



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كلية العلوم و التكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M2...../IP/2022

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Industries pétrochimiques

Option : Génie pétrochimique

Thème

**SIMULATION D'UNE UNITE D'ABSORPTION A LA DIETHANOLAMINE
(D.E.A.) DES GAZ ACIDES (H₂S ET CO₂) CONTENUS DANS LE GAZ
NATUREL**

Présenté par

TOLBA Cheikh Mohamed Lemine

Soutenu le 15 / 09 / 2022 devant le jury composé de :

Présidente :	Dr. TERKHI Sabria	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	Dr. BESSAHA Fatiha	MCA	Université de Mostaganem
Encadrante :	BENMEKKI Fadila	MAA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2021/2022

Résumé

Ce travail consiste en premier lieu à maîtriser l'un des outils puissants de simulation des procédés utilisé à l'heure actuelle dans les industries des procédés en l'occurrence « *ASPEN HYSYS* ».

En deuxième lieu, faire une simulation d'une unité d'absorption des gaz acide en utilisant le logiciel « *ASPEN HYSYS V8.6* » et enfin terminer par une étude de comparaison des résultats obtenus avec ceux d'un cas réel de l'industrie.

Mots clés : Simulation, Gaz Acide, Absorption et *ASPEN HYSYS*.

ملخص

يكمن هذا العمل أولاً وقبل كل شيء في إتقان إحدى أدوات محاكاة الطرائق القوية المستخدمة حالياً في الصناعات الا وهو
."ASPEN HYSYS"

ثانياً، نقوم بعمل محاكاة لوحدة امتصاص الغازات الحمضية باستخدام برنامج «*ASPEN HYSYS V8.6*». وأخيراً الانتهاء بدراسة ومقارنة النتائج التي تم الحصول عليها مع نتائج الواقع الصناعي.

كلمات مفتاحية: المحاكاة، الغاز الحمضي، الامتصاص و *ASPEN HYSYS*

Abstract

This work consists firstly in mastering one of the powerful tools of simulation of the processes used at present in the industries of the processes in this case «*ASPEN HYSYS*».

Secondly, to make a simulation of an acid gas separation unit using «*ASPEN HYSYS V8.6*» software and finally finish with a comparison study of the results obtained with those of a real industry case.

Keywords: Simulation, Acid gas, Absorption and *ASPEN HYSYS*.

R

EMERCIEMENTS

Je remercie tout d'abord Dieu tout puissant pour ces bienfaits inestimables, de m'avoir illuminé vers l'apprentissage.

À mon professeur **M^{me} BENMEKKI Fadila**

Je suis très reconnaissant à l'honneur que vous m'avez fait en acceptant d'encadrer mon travail. Je vous exprime ma grande admiration pour vos hautes qualités morales, humaines et professionnelles. Je vous prie de trouver, dans ce modeste travail, l'expression de mes sincères reconnaissances et ma respectueuse admiration.

Je tiens à remercier particulièrement Dr. TERKHI Sabria et Dr BESSAHA Fatiha, maîtres de conférences à l'Université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem pour avoir accepté de juger et d'examiner ce travail et d'être membres du jury, votre présence dans le jury m'honore.

Une pensée très sincère à tous les enseignants de la Faculté des Sciences et de la Technologie en particulier à ceux du département de Génie des Procédés qui ont su nous donner une formation didactique et appréciable tout au long de notre cursus universitaire.

A mes parents, merci de m'avoir inculqués de vraies valeurs et de m'avoir permis de devenir la personne que je suis aujourd'hui. Je vous exprime ma gratitude.

A mes frères, sœurs et amis je tiens à vous remercier pour votre contribution inconditionnelle pour mon succès, vous incarnez la douceur, l'amour, la gentillesse et la bienveillance.

A tous ceux que j'aime.

C'est avec un grand honneur et respect que je vous adresse mon immense gratitude.

MERCI POUR VOTRE SOUTIEN ET VOTRE ENCOURAGEMENT

D

ÉDICACES

À ceux qui me sont les plus chers

À ceux qui ont toujours cru en moi À ceux qui m'ont toujours encouragé

C'est avec grande joie que je dédie ce travail à ma famille, âmes chers amis, frères et sœurs du cœur et à l'ensemble de nos familles.

Mes chers parents, je vous offre ce modeste travail pour vous remercier pour vos sacrifices.

Aucune dédicace ne saurait exprimer mes sentiments à votre sujet.

Moi voilà arrivé à la fin d'un long et difficile parcours. Vous êtes plus que des amies, une famille unie et courageuse. Vous étiez toujours présents pour me soutenir, m'écouter et me gâter, vous m'avez beaucoup aidé, je vous en serai toujours reconnaissant. Je vous aime bien et je vous dédie ce modeste travail.

À tous nos enseignants et professeurs

Du primaire, passant par le collège, le lycée et enfin nous voilà à la faculté des Sciences et de la Technologie de l'Université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem en Algérie.



Table des matières

INTRODUCTION GÉNÉRALE	1
CHAPITRE I : ELIMINATION DE GAZ ACIDE	3
I.1. Généralité sur l'élimination des gaz acides	3
I.1.1. Les alcanolamines	3
I.1.2. Mécanismes réactionnels	4
I.2. Les Méthodes de l'élimination des gaz acides	6
I.2.1. Méthode de recyclage des gaz	6
I.2.2. Méthodes de l'éliminations des gaz par absorption	6
I.2.2.a. Mis en œuvre industrielle	8
I.2.2.b Description du pilote	9
I.2.3. L'élimination de gaz acides par absorption physique	10
CHAPITRE II : GENERALITE SUR LOGICIEL «ASPEN HYSYS»	14
II.1. Rôle de la simulation	14
II.2. Types de simulation	14
II.3. Utilisation de la simulation	15
II.4. Présentation du simulateur «ASPEN HYSYS »	15
II.4.1. Environnements de «ASPEN HYSYS »	15
II.4.2. Caractéristiques principales de «ASPEN HYSYS »	16
II.4.3. Les modèles thermodynamiques dans «ASPEN HYSYS »	17
CHAPITRE III : SIMULATION ET INTERPRETATION DES RESULTATS.....	18
III.1. Méthodologie de travail	18
III.2. Réalisation de la simulation du traitement du gaz acide sur « ASPEN HYSYS V8.6 » données HYSYS Tutorial	18

III.3. Etude des profils de compositions des gaz acides en fonction du nombre de plateaux dans la colonne d'absorption	24
III.4. Etude des profils de compositions des gaz acides en fonction du nombre de plateaux dans la colonne de distillation	24
III.5. Réalisation de la simulation du traitement du gaz acide sur «<i>ASPEN HYSYS V8.6</i>» (Données réelles)	26
III.6 Etude des profils de compositions des gaz acides dans la colonne d'absorption (Données réelles)	27
III.7 Etude des profils de compositions des gaz acides en fonction du nombre de plateaux dans la colonne de distillation (Données réelles)	28
Conclusion Générale	30
Références Bibliographiques	31
Annexes	32

Liste des Figures

Figure I.1 : Schéma de principe simplifié d'un procédé d'absorption de gaz acide.....	9
Figure I.2 : Schéma de la colonne d'absorption.....	10
Figure I.3 : Solubilités comparées de H ₂ S dans un solvant chimique et dans un solvant mixte.....	11
Figure III.1 : Liste des composés chimiques.....	19
Figure III.2 : Choix du modèle thermodynamique approprié à la simulation.....	20
Figure III.3 : Spécification de la colonne d'absorption	20
Figure III.4 : « Design » de la colonne de régénération	21
Figure III.5 : Propriétés du gaz traité « Sweet Gas »	22
Figure III.6 : Résultats du « Spreadsheet »	23
Figure III.7 : Flowsheet du procédé de traitement de gaz acide par DEA	23
Figure III.8 : Profil de composition au niveau de la colonne d'absorption.....	24
Figure III.9 : Profil de composition du DEA, CO ₂ et H ₂ S au niveau de la colonne de distillation dans la phase liquide	25
Figure III.10 : Profil de composition du DEA, CO ₂ et H ₂ S au niveau de la colonne de distillation dans la phase vapeur	25
Figure III.11 : Profil de composition du CO ₂ et du H ₂ S au niveau de la colonne d'absorption dans la phase liquide (Cas réel gisement de Krechba)	27
Figure III.12 : Profil de composition du CO ₂ et du H ₂ S au niveau de la colonne d'absorption dans la phase vapeur (Cas réel gisement de Krechba).....	28
Figure III.13 : Profil de composition du DEA, CO ₂ et H ₂ S au niveau de la colonne de distillation dans la phase liquide (Cas réel gisement de Krechba).....	28
Figure III.14 : Profil de composition du DEA, CO ₂ et H ₂ S au niveau de la colonne de distillation dans la phase vapeur (Cas réel gisement de Krechba).....	29

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Propriétés physiques de quelques solvants utilisés pour le traitement du gaz	13
Tableau III.1 : Propriétés du gaz naturel du gisement de Krechba	26
Tableau III.2 : Propriétés du gaz traité « <i>Sweet Gas</i> » du gaz naturel du gisement de Krechba...	26

Liste des Abréviations

DEA: DiEthanolAmine	$C_4H_{11}NO_2$
DGA: DiGlycolAmine	$C_4H_{11}NO_2$
MEA: MonoEthanolAmine	C_2H_7NO
MDEA: MéthylDiEtanolAmine	$C_5H_{13}NO$
TEA: Triéthanolamine	$C_6H_{15}NO_3$
CO_2 : Dioxyde de carbone	
H_2S : Sulfure d'hydrogène	
CS : Sulfure de carbone	
CS_2 : Disulfure de carbone	
H_i : La constante d'Henry	
L_i : Débit Liquide	
P_A^* : Pression partielle	
P_v : Pression de vapeur	
x_A : Fraction Molaire	
C_A^* : Concentration en gaz dissous de A à l'interface à l'équilibre	
P_A : Pression partielle de A dans le gaz	
C_A : Concentration en gaz dissous de A dans le liquide	
k_L : Coefficient de transfert liquide	
E : Facteur d'accélération	
ϕ_A : Flux spécifique d'absorption	
k_G : Coefficient de transfert au sein du gaz	
PFD : Process flow diagram	

INTRODUCTION GENERALE

Le gaz naturel est la source d'énergie fossile qui a connu la plus forte progression depuis les années 1970 jusqu'à nos jours. En effet, elle représente la deuxième position dans la consommation énergétique mondiale après le pétrole. En raison de ses avantages économiques le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays dans le monde.

Il dispose de nombreux avantages : abondance relative, souplesse d'utilisation et un prix compétitif en tant que combustible, c'est un mélange de constituants à la phase gazeuse avec 75 à 95% de méthane, une quantité faible d'éthane, propane, butane et pentane. Il contient aussi un pourcentage non négligeable de CO₂ et de H₂O ainsi que des traces de certains éléments métallique, sous cette forme il est pratiquement inutilisable donc il faut le traiter pour obtenir les gammes des produits consommables.

Le gaz naturel, par sa composition chimique, est considéré comme le combustible le plus propre. Avec des réserves plus importantes que celles du pétrole, le gaz naturel est pratiquement plus utilisé. Son extraction et son traitement nécessitent en effet peu d'énergie en comparaison de ce que nécessite le pétrole ou le charbon. Des techniques de liquéfaction (à -160°C) permettant d'avoir du gaz naturel liquéfié sous pression (GNL) transportable par bateau, ainsi que la production du GTL (Gas To Liquid) par reformage catalytique, ont facilité la commercialisation et l'utilisation du gaz naturel. Ces éléments expliquent que sa production a une croissance supérieure à celle du pétrole, cette tendance devrait se poursuivre dans les prochaines années.

Le traitement du gaz naturel nécessite la séparation ou l'élimination de certaines impuretés qui les composent soit pour des raisons imposées par les étapes ultérieures de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des normes spécifiques de commerce international.

En effet différentes techniques de traitement des effluents gazeux surtout industriels, existent. Elles incluent principalement l'adsorption, la condensation, l'absorption avec ou sans réaction chimique, où cette dernière s'est avérée comme étant une opération assez performante dans la dépollution des effluents gazeux pollués. Par exemple, l'absorption réactive s'est montrée assez efficace pour l'élimination de certains gaz acides tels que le CO₂ et le H₂S véhiculés par certains effluents industriels. Ceci explique aussi l'expansion formidable montrée par les technologies de purification de gaz où parmi les éléments devant être éliminés lors d'un procédé de

purification, H₂S, CO₂, H₂O₄, SO₂, NO, CO etc., peuvent être cités, et où justement ce présent travail concerne l'élimination des deux premiers gaz (H₂S et CO₂), par le biais de l'absorption utilisant des solutions alcanolamines (comme DEA dans notre thème).

Ce manuscrit s'articule autour de trois chapitres de la manière suivante :

Un premier chapitre qui est consacré à une étude théorique sur le procédé d'élimination des gaz acides contenus dans le gaz naturel.

Le deuxième chapitre donne une idée générale sur la simulation et particulièrement sur le logiciel utilisé « *ASPEN HYSYS V 8.6* ».

Les étapes essentielles pour réaliser la simulation du procédé ainsi que les résultats générés par celle-ci sont analysés et interprétés dans le troisième chapitre.

Finalement des conclusions sont tirées et quelques perspectives sont proposées.

CHAPITRE I

ELIMINATION DES GAZ ACIDES

CHAPITRE I

ELIMINATION DES GAZ ACIDES

Les spécifications des pipelines requièrent l'élimination des gaz acides nocifs que sont le dioxyde de carbone (CO_2) et le sulfure d'hydrogène (H_2S). Le H_2S est très toxique et par ailleurs corrosif vis-à-vis des aciers au carbone. Le CO_2 est également corrosif et réduit la puissance calorifique du gaz. Des procédés d'adoucissement permettent d'éliminer ces gaz acides et d'obtenir un gaz prêt pour la commercialisation et le transport.

Le traitement aux amines élimine les gaz acides par absorption et réaction chimique. Chacune des amines courantes (MEA, DEA, DGA et MDEA) offre des avantages distincts dans des applications spécifiques ^[1].

I.1. Généralité sur l'élimination des gaz acides

Les solvants à base d'amines constituent un procédé efficace pour l'élimination des gaz acides du gaz naturel, de gaz associés ou de gaz non conventionnels présentant différentes compositions en sulfure d'hydrogène et en dioxyde de carbone. Selon la composition du gaz brut, nous utilisons des solvants à base d'amines formulées ou génériques afin d'optimiser la solution de traitement sélectif ^[2].

I.1.1. Les alcanolamines

Parmi les solvants chimiques, les solutions d'alcanolamines sont les plus couramment utilisées dans les procédés d'absorption des gaz acides. Le gaz réagit chimiquement avec l'absorbant liquide pour former des complexes plus ou moins faiblement liés. La structure moléculaire des alcanolamines contient au moins un groupement hydroxyle ($-\text{OH}$) et un groupement amine ($-\text{N}$) ; le groupement hydroxyle augmente la solubilité dans l'eau et diminue la pression de vapeur de la solution aqueuse et le groupement amine fournit l'alcalinité nécessaire en solution aqueuse pour assurer l'absorption des gaz acides H_2S et CO_2 . La Monoéthanolamine MEA et la DiGlycolamine DGA, amines primaires, la Diéthanolamine DEA, amine secondaire, et la MéthylDiéthanolamine MDEA, amine tertiaire sont les amines les plus utilisées. La MEA est l'amine la plus réactive avec un groupe éthanol lié à l'atome d'azote, elle réagit rapidement avec les gaz acides, et permet des séparations de grande qualité en termes de puretés de produits séparés. Cependant sa capacité d'absorption du dioxyde de carbone est relativement faible. Elle réagit irréversiblement avec le sulfure de carbone et le disulfure de carbone, CS et CS_2 , en produits de dégradation.

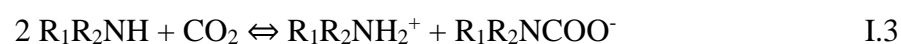
La DGA a des performances similaires mais avec une pression de vapeur plus basse, entraînant moins de pertes par évaporation, elle avait d'ailleurs été développée comme solvant substitut de la MEA pour cette raison. Elle réagit de façon réversible avec le CS et le CS₂, ce qui la rend intéressante dans les applications pétrolières. Les amines secondaires étant de moins fortes bases sont moins réactives et sont utilisées pour des applications moins exigeantes en termes de séparation. Les amines tertiaires sont des bases plus faibles. Elles réagissent plus rapidement avec l'H₂S qu'avec le CO₂, et sont utilisées pour leur sélectivité. Leur capacité d'absorption est nettement plus élevée que celle des amines primaires et secondaires. La présence d'une importante pression partielle de CO₂ associée à un objectif modéré en ce qui concerne les performances de séparation rendent la MDEA intéressante. Les amines à encombrement stérique, telles que la 2-Amino-2-Méthyl-1-Propanol, l'AMP, sont des amines primaires dans lesquelles le groupe amine est lié à un carbone tertiaire ou des amines secondaires dans lesquelles le groupe amine est lié à un carbone secondaire ou tertiaire. Enfin de grands groupes industriels commercialisent des formulations spécifiques de mélange d'amines ou d'amines additivées d'activateurs et d'inhibiteurs de corrosion [3].

I.1.2. Mécanismes réactionnels

Dans ce qui suit nous noterons les amines primaires et secondaires sous la forme R₁R₂NH, où R₁=H et R₂=C₂H₄OH pour la MEA, et R₁=R₂=C₂H₄OH pour la DEA, et les amines tertiaires sous la forme R₁R₂R₃N, avec R₁=R₂=C₂H₄OH et R₃=CH₃. Le mécanisme réactionnel d'absorption du CO₂ dans les amines primaires et secondaires en présence de H₂O comprend la formation d'un zwitterion par la réaction I-1, R₁ R₂NH⁺ COO⁻, suivi d'une déprotonation par une base ou une molécule d'eau pour produire un ion carbamate stable R₁ R₂NCOO⁻ et une base protonée. La réaction I-1 est rapide mais de vitesse finie, la réaction d'échange de proton I-2 est considérée comme étant instantanée. Les réactions dans les amines primaires et secondaires entraînent donc une dégradation par formation de sels stables, les carbamates.



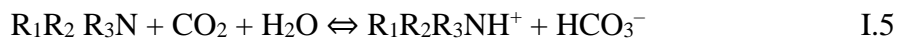
La réaction globale est



La réaction I.4 permet l'hydrolyse du carbamate et libère du bicarbonate. Cette réaction est lente.



En ce qui concerne les amines à encombrement stérique, leur structure entraîne l'instabilité du carbamate. Les réactions de formation du zwitterion sont plus lentes à cause de cet encombrement stérique mais l'hydrolyse favorisée du carbamate permet de rendre globalement le processus plus rapide Hook R. J. (1997). Ainsi les concentrations en bicarbonates sont plus élevées, et la capacité d'absorption de ces solvants plus importante. Les possibilités de désorption de ces molécules sont également facilitées. La basicité des amines tertiaires en solution aqueuse permet l'hydrolyse du CO₂ et la formation de bicarbonate HCO₃⁻ et d'amines protonées R₁R₂R₃NH⁺, ce qui revient à un simple échange de proton ^[4].



Par analogie avec le mécanisme de formation du carbamate, certains auteurs s'interrogent sur la possibilité de formation d'un alkylcarbonate R₁R₂R₃N⁺ COO⁻ par réaction de l'amine et du CO₂ et qui produirait une amine tertiaire protonée et un bicarbonate HCO₃⁻.

Ou encore supposent que l'action d'un doublet électronique libre de l'atome d'azote de l'amine tertiaire sur une molécule d'eau forme un complexe activé R₁R₂R₃NH₂O, lequel va ensuite réagir sur le CO₂ pour conduire à l'amine protonée et un ion hydrogénocarbonate R₁R₂R₃NH⁺. Les réactions d'absorption dans les amines tertiaires sont plus lentes que celles des amines primaires ou secondaires, bases plus fortes.

Ainsi la vitesse d'absorption du CO₂ dans la MEA est 30 fois plus rapide que dans la TEA et la vitesse d'absorption dans la DEA est 15 fois plus rapide que dans la TEA. Ses deux fonctions amines et sa structure cyclique confèrent à la Pipérazine une haute réactivité. La constante de vitesse de réaction (de second ordre exprimée en m³ kmol⁻¹ s⁻¹), du CO₂ dans des solutions de Pipérazine est plus importante d'un facteur 7,6 avec la MEA, ou d'un facteur 50 avec la DEA à 298,15 K, tandis que la stabilité du carbamate formé est comparable à celle d'une amine primaire, elle est surtout utilisée comme additif. La solubilité du CO₂ est plus importante dans les solutions aqueuses d'amines tertiaires que dans les solutions aqueuses d'amines primaires ou secondaires. Il faut une mole d'amine tertiaire au lieu de deux moles d'amine primaire ou secondaire pour absorber une mole de dioxyde de carbone. La capacité d'absorption dans l'AMP, est plus importante que dans la MEA à 313,15 K. Sa capacité d'absorption est comparable à celle de la MDEA, et sa vitesse de réaction est plus élevée. Par contre à plus haute température sa capacité d'absorption est inférieure, le CO₂ est donc plus facile à désorber ^[5].

I.2. Les Méthodes d'éliminations des gaz acides

Cette section décrit les principes élémentaires des méthodes d'élimination, par ex. par recyclage, par absorption ou par réaction, pas combustion ou par libération dans l'atmosphère. On devrait considérer dans tous les cas la récupération ou le recyclage à condition que cela soit sûr. Chaque méthode d'élimination est nommée et détaillée dans les titres suivants :

I.2.1. Méthode de Recyclage des gaz

Ceci n'est pas une méthode d'élimination, comme on le comprend en général, mais une technique pour récupérer les gaz résiduels et les remettre en toute sécurité dans des récipients adaptés pour qu'ils puissent être réutilisés. On recommande vivement cette méthode, comme solution pour traiter les gaz résiduels, tant dans l'intérêt de l'environnement que pour la conservation des matériaux et de l'énergie. Le recyclage est une technique particulièrement privilégiée lorsque l'on traite avec des gaz de grande valeur, ou des gaz qui sont chers à éliminer de par leur nature ou à cause des quantités impliquées. La plupart des produits récupérés doivent être retransformés et purifiés avant d'être réutilisés et le coût d'un tel traitement doit être pris en compte quand on envisage un système de recyclage ^[6].

I.2.2. Méthode d'élimination des gaz par absorption

L'absorption consiste à mettre en contact un mélange de gaz et un liquide afin de solubiliser préférentiellement un composé. Dans le liquide, ou solvant, le composé dissous s'appelle le soluté. Cette opération nécessite un transfert de matière de la phase gazeuse à la phase liquide. La désorption de ce composé s'effectue quand le transfert se fait de la phase liquide à la phase gazeuse. La solubilité du gaz dans le liquide, à température et pression donnée, est la concentration du gaz dissous dans le liquide à l'équilibre. A une température fixée, la solubilité du composé s'accroît avec la pression. Dans le cas d'une solution idéale on écrit, à l'équilibre, que la pression partielle d'un composé A, P_A^* , est égal au produit de sa pression de vapeur P_v à la même température, par la fraction molaire en phase liquide x_A , il s'agit de la loi de Raoult :

$$P_A^* = P_v x_A \quad \text{I.6}$$

Dans le cas d'une solution non idéale, si la dilution est importante, ou la pression basse, la loi de Henry est généralement applicable. La pression partielle à l'équilibre P_A^* , du gaz dissous est proportionnelle à sa fraction molaire en phase liquide :

$$P_A^* = H x_A \quad \text{I.7}$$

Où H est le coefficient de la loi de Henry, lequel dépend de la température. Dans le cas où le gaz dissous réagit avec le solvant cette loi peut s'appliquer à la fraction dissoute n'ayant pas réagi. Dans le procédé d'absorption chimique se produit une réaction chimique entre le composé gazeux à séparer et un constituant de la phase liquide. Cette réaction est le plus souvent réversible. Le soluté absorbé réagit rapidement ce qui permet de réduire la pression partielle d'équilibre du soluté. La concentration du composé volatil dans le solvant dépend de l'avancement de la réaction, et de la concentration en soluté dans la solution (amines dans l'eau par exemple) et de la pression et de la température.

Dans le processus d'absorption il se produit un transfert de la phase gazeuse vers la phase liquide. C'est la différence de potentiel définie comme écart à l'équilibre, exprimée en concentration (en mol m⁻³), qui crée le flux de transfert de matière à l'interface. On suppose que le gaz et le liquide sont à l'équilibre à l'interface liquide vapeur, et que la concentration C_A^* correspond à l'équilibre avec la pression partielle P_{Ai}^* . k_L est le coefficient de transfert au sein du liquide, (en m s⁻¹), k_G est le coefficient de transfert au sein du gaz (en mol m⁻²s⁻¹Pa⁻¹) et φ_A est le flux spécifique d'absorption par unité d'aire interfaciale :

$$\varphi_A = k_G (P_A - P_{Ai}^*) = k_L (C_A^* - C_A). \quad \text{I.8}$$

P_{Ai}^*	Pression partielle de A à l'interface à l'équilibre
C_A^*	Concentration en gaz dissous de A à l'interface à l'équilibre avec P_{Ai}^*
P_A	Pression partielle de A dans le gaz
C_A	Concentration en gaz dissous de A dans le liquide

Dans le modèle du film de Whitman on exprime que la résistance au transfert est localisée dans le film mince stagnant adjacent à l'interface. Le transfert de matière du côté du liquide s'effectue par diffusion moléculaire. La concentration en gaz dissous dans le film décroît linéairement de l'interface C_A^* jusqu'à la limite du sein du liquide C_A . Dans le sein du liquide, au-delà du film, on considère que la concentration en A est uniforme du fait des turbulences. En présence d'une réaction chimique les profils de concentration ne sont plu

s linéaires dans le film, l'absorption est suivie d'une réaction chimique, ce qui augmente le flux d'absorption. On définit alors le facteur d'accélération E , rapport du flux moyen d'absorption dans le liquide en présence de réaction au flux d'absorption pour un phénomène purement physique et s'il n'y a pas de gaz dissous au sein du liquide ^[4] :

$$\varphi_A = E k_L C_A^*$$

I.9

I.2.2.a. Mise en œuvre industrielle

L'absorption chimique nécessite une colonne de séparation dans laquelle le transfert de matière est favorisé par une importante surface de contact entre le liquide et le gaz. Les colonnes d'absorption sont généralement des colonnes à plateaux ou à garnissage. Les plateaux permettent de diviser le gaz en petites bulles dans un flux ascendant vertical. Celles-ci sont introduites dans la phase liquide laquelle circule horizontalement, le gaz et le liquide circulent donc à courant croisés. Les colonnes à garnissage permettent de diviser le flux de liquide en films fins à travers le gaz circulant à contre-courant.

Le gaz à purifier est introduit en pied de colonne d'absorption, tandis que la solution est introduite en tête de colonne. La solution riche en soluté 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 figure I.1 ci-dessous représente le schéma simplifié d'une opération d'élimination des gaz acides par des solutions aqueuses d'alcanolamines. Sur cette figure, on reconnaît l'étape d'absorption, où le courant gazeux chargé en gaz acide à traiter est introduit en bas de la colonne et est mis en contact à contre-courant avec la solution d'amine. La pression au sein de la colonne dépend principalement du flux de gaz à traiter, tandis que la température est de l'ordre de 313K. Une fois que la solution d'amine est chargée en gaz acides, elle passe à travers un échangeur de chaleur afin d'augmenter sa température avant d'être introduite en haut de la colonne de régénération. Dans cette dernière, la solution est mise en contact à contre-courant avec de la vapeur d'eau produite dans le bouilleur à une pression réduite. L'énergie apportée par la vapeur d'eau lors du contact avec la solution permet alors de déplacer les réactions dans le sens de la désorption des gaz acides. La solution d'alcanolamine récupérée est refroidie avant d'être réintroduite en tête de la colonne d'absorption ^[7].

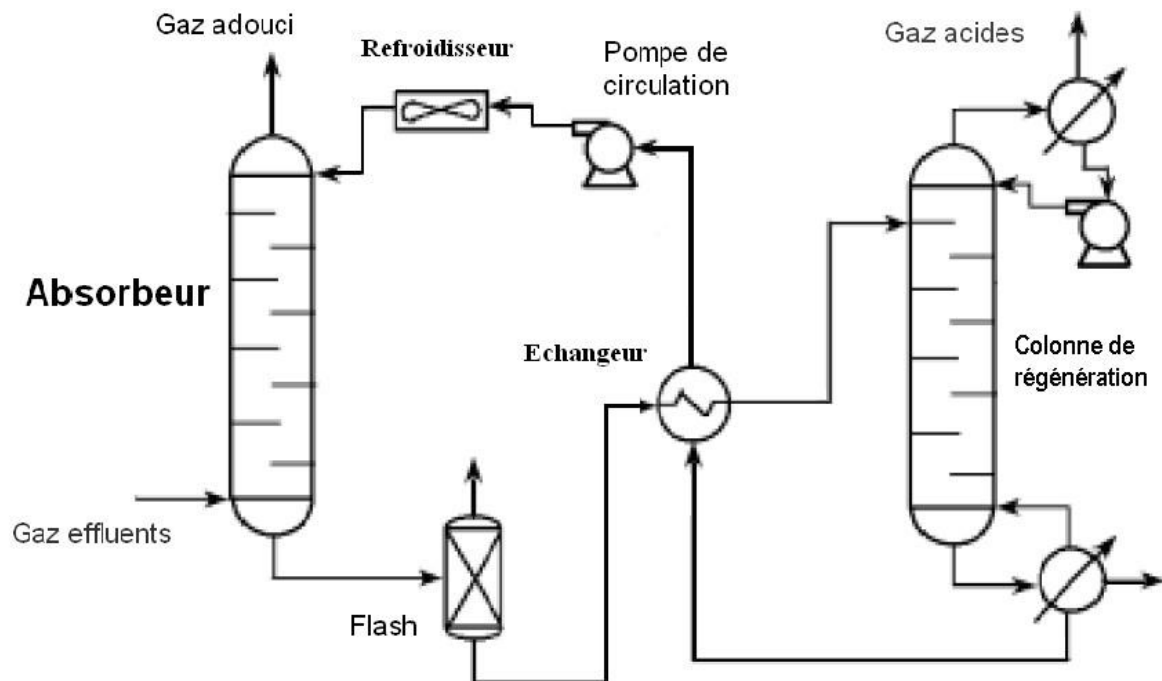


Figure I.1. Schéma de principe simplifié d'un procédé d'absorption de gaz acide.

I.2.2.b. Description du pilote

La Figure I.2 représente le schéma de la colonne d'absorption gaz-liquide fonctionnant à contre-courant. Le mélange gazeux riche en soluté est alimenté en pied de colonne et le solvant liquide en tête de colonne. Le soluté est ainsi absorbé par contact gaz-liquide à contre-courant. Ce contact se fait par l'intermédiaire d'un garnissage vrac afin de fournir une surface d'échange importante, condition incontournable pour avoir un bon transfert entre phases. Le dispositif expérimental consiste en une colonne de 50 mm de diamètre et une hauteur totale de 2m. Les anneaux Raschig en verre de 5 mm de diamètre sont utilisés comme garnissage vrac pour lesquels les caractéristiques hydrodynamiques sont disponibles dans la littérature. Le garnissage représente seulement 1 m de colonne dans 5 tronçons de 20 cm (Figure I.2) afin de pouvoir réaliser des mesures entre chaque tronçon et d'obtenir ainsi les profils de température et de concentration [8].

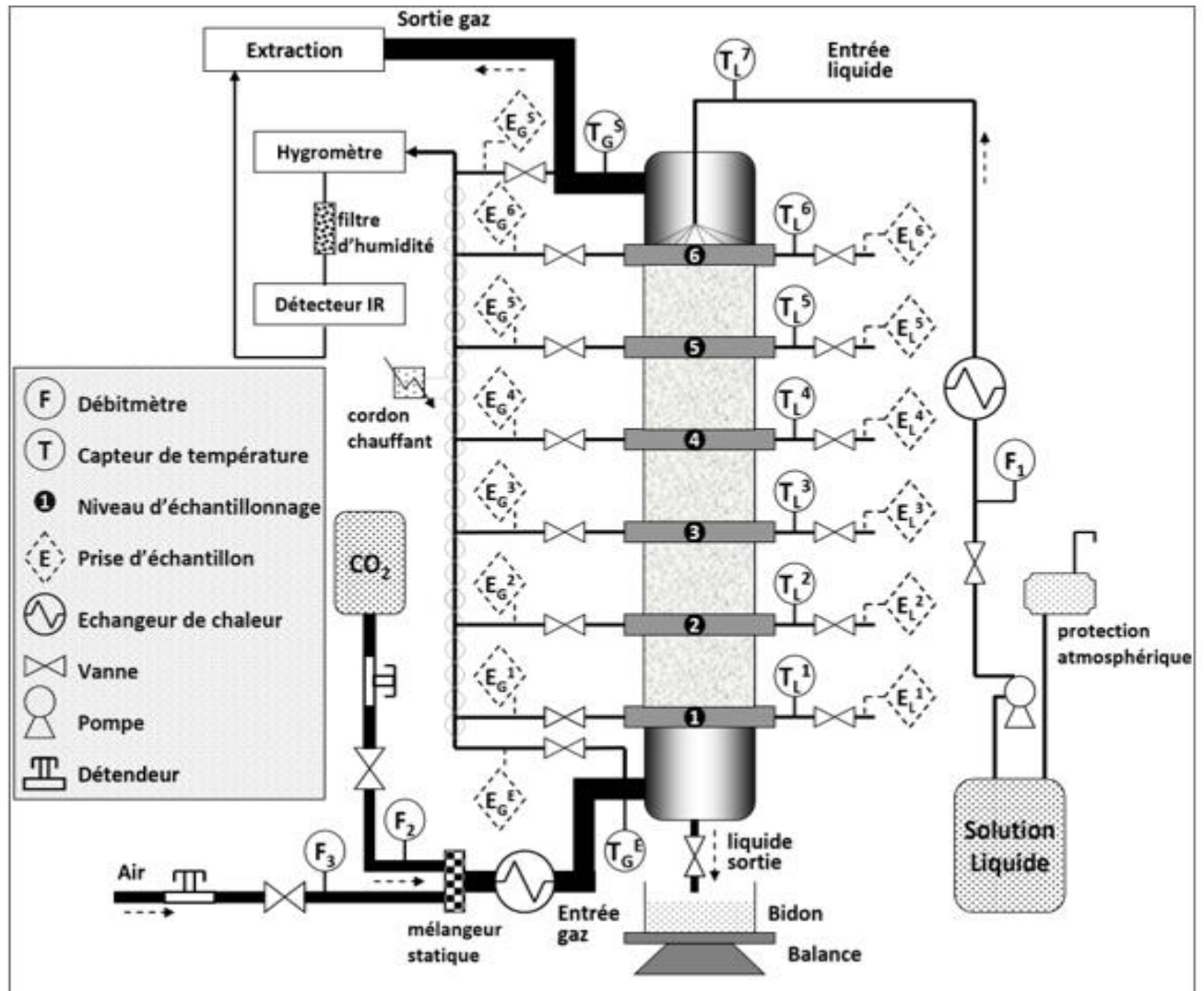


Figure I.2. Schéma de la colonne d'absorption.

I.2.3. L'élimination des gaz acides par absorption physique

L'utilisation de procédés mettant en œuvre un solvant régénérable (comme ceux cités précédemment) devient extrêmement coûteuse lorsque les gaz acides constituent une fraction significative de la charge à traiter : il faut fournir une quantité d'énergie considérable pour régénérer le solvant (inversion des réactions). L'utilisation de solvants organiques non réactifs est une alternative intéressante. Ces composés solubilisent physiquement les gaz acides de manière préférentielle par rapport aux autres composés (principalement les hydrocarbures). Le premier procédé du type a été développé par Fluor Daniel avec du carbonate de propylène. Nous pouvons citer également le procédé Selexol (solvant = diméthyléther de polyéthylène glycol) breveté par Union Carbide et les procédés Rectisol (Lurgi and Linde AG) et Ifpexol (Institut français du pétrole) utilisant du méthanol.

Depuis une dizaine d'années, compte tenu des demandes industrielles et des contraintes environnementales, une nouvelle voie de développement à travers l'étude et l'identification de nouveaux solvants est en cours. Le but est de traiter plus efficacement des charges contenant des quantités de gaz acides largement supérieures à celles couramment rencontrées. Ces nouveaux solvants, appelés solvants hybrides ou solvants mixtes, résultent de la combinaison d'un solvant chimique et d'un solvant physique.

Par exemple, la présence de méthanol entraîne une augmentation de la solubilité des gaz acides dans une solution d'alcanolamine, pour des conditions de fortes pressions partielles : le solvant physique a un pouvoir d'absorption au-delà de la saturation chimique de l'alcanolamine. La figure I.3 réalisée à partir de données expérimentales permet de se rendre compte des effets de l'ajout de méthanol à une solution aqueuse de DEA sur la solubilité de l'hydrogène sulfuré.

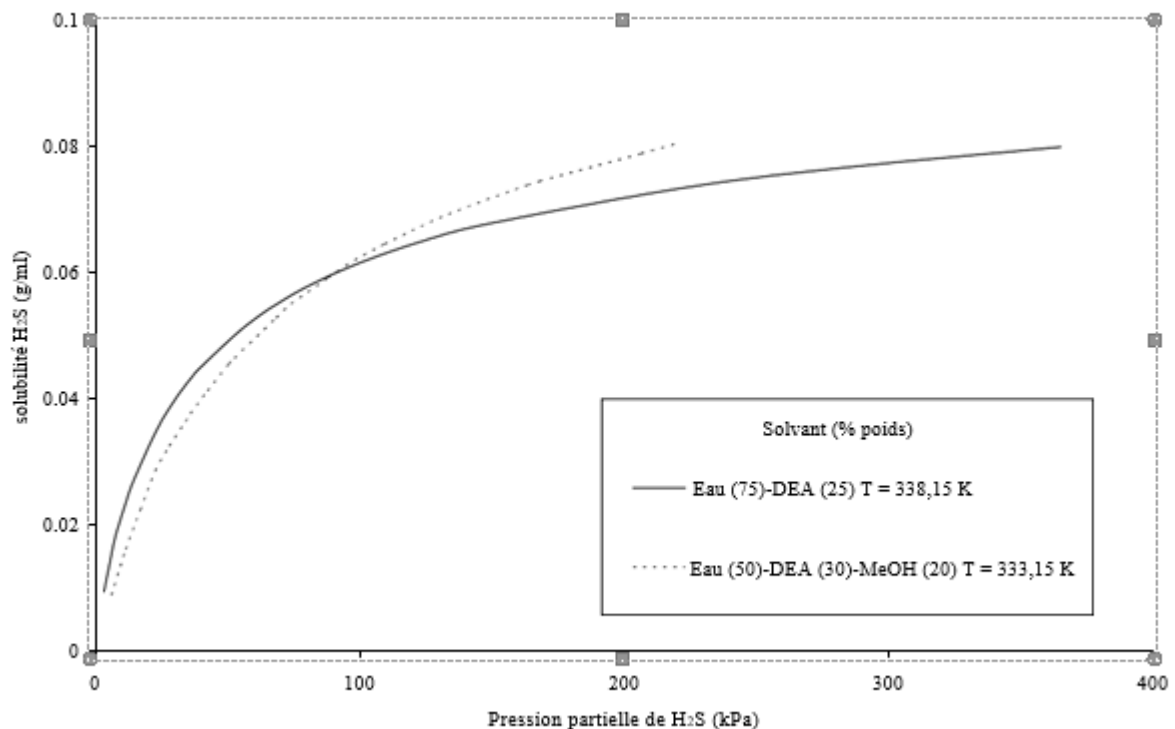


Figure I.3. Solubilités comparées de H₂S dans un solvant chimique et dans un solvant mixte.

La solubilité de l'hydrogène sulfuré augmente rapidement pour les faibles pressions partielles et atteint très vite un seuil maximal avec le solvant chimique. Le solvant mixte permet de conserver une solubilité relativement importante à basse pression partielle et de poursuivre l'absorption de l'hydrogène sulfuré au-delà du seuil de saturation de l'alcanolamine à plus forte pression partielle.

Dans ce contexte, Shell a breveté en 1992 un procédé utilisant un mélange de sulfolane et de

MDEA appelé Sulfinol-M qui permet de traiter des charges contenant 30 % d'H₂S. Le procédé Rectisol a été étendu au solvant mixte par Lurgi à la fin des années 1990. Ces deux procédés ne permettent que l'étape de désacidification du gaz naturel.

Dans la continuité du procédé intégré Ifpexol qui permet de réaliser les étapes de déshydratation et de dégazolinage du gaz naturel, l'Institut français du pétrole a choisi d'étudier l'utilisation d'un solvant mixte constitué d'eau, de diéthanolamine et de méthanol pour ajouter une étape de désacidification. Afin de dimensionner les unités de traitement, il est indispensable d'être capable de prédire les domaines de température, de pression et de composition rencontrés dans le procédé. Le calcul des équilibres repose sur le développement d'un modèle thermodynamique dont les performances dépendront de la base de données expérimentales sur laquelle les paramètres du modèle sont ajustés. D'un point de vue théorique, la représentation thermodynamique de ces systèmes est d'un point de vue théorique, la représentation thermodynamique de ces systèmes est complexe : la détermination du partage de phases et des compositions à l'équilibre impose que soient vérifiées simultanément les lois d'équilibre régissant les réactions chimiques et les lois relatives aux équilibres de phases. Les propriétés de ces milieux résultent d'interactions complexes conférant un caractère fortement non idéal. A cela s'ajoute le dégagement de chaleur qu'il est important de pouvoir estimer rigoureusement. Le méthanol est une espèce neutre chimiquement. Même s'il ne participe pas aux schémas réactionnels, sa présence va modifier les propriétés physiques du milieu telles que la masse volumique et la constante diélectrique. Les propriétés de solvation des espèces en phase liquide sont alors modifiées par rapport à un système aqueux entraînant une modification de l'équilibre chimique. L'introduction théorique du méthanol dans un tel milieu aqueux est encore à l'étape de réflexion : faut-il le considérer comme un cosolvant de l'eau ou bien comme un soluté dans un solvant constitué d'eau pure au même titre que les gaz acides.

Procédés combinant les deux types de solvants Ces procédés mettent en œuvre des mélanges eau/amine/solvant organique. Ils combinent à la fois l'absorption chimique due à la réactivité de l'amine et l'absorption physique de solvants non réactifs. Ce type de procédé a été développé dans le but d'améliorer le traitement des charges contenant des fractions de gaz acides importantes. Un de ces procédés est le procédé Sulfinol breveté par Shell, qui utilise un mélange contenant un solvant physique (Sulfolane), de l'eau et un solvant chimique. Si le solvant chimique utilisé est la DIPA, on parle de Sulfinol-D et si c'est la MDEA il s'agit du Sulfinol-M. Ce dernier est utilisé pour une élimination sélective d'H₂S en présence de CO₂, avec une élimination partielle de COS. Le Sulfinol-D est plutôt utilisé dans le but d'éliminer H₂S, CO₂, COS, CS₂ et les mercaptans du gaz naturel traité. On peut citer également le procédé Hi-Pure,

se basant sur le contact du gaz à traiter avec du carbonate de potassium dans une première étape, celle-ci étant suivie d'un contact avec une solution d'amine. Le méthanol est souvent utilisé dans ce type de procédé à cause de sa capacité à solubiliser H₂S et CO₂ et son faible coût. Ainsi, Bratzler et Doerges, 1974 ont développé le procédé Amisol qui permet d'éliminer H₂S des flux gazeux en présence de CO₂. Le procédé utilise le méthanol comme solvant physique et une alcanolamine (DEA ou MEA) comme solvant chimique. Récemment, des études portant sur les systèmes MDEA-CO₂-H₂O-Méthanol et MEA-CO₂-H₂O-Méthanol (Henni et Mather, 1995) et (Banasiak, 1981), ont montré que la solubilité du CO₂ dans des solutions de MEA et MDEA augmente en présence du méthanol dans les conditions de forts taux de charge ^[9].

Tableau I.1. Propriétés physiques de quelques solvants utilisés pour le traitement du gaz.

	Monoethanolamine	Diéthanolamine	Triethanolamine	Diglycolamine	Diisopropanolamine
Formule	HOC ₂ H ₄ NH ₂	(HOC ₂ H ₄) ₂ NH	(HOC ₂ H ₄) ₃ N	H(OC ₂ H ₄) ₂ NH ₂	(HOC ₃ H ₆) ₂ NH
Masse Moléculaire g mol ⁻¹	61.08	105.14	148.19	105.14	133.19
T d'ébullition (à P=1atm), °C	170.50	269.00	360.0	221.11	248.72
T congélation °C	10.50	28.00	22.39	-12.50	42.00
Viscosité (cp)	24.1 (20°C)	350 (20°C)	1013 (20°C)	40 (15.56°C)	870 (30°C)
	Methyldiethanolamine	Sulfolane	Selexol	Méthanol	Carbonate de Propylène
Formule	(HOC ₂ H ₄) ₂ NCH ₃	C ₄ H ₈ SO ₂	Dérivé de polyéthylène glycol	CH ₃ OH	C ₃ H ₆ CO ₃
Masse Moléculaire g mol ⁻¹	119.16	120.17	280	32.04	102.09
T d'ébullition (à P=1atm), °C	247.22	285.00	270.00	64.50	241.67
T congélation °C	-22.94	27.61	-28.89	-97.67	-49.22
Viscosité (cp)	101 (20°)	10.3 (30°C)	5.8 (25°C)	0.6 (20°C)	1.67 (37.78°C)

Chapitre II

GENERALITE SUR LE LOGICIEL « *ASPEN HYSYS* »

CHAPITRE II

GENERALITE SUR LE LOGICIEL « ASPEN HYSYS »

La simulation est devenue de nos jours la méthode de modélisation des procédés industriels, la plus importante dans le monde. La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement.

L'avantage majeur de la simulation est la fourniture d'un aperçu du comportement d'un système réel, qui est difficile de l'avoir à travers l'expérience en particulier pour les systèmes complexes avec plusieurs variables.

La simulation peut être classée comme une méthode commode qui ne coûte pas chère et sans intervention sur le procédé réel en cours de fonctionnement. Les simulateurs industriels disponibles pour la conception des nouvelles unités, les plus connus et utilisés mondialement sont : Aspen PLUS, PRO-II, «ASPEN HYSYS», chemCad-III, Design II, HYSIM...

Le logiciel de simulation «ASPEN HYSYS», développé par la société canadienne «ASPENTECH», est spécifique pour les procédés de génie chimique, séparation bi-phasiques et tri-phasiques, la distillation et la transformation chimique ^[10].

II.1. Rôle de la simulation

Le rôle de la simulation est d'améliorer la compréhension du process pour permettre de prendre les meilleures décisions. Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité PFD.
- Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles mathématiques.

II.2. Types de simulation

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur :

1. Les simulateurs statiques (Steady state)

La simulation d'un procédé vise à définir les propriétés des flux (débit, température, fraction vaporisée...) ainsi que les bilans de matière et d'énergie en régime stabilisé.

2. Les simulateurs dynamiques (Dynamique state)

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

II.3. Utilisation de la simulation

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé devrait effectuer sont :

➤ Dans la conception (engineering)

- La résolution des bilans de matières et d'énergie.
- Le dimensionnement des équipements.
- L'évaluation économique du procédé.
- L'optimisation du procédé.

➤ Dans le suivi des procédés

- Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas des changements de composition de l'alimentation.
- Détermination de la performance des équipements.

II.4. Présentation du simulateur «ASPEN HYSYS»

« Aspen Hysys » est un simulateur de conception « *Object-Oriented* » et un simulateur de calcul qui élargit continuellement les limites du process en engineering software. Et permet de créer des modèles rigoureux statique et dynamique pour le design des unités.

II.4.1. Environnements dans «ASPEN HYSYS»

L'environnement dans «ASPEN HYSYS» est un espace de travail où on peut accéder ou introduire des informations concernant la simulation, ces environnements peuvent être groupés en deux catégories :

- « *Properties Environment* »
- « *Simulation Environment* »

a. The Properties environment

Lorsqu'on commence une nouvelle simulation (New Case) dans «ASPEN HYSYS», automatiquement on entre dans « Properties Environment ». Dans cet environnement on peut créer, définir ou modifier « The Property Package » qui va être utilisé dans la simulation.

« The Property Package » englobe :

- La liste des composés purs.
- Le modèle thermodynamique approprié (l'équation d'état) qui permet de prédire le comportement des mélanges.
- Les pseudo-composés « Hypotheticals » : ce sont les nouveaux composés chimiques qui n'existent pas dans la banque de données du logiciel et que l'utilisateur peut créer.
- Les réactions si elles existent.

b. The simulation environment

Il permet de définir la topologie du Flowsheet principal de la simulation. Il est utilisé pour placer et définir les différents courants et opérations unitaires. Il peut contenir d'autres environnements :

- **Environnement « Sub-Flowsheet »** : il permet de définir la topologie d'un sous-ensemble particulier du schéma principal.
- **Environnement « Column »** : C'est un environnement particulier permettant de définir la topologie des colonnes (distillation, absorption, ...).

II.4.2. Caractéristiques principales de «ASPEN HYSYS»

Les caractéristiques les plus remarquables du simulateur «ASPEN HYSYS» sont les suivantes :

- « The Integrated Engineering Environment » : toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun.
- Il intègre la possibilité d'une modélisation dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique : la modélisation dans un état stable et l'optimisation étant utilisées lors de la conception des procédés ; la simulation en régime dynamique étant réservée aux études de contrôlabilité de procédés et au développement de stratégies de contrôle.
- La programmation dans «ASPEN HYSYS» contient un « Internal Macro Engine » qui supporte la même syntaxe que « Microsoft Visual Basis », donc on peut appliquer différentes tâches dans «ASPEN HYSYS» sans avoir besoin d'autres logiciels de programmation.

- Gestion des événements « *Event Driven* » : «*ASPEN HYSYS*» combine le calcul interactif, les calculs sont exécutés automatiquement chaque fois que l'on fournit une nouvelle information avec un accès instantané à l'information car à tout moment il est possible d'accéder à l'information depuis n'importe quel environnement de simulation.
- Gestion intelligente de l'information « *Built-in Intelligence* » : Les calculs des propriétés thermodynamiques s'effectuent instantanément et automatiquement dès qu'une nouvelle information est disponible.
- Opérations Modulaires : Chaque courant ou unité d'opération peut réaliser tous les calculs nécessaires, en utilisant l'information qui est transmise dans les deux directions à travers les Flowsheets.
- Algorithme de résolution non séquentielle : Il est possible de construire des Flowsheets dans n'importe quel ordre.

II.4.3. Les modèles thermodynamiques dans «*ASPEN HYSYS*»

Le modèle thermodynamique est composé par une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système en évolution (opération unitaire, séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleuretc.), ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantités de mouvement, ces équations peuvent être algébrique ou différentielles, et établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions pression et de température recommandée.

❖ Choix du modèle thermodynamique

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, le choix d'un modèle thermodynamique est délicat car il doit aboutir à une méthode relativement validée dans les conditions du procédé (conditions opératoires, nature des fluides étudiés, ...).

❖ Utilisation du modèle thermodynamique

Les modèles thermodynamiques sont souvent utilisés pour la détermination des propriétés thermo dynamique et propriétés physico-chimiques tel que, le facteur de compressibilité, le volume molaire, la masse volumique, la masse moléculaire, l'enthalpie résiduelle, l'énergie libre résiduelle, l'entropie, le coefficient de fugacité, la constante d'équilibre liquide vapeur et l'ensemble des dérivées de ces propriétés par rapport à la température et aux fractions molaires ainsi que l'état des composés et des mélanges ^[10].

Chapitre III

SIMULATION ET INTERPRETATION DES RESULTATS

CHAPITRE III

SIMULATION ET INTERPRETATION DES RESULTATS

Dans ce chapitre, on utilise le simulateur «*ASPEN HYSYS V8.6* » pour réaliser la simulation du procédé d'élimination des gaz acides dans le gaz naturel. L'objectif d'utiliser ce simulateur est d'obtenir des résultats proches du procédé réel afin de valoriser notre travail.

III.1. Méthodologie de travail

Pour nous assurer de la fiabilité du logiciel «*ASPEN HYSYS*» et de la pertinence du choix du modèle thermodynamique, nous avons commencé notre travail de simulation par la validation du modèle thermodynamique sélectionné ainsi que le schéma de procédé. Pour atteindre cet objectif, nous avons dans un premier temps, simulé le procédé de désacidification en utilisant les données spécifiées dans l'étude de conception initiale (design). Il est bon de préciser que dans cette étude, la charge du gaz naturel à l'entrée de la section de séparation renferme une forte teneur en CO₂ et H₂S susceptible d'être traitée.

Dans une deuxième étape, des données réelles, celles du champ de Krechba (In Salah) sont simulées. La réalisation de ses deux étapes va permettre la validité de nos choix (modèle thermodynamique et schéma de procédé) et d'entamer la partie d'interprétation des résultats obtenus.

Dans notre travail le modèle thermodynamique le plus convenable pour la simulation est le modèle «*Acid Gas* » conçu spécialement pour la modélisation des procédés d'adoucissement des gaz acides par les alcanolamines.

III.2. Réalisation de la simulation du traitement du gaz acide sur «*ASPEN HYSYS*» (Données *HYSYS Tutorial*)

La simulation du traitement du gaz naturel par le simulateur «*ASPEN HYSYS V8.6*» en mode stationnaire «*Steady State* » se réalise en deux étapes principales :

- L'installation du «*DEA Contactor* », une colonne d'absorption à 20 étages sera utilisée pour laver le gaz acide avec une solution de DEA. Le gaz traité «*SWEET GAS* » quittera la colonne par le haut alors que le liquide riche en gaz acides sera flashé avant d'entrer dans la colonne de régénération.
- Régénération du DEA. Le flux liquide de l'absorbeur sera régénéré dans une colonne de distillation à 18 plateaux avec un condenseur et un rebouilleur. Le gaz acide sera rejeté du haut et la DEA régénérée sera renvoyée au «*DEA Contactor* ».

1) Introduction des constituants

Nous allons introduire les composés chimiques contenus dans ce gaz naturel dans « *Component List-1* » (Figure III.1) et qui sont :

CO₂, H₂S, N₂, CH₄, C₂H₆, C₃H₈, i-C₄H₁₀, n-C₄H₁₀, i-C₅H₁₂, n-C₅H₁₂, n-C₆H₁₄, n-C₇H₁₆, H₂O et DEA.

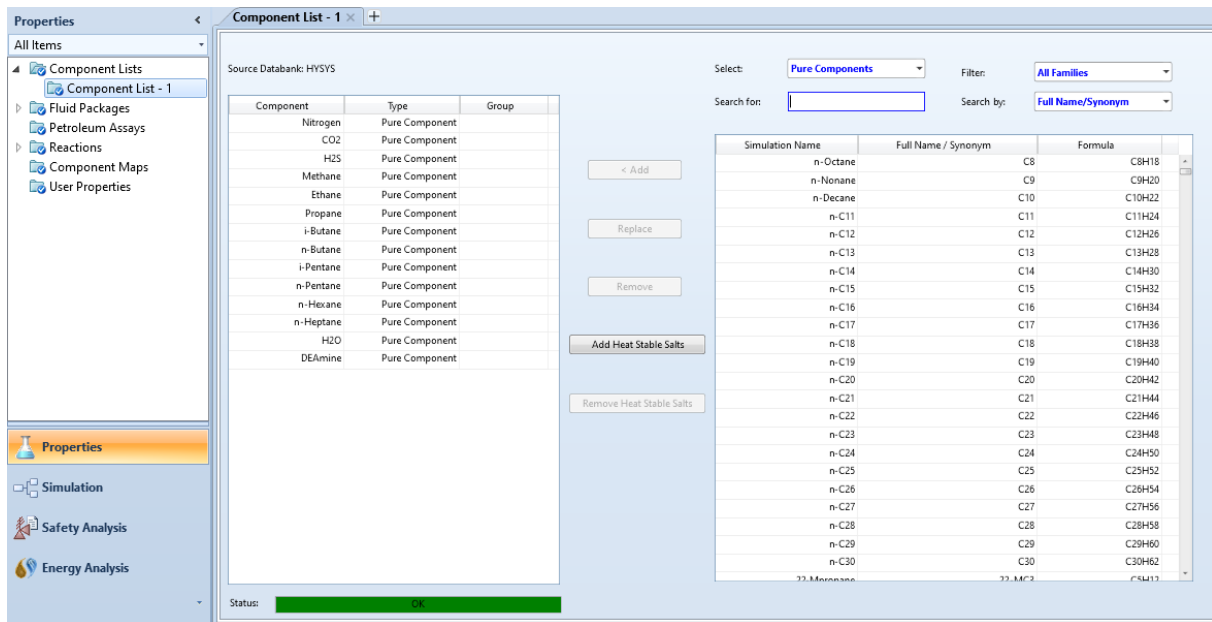


Figure III.1. Liste des composés chimiques.

2) Choix du modèle thermodynamique « *Fluid Package* »

Pour l'étude des propriétés des gaz ou des mélanges les plus complexes, il existe des équations d'état qui relient les paramètres d'équilibre du système particulièrement dans le domaine des hydrocarbures dans notre cas on veut traiter un gaz acide alors on choisit « *Acid Gas* » comme modèle thermodynamique comme l'indique la figure suivante :

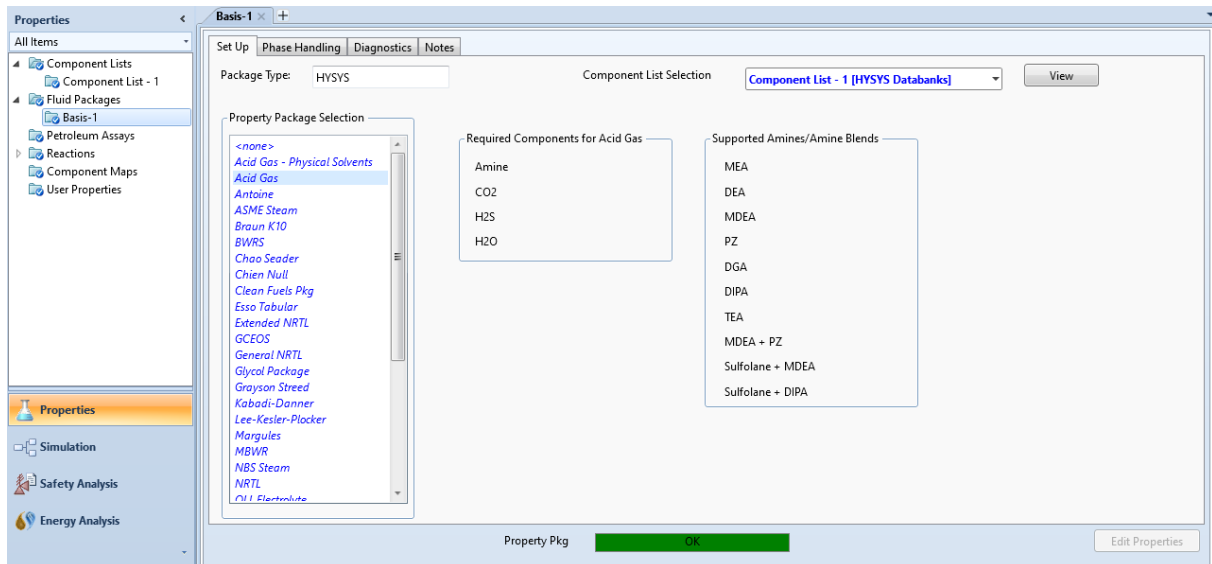


Figure III.2. Choix du model thermodynamique approprié à la simulation.

3) Installation de la colonne d'absorption « *DEA Contactor* »

Avant d'installer la colonne d'absorption le gaz doit être débarrassé des traces d'eau et cela par l'installation d'un séparateur puis nous allons passer à l'installation de l'absorbeur avec les spécifications suivante :

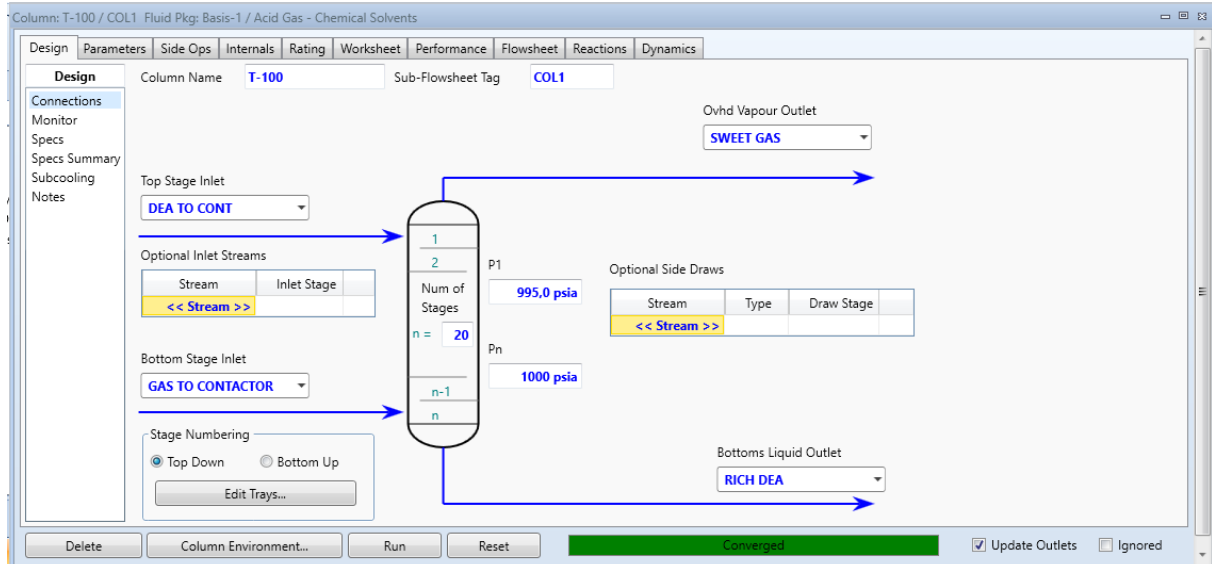


Figure III-3. Spécification de la colonne d'absorption.

Après avoir entré toutes les spécifications indiqué ci-dessus la colonne converge automatiquement et « *Aspen Hysys* » calcul toutes les propriétés de la colonne.

3) Installation de la colonne de distillation « *Regenerator* »

Avant d'alimenter la colonne de régénération, la solution de DEA riche en gaz acides est flashée de la pression de l'absorbeur de 1000 psia à 90 psia pour libérer le gaz naturel absorbé puis chauffée à 200°F dans un échangeur de chaleur pour libérer les composés acides.

Le régénérateur d'amines est modélisé comme étant une colonne de distillation avec 20 étages réels, 18 étages dans la section plateau plus un condenseur et un rebouilleur comme le montre la figure suivante :

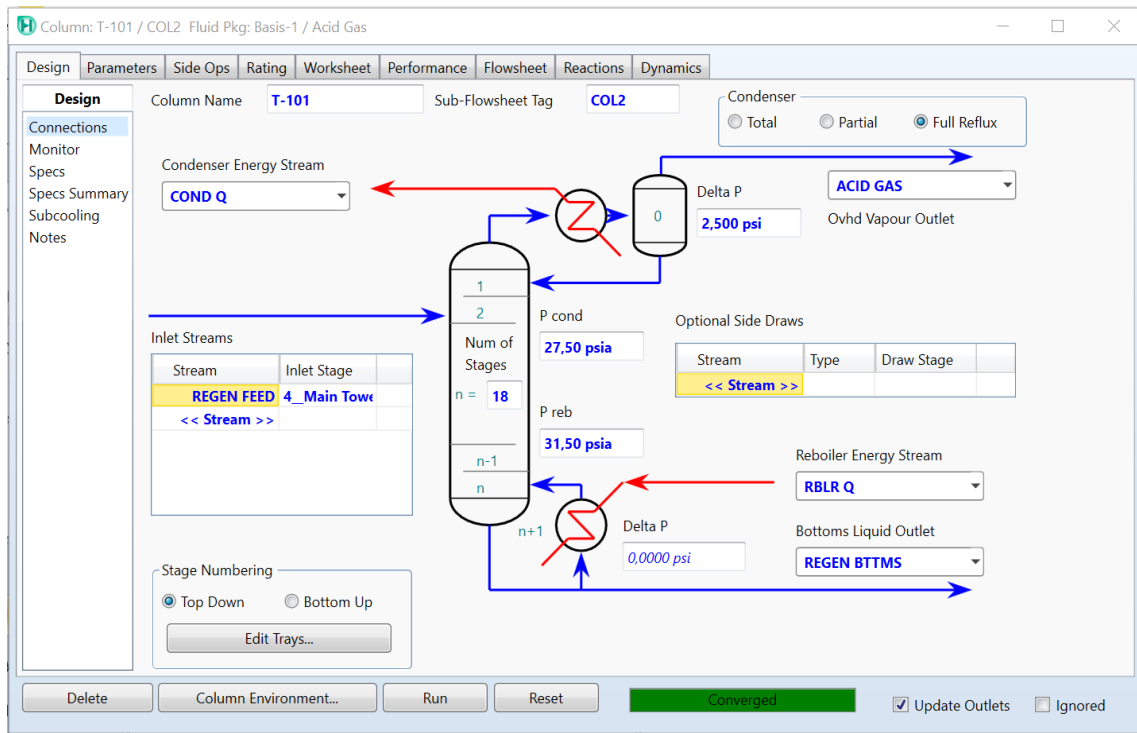


Figure III.4. « *Design* » de la colonne de régénération.

Le gaz acide est rejeté du régénérateur à 120 °F tandis que l'amine pauvre à 255 °F est refroidie puis recyclé vers l'absorbeur.

Pour un débit de 10550 baril/jour de gaz acide entrant qui contient 4,1% molaire de CO₂ et 1,7% molaire de H₂S, une solution d'environ 28 % en poids de DEA dans l'eau élimine pratiquement tout le H₂S et la plupart du CO₂. Une spécification de pipeline typique pour le gaz doux ne doit pas être supérieur à 2 % volume de CO₂ et 4 ppm volume de H₂S. Si on vérifie les propriétés du gaz désacidifié « *Sweet Gas* » on peut constater qu'il répond facilement à ces critères (Figure III.5).

Worksheet		LiqVol Fractions
Nitrogen		0.0016
CO2		0.0001
H2S		0.0000
Methane		0.8804
Ethane		0.0630
Propane		0.0153
i-Butane		0.0051
n-Butane		0.0055
i-Pentane		0.0030
n-Pentane		0.0026
n-Hexane		0.0043
n-Heptane		0.0186
H2O		0.0006
DEAmine		0.0000
Total		1,00000

Figure III.5. Propriétés du gaz traité « Sweet Gas ».

4) Installation d'une feuille de calcul « Spreadsheet »

« Spreadsheet » est une feuille de calcul qui peut être intégrée à la simulation pour fournir un point de contrôle pour optimiser la simulation. Les concentrations des composés acides dans un courant d'amine sont généralement exprimée par le débit molaire du composé acide divisé par le débit molaire du DEA, la feuille de calcul est bien adaptée pour ce calcul (Figure III.6). Par commodité, les compositions volumiques CO₂ et H₂S pour le flux du gaz doux sont calculés.

Spreadsheet: SPRDSHT-1

Connections Parameters Formulas Spreadsheet Calculation Order User Variables Notes

Current Cell

Exportable

C2 Variable: Angles in: Rad Edit Rows/Columns

	A	B	C	D
1	Rich DEA	258,3957 lbmole/hr	Rich H2S loading	0,1827
2	Rich H2S	47,2054 lbmole/hr	Rich CO2 loading	0,4490
3	Rich CO2	116,0269 lbmole/hr		
4	Lean DEA	258,3957 lbmole/hr	Lean H2S Loading	2,616e-006
5	Lean H2S	0,0007 lbmole/hr	Lean CO2 loading	1,183e-002
6	Lean CO2	3,0569 lbmole/hr		
7			CO2 Vol Frac	0,0017
8			H2S ppm	0,1621
9				0,0000

Delete Function Help... Spreadsheet Only... Ignored

Figure III.6. Résultats du « Spreadsheet ».

Le « Flowsheet » final de notre procédé de traitement du gaz naturel pour l'élimination du CO₂ et du H₂S par « ASPEN HYSYS V8.6 » est présenté sur la figure ci-dessous et les paramètres nécessaires pour la réalisation de cette unité sont récapitulés en annexe.

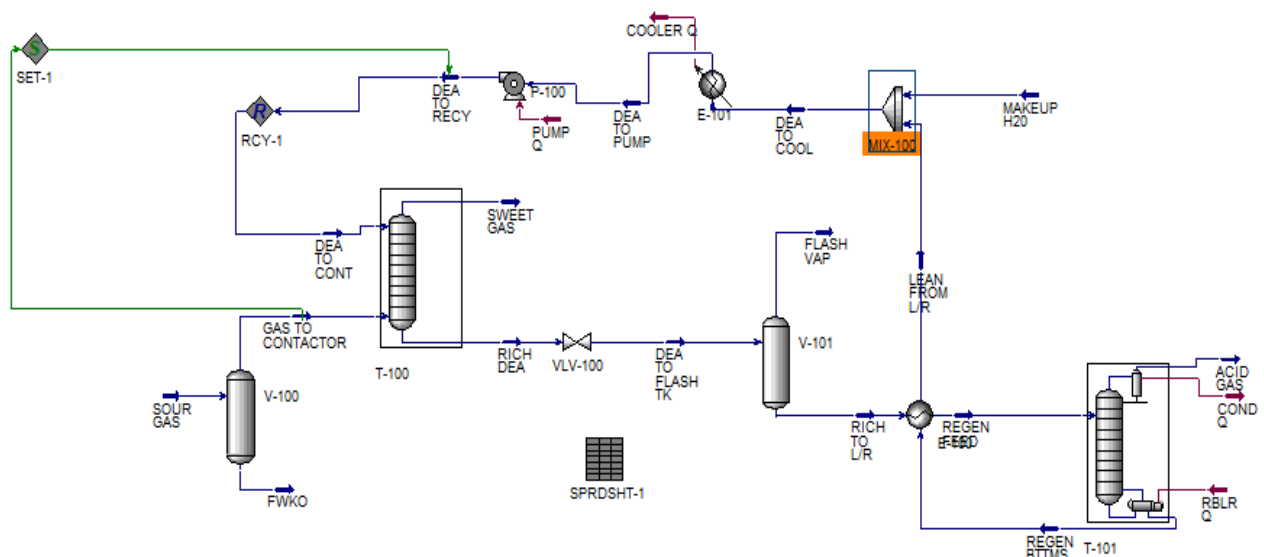


Figure III.7. « Flowsheet » final du procédé de traitement du gaz acide par DEA.

Lien de la simulation :

https://drive.google.com/file/d/110XylFqTXY2F25nW6vf3MUCcchb_S6m2t/view?usp=sharing

<https://drive.google.com/file/d/1TbWDMnpEo8DHgy89txoAhDDtxRzCwFSL/view?usp=sharing>

III.3. Etude des profils de compositions des gaz acides en fonction du nombre de plateaux dans la colonne d'absorption

La figure III.8 représente la variation de la fraction molaire du CO₂ et du H₂S en fonction du nombre de plateaux de la colonne d'absorption. En phase liquide, on observe que les fractions du CO₂ et du H₂S sont faibles aux plateaux supérieurs (tête de la colonne) et elles commencent à augmenter lorsque le liquide s'écoule vers le fond de la colonne pour y arriver à des concentrations très élevées.

En phase gazeuse, les fractions du CO₂ et du H₂S commencent par des concentrations élevées au fond de la colonne (plateaux inférieurs), pour arriver à des concentrations très faibles en tête de colonne. On constate le transfert du CO₂ et du H₂S de la phase gazeuse vers la phase liquide lors du passage du liquide (solvant) de tête au fond et le gaz inversement d'où l'épuisement de la phase gazeuse en CO₂ et H₂S et l'enrichissement de la phase liquide de ces derniers.

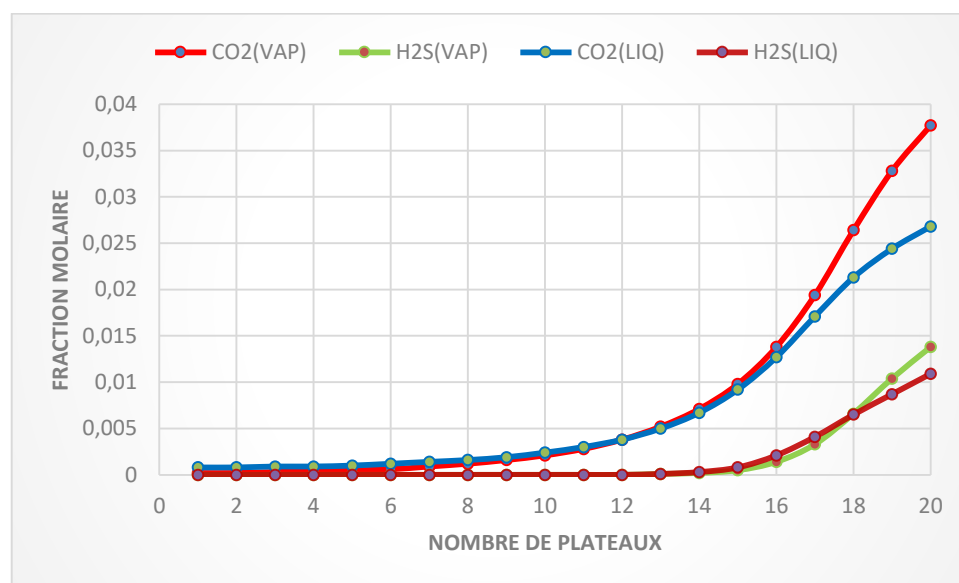


Figure III.8. Profil de composition du CO₂ et du H₂S au niveau de colonne d'absorption.

III.4 Etude des profils de compositions des gaz acides en fonction du nombre de plateaux dans la colonne de distillation

La figure III.9 représente la variation de la fraction molaire du DEA, du CO₂ et du H₂S en fonction du nombre de plateaux de la colonne de distillation en phase liquide, où on remarque qu'au niveau du quatrième plateau des fractions maximales des trois composés puisque c'est le

plateau où on alimente la colonne de solution riche en gaz acides. Mais au fur et à mesure qu'on descend dans la colonne les fractions du CO_2 atteignent des valeurs minimales et s'annulent pour le H_2S .

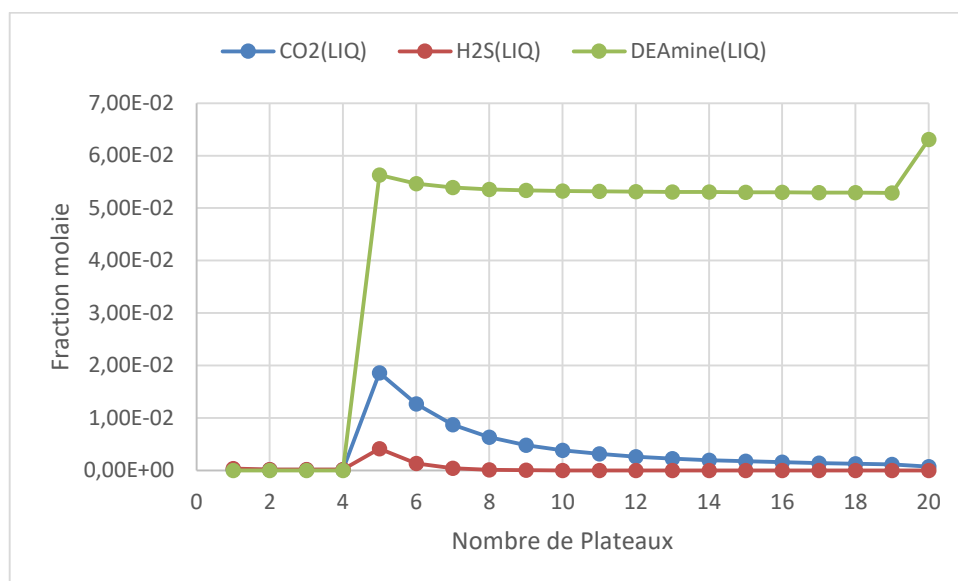


Figure III.9. Profil de composition du DEA, CO_2 et H_2S au niveau de la colonne de distillation dans la phase liquide.

La figure III.10 représente la variation de la fraction molaire du DEA, du CO_2 et du H_2S en fonction du nombre de plateaux de la colonne de distillation en phase vapeur, où on remarque que la phase vapeur est exempte de DEA et les fractions du CO_2 et du H_2S atteignent leurs maximums en tête de colonne et s'annulent au fond. D'où ce profil de composition permet de confirmer le rôle que joue le rebouilleur dans l'élimination des gaz acides dans le produit de fond.

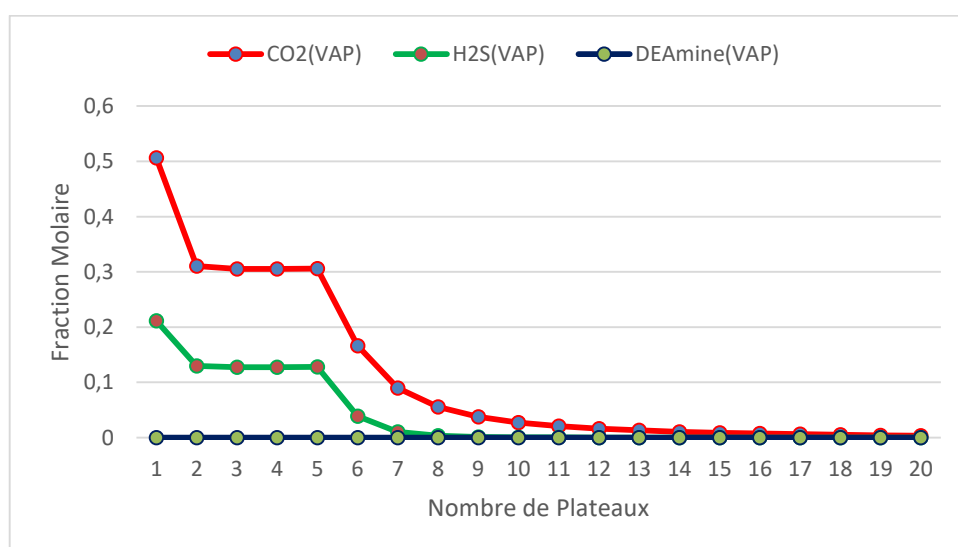


Figure III.10. Profil de composition du DEA, CO_2 et H_2S au niveau de la colonne de distillation dans la phase vapeur.

III.5. Réalisation de la simulation du traitement du gaz acide sur «ASPEN HYSYS V8.6»**(Données réelles)**

Pour donner plus de crédibilité à notre simulation des données réelles (Tableau III.1), celle du gaz naturel du gisement de Krechba (In Salah), sont simulées.

Tableau III.1. Propriétés du gaz naturel du gisement de Krechba.

Pression, bar	60
Température, °C	53
Composition	Mole %
Hydrogène	0.07
Hélium	0.02
Azote	0.22
Dioxyde de carbone	0.98
Méthane	91.60
Ethane	4.47
Propane	1.83
i-butane	0.18
N-butane	0.38
i-pentane	0.25
H ₂ S	0.0015
CH ₃ SH	0.0001
Débit (Cm ³ /h)	320000

Après simulation le gaz traité (Tableau III.2) répond aux normes car le gaz est exempt de gaz acides, sachant que le gaz naturel de Krechba ne contient que des traces de H₂S.

Tableau III.2. Propriétés du gaz traité « Sweet Gas » du gaz naturel du gisement de Krechba.

Composition	Sweet Gas
Hydrogène	0.0008
Hélium	0.0000
Azote	0.0031
Dioxyde de carbone	0.0000
Méthane	0.9204
Ethane	0.0445
Propane	0.0204
i-butane	0.0030
N-butane	0.0061
i-pentane	0.0000
H ₂ O	0.0017
H ₂ S	0.0000
CH ₃ SH	0.0000
DEAmine	0.0000

III.6 Etude des profils de compositions des gaz acides dans la colonne d'absorption (Données réelles)

La Figure III.11 représente la fraction molaire de CO₂ et H₂S en phase liquide par rapport aux nombres de plateaux dans la colonne d'absorption, où on observe que le liquide sortant au fond de la colonne est riche en CO₂ et ne contient pas de H₂S en confirmant le rôle du DEA d'absorber les gaz acides.

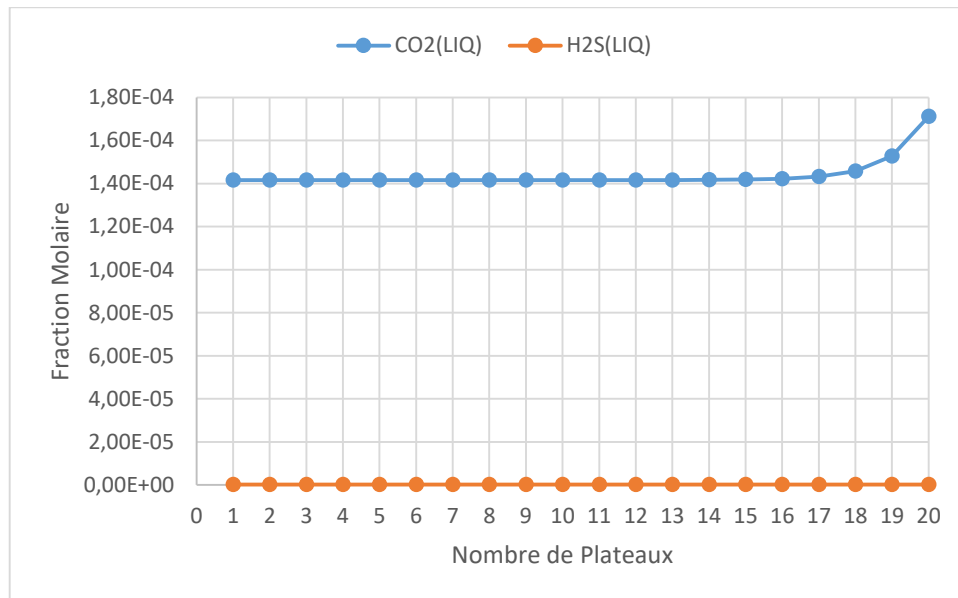


Figure III.11. Profil de composition du CO₂ et du H₂S au niveau de colonne d'absorption dans la phase liquide (Cas réel gisement de Krechba)

La Figure III.12 représente la fraction molaire de CO₂ et H₂S en phase vapeur par rapport aux nombres de plateaux dans la colonne d'absorption, où on observe que la vapeur sortante au sommet de la colonne ne contient ni CO₂ ni H₂S.

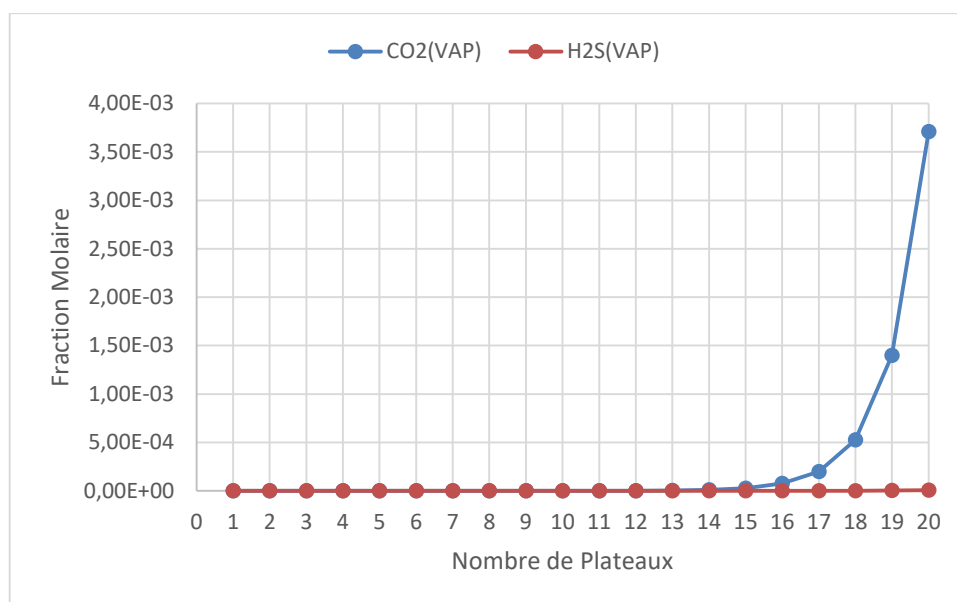


Figure III.12. Profil de composition du CO₂ et du H₂S au niveau de colonne d'absorption dans la phase vapeur (Cas réel gisement de Krechba).

III.7 Etude des profils de compositions des gaz acides en fonction du nombre de plateaux dans la colonne de distillation (Données réelles)

La figure III.12 représente la variation de la fraction molaire du DEA, du CO₂ et du H₂S en fonction du nombre de plateaux de la colonne de distillation en phase liquide, où on observe que le liquide sortant au fond de la colonne ne contient que du DEA. Ce qui confirme la régénération de la solution amine.

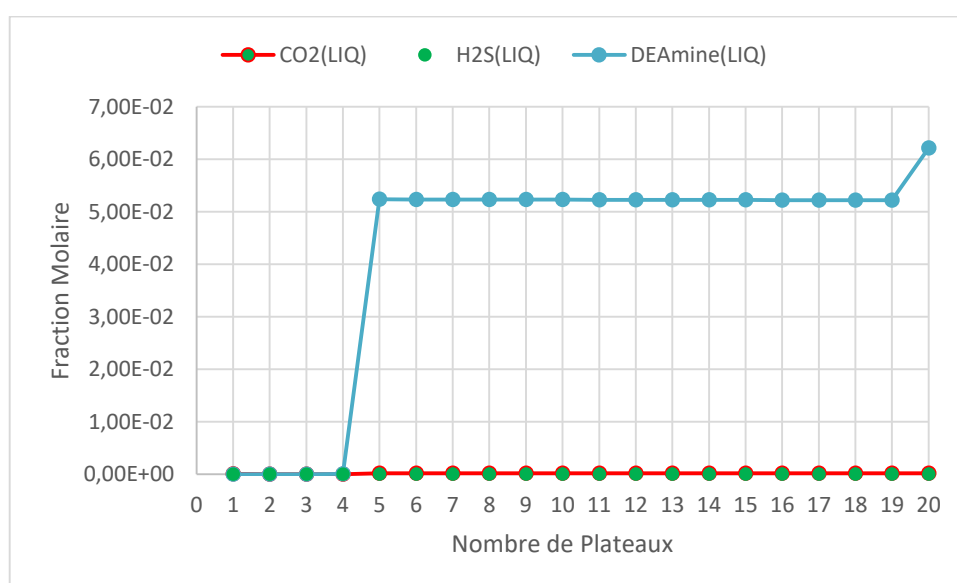


Figure III.13. Profil de composition du DEA, CO₂ et H₂S au niveau de la colonne de distillation dans la phase liquide (Cas réel gisement de Krechba)

La figure III.13 représente la variation de la fraction molaire du DEA, du CO₂ et du H₂S en fonction du nombre de plateaux de la colonne de distillation en phase vapeur, où on constate que la vapeur sort en tête de colonne riche en CO₂ et exempte de DEA.

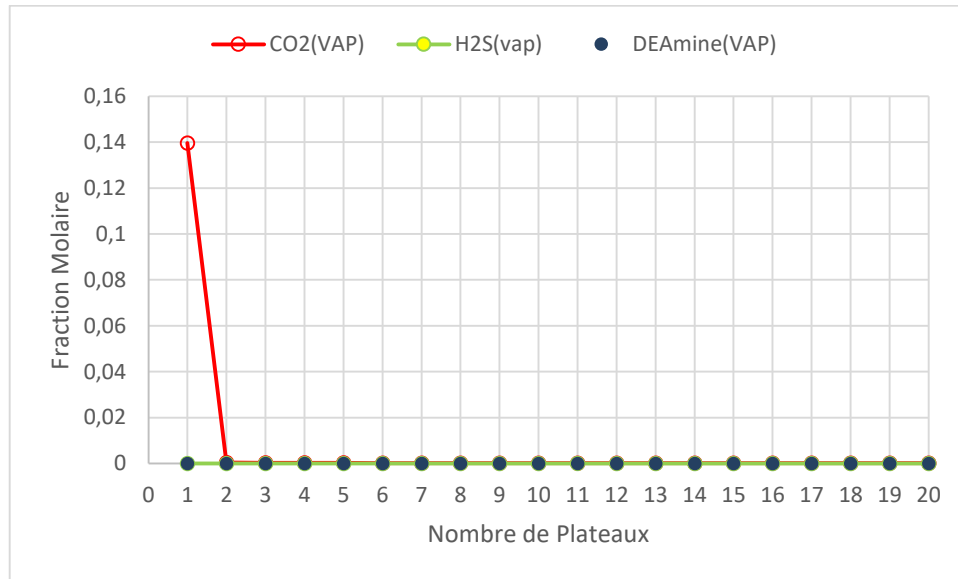


Figure III.14. Profil de composition du DEA, CO₂ et H₂S au niveau de la colonne de distillation dans la phase vapeur (Cas réel gisement de Krechba)

CONCLUSION GENERALE

Ce travail a été réalisé dans l'optique du traitement des gaz acides CO₂ et H₂S par un solvant alcanolamine qui est la DEA. Durant la réalisation de ce travail, nous avons pu acquérir une bonne maîtrise du logiciel «*ASPEN HYSYS V8.6*», qui est un outil important et utilisé dans de nombreux domaines de l'industrie et surtout dans l'industrie pétrolière et gazière.

La réalisation de cette simulation nous a permis la connaissance des paramètres nécessaires pour différentes opérations unitaires, la maîtrise et l'exploitation de différents outils d'optimisation tel que «*Spreadsheet*» que nous offre ce simulateur ainsi que d'étudier et d'interpréter différents profils des colonnes d'absorption et de distillation.


En dernier, des données réelles (celles du gisement de Krechba) ont été simulées et dont les résultats étaient en bon accord avec ceux du cas design, ainsi nous avons pu déduire que «*ASPEN HYSYS*» est un logiciel efficace pour des charges réelles de l'industrie de traitement du gaz naturel.

Enfin nous recommandons de faire une étude dynamique de notre procédé et d'exploiter d'autres outils que nous offre «*ASPEN HYSYS*» et cela pour mettre en évidence la précision et la rentabilité de ce logiciel de simulation .

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1]. El Houari A. Production et élimination des sulfures produits lors de la biométhanisation de boues de station de traitement des eaux usées domestiques : Procédés biologiques de sulfoxydation par des thiobacilles anaérobies facultatifs, Projet SULFOX, Doctoral dissertation, Pau, 2018.
- [2]. Entreprise air-liquide, <https://www.engineering-airliquide.com/fr/extraction-gaz-acides>. Visité en juin 2022.
- [3]. Descamps, Cathy. Study of the CO₂ capture with physical absorption in an electricity production system based on coal gasification with an integrated combined cycle. No. FRNC-TH--7883. Ecole des Mines de Paris, 2004.
- [4]. DE SCAMPS. L'étude de la capture du co₂ par absorption physique dans les systèmes de production d'électricité bases sur la gazéification du charbon intégrée à un cycle combiné. Thèse de doctorat, l'Ecole des Mines de Paris, juin 2004.
- [5]. Descamps, Cathy. Study of the CO₂ capture with physical absorption in an electricity production system based on coal gasification with an integrated combined cycle. Ecole des Mines de Paris, 2004.
- [6]. Delainey I. Gestion des matières résiduelles et du suremballage dans le secteur pharmaceutique selon l'influence des gaz à effet de serre et les 3RV. Doctoral dissertation, Université de Sherbrooke, 2015.
- [7]. Archane A. Etude de l'absorption des gaz acides dans des solvants mixtes : développement d'une approche expérimentale originale et modélisation des données par une équation d'état d'électrolytes. Doctoral dissertation, Ecole Nationale Supérieure des Mines de Paris ; 2009.
- [8]. Molina, C. T. Comparaison du captage du CO₂ en postcombustion par des solutions d'ammoniaque et d'amines organiques : Évaluation en contacteurs direct et indirect, par des approches cinétiques, thermodynamiques et par modélisation, Doctoral dissertation, Ecole Nationale Supérieure des Mines de Paris, 2013.
- [9]. Tribouillois, E. B. L. B. Contribution à la thermodynamique de l'absorption des gaz acides H₂S et CO₂ dans les solvants eau-alcanolamine-méthanol : mesures expérimentales et modélisation. Doctoral dissertation, Institut National Polytechnique de Lorraine, 2006.
- [10] Aspen Technology. Tutorials and Applications. Cambridge, MA 02141-2201 USA 2004.2.
- [11] MEKCEM Maroua. Dimensionnement d'un échangeur à tubes et calandre de l'unité de décarbonatation du complexe GL1K Skikda-Algérie, Mémoire de master. BADJIMOKHTAR-ANNABA UNIVERSITY -Algérie, 2017.

ANNEXES

1	 Company Name Not Available Burlington, MA USA	Case Name: DEA APLCTION.hsc
2		Unit Set: Field
3		Date/Time: Tue Sep 06 16:27:33 2022
4		
5		


Workbook: Case (Main)

Material Streams Fluid Pkg: All

Name	SOUR GAS	GAS TO CONTACTO	FWKO	DEA TO CONT	SWEET GAS
Vapour Fraction	0.9964	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (F)	86.00 *	86.00	86.00	95.00 *	95.39
Pressure (psia)	1000 *	1000	1000	995.0 *	995.0
Molar Flow (lbmole/hr)	2745 *	2735	9.883	4167	2569
Mass Flow (lb/hr)	5.342e+004	5.324e+004	178.5	9.771e+004	4.643e+004
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.055e+004	1.054e+004	12.30	6531 *	9921
Heat Flow (Btu/hr)	-1.076e+008	-1.064e+008	-1.211e+006	-5.336e+008	-8.616e+007
Name	RICH DEA	DEA TO FLASH TK	FLASH VAP	RICH TO L/R	REGEN FEED
Vapour Fraction	0.0000	0.0013	1.0000	0.0000	0.0017
Temperature (F)	137.6	139.2	139.2	139.2	200.0 *
Pressure (psia)	1000	90.00 *	90.00	90.00	80.00
Molar Flow (lbmole/hr)	4333	4333	5.516	4327	4327
Mass Flow (lb/hr)	1.045e+005	1.045e+005	121.2	1.044e+005	1.044e+005
Liquid Volume Flow (barrel/day)	7152	7152	20.66	7131	7131
Heat Flow (Btu/hr)	-5.538e+008	-5.538e+008	-2.704e+005	-5.536e+008	-5.481e+008
Name	ACID GAS	REGEN BTMS	LEAN FROM L/R	MAKEUP H2O	DEA TO COOL
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (F)	179.6	257.1	198.9	70.00 *	197.4
Pressure (psia)	27.50	31.50	21.50	21.50 *	21.50
Molar Flow (lbmole/hr)	221.8	4105	4105	61.37	4167
Mass Flow (lb/hr)	7794	9.661e+004	9.661e+004	1106	9.771e+004
Liquid Volume Flow (barrel/day)	675.4	6456	6456	75.85	6531 *
Heat Flow (Btu/hr)	-2.567e+007	-5.115e+008	-5.170e+008	-7.548e+006	-5.245e+008
Name	DEA TO PUMP	DEA TO RECY			
Vapour Fraction	0.0000	0.0000			
Temperature (F)	93.54	95.00 *			
Pressure (psia)	16.50	995.0			
Molar Flow (lbmole/hr)	4167	4167			
Mass Flow (lb/hr)	9.771e+004	9.771e+004			
Liquid Volume Flow (barrel/day)	6531	6531			
Heat Flow (Btu/hr)	-5.340e+008	-5.336e+008			

Compositions Fluid Pkg: All

Name	SOUR GAS	GAS TO CONTACTO	FWKO	DEA TO CONT	SWEET GAS
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0016 *	0.0016	0.0000	0.0000 *	0.0017
Comp Mole Frac (CO2)	0.0413 *	0.0414	0.0010	0.0007 *	0.0002
Comp Mole Frac (H2S)	0.0172 *	0.0173	0.0011	0.0000 *	0.0000
Comp Mole Frac (Methane)	0.8692 *	0.8723	0.0011	0.0000 *	0.9270
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0393 *	0.0394	0.0000	0.0000 *	0.0419
Comp Mole Frac (Propane)	0.0093 *	0.0093	0.0000	0.0000 *	0.0099
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0026 *	0.0026	0.0000	0.0000 *	0.0028
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0029 *	0.0029	0.0000	0.0000 *	0.0031
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0014 *	0.0014	0.0000	0.0000 *	0.0015
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0012 *	0.0012	0.0000	0.0000 *	0.0013
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0018 *	0.0018	0.0000	0.0000 *	0.0019
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0072 *	0.0072	0.0000	0.0000 *	0.0072
Comp Mole Frac (H2O)	0.0050 *	0.0014	0.9967	0.9371 *	0.0017
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0000 *	0.0000	0.0000	0.0622 *	0.0000

1	 Company Name Not Available Burlington, MA USA	Case Name: DEA APLCTION.hsc
2		Unit Set: Field
3		Date/Time: Tue Sep 06 16:27:33 2022
4		
5		

Workbook: Case (Main) (continued)

Compositions (continued)


Fluid Pkg: All

Name	RICH DEA	DEA TO FLASH TK	FLASH VAP	RICH TO L/R	REGEN FEED
12	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000
13	Comp Mole Frac (CO2)	0.0268	0.0268	0.1166	0.0267
14	Comp Mole Frac (H2S)	0.0109	0.0109	0.0596	0.0108
15	Comp Mole Frac (Methane)	0.0010	0.0010	0.7405	0.0001
16	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0000	0.0341	0.0000
17	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.0062	0.0000
18	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0003	0.0000
19	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0005	0.0000
20	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0015	0.0000
21	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0013	0.0000
22	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0018	0.0000
23	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0003	0.0003	0.0065	0.0003
24	Comp Mole Frac (H2O)	0.9011	0.9011	0.0303	0.9022
25	Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0598	0.0598	0.0000	0.0599
Name	ACID GAS	REGEN BTMS	LEAN FROM L/R	MAKEUP H2O	DEA TO COOL
27	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.5064	0.0007	0.0007	0.0000 *
29	Comp Mole Frac (H2S)	0.2113	0.0000	0.0000	0.0000 *
30	Comp Mole Frac (Methane)	0.0013	0.0000	0.0000	0.0000 *
31	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000 *
32	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
33	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
34	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *
35	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000 *
36	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000 *
37	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000 *
38	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0060	0.0000	0.0000	0.0000 *
39	Comp Mole Frac (H2O)	0.2738	0.9361	0.9361	1.0000 *
40	Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0000	0.0631	0.0631	0.0000 *
Name	DEA TO PUMP	DEA TO RECY			
42	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000		
43	Comp Mole Frac (CO2)	0.0007	0.0007		
44	Comp Mole Frac (H2S)	0.0000	0.0000		
45	Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000		
46	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0000		
47	Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000		
48	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000		
49	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000		
50	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000		
51	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000		
52	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000		
53	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000		
54	Comp Mole Frac (H2O)	0.9371	0.9371		
55	Comp Mole Frac (DEAmine)	0.0622	0.0622		

Energy Streams

Fluid Pkg: All

Name	RBLR Q	COND Q	COOLER Q	PUMP Q
Heat Flow (Btu/hr)	1.356e+007	2.621e+006	9.454e+006	3.670e+005

1	 Company Name Not Available Burlington, MA USA	Case Name: DEA APLCTION.hsc
2		Unit Set: Field
3		Date/Time: Tue Sep 13 19:30:43 2022
4		
5		

Valve: VLV-100

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
RICH DEA	Absorber T-100

Outlet Stream

STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
DEA TO FLASH TK	Separator V-101

PARAMETERS

Physical Properties

Pressure Drop:	910.0 psi
----------------	-----------

Separator: V-101

CONNECTIONS

Inlet Stream

Stream Name	From Unit Operation
DEA TO FLASH TK	Valve: VLV-100

Outlet Stream

Stream Name	To Unit Operation
FLASH VAP	
RICH TO L/R	Heat Exchanger: E-100

Energy Stream

Stream Name	From Unit Operation

PARAMETERS

Vessel Volume:	---	Level SP:	50.00 %	Liquid Volume:	---
Vessel Pressure:	90.00 psia	Pressure Drop:	0.0000 psi	Duty:	0.0000 Btu/hr
		Heat Transfer Mode:	Heating		

User Variables

Distillation: T-101

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION
RBLR Q	Reboiler	
REGEN FEED	4 Main Tower	Heat Exchanger E-100


Outlet Stream

STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION
COND Q	Condenser	
ACID GAS	Condenser	
REGEN BTMMS	Reboiler	Heat Exchanger E-100

MONITOR

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error
Reflux Ratio	0.5000 *	0.6327	0.2653
Ovhd Vap Rate	219.6 lbmole/hr *	221.8 lbmole/hr	1.008e-002
T TOP	179.6 F *	179.6 F	-4.198e-006

1	 Company Name Not Available Burlington, MA USA	Case Name: DEA APLCTION.hsc
2		Unit Set: Field
3		Date/Time: Tue Sep 13 19:30:43 2022
4		
5		

Distillation: T-101 (continued)

Specifications Summary

10	Reboiler Duty	1.356e+007 Btu/hr *	1.356e+007 Btu/hr	-5.624e-002
11		Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active
12	Reflux Ratio	1.000e-002	1.000e-002	Off
13	Ovhd Vap Rate	1.000e-002	2.205 lbmole/hr	Off
14	T TOP	1.000e-002	1.800 F	On
15	Reboiler Duty	1.000e-002	9.478 Btu/hr	On

SPECS

Column Specification Parameters

Reflux Ratio

21	Fix/Rang: Fixed	Prim/Alter: Primary	Lower Bnd: ---	Upper Bnd: ---
22	Stage: Condenser	Flow Basis: Molar	Liquid Spec: ---	

Ovhd Vap Rate

25	Fix/Rang: Fixed	Prim/Alter: Primary	Lower Bnd: ---	Upper Bnd: ---
26	Stream: \CID GAS @COL2	Flow Basis: Molar		

T TOP

29	Fix/Rang: Fixed	Prim/Alter: Primary	Lower Bnd: ---	Upper Bnd: ---
30	Stage: Condenser			

Reboiler Duty

33	Fix/Rang: Fixed	Prim/Alter: Primary	Lower Bnd: ---	Upper Bnd: ---
34	Energy Stream: RBLR Q @COL2			

PROFILES

General Parameters

38	Sub-Flow Sheet: T-101 (COL2)	Number of Stages: 18 *
----	------------------------------	------------------------


Profile Estimates

40		Temperature (F)	Net Liquid (lbmole/hr)	Net Vapour (lbmole/hr)
41				
42	Condenser	179.6	140.3	221.8
43	1 Main Tower	218.0	146.0	362.2
44	2 Main Tower	218.8	146.1	367.9
45	3 Main Tower	219.0	145.4	368.0
46	4 Main Tower	223.0	4603	367.2
47	5 Main Tower	241.8	4741	498.0
48	6 Main Tower	248.8	4805	635.6
49	7 Main Tower	251.5	4835	700.1
50	8 Main Tower	252.8	4852	730.2
51	9 Main Tower	253.6	4863	747.0
52	10 Main Tower	254.1	4870	757.6
53	11 Main Tower	254.5	4876	765.1
54	12 Main Tower	254.9	4880	770.6
55	13 Main Tower	255.2	4884	775.1
56	14 Main Tower	255.4	4887	778.7
57	15 Main Tower	255.7	4890	781.8
58	16 Main Tower	255.9	4892	784.5
59	17 Main Tower	256.1	4894	786.9
60	18 Main Tower	256.3	4896	789.0
61	Reboiler	257.1	4105	790.9

EFFICIENCIES


Stage Efficiencies

65	Stages	Overall	Nitrogen	CO2	H2S	Methane
66	Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
67	1 Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000
68	2 Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000

1	 Company Name Not Available Burlington, MA USA	Case Name: DEA APLCTION.hsc
2		Unit Set: Field
3		Date/Time: Tue Sep 13 19:30:43 2022
4		
5		

Distillation: T-101 (continued)

Stage Efficiencies						
Stages	Overall	Nitrogen	CO2	H2S	Methane	
3_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
4_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
5_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
6_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
7_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
8_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
9_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
10_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
11_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
12_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
13_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
14_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
15_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
16_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
17_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
18_Main Tower	1.000	1.000	0.1500 *	0.8000 *	1.000	
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
Stages	Overall	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	
Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
1_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
2_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
3_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
4_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
5_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
6_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
7_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
8_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
9_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
10_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
11_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
12_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
13_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
14_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
15_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
16_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
17_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
18_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
Stages	Overall	i-Pentane	n-Pentane	n-Hexane	n-Heptane	
Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
1_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
2_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
3_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
4_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
5_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
6_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
7_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
8_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
9_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
10_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
11_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
12_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
13_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
14_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
15_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
16_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
17_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
18_Main Tower	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	

1	 Company Name Not Available Burlington, MA USA	Case Name: DEA APLCTION.hsc
2		Unit Set: Field
3		Date/Time: Tue Sep 13 19:30:43 2022
4		
5		

Distillation: T-101 (continued)


Stage Efficiencies						
Stages	Overall	i-Pentane	n-Pentane	n-Hexane	n-Heptane	
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Stages	Overall	H2O	DEAmine			
Condenser	1.000	1.000	1.000			
1 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
2 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
3 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
4 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
5 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
6 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
7 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
8 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
9 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
10 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
11 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
12 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
13 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
14 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
15 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
16 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
17 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
18 Main Tower	1.000	1.000	1.000			
Reboiler	1.000	1.000	1.000			

SOLVER

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out	
Solving Options	Acceleration Parameters
Maximum Iterations: 10000	Accelerate K Value & H Model Parameters: Off
Equilibrium Error Tolerance: 1.000e-05	
Heat/Spec Error Tolerance: 5.000e-004	
Save Solutions as Initial Estimate: On	
Super Critical Handling Model: Simple K	
Trace Level: Low	
Init from Ideal K's: Off	Damping Parameters
Initial Estimate Generator Parameters	Azeotrope Check: Off
Iterative IEG (Good for Chemicals): Off	Fixed Damping Factor: 0 *

Pressure Profile

	Pressure (psia)	Pressure Drop (psi)
Condenser	27.50 psia *	2.500 psi
1 Main Tower	30.00 psia	8.824e-002 psi
2 Main Tower	30.09 psia	8.824e-002 psi
3 Main Tower	30.18 psia	8.824e-002 psi
4 Main Tower	30.26 psia	8.824e-002 psi
5 Main Tower	30.35 psia	8.824e-002 psi
6 Main Tower	30.44 psia	8.824e-002 psi
7 Main Tower	30.53 psia	8.824e-002 psi
8 Main Tower	30.62 psia	8.824e-002 psi
9 Main Tower	30.71 psia	8.824e-002 psi
10 Main Tower	30.79 psia	8.824e-002 psi
11 Main Tower	30.88 psia	8.824e-002 psi
12 Main Tower	30.97 psia	8.824e-002 psi
13 Main Tower	31.06 psia	8.824e-002 psi
14 Main Tower	31.15 psia	8.824e-002 psi
15 Main Tower	31.24 psia	8.824e-002 psi
16 Main Tower	31.32 psia	8.824e-002 psi
17 Main Tower	31.41 psia	8.824e-002 psi

1	 Company Name Not Available Burlington, MA USA	Case Name: DEA APLCTION.hsc
2		Unit Set: Field
3		Date/Time: Tue Sep 13 19:30:43 2022
4		
5		

Distillation: T-101 (continued)

9	18_Main Tower	31.50 psia	---
10	Reboiler	31.50 psia *	0.0000 psi

Pressure Solving Options

13	Pressure Tolerance	1.000e-004	Pressure Drop Tolerance	1.000e-004
14	Damping Factor	1.000	Max Press Iterations	100

Mixer: MIX-100

CONNECTIONS

Inlet Stream

22	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
23	MAKEUP H2O	
24	LEAN FROM L/R	Heat Exchanger E-100

Outlet Stream

27	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
28	DEA TO COOL	Cooler E-101

Cooler: E-101

CONNECTIONS

Inlet Stream

36	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
37	DEA TO COOL	Mixer MIX-100

Outlet Stream

40	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
41	DEA TO PUMP	Pump P-100

Energy Stream

44	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
45	COOLER Q	

PARAMETERS

48	Pressure Drop:	5.000 psi *	Duty:	9.454e+006 Btu/hr	Volume:	3.531 ft3
49	Function:	Not Selected	Zones:	1		

Heat Exchanger: E-100

CONNECTIONS

Tube Side


Shell Side

57	Inlet				Outlet			
58	Name	RICH TO L/R	Name	REGEN FEED	Name	REGEN BTMMS	Name	LEAN FROM L/R
59	From Op.	V-101	To Op.	T-101	From Op.	T-101	To Op.	MIX-100
60	Op. Type	Separator	Op. Type	Distillation	Op. Type	Distillation	Op. Type	Mixer
61	Temp	139.18 F	Temp	200.00 F *	Temp	257.05 F	Temp	198.94 F

PARAMETERS

64	Heat Exchanger Model:	Simple End Point					
66	Tube Side DeltaP:	10.00 psi *	Shell Side DeltaP:	10.00 psi *	Passes:	---	
67	UA:	9.407e+004 Btu/F-hr	Tolerance:	1.0000e-04			
68	Tube Side Data			Shell Side Data			

Licensed to: Company Name Not Available * Specified by user.

1	 Company Name Not Available Burlington, MA USA	Case Name: DEA APLCTION.hsc
2		Unit Set: Field
3		Date/Time: Tue Sep 13 19:30:43 2022
4		
5		

Heat Exchanger: E-100 (continued)

9	Heat Exchanger Model: Simple End Point	
11	Heat Transfer Coeff	---
12	Tube Pressure Drop	10.00 psi *
13	Fouling	0.00000 F-hr-ft ² /Btu
14	Tube Length	19.69 ft
15	Tube O.D.	0.79 in
16	Tube Thickness	0.0787 in
17	Tube Pitch	1.9685 in
18	Orientation	Horizontal
19	Passes Per Shell	1 *
20	Tubes Per Shell	160 *
21	Layout Angle	Triangular (30 degrees)
22	TEMA Type	A E L

RATING

Sizing

Overall Data

Configuration			
29	# of Shells in Series	1	Tube Passes per Shell
30	# of Shells in Parallel	1	Exchange Orientation
31	TEMA Type:		A E L
Calculated Information			
33	Shell HT Coeff	---	Tube HT Coeff
34	Overall U	144.9 Btu/hr-ft ² -F	Overall UA
35	Shell DP	10.00 psi *	Tube DP
36	Shell Vol per Shell	80.24 ft ³	Tube Vol per Shell
37	HT Area per Shell	649.3 ft ²	

Shell Data

Shell and Tube Bundle			
40	Shell Diameter (in)	29.10	Tube Pitch (in)
41	# of Tubes per Shell	160 *	Tube Layout Angle
42			Triangular (30 degrees)
Shell Baffles			
44	Shell Baffle Type	Single	Shell Baffle Orientation
45	Baffle Cut (%Area)	20.00	Baffle Spacing

Tube Data

Dimensions					
48	OD (in)	0.7874	ID (in)	0.6299	Tube Thickness (in)
49					7.874e-002
50					Tube Length (ft)
51					19.69
Tube Properties					
52	Tube Fouling (F-hr-ft ² /Btu)	0.0000	Thermal Cond. (Btu/hr-ft-F)	26.00	Wall Cp (Btu/lb-F)
53					---
54					Wall Density (lb/ft ³)
55					---


CONDITIONS

55	Name	RICH TO L/R	REGEN BTMS	REGEN FEED	LEAN FROM L/R
56	Vapour	0.0000	0.0000	0.0017	0.0000
57	Temperature (F)	139.1814	257.0507	200.0000 *	198.9381
58	Pressure (psia)	90.0000	31.5000	80.0000	21.5000
59	Molar Flow (lbmole/hr)	4327.0393	4105.2156	4327.0393	4105.2156
60	Mass Flow (lb/hr)	104401.1041	96607.1918	104401.1041	96607.1918
61	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	7131.0276	6455.5802	7131.0276	6455.5802
62	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.279e+005	-1.246e+005	-1.267e+005	-1.259e+005
63	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	-44.93	-41.40	-42.91	-43.32
64	Heat Flow (Btu/hr)	-5.5357e+08	-5.1147e+08	-5.4808e+08	-5.1696e+08

Pump: P-100

CONNECTIONS

69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8.6 (32.0.0.8628)	Page 6 of 9
----	-----------------------	---------------------------------------	-------------

1	 Company Name Not Available Burlington, MA USA	Case Name: DEA APLCTION.hsc
2		Unit Set: Field
3		Date/Time: Tue Sep 13 19:30:43 2022
4		
5		

Pump: P-100 (continued)

CONNECTIONS

Inlet Stream

Stream Name	From Unit Operation
DEA TO PUMP	Cooler E-101

Outlet Stream

Stream Name	To Unit Operation
DEA TO RECY	Recycle RCY-1

Energy Stream

Stream Name	From Unit Operation
PUMP Q	

PARAMETERS

Adiabatic Efficiency (%):	75.00	Delta P:	978.5 psi	Duty:	144.2 hp
---------------------------	-------	----------	-----------	-------	----------

Set: SET-1

Target

OBJECT	VARIABLE
DEA TO RECY	Pressure

Source

OBJECT	VARIABLE
GAS TO CONTACTOR	Pressure

Equation Parameters

MULTIPLIER	OFFSET
1.000	-5.000 psi *

Spreadsheet: SPRDSHT-1

Units Set: Field

CONNECTIONS

Imported Variables


Cell	Object	Variable Description	Value
B1	Material Stream: RICH DEA	Master Comp Molar Flow (DEAmine)	259.0758 lbmole/hr
B2	Material Stream: RICH DEA	Master Comp Molar Flow (H2S)	47.2053 lbmole/hr
B3	Material Stream: RICH DEA	Master Comp Molar Flow (CO2)	116.0354 lbmole/hr
B4	Material Stream: DEA TO CONT	Master Comp Molar Flow (DEAmine)	259.0758 lbmole/hr
B5	Material Stream: DEA TO CONT	Master Comp Molar Flow (H2S)	0.0007 lbmole/hr
B6	Material Stream: DEA TO CONT	Master Comp Molar Flow (CO2)	3.0650 lbmole/hr
D7	Material Stream: DEA TO CONT	Master Comp Volume Frac (CO2)	0.0017
D9	Material Stream: DEA TO CONT	Master Comp Mole Frac (H2S)	0.0000

Exported Variables' Formula Results

Cell	Object	Variable Description	Value
------	--------	----------------------	-------

FORMULAS

Cell	Formula	Result
D1	=B2/B1	0.1822
D2	=B3/B1	0.4479
D4	=B5/B4	2.552e-006
D5	=B6/B4	1.183e-002
D8	=1E6*D9	0.1587

1	 Company Name Not Available Burlington, MA USA	Case Name: DEA APLCTION.hsc
2		Unit Set: Field
3		Date/Time: Tue Sep 13 19:30:43 2022
4		
5		

Spreadsheet: SPRDSHT-1 (continued)

Units Set: Field

Spreadsheet

	A	B	C	D
12	1 Rich DEA *	259.0758 lbmole/hr *	Rich H2S loading *	0.1822 *
13	2 Rich H2S *	47.2053 lbmole/hr *	Rich CO2 loading *	0.4479 *
14	3 Rich CO2 *	116.0354 lbmole/hr *	<empty> *	
15	4 Lean DEA *	259.0758 lbmole/hr *	Lean H2S Loading *	2.552e-006 *
16	5 Lean H2S *	0.0007 lbmole/hr *	Lean CO2 loading *	1.183e-002 *
17	6 Lean CO2 *	3.0650 lbmole/hr *		
18	7 <empty> *	<empty> *	CO2 Vol Frac *	0.0017 *
19	8 <empty> *	<empty> *	H2S ppm *	0.1587 *
20	9 <empty> *	<empty> *		0.0000 *
21	10 <empty> *	<empty> *		

Absorber: T-100

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION
DEA TO CONT	1 Main Tower	Recycle RCY-1
GAS TO CONTACTOR	20 Main Tower	Separator V-100

Outlet Stream

STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION
SWEET GAS	1 Main Tower	
RICH DEA	20 Main Tower	Valve VLV-100

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet:	T-100 (COL1)	Number of Stages:	20 *
-----------------	--------------	-------------------	------


Profile Estimates

	Temperature (F)	Net Liquid (lbmole/hr)	Net Vapour (lbmole/hr)
42	1 Main Tower	100.0 *	4173
43	2 Main Tower	95.51	4173
44	3 Main Tower	95.66	4173
45	4 Main Tower	95.87	4174
46	5 Main Tower	96.15	4174
47	6 Main Tower	96.53	4175
48	7 Main Tower	97.05	4176
49	8 Main Tower	97.77	4177
50	9 Main Tower	98.75	4178
51	10 Main Tower	100.1	4180
52	11 Main Tower	102.0	4183
53	12 Main Tower	104.8	4188
54	13 Main Tower	108.8	4194
55	14 Main Tower	114.8	4203
56	15 Main Tower	123.3	4219
57	16 Main Tower	134.6	4243
58	17 Main Tower	146.4	4274
59	18 Main Tower	154.4	4302
60	19 Main Tower	153.7	4321
61	20 Main Tower	160.0 *	4333

Separator: V-100

CONNECTIONS

Inlet Stream

1	 Company Name Not Available Burlington, MA USA	Case Name: DEA APLCTION.hsc
2		Unit Set: Field
3		Date/Time: Tue Sep 13 19:30:43 2022
4		
5		

Separator: V-100 (continued)

9	Stream Name	From Unit Operation
10	SOUR GAS	

Outlet Stream

13	Stream Name	To Unit Operation
14	GAS TO CONTACTOR	Absorber: T-100
15	FWKO	

Energy Stream

18	Stream Name	From Unit Operation
19		

PARAMETERS

22	Vessel Volume: ---	Level SP: 50.00 %	Liquid Volume: ---	
23	Vessel Pressure: 1000 psia	Pressure Drop: 0.0000 psi	Duty: 0.0000 Btu/hr	Heat Transfer Mode: Heating

24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

Licensed to: Company Name Not Available

* Specified by user.