0,0976	0,0977	2.46E-04	0	9.76E-02	4.76E-05	0,0975

TABLEAU V.8 : Résultats du 4^{ème} cas (simulation sur HP, stripper, reflux).

Conditions	HP				Stripper						Reflux				
	Rich amine	16'	17 Acid gas outlet	Rich amine outlet	43 Rich MDEA from exchanger	53 From stripper reboiler	43'	36 To LP Flash drum	52 To stripper reboiler	47 Lean MDEA to exchanger	29A Acid gas from HC-029104	29H From Demin water	29L' Min Flow	29I To reflux drum	29B To vent
Vapour	0,00108	1.13E-03	1	0	0,0433	0	0,089	1	0	0	0,89	0	0	0	1
Temperature[C]	79	84	80	79	105	111	120	103	95	120	45,3	32	35	35	35
Pressure[Kpa]	700	700	700	700	231,1	239,5	250	231,1	235,3	250	100	50	220	50	50
Molar Flow [kgmole/h]	36291,9	0	34,5	36257,4	36388,7	1325470,6	120,8	1148,5	1988404,7	-627562,1	1017,3	110,8	36364,5	36978,7	903,9
Mass Flow [kg/h]	1037187,1	0	585,5	1036601,6	1047966,6	37284944,5	3479,6	50544,2	55933010	-17653065,5	39181,2	1996	656216,7	660260,8	37133,1
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1032,6	0	1,8	1030,9	1045,3	36720,8	3,5	61,2	55086,8	-17386	46,8	2	667,9	660	45
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	-19000	-1.9E+04	15000	-19000	-15000	-15000	-10500	12000	-17000	-14000	4900	-34000	-33000	-33000	9900
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	100	100	210	100	110	110	120	210	110	110	200	75	75	75	220
Heat Flow[Kj/h]	-700000000	0	500000	-7E+08	-	-	-1300000	14000000	-	8800000000	5000000	-	-	-	8800000
5300000000					5300000000	20000000000				34000000000		3700000	1200000000	1300000000	
Composition															
H2O	0,873	0,878	0,0551	0,8776	0,8681	0,9	0,8689	0	0,9	0,9	0,215	1	0,99956	0,99958	0,13
Hydrogen	0,000000974	9.82E-07	0,000945	7,64E-08	1,79E-35	0	2,7E-36	0	0	0	0,0000025	0	1,38E-11	1,87E-11	282E-06
Nitrogen	0,000002702	2.72E-06	0,00272	1,21E-07	1,71E-37	0	2,32E-38	0	0	0	0,000004	0	1,5E-11	2,22E-11	4.47E-06
CO2	0,02601	2.52E-02	0,0251	0,0261	0,0343	0	0,0345	0,9998	0	0	0,78376	0	0,000193	0,000193	0,8627
Methane	0,000942	9.31E-04	0,90393	0,0000834	4,54E-30	0	7,05E-33	0	0	0	0,00294	0	2,32E-08	0,00000032	3.1E-03
Ethane	0,0000111	1.10E-05	0,0107	9,14E-07	2,86E-32	0	4,39E-35	0	0	0	0,0000311	0	2,94E-10	4,1E-10	3.37E-05
Propane	0,00000149	1.47E-06	0,00146	9,58E-08	2,77E-34	0	3,82E-37	0	0	0	3,21E-06	0	2,43E-11	3,5E-11	3.54E-06
i-Butane	1,63E-08	1.94E-08	0,0000171	6,35E-11	9,07E-48	0	2,21E-48	0	0	0	2,12E-09	0	6,17E-16	9,64E-16	2.33E-09
n-Butane	0,000000028	3.33E-08	0,000029	1,09E-10	1,53E-47	0	3,74E-48	0	0	0	3,62E-09	0	3,4E-15	1,65E-15	4.02E-09
i-Pentane	8,73E-09	1.05E-08	0,00000912	5,78E-11	2,75E-46	0	6,98E-47	0	0	0	1,93E-09	0	1,13E-15	1,25E-15	2.12E-09
n-Pentane	8,15E-09	9.77E-09	0,00000851	5,36E-11	2,54E-46	0	6,43E-47	0	0	0	1,79E-09	0	1,05E-15	1,16E-15	1,95E-09
n-Hexane	5,35E-08	6.49E-08	0,0000509	5,18E-09	5,93E-35	0	1,84E-35	0	0	0	1,74E-07	0	1,06E-12	1E-12	1,91E-07
n-Heptane	6,02E-09	7.38E-09	0,00000628	6,24E-11	7,70E-45	0	2,02E-45	0	0	0	2,08E-09	0	1,79E-15	1,88E-15	2.29E-09
n-Octane	4,46E-09	6.14E-09	0,00000517	5,85E-11	1,96E-44	0	5,22E-45	0	0	0	1,95E-09	0	1,89E-15	1,96E-15	2.15E-09
n-Nonane	1,2E-09	1.50E-09	0,00000125	1,39E-11	3,83E-43	0	1,18E-45	0	0	0	4,63E-10	0	3,35E-16	4,63E-16	5.1E-10
n-Decane	1,39E-10	1.75E-10	0,000000146	4,64E-13	4,24E-48	0	1,19E-50	0	0	0	1,55E-11	0	4,56E-18	6,95E-18	1.71E-11
H2S	0,00000931	9.76E-06	0,0000189	0,0000093	0,0000106	0	0,00000903	2.00E-04	0	0	0,000166	0	0,000000199	0,00000013	1.85E-04
MDEAmine	0,0976	9.78E-02	0,0000144	0,0977	0,0975	0,1	0,0978	0	0,1	0,1	0,0000476	0	0,000246	0,000246	2,3E-08

TABLEAU V.9 : Résultats du 4^{ème} cas (simulation sur AMINE IN, 041 IN, 041 OUT).

Conditions	AMINE IN				041 IN				041 OUT			
	52 Amine from co2 stripper	52A MDEA IN (SA)	52B MDEA IN (SB)	52C MDEA IN(SC)	50A water Hot	50B H Water IN(TA)	50C H Water IN(TB)	50D Water H IN(TC)	50BB H Water OUT (TA)	50CC H Water out(TB)	50DD H Water out(TC)	50AAA H Water return
Vapour	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Temperature[C]	94,4	94,4	94,4	94,4	132	132	132	132	100	100	100	100
Pressure[Kpa]	235,3	235,3	235,3	235,3	1500	1500	1500	1500	1490	1490	1490	1490
Molar Flow [kgmole/h]	1988404,7	662735,3	662735,3	662934,1	141539,9	47175,15	47175,15	47189,6	47175,2	47175,2	47189,4	141539,8
Mass Flow [kg/h]	55933010	18642472,2	18642472,2	18648065,5	2549854,3	849866,4	849866,4	850121,4	849866,4	849866,4	850121,4	2549854,3
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	55086,8	18360,4	18360,4	18365,9	2555	851,6	851,6	851,8	851,6	851,6	851,8	2555
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	-17000	-17000	-17000	-17000	-26000	-26000	-26000	-26000	-28000	-28000	-28000	-28000
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	110	110	110	110	85	85	85	85	82	82	82	82
Heat Flow[Kj/h]	-37000000000	-13000000000	-13000000000	-13000000000	-3800000000	-1200000000	-1200000000	-1,2E+09	-1300000000	-1,3E+09	-1,3E+09	-4000000000
Composition												
H2O	0,9	0,9	0,9	0,9	1	1	1	1	1	1	1	1
Hydrogen	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Nitrogen	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CO2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Methane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ethane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Propane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
i-Butane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Butane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
i-Pentane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Pentane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Hexane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Heptane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Octane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Nonane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
n-Decane	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
H2S	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
MDEAmine	0,1	0,1	0,1	0,1	0	0	0	0	0	0	0	0

TABLEAU V.10 : Résultats du 4^{ème} cas (simulation sur TEE-100, TEE-101, MIX-101, MIX-102).

Conditions	TEE-100 (rich in)				TEE-101(lean in)				MIX-101(rich out))				MIX-102(lean out)			
	38 From rich MDEA pump	39MDEA inlet A	40 MDEA inlet B	41MDEA inlet C	51Lean MDEA from CO2 stripper	59A MDEA inlet A to pump booster	59B MDEA inlet B to pump booster	59C MDEA inlet C to pump booster	39A MDEA outlet to stripper A	40A MDEA outlet to stripper B	41A MDEA outlet to stripper C	42 Rich amine to stripper	57A MDEA outlet to pump booster A	57B MDEA outlet to pump booster B	57C MDEA outlet to pump booster C	57 To lean MDEA booster pump
Vapour	0	0	0	0	0	0	0	0	0,0128	0,0128	0,0128	0,0128	0	0	0	0
Temperature[C]	84	84	84	84	125,9	125,9	125,9	125,9	119	119	119	119	82,8	82,8	82,8	82,8
Pressure[Kpa]	872,8	872,8	872,8	872,8	250	250	250	250	862,8	862,8	862,8	862,8	240	240	240	240
Molar Flow [kgmole/h]	36389	12128,4	12128,4	12132	35372	11789,5	11789,5	11793	12129	12129	12132	36388,7	11789,5	11789,5	11793	35372
Mass Flow [kg/h]	1047972	349289	349289	349393,1	995000	331633,5	331633,5	331733	349287,3	349287,3	349392,1	1047966,6	331633,5	331633,5	331733	995000
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1046	348,4	348,4	348,5	979,9	326,6	326,6	326,7	348,4	348,4	348,5	1045,3	326,6	326,6	326,7	979,9
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	-19000	-19000	-19000	-19000	-13000	-13000	-13000	-13000	-15000	-15000	-15000	-15000	-18000	-18000	-18000	-18000
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	100	100	100	100	110	110	110	110	110	110	110	110	110	110	110	110
Heat Flow[Kj/h]	-690000000	-230000000	-230000000	-230000000	-480000000	-160000000	-160000000	-160000000	-180000000	-180000000	-180000000	-530000000	-210000000	-210000000	-210000000	-640000000
Composition																
H2O	0,87	0,87	0,87	0,87	0,9	0,9	0,9	0,9	0,87	0,87	0,87	0,87	0,9	0,9	0,9	0,9
Hydrogen	1,79E-35	1,79E-35	1,79E-35	1,79E-35	0	0	0	0	1,79E-35	1,79E-35	1,79E-35	1,79E-35	0	0	0	0
Nitrogen	1,71E-37	1,71E-37	1,71E-37	1,71E-37	0	0	0	0	1,71E-37	1,71E-37	1,71E-37	1,71E-37	0	0	0	0
CO2	0,0343	0,0343	0,0343	0,0343	0	0	0	0	0,0343	0,0343	0,0343	0,0343	0	0	0	0
Methane	4,54E-30	4,54E-30	4,54E-30	4,54E-30	0	0	0	0	4,54E-30	4,54E-30	4,54E-30	4,54E-30	0	0	0	0
Ethane	2,81E-33	2,81E-33	2,81E-33	2,81E-33	0	0	0	0	2,81E-33	2,81E-33	2,81E-33	2,81E-33	0	0	0	0
Propane	2,77E-34	2,77E-34	2,77E-34	2,77E-34	0	0	0	0	2,77E-34	2,77E-34	2,77E-34	2,77E-34	0	0	0	0
i-Butane	9,10E-48	9,10E-48	9,10E-48	9,10E-48	0	0	0	0	9,10E-48	9,10E-48	9,10E-48	9,10E-48	0	0	0	0
n-Butane	1,53E-47	1,53E-47	1,53E-47	1,53E-47	0	0	0	0	1,53E-47	1,53E-47	1,53E-47	1,53E-47	0	0	0	0
i-Pentane	2,75E-46	2,75E-46	2,75E-46	2,75E-46	0	0	0	0	2,75E-46	2,75E-46	2,75E-46	2,75E-46	0	0	0	0
n-Pentane	2,54E-46	2,54E-46	2,54E-46	2,54E-46	0	0	0	0	2,54E-46	2,54E-46	2,54E-46	2,54E-46	0	0	0	0
n-Hexane	5,93E-35	5,93E-35	5,93E-35	5,93E-35	0	0	0	0	5,93E-35	5,93E-35	5,93E-35	5,93E-35	0	0	0	0
n-Heptane	7,67E-45	7,67E-45	7,67E-45	7,67E-45	0	0	0	0	7,67E-45	7,67E-45	7,67E-45	7,67E-45	0	0	0	0
n-Octane	1,96E-44	1,96E-44	1,96E-44	1,96E-44	0	0	0	0	1,96E-44	1,96E-44	1,96E-44	1,96E-44	0	0	0	0
n-Nonane	3,83E-43	3,83E-43	3,83E-43	3,83E-43	0	0	0	0	3,83E-43	3,83E-43	3,83E-43	3,83E-43	0	0	0	0
n-Decane	4,24E-48	4,24E-48	4,24E-48	4,24E-48	0	0	0	0	4,24E-48	4,24E-48	4,24E-48	4,24E-48	0	0	0	0
H2S	0,0000106	0,0000106	0,0000106	0,0000106	0	0	0	0	0,0000106	0,0000106	0,0000106	0,0000106	0	0	0	0
MDEAmine	0,0975	0,0975	0,0975	0,0975	0,1	0,1	0,1	0,1	0,0975	0,0975	0,0975	0,0975	0,1	0,1	0,1	0,1

5^{eme} cas d'étude :

Nous sommes ici dans la configuration où le débit du gaz alimentant l'absorbeur est fixé à 390000 kg/h. La température du gaz admis dans l'absorbeur est d'environ 64 °C :

- Gaz entrant dans l'absorbeur:

$$T_g = 63,95^\circ\text{C}$$

$$P_g = 7260 \text{ Kpa}$$

$$Q_g = 390000 \text{ Kg/h}$$

- Amine MDEA :

$$T_a = 67^\circ\text{C}$$

$$P_a = 8000 \text{ Kpa}$$

$$Q_a = 995000 \text{ Kg/h}$$

Le traitement du gaz à l'amine a conduit à l'absorption d'une quantité de CO₂ de :

$$Q_{\text{abs}} = 1033508 - 995000 \text{ Kg/h} = \mathbf{38508 \text{ Kg/h}}$$

A l'exemple des cas précédents, nous concluons que le gaz, traité dans ce 5^e cas d'étude, est conforme aux normes de l'usine (0,24 % molaire en CO₂) *ON-SPEC* (Tableaux V.11 et V.12).

TABLEAU V.11 : Résultats du 5^{eme} cas (simulation sur *preheater*, absorbeur, LP).

Conditions	Preheater				Absorbeur				LP						
	Gas inlet	Gas Outlet	Amine inlet	Amine outlet	Lean amine	Gas inlet	Gas outlet	Rich amine	24" amine inlet	Rich 34 Water From reflux	36 Stripping gas	24'	29 Top to HC-104	30 Rich Amine pump	To
Vapour	1	1	0	0	0	1	1	0	0,000208	0	1	2.10E-03	1	0	
Temperature[C]	32	63,95	75	67	67	63,95	68	80	80	35	103	86	80	80	
Pressure[Kpa]	7260	7260	8000	8000	8000	7260	7200	7400	200	200	300	200	200	200	
Molar Flow [kgmole/h]	21385	21385	35372	35372	35372	21385	20547	36210	36176	0	1149	0	1150	36175	
Mass Flow [kg/h]	390000	390000	995000	995000	995000	390000	351492	1033508	1032926	2	50544,2	0	44004	1039468	
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1155,82	1155,82	979,95	979,95	979,95	1155,82	1107,6	1028,17	1026,39	0	61,24	0	52,47	1035,16	
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	13000	14000	-19000	-20000	-20000	14000	14000	-19000	-19000	-3.3E+04	12000	-1.8E+04	12000	-19000	
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	190	190	100	100	100	190	190	100	100	75	210	100	220	100	
Heat Flow[Kj/h]	280000000	300000000	-670000000	-700000000	-700000000	300000000	300000000	-690000000	-690000000	-3.7E+03	14000000	0	13000000	-6,9E+08	
Composition															
H2O	0,000188	0,000188	0,9	0,9	0,9	0,000188	0,00705	0,876	0,88	1	0	0,87	0,22	0,87	
Hydrogen	0,000826	0,000826	0	0	0	0,000826	0,000858	0,00000976	7,75E-08	1.64E-11	0	6.52E-08	2.44E-06	2,94E-37	
Nitrogen	0,00445	0,00445	0	0	0	0,00445	0,00462	0,00000271	0,00000123	1.88E-11	0	9.09E-08	3.88E-06	2,82E-39	
CO2	0,0649	0,0649	0	0	0	0,0649	0,00236	0,0249	0,0249	2.12E-04	0,9998	2.83E-02	0,77892	0,0319	
Methane	0,91196	0,91196	0	0	0	0,91196	0,9475	0,000942	0,0000842	2.78E-08	0	6.72E-05	2.65E-03	9,05E-34	
Ethane	0,0137	0,0137	0	0	0	0,0137	0,032516	0,0000111	0,00000923	3.64E-10	0	7.37E-07	2.90E-05	5,71E-36	
Propane	0,00269	0,00269	0	0	0	0,00269	0,00279	0,00000149	9,68E-08	3.00E-11	0	7.17E-08	3.05E-06	5,53E-38	
i-Butane	0,00027	0,00027	0	0	0	0,00027	0,000281	1,65E-08	6,83E-11	8.39E-16	0	2.58E-11	2.15E-09	1,56E-49	
n-Butane	0,000479	0,000479	0	0	0	0,000479	0,000499	2,83E-08	1,17E-10	1.43E-15	0	4.39E-11	3.67E-09	2,63E-49	
i-Pentane	0,000119	0,000119	0	0	0	0,000119	0,000124	8,83E-09	6,18E-11	1.13E-15	0	3.53E-11	1.94E-09	4,73E-48	
n-Pentane	0,000114	0,000114	0	0	0	0,000114	0,000119	8,23E-09	5,73E-11	1.05E-15	0	3.27E-11	1.80E-09	4,36E-48	
n-Hexane	0,0001	0,0001	0	0	0	0,0001	0,000104	5,42E-08	5,34E-09	1.06E-12	0	6.89E-09	1.68E-07	1,01E-36	
n-Heptane	0,0000821	0,0000821	0	0	0	0,0000821	0,0000854	6,1E-09	6,63E-11	1.79E-15	0	5.02E-11	2.09E-09	1,32E-46	
n-Octane	0,000071	0,000071	0	0	0	0,000071	0,0000739	5,03E-09	6,21E-11	1.89E-15	0	5.05E-11	1.95E-09	3,38E-46	
n-Nonane	0,00002	0,00002	0	0	0	0,00002	0,0000208	1,22E-09	1,47E-11	4.49E-16	0	1.20E-11	4.64E-10	7,65E-47	
n-Decane	0,000006	0,000006	0	0	0	0,000006	0,00000625	1,41E-10	5,02E-13	6.29E-18	0	1.79E-13	1.58E-11	8,47E-52	
H2S	0,000015	0,000015	0	0	0	0,000015	5,47E-09	0,00000886	0,00000885	1.88E-07	0,0002	9.72E-06	2.02E-04	8,77E-06	
MDEAmine	0	0	0,1	0,1	0,1	0	0,00000339	0,0977	0,0978	2.46E-04	0	9.76E-02	4.93E-05	0,0978	

TABLEAU V.12 : Résultats du 5^{ème} cas (simulation sur HP, stripper, reflux).

RESULTATS ET DISCUSSION

CHAPITRE V

Conditions	HP				Stripper							Reflux				
	Rich amine	16'	17 Acid gas outlet	Rich amine outlet	43 MDEA from exchanger	Rich 53 From stripper reboiler	43'	36 To LP Flash drum	52 To stripper reboiler	47 Lean MDEA to exchanger	29A Acid gas from HC-029104	29H From Demin water	29L' Flow	Min	29I To reflux drum	29B to vent
Vapour	0,00107	1.13E-03	1	0	0,0316	0	0,0664	1	0	0	0,915	0	0	0	0	1
Temperature[C]	80	84	80	80	110	118	120	103	90	120	52	30	42	42	42	42
Pressure[Kpa]	700	700	700	700	300	300	300	300	300	300	100	50	400	50	50	50
Molar Flow [kgmole/h]	36210	0	34	36176	36175	32811	121	1149	49222	18961	1150	111	42535	42727	1069	
Mass Flow [kg/h]	1033508	0	581,475	1032926	1039468	922966	3479,65	50544,2	1384588	533378	44004,03	1995,972	767527	770988	42539,1	
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1028,17	0	1,78	1026,39	1035,16	909	3,47	61,24	1363,64	525,31	52,47	2	769,09	772,56	51,01	
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	-19000	-1.9E+04	15000	-19000	-14000	-14000	-12000	12000	-17000	-14000	6900	-34000	-33000	-33000	10000	
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	100	100	210	100	110	110	120	210	110	110	210	75	76	76	220	
Heat Flow[Kj/h]	-690000000	0	500000	-6,9E+08	-520000000	-470000000	-1400000	14000000	-850000000	-270000000	8000000	-3700000	-1400000000	-1400000000	11000000	
Composition																
H2O	0,876	0,876	0,0611	0,88	0,87	0,9	0,87	0	0,9	0,9	0,218	1	1	1	0,16	
Hydrogen	0,000000976	9.82E-07	0,000946	7,75E-08	2,94E-37	0	2,7E-36	0	0	0	2,44E-06	0	1,11E-11	1,72E-11	2.62E-06	
Nitrogen	0,00000271	2.72E-06	0,00273	1,23E-07	2,82E-39	0	2,32E-38	0	0	0	3,88E-06	0	1,17E-11	1,99E-11	4.17E-06	
CO2	0,0249	2.52E-02	0,019	0,0249	0,0319	0	0,0345	0,9998	0	0	0,778924	0	0,000174	0,000174	0,83791	
Methane	0,000942	9.31E-04	0,90396	0,0000842	9,05E-34	0	7,05E-33	0	0	0	0,00265	0	1,86E-08	2,85E-08	2.85E-03	
Ethane	0,0000111	1.10E-05	0,0107	9,23E-07	5,71E-36	0	4,39E-35	0	0	0	0,000029	0	2,23E-10	3,47E-10	3.12E-05	
Propane	0,00000149	1.47E-06	0,00146	9,68E-08	5,53E-38	0	3,82E-37	0	0	0	3,05E-06	0	1,86E-11	3,01E-11	3.28E-06	
i-Butane	1,65E-08	1.94E-08	0,0000173	6,83E-11	1,56E-49	0	2,21E-48	0	0	0	2,15E-09	0	3,95E-16	9,74E-16	2.31E-09	
n-Butane	2,83E-08	3.33E-08	0,0000297	1,17E-10	2,63E-49	0	3,74E-48	0	0	0	3,67E-09	0	6,74E-16	1,66E-15	3.94E-09	
i-Pentane	8,83E-09	1.05E-08	0,00000924	6,18E-11	4,73E-48	0	6,98E-47	0	0	0	1,94E-09	0	5,48E-16	1,26E-15	2.09E-09	
n-Pentane	8,23E-09	9.77E-09	0,00000861	5,73E-11	4,36E-48	0	6,43E-47	0	0	0	1,8E-09	0	5,09E-16	1,17E-15	1.94E-09	
n-Hexane	5,42E-08	6.49E-08	0,0000514	5,34E-09	1,01E-36	0	1,84E-35	0	0	0	1,68E-07	0	6,46E-13	9,48E-13	1.81E-07	
n-Heptane	6,1E-09	7.38E-09	0,00000636	6,63E-11	1,32E-46	0	2,02E-45	0	0	0	2,09E-09	0	8,81E-16	1,88E-15	2.24E-09	
n-Octane	5,03E-09	6.14E-09	0,00000524	6,21E-11	3,38E-46	0	5,22E-45	0	0	0	1,95E-09	0	9,35E-16	1,95E-15	2.10E-09	
n-Nonane	1,22E-09	1.50E-09	0,00000127	1,47E-11	7,65E-47	0	1,18E-45	0	0	0	4,64E-10	0	2,21E-16	4,62E-16	4.99E-10	
n-Decane	1,41E-10	1.75E-10	0,000000148	5,02E-13	8,47E-52	0	1,19E-50	0	0	0	1,58E-11	0	2,82E-18	7,08E-18	1.70E-11	
H2S	0,00000886	9.76E-06	0,0000176	8,85E-06	0,00000877	0	0,00000903	2.00E-04	0	0	0,000202	0	0,000000209	0,000000146	2.20E-04	
MDEAmine	0,0977	9.78E-02	0,0000152	0,0978	0,0978	0,1	0,0978	0	0,1	0,1	0,0000493	0	0,000247	0,000247	2.97E-08	

6^{eme} Cas d'étude :

Dans ce cas, on fixe le débit du gaz entrant à 430000 kg/h tout en diminuant sa température (de 63,9 à 63,2 °C) et celle de l'amine pauvre de telle sorte à avoir les conditions suivantes :

- Gaz entrant dans l'absorbeur :
T_g = 63,2°C
P_g = 7260 Kpa
Q_g = 430000 Kg/h
- Amine pauvre :
T_a = 66,17°C
P_a = 8000 Kpa
Q_a = 995000 Kg/h

Le traitement de ce gaz, à l'amine MDEA, a conduit à l'absorption d'une quantité de CO₂ de :

$$Q_{\text{abs}} = 1037505 - 995000 \text{ Kg/h} = \mathbf{42505 \text{ Kg/h}}$$

Le gaz d'expédition est composé de 0,24 % molaire en CO₂. Les vapeurs sortant du ballon *HP* (2,14 % molaire en CO₂), du ballon *BP* (77,73 % molaire en CO₂), du ballon reflux (83,81 % molaire en CO₂) sont collectées dans un ballon de gaz acides avant d'être envoyées vers la torche acide (Tableaux V.13 et V.14).

TABLEAU V.13 : Résultats du 6^{ème} cas (simulation sur *preheater*, absorbeur, LP).

RESULTATS ET DISCUSSION

CHAPITRE V

Conditions	Preheater				Absorbeur				LP					
	Gas inlet	Gas Outlet	Amine inlet	Amine outlet	Lean amine	Gas inlet	Gas outlet	Rich amine	24" Rich amine inlet	34 Water From reflux	36 Stripping gas	24'	29 Top to HC-104	30 Rich To Amine pump
Vapour	1	1	0	0	0	1	1	0	0,000255	0	1	2.10E-03	1	0
Temperature[C]	31	63,2	75	66,17	66,17	63,2	67	80	79	34	102	85	79	79,89
Pressure[Kpa]	7260	7260	8000	8000	8000	7260	7200	7400	200	200	300	200	200	200
Molar Flow [kgmole/h]	23578,86	23578,86	35372	35372	35372	23578,86	22655,18	36296	36261	0,15	1149	0	1240	36167
Mass Flow [kg/h]	430000	430000	995000	995000	995000	430000	387495,2	1037505	1036913	2	50544,2	0	47360	1040101
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1274,37	1274,37	979,946	979,946	979,946	1274,37	1221,269	1033,044	1031,25	2.00E-03	61,2412	0	57	1036,05
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	13000	14000	-19000	-20000	-20000	14000	14000	-19000	-19000	-3.3E+04	12000	-1.8E+04	12000	-19000
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	190	190	100	100	100	190	190	100	100	75	210	100	220	100
Heat Flow[Kj/h]	300000000	330000000	-670000000	-700000000	-700000000	330000000	330000000	-690000000	-690000000	-3.7E+03	14000000	0	13600000	-6,9E+08
Composition														
H2O	0,000188	0,000188	0,9	0,9	0,9	0,000188	0,00502	0,873	0,877	1	0	0,872	0,221	0,87
Hydrogen	0,000826	0,000826	0	0	0	0,000826	0,000858	9,74E-07	7,58E-08	1.64E-11	0	6.52E-08	0,00000231	2,41E-37
Nitrogen	0,00445	0,00445	0	0	0	0,00445	0,00462	0,0000027	0,00000012	1.88E-11	0	9.09E-08	0,0000033	2,29E-37
CO2	0,0649	0,0649	0	0	0	0,0649	0,00235	0,0262	0,0262	2.12E-04	0,9998	2.83E-02	0,777334	0,0323
Methane	0,91196	0,91196	0	0	0	0,91196	0,94767	0,00094	0,0000822	2.78E-08	0	6.72E-05	0,002	7,43E-34
Ethane	0,0137	0,0137	0	0	0	0,0137	0,0351	0,000011	9,02E-07	3.64E-10	0	7.37E-07	0,0000274	4,69E-36
Propane	0,00269	0,00269	0	0	0	0,00269	0,0028	0,00000148	9,41E-08	3.00E-11	0	7.17E-08	0,0000028	4,53E-38
i-Butane	0,00027	0,00027	0	0	0	0,00027	0,000281	1,66E-08	6,36E-11	8.39E-16	0	2.58E-11	1,94E-09	1,20E-49
n-Butane	0,000479	0,000479	0	0	0	0,000479	0,000499	2,84E-08	1,1E-10	1.43E-15	0	4.39E-11	3,31E-09	2,03E-49
i-Pentane	0,000119	0,000119	0	0	0	0,000119	0,000124	8,89E-09	5,81E-11	1.13E-15	0	3.53E-11	1,77E-09	3,68E-48
n-Pentane	0,000114	0,000114	0	0	0	0,000114	0,000119	8,28E-09	5,4E-11	1.05E-15	0	3.27E-11	1,64E-09	3,40E-48
n-Hexane	0,0001	0,0001	0	0	0	0,0001	0,000104	5,46E-08	5,3E-09	1.06E-12	0	6.89E-09	1,61E-07	8,13E-37
n-Heptane	0,0000821	0,0000821	0	0	0	0,0000821	0,0000854	6,14E-09	6,3E-11	1.79E-15	0	5.02E-11	1,92E-09	1,04E-46
n-Octane	0,000071	0,000071	0	0	0	0,000071	0,0000739	5,09E-09	5,92E-11	1.89E-15	0	5.05E-11	1,8E-09	2,70E-46
n-Nonane	0,00002	0,00002	0	0	0	0,00002	0,0000208	1,23E-09	1,41E-11	4.49E-16	0	1.20E-11	4,28E-10	6,00E-47
n-Decane	0,000006	0,000006	0	0	0	0,000006	0,00000625	1,42E-10	4,67E-13	6.29E-18	0	1.79E-13	1,42E-11	6,52E-52
H2S	0,000015	0,000015	0	0	0	0,000015	6,44E-09	0,00000931	0,0000093	1.88E-07	0,0002	9.72E-06	0,000214	8,59E-06
MDEAmine	0	0	0,1	0,1	0,1	0	0,00000337	0,0976	0,0975	1.88E-08	0	9,76E-02	4.93E05	9.78E-02

TABLEAU V.14 : Résultats du 6^{eme} cas (simulation sur HP, stripper, reflux).

Conditions	HP				Stripper						Reflux				
	Rich amine	16'	17 Acid gas outlet	Rich amine outlet	43 Rich MDEA from exchanger	53 From stripper reboiler	43'	36 To LP Flash drum	52 To stripper reboiler	47 Lean MDEA to exchanger	29A Acid from HC-029104	29H From Demin water	29L' Flow Min	29I To reflux drum	29B to vent
Vapour	0,0011	1.13E-03	1	0	0,0323	0	0,0664	1	0	0	0,913	0	0	0	1
Temperature[C]	80	83	80	80	109	117	118	103	90	118	53	28,89	41	41	41
Pressure[Kpa]	700	700	700	700	300	300	300	300	300	300	100	50	400	50	50
Molar Flow [kgmole/h]	36296	0	34,68	36261	3617	32811	120	1148,5	49221,77	18962	1240,26	110,79	42534,97	42739	1148
Mass Flow [kg/h]	1037505	0	591,272	1036913	1040101	922966	3479,89	50544,2	1000000	533378	47359,2	1995,97	767527	771200	45686,6
Std Ideal Liq Vol Flow[m3/h]	1033,04	0	1,79219	1031,25	1036,05	909,005	3,46818	61,2412	1363,6	525,309	56,4438	2	769,094	772,77	54,76787
Molar Enthalpy [Kj/kgmole]	-19000	-1.9E+04	15000	-19000	-14000	-14000	-12000	12000	-17000	-14000	6700	-34000	-33000	-33000	10000
Molar Entropy [Kj/kgmole-C]	100	100	210	100	110	110	120	210	110	110	210	75	76	76	220
Heat Flow[Kj/h]	-690000000	0	510000	-6,9E+08	-520000000	-470000000	-1400000	14000000	-850000000	-270000000	8360000	-3700000	-1400000000	-1400000000	12000000
Composition															
H2O	0,87	0,878	6.15E-02	0,877	0,87	0,9	0,87	0	0,9	0,9	0,219	1	0,99958	0,99956	0,16
Hydrogen	0,000000974	9.82E-07	9.43E-04	7,58E-08	2,41E-37	0	2,7E-36	0	0	0	0,00000231	0	1,11E-11	1,63E-11	0,00000248
Nitrogen	0,0000027	2.72E-06	2.72E-03	1,2E-07	2,29E-39	0	2,32E-38	0	0	0	0,00000363	0	1,17E-11	1,87E-11	0,00000391
CO2	0,0262	2.52E-02	2.14E-02	0,0262	0,0327	0	0,0345	0,9998	0	0	0,77734	0	0,000174	0,000174	0,838062
Methane	0,00094	9.31E-04	0,901	0,0000822	5,8E-34	0	7,05E-33	0	0	0	0,0025	0	1,86E-08	0,000000027	0,0027
Ethane	0,000011	1.10E-05	1.06E-02	9,02E-07	3,66E-36	0	4,39E-35	0	0	0	0,0000274	0	2,23E-10	3,28E-10	0,0000295
Propane	0,00000148	1.47E-06	1.45E-03	9,41E-08	3,53E-38	0	3,82E-37	0	0	0	0,00000286	0	1,86E-11	2,83E-11	0,00000308
i-Butane	1,66E-08	1.94E-08	1.74E-05	6,36E-11	8,41E-50	0	2,21E-48	0	0	0	1,94E-09	0	3,95E-16	8,79E-16	2,09E-09
n-Butane	2,84E-08	3.33E-08	2.98E-05	1,1E-10	1,42E-49	0	3,74E-48	0	0	0	2,94E-09	0	6,74E-16	1,5E-15	3,56E-09
i-Pentane	8,89E-09	1.05E-08	9.26E-06	5,81E-11	2,62E-48	0	6,98E-47	0	0	0	1,77E-09	0	5,48E-16	1,15E-15	1,91E-09
n-Pentane	8,28E-09	9.77E-09	8.63E-06	5,4E-11	3,39E-48	0	6,43E-47	0	0	0	1,64E-09	0	5,09E-16	4,85E-16	1,77E-09
n-Hexane	5,46E-08	6.49E-08	5.17E-05	5,3E-09	8,18E-37	0	1,84E-35	0	0	0	0,00000016	0	6,46E-13	9,1E-13	0,000000174
n-Heptane	6,14E-09	7.38E-09	6.39E-06	6,3E-11	1,03E-46	0	2,02E-45	0	0	0	1,92E-09	0	8,81E-16	1,73E-15	2,07E-09
n-Octane	5,09E-09	6.14E-09	5.26E-06	5,92E-11	2,65E-46	0	5,22E-45	0	0	0	1,8E-09	0	9,35E-16	1,8E-15	1,94E-09
n-Nonane	1,23E-09	1.50E-09	1.28E-06	1,41E-11	6,00E-47	0	1,18E-45	0	0	0	4,28E-10	0	2,21E-16	4,27E-16	4,61E-10
n-Decane	1,42E-10	1.75E-10	1.49E-07	4,67E-13	6,52E-52	0	1,19E-50	0	0	0	1,42E-11	0	2,82E-18	6,38E-18	1,54E-11
H2S	0,00000931	9.76E-06	1,95E-05	0,0000093	0,00000859	0	0,00000903	2.00E-04	0	0	0,000214	0	0,000000209	0,000000155	0,000243
MDEAmine	0,0976	9.78E-02	1.54E-05	0,0976	0,0978	0,1	0,0978	0	0,1	0,1	0,00005	0	0,000247	0,000247	2,97E-08

Nous regroupons les résultats des six cas étudiés précédemment dans le tableau V.15 et les figures V.3 et V.4 :

TABLEAU V.15 : Quantité de CO₂ présente dans le gaz traité au MDEA.

Température du gaz à traiter* (°C)	Température de l'amine* (°C)	CO ₂ ** (% molaire)
71,4	73,3	0,297
70,4	72,3	0,272
66,9	68,7	0,233
64,7	67,0	0,237
63,9	67,0	0,236
63,2	66,2	0,235

* Entrée absorbeur.

** Gaz d'expédition.

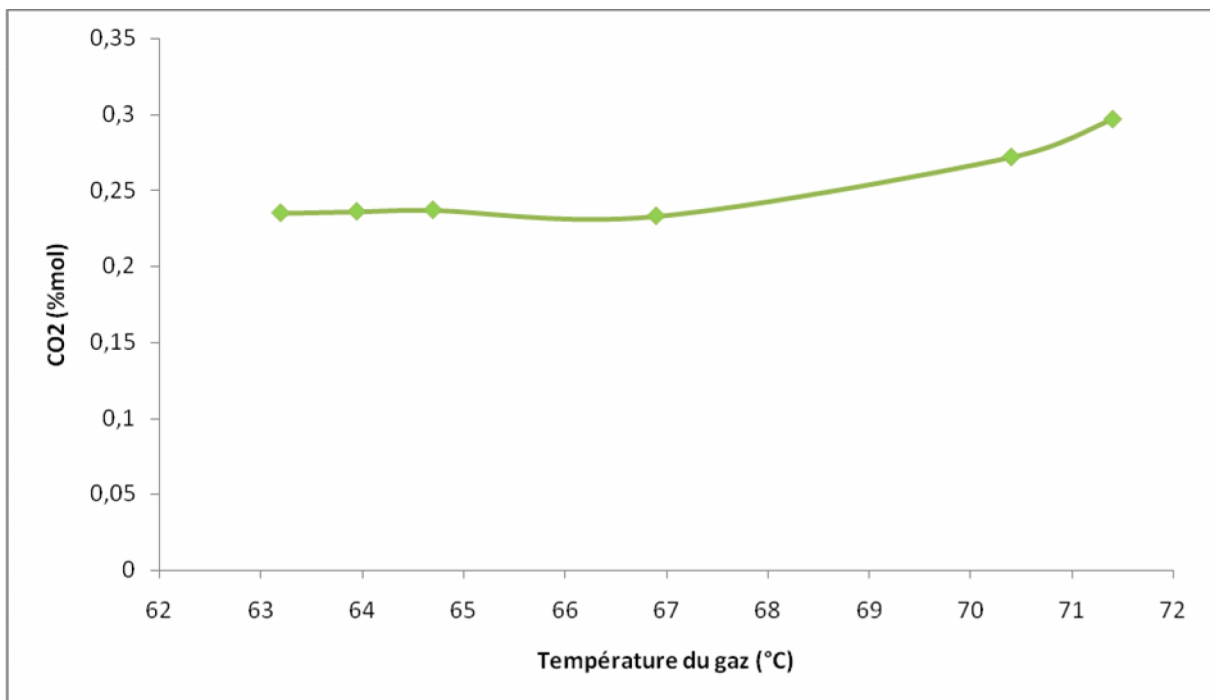


FIGURE V.3 : Quantité de CO₂ dans le gaz traité en fonction de la température du gaz.

Cette courbe représente la variation du pourcentage molaire en CO₂ en fonction de la température du gaz alimentant l'absorbeur.

Nous remarquons que dans l'intervalle [63-67]°C : Le gaz d'expédition est conforme aux spécifications et le %molaire du CO₂ est inférieur à 0.3%. Au-delà de ces températures, la concentration du dioxyde de carbone augmente très rapidement et dépasse le seuil exigé : à savoir 0,3 % de CO₂.

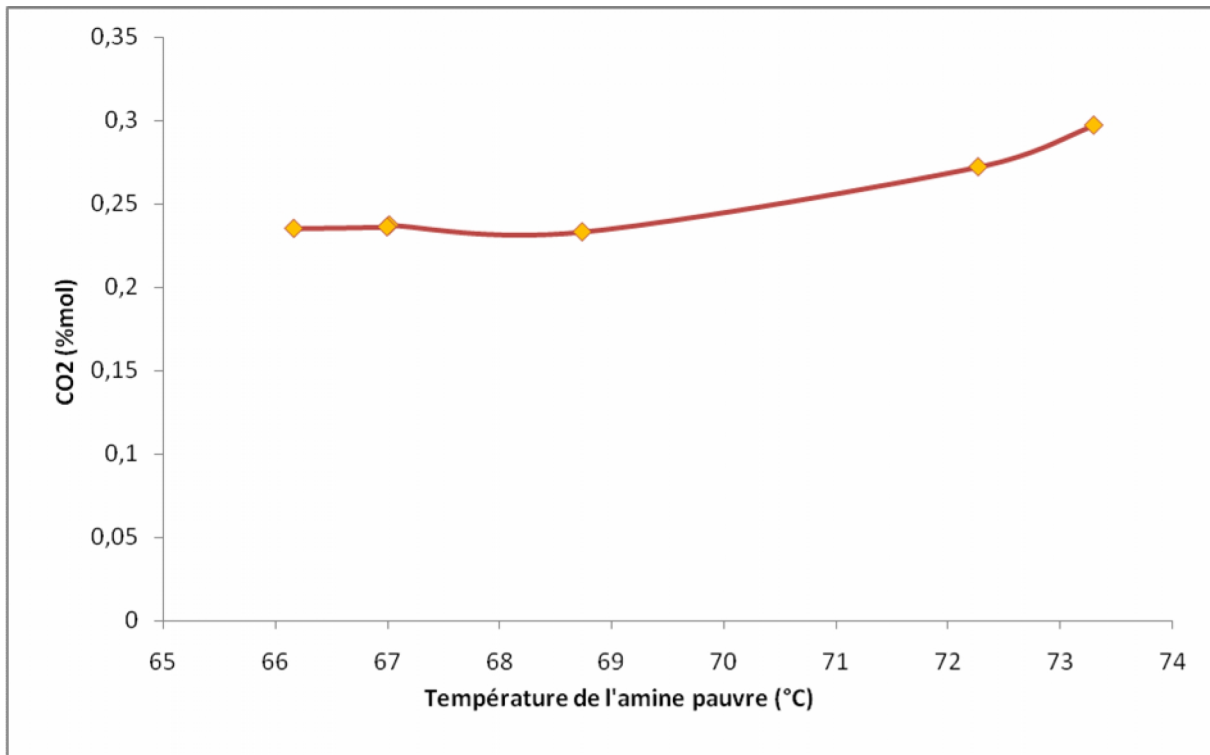


FIGURE V.4 : Quantité de CO₂ dans le gaz traité en fonction de la température de l'amine pauvre.

Cette courbe représente la variation du pourcentage molaire en CO₂ en fonction de la température de L'amine pauvre entrant dans l'absorbeur.

Nous remarquons que dans l'intervalle [66-69]°C : la teneur de CO₂ est inférieure à 0,3 % et cela donne un gaz d'expédition conforme aux spécifications. Au-delà de 69°C le pourcentage molaire en CO₂ croît rapidement et cela produit un gaz *OFF-SPEC* (supérieur à 0.3%).

En Conclusion, nous retenons que les cas ayant donné satisfaction aux ingénieurs sont du point de vue :

- Production et consommation d'énergie :

1^{er} cas : c'est le cas idéal pour l'installation (production) car il conduit à un débit massique appréciable (394415 Kg/h) et ayant consommé le moins d'énergie.

- Intégrité des équipements :

3^e cas : La formation des chlorides, hydrates,... généralement générés par interaction de l'eau sur le dioxyde de carbone sont la cause directe de la corrosion des pipelines. Ce cas d'étude pourrait être retenu car il retient le moins possible d'eau.

- L'environnement :

5^e cas : Le procédé de décarbonatation donne naissance à des gaz acides, composés majoritairement de CO₂. Ces gaz sont, par la suite, soit comprimés et injectés dans le sol, soit torchés. Leur valorisation est tellement couteuse que *British Petroleum* opte pour le torchage partiel. Le 5^e cas est considéré comme étant le cas qui a conduit à la plus faible quantité de CO₂ à torcher.

CONCLUSION GENERALE

L'étude présentée dans ce travail est une contribution à la recherche de solutions par simulation sur logiciel *Aspen HYSYS* aux problèmes de présences de gaz acides (CO_2 , H_2S) dans le gaz naturel.

Les difficultés techniques rencontrées lors des études expérimentales dans le domaine pétrochimique et de raffinage orientent l'opérateur à privilégier le plus souvent l'approche par simulation.

Il s'agit de l'étude par absorption chimique du CO_2 , contenu à 6,94 % molaire dans le gaz de *Krechba*, sur une amine de type *MDEA*. La teneur en dioxyde de carbone doit être obligatoirement ramenée à moins 0,30 % dans le gaz d'expédition.

Pour ce faire, nous avons relevé tous les paramètres de fonctionnement de chaque appareil constituant le cycle de décarbonatation : températures, pressions, débits,... tout en présentant un aperçu global sur la modélisation et le principe de fonctionnement des simulateurs. A cet effet, six cas d'étude ont été retenus. Cela passe par une bonne séparation entre le gaz et le dioxyde de carbone, le respect strict des paramètres de design, la température de tête de stripper qui est à l'ordre de 103°C , et de l'intégrité de ces équipements : préservation des pipelines, et des colonnes contre la corrosion.

Les résultats obtenus en mode statique sont favorables :

- ✓ Le 1^{er} cas est le cas optimal pour la production et la consommation d'énergie.
- ✓ Le 3^{ème} cas représente l'état de marche actuel à *Krechba*. Il est le meilleur cas pour assurer l'intégrité des équipements
- ✓ Le 5^{ème} cas est le meilleur pour la protection de l'environnement.

Nous pouvons retenir que l'optimisation en mode statique que nous avons effectuée au niveau du champ gazier de *Krechba* peut être considérée comme une base de données pour une simulation réelle en mode dynamique.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] : A.ROJET . Le gaz naturel production traitement et transport. Edition TECHNIP « PARIS » -1997,page 253-299
- [2] : José M Robles simulation of gaz power plant HYSYS.
- [3] : Benlagha , Ahmed ; Setti , Amine. Optimisation des paramètres opératoires relatifs à la section de stabilisation en vue de récupérer le maximum de produits finis (GPL,condensat). Mémoire de fin d'étude master. Université mohammed khider Biskra.2012
- [4] : In Salah Gaz, Rapport environnementale de 2006.
- [5] : In Amenas & In Salah Gas Project Services Guidelines, 2006, 2009.
- [6] : In Salah Gas, Brochure d'induction ISG BS01, Section 3 : Description du projet In Salah Gas, Numéro 1, Révision 0 – Janvier 2004.
- [7]: In Salah Gaz, Environmental Impact Statement,UU00-E-XXRC-077-0007-B, juin 2000.
- [8] : ISG- Krechba Design basis – training services 2009 Rev 0.
- [9]: ISG phase-1, Reg and Teg, Design Basis.2008.
- [10] : C. Dupraz, H. Marrou, G. Talbot, L. Dufour, A. Nogier,Y. Ferard, Combining solar photovoltaic panels and food crops for optimising land use: Towards new agrivoltaic schemes. Renewable Energy, 2011. 36 (10) : p. 2725-2732
- [11] : Système de compression in salah gaz KBA. Révision1 (6-8)
- [12] : Introduction to kba 2 éme étage de compression.UUOO-P-UUMU-000-1035-Petrofac.
- [13] : ISG Southern Fields Development Project-IS CPF . Petrofac.UUOO-P-UUMU-000 1000.
- [14] : Foundation course manual, Reg 2nd stage compression, introduction, 2008.
- [15] : ISG Southern Fields Development Project, IS CPF Présentation générale de SFDP.
- [16] : OM03 .Operations de traitement de hassi R'Mel . In salah Gaz PROJET DE FORMATION
- [17]: Berretima El Hadj Belkacem, Aribi Lakhdar, la deshydrataion du gaz, techniques et Problèmes, 2011
- [18] : OM03, opération de traitement sur les installations de Krechba, 2004.
- [19]: Ben azia abd el kader ; Bameur Mohamed Ishak.Simulation du captage de CO₂ par une solution d'Amine.Mémoire de fin d'étude Ingénieur .2015
- [20]: Département production service optimisation_ in salah gaz.

BIBLIOGRAPHIE

[21]: Hysys Process Documentation, Hyprotech, Ing, AEA Groupe, Calgary, 2000 (CD.ROM)

[22] : OM04.Operations de traitement de krechba.Numero 1,Revision 0-Janvier.2004.