

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **GÉNIE DES PROCÉDÉS**

Option : **GÉNIE CHIMIQUE**

THÈME

**Estimation des pertes de monoéthanolamine (MEA) dans l'unité de
décarbonatation au niveau du complexe GNL1Z d'Arzew**

Présenté par

Gana Fodil Mohamed

Soutenu le 23 /06 / 2026 devant le jury composé de :

Présidente :	MEKIBES Zohra	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	BENZEKRI BENALLOU Mokhtar	MCA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	DOUARA Nadia	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2025/2026

Remerciements

Je tiens à adresser mes plus sincères remerciements à toutes les personnes qui ont participé à la réalisation de ce mémoire et qui m'ont apporté leur soutien tout au long de ce travail.

Mes sincères remerciements s'adressent tout particulièrement à mon encadrante, Dr Mme Douara Nadia, pour ses précieux conseils, sa disponibilité, son soutien et son accompagnement tout au long de ce travail.

Je remercie également les membres du jury qui ont accepté d'évaluer ce mémoire et de consacrer leur temps à son examen.

J'adresse mes remerciements à l'ensemble des enseignants de l'université Abdelhamid Ibn Badis pour les connaissances et les compétences qu'ils m'ont transmises durant mon parcours universitaire.

Je remercie également ma famille pour son amour, son soutien moral, sa patience et ses encouragements constants qui m'ont permis de poursuivre mes études dans les meilleures conditions.

Enfin, je remercie tous mes amis, camarades et toutes les personnes qui, de près ou de loin, ont contribué à la réalisation de ce travail.

À tous, j'exprime ma sincère reconnaissance.

Dédicace

Je dédie ce modeste travail à mes très chers parents, pour leurs sacrifices, leur amour inconditionnel, leurs encouragements et leur soutien permanent tout au long de mes études. À mes frères et sœurs, pour leur affection et leur présence à mes côtés. À toute ma famille, qui m'a toujours soutenu et encouragé dans mes projets.

À mes amis et camarades, avec qui j'ai partagé de nombreux moments d'apprentissage et de réussite. À tous ceux qui m'ont aidé, conseillé et encouragé durant mon parcours universitaire.

Je leur dédie ce travail avec toute ma gratitude et mon respect.

SOMMAIRE

Liste des abréviations.....	1
Introduction générale	2
CHAPITRE I.....	3
I.1 Généralité	4
I.1 Description du procédé de liquéfaction.....	4
I.1.1 Zone utilités.....	4
I.1.1.1 Production de vapeur.....	5
I.1.1.2 Production d'électricité	5
I.1.1.3 Circuit eau de mer	5
I.1.1.4 Production d'eau dessalée	5
I.1.1.5 Eléctro- Chloration.....	5
I.1.1.6 Production d'air comprimé	5
I.1.2 Zone process.....	6
I.1.2.1 Section de décarbonatation.....	7
I.1.2.2 Section de Séchage.....	7
I.1.2.3 Section de démercurisation.....	7
I.1.2.4 Boucle MCR.....	7
I.1.2.5 Boucle Propane	8
I.1.2.6 Section de Refroidissement	8
I.1.2.7 Section Séparation.....	8
I.1.2.8 Section Fractionnement.....	9
I.1.2.9 Section Liquéfaction	9
I.1.2.10 Stockage	10
CHAPITRE II.....	11
II.1 Concentration des solutions et paramètres connexes.....	12
II.2 Epurateur d'entrée	12
II.3 Température de contact.....	13
II.4 Hauteur de la colonne d'absorption.....	13
II.5 Lavage à l'eau pour la récupération de la MEA.....	13
II.6 Colonne d'extraction	14
II.6.1 Estimation de la charge thermique	14

II.6.2 Hauteur de la colonne d'extraction	14
II.7 Échangeurs et rebouilleurs	14
II.8 Régénérateur – Conception et fonctionnement	15
II.9 Bilan en eau et appoint d'eau douce	15
II.10 Ballon de détente	16
CHAPITRE III	17
III.1 Généralité.....	18
III.2 Calcul sur l'absorbeur	19
III.2.2 Les caractéristiques du gaz naturel.....	19
III. 2 .3 Calculs du débit de circulation	20
III.2 .4 Bilan thermique.....	21
III.2 .4 .2 Calcul DE la température de sortie de MEA :.....	22
III.2 .5 Détermination du diamètre de la colonne	22
III.3 Calculs sur le régénérateur.....	25
III.4 Calcul sur les échangeurs de la section MEA	28
III.4.1 Bilan thermique sur l'échangeur MEA / MEApauvre (E503 A/B) :	28
III.4.2 Calcul de la température de sortie de la MEA	29
III.4.3 Bilan thermique sur le rebouilleur de la MEA (E502).....	29
III.4.4 Bilan thermique sur le condenseur : (E501).....	29
III.5 Calcul du débit d'eau dans l'absorbeur :	30
III.6 Estimation des pertes de la solution MEA.....	31
Conclusion Générale.....	40
Recommandations et Perspectives.....	42
Références.....	44
Annexe	Error! Bookmark not defined.

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Composition chimique du gaz naturel	6
Tableau I.2 : Composition chimique du réfrigérant Multi-Composé MCR	8
Tableau I.3 : Composition chimique du GNL	9
Tableau III.1 : Suivi des paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation.....	18
Tableau III.2 : Propriétés critique du gaz naturel.....	20
Tableau III.3 : Estimation du type de pertes.....	31
Tableau III.4: Debit de MEA en circulation en fonction du taux de production à déférente concentration pour une teneur de $\text{CO}_2 = 0.18\%$	33
Tableau III.5: Debit de MEA en circulation en fonction du taux de production à déférente concentration pour une teneur de $\text{CO}_2 = 0.22\%$	34
Tableau III.6: Debit de MEA en circulation en fonction du taux de production à déférente concentration pour une teneur de $\text{CO}_2 = 0.25\%$	35
Tableau III.7: Debit de MEA en circulation en fonction du taux de production à déférente concentration pour une teneur de $\text{CO}_2 = 0.30\%$	36
Tableau III.8: Debit de MEA en circulation en fonction du taux de production à déférente concentration pour une teneur de $\text{CO}_2 = 0.35\%$	37
Tableau III.9: Debit de MEA en circulation en fonction du taux de production à déférente teneur en CO_2 Pour une concentration de MEA = 15%.....	38

Liste des figures

Figure III.1 : la chaleur fournie au regenerateur en fonction de taux de production et de la concentration de la solution de la MEA pour une teneur de CO ₂ 0.18%	32
Figure III.2 : Variation de débit de circulation en fonction du taux de production et de la concentration de la MEA pour une teneur en CO ₂ de 0.18%	33
Figure III.3 : Variation de débit de circulation en fonction du taux de production et de la concentration de la MEA pour une teneur en CO ₂ de 0.22%	34
Figure III.4: Variation de débit de circulation en fonction du taux de production et de la concentration de la MEA pour une teneur en CO ₂ de 0.25%	35
Figure III.5 : Variation de débit de circulation en fonction du taux de production et de la concentration de la MEA pour une teneur en CO ₂ de 0.30%	36
Figure III.6 : Variation de débit de circulation en fonction du taux de production et de la concentration de la MEA pour une teneur en CO ₂ de 0.25%	37
Figure III.7 : Variation de débit de circulation en fonction du taux de production à différent teneur en CO ₂ pour une concentration de MEA = 15%	38

Liste des abréviations

Abréviation	Signification en français	Signification en anglais
MEA	Monoéthanolamine	Monoethanolamine
CO ₂	Dioxyde de carbone	Carbon Dioxide
H ₂ O	Eau	Water
N ₂	Azote	Nitrogen
He	Hélium	Helium
Hg	Mercure	Mercury
GN	Gaz Naturel	Natural Gas
GNT	Gaz Naturel Traité	Treated Natural Gas
GNL	Gaz Naturel Liquéfié	Liquefied Natural Gas (LNG)
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfié	Liquefied Petroleum Gas (LPG)
MCR	Réfrigérant Multi-Composé	Mixed Component Refrigerant
APCI	Procédé Air Produits et Chimie Inc.	Air Products and Chemicals Inc. Process
TG	Turbo-Générateur	Turbo Generator
CCW	Circuit fermé d'eau de refroidissement	Closed Cooling Water
HP	Haute Pression	High Pressure
BP	Basse Pression	Low Pressure
PCS	Pouvoir Calorifique Supérieur	Higher Heating Value
Nm ³	Normal mètre cube	Normal Cubic Meter
Kmol	Kilomole	Kilomole
ppm	Partie par million	Parts Per Million
BTU	Unité Thermique Britannique	British Thermal Unit
Cp	Chaleur spécifique	Specific Heat Capacity
ΔH	Variation d'enthalpie	Enthalpy Change
PIC	Contrôleur Indicateur de Pression	Pressure Indicating Controller
FIC	Contrôleur indicateur de débit	Flow Indicating Controller

LIC	Contrôleur indicateur de niveau	Level Indicating Controller
TI	Indicateur de température	Temperature Indicator
FR	Enregistreur de débit	Flow Recorder
C1	Méthane	Methane
C2	Éthane	Ethane
C3	Propane	Propane
iC4	Iso-butane	Iso-butane
nC4	n-Butane	Normal Butane
iC5	Iso-pentane	Iso-pentane
nC5	n-Pentane	Normal Pentane
C6+	Hydrocarbures lourds	Heavy Hydrocarbons

Résumé

Cette étude porte sur l'évaluation des pertes de monoéthanolamine (MEA) dans la section de décarbonatation du gaz naturel visant la réduction du CO₂. Les calculs ont permis d'analyser les conditions de fonctionnement de l'absorbeur, du régénérateur et des échangeurs thermiques, en mettant en évidence les mécanismes influençant les pertes de solvant. Les résultats montrent que ces pertes sont fortement dépendantes de la concentration en CO₂ et du débit de circulation de la MEA. L'étude conclut que les pertes de MEA augmentent significativement lorsque la teneur en CO₂ dépasse 0,28 %, ce qui limite les performances globales de l'unité.

Mots clés : monoéthanolamine, décarbonatation, CO₂

Abstract

This study focuses on the evaluation of monoethanolamine (MEA) losses in the natural gas decarbonation section aimed at reducing CO₂ content. Calculations were performed to analyze the operating conditions of the absorber, regenerator, and heat exchangers, highlighting the factors influencing solvent losses. The results indicate that MEA losses are strongly affected by CO₂ concentration and MEA circulation rate. The study concludes that MEA losses increase significantly when CO₂ concentration exceeds 0.28%, thereby limiting the overall performance of the unit.

Key words: Monoethanolamine, Decarbonation, CO₂

الملخص

تتناول هذه الدراسة تقييم خسائر محلول أحادي إيثانول أمين (MEA) في وحدة إزالة ثاني أكسيد الكربون من الغاز الطبيعي. وقد سمحت الحسابات بتحليل ظروف تشغيل برج الامتصاص ووحدة التجديد والمبادلات الحرارية، مع تحديد العوامل المؤثرة في فقدان المذيب. أظهرت النتائج أن خسائر MEA تعتمد بشكل كبير على تركيز ثاني أكسيد الكربون ومعدل دوران المحلول. كما خلصت الدراسة إلى أن هذه الخسائر تزداد بشكل ملحوظ عندما تتجاوز نسبة CO₂ قيمة 0.28٪، مما يحد من أداء الوحدة ككل.

الكلمات المفتاحية: أحادي إيثانول أمين، إزالة ثاني أكسيد الكربون، CO₂

Introduction générale

Le gaz naturel est aujourd'hui l'une des sources d'énergie fossile les plus utilisées au monde, représentant près du quart de la consommation énergétique mondiale. Son importance croissante s'explique par ses avantages économiques et environnementaux comparativement aux autres combustibles fossiles. En Algérie, le secteur gazier occupe une place stratégique dans l'économie nationale grâce à SONATRACH, qui assure plus de 95 % des recettes d'exportation et plus de 51 % des recettes budgétaires du pays. L'Algérie figure parmi les principaux exportateurs mondiaux de gaz naturel liquéfié (GNL) et de gaz de pétrole liquéfié (GPL).

Le gisement de Hassi R'mel constitue la principale source de gaz naturel du pays. Une grande partie de cette production est acheminée vers la zone industrielle d'Arzew, où se trouvent plusieurs complexes de liquéfaction, dont le complexe GNL1/Z situé à Béthioua (Oran). La liquéfaction permet de réduire le volume du gaz d'environ 600 fois afin de faciliter son stockage et son transport.

Au sein du complexe GNL1/Z, la section de décarbonation joue un rôle essentiel dans le procédé de liquéfaction. Elle assure l'élimination du dioxyde de carbone (CO_2) contenu dans le gaz naturel avant son refroidissement cryogénique. Cette opération est réalisée à l'aide de la monoéthanolamine (MEA), un solvant aminé largement utilisé pour ses performances d'absorption du CO_2 . Cependant, l'exploitation de cette unité s'accompagne de pertes de MEA dues à plusieurs phénomènes tels que l'évaporation, l'entraînement mécanique dans le courant gazeux, les dégradations thermiques et oxydatives lors de la régénération ainsi que les fuites au niveau des équipements.

Ces pertes entraînent des coûts d'exploitation supplémentaires liés au renouvellement du solvant et favorisent la formation de composés corrosifs susceptibles d'affecter la fiabilité et la durée de vie des installations. L'absence d'un suivi rigoureux de ces pertes limite l'identification des causes réelles et la mise en œuvre d'actions correctives adaptées.

L'objectif de ce travail est d'évaluer et d'analyser les pertes de MEA dans la section de décarbonation du complexe GNL1/Z. L'étude vise à identifier les différents mécanismes responsables de ces pertes, à les quantifier à partir des données opératoires disponibles et à évaluer leurs impacts économiques, techniques et environnementaux. Sur la base des résultats

obtenus, des recommandations seront proposées afin d'optimiser les conditions de fonctionnement de l'unité, d'améliorer les systèmes de contrôle et de réduire les pertes de solvant, contribuant ainsi à une meilleure performance du procédé de décarbonation et à une exploitation plus efficace du complexe.

CHAPITRE I

I.1. Généralité

Le complexe GL1/Z a pour mission essentielle le traitement et la liquéfaction du gaz naturel en provenance de Hassi R'mel. Il dispose pour cela de six trains de liquéfaction identique d'une capacité journalière de 8870 m³ de GNL. Le complexe GNL1/Z se situe dans la zone industrielle d'Arzew à 8 Km environ de la ville d'Arzew et à 1 Km de la ville de Béthioua. Il s'étend sur une superficie de 76 Hectars dont 56 Hectars occupés par les installations.

Caractéristiques :

- Pose de la 1^{ère} Pierre : 16 Juin 1973 ;
- Réalisation: BECHTEL (USA);
- Début de la production : Février 1978 ;
- Capacité de traitement : 10.5 milliards de m³ de GN ;
- Capacité de stockage : 300 000 m³ de GNL ;
- Capacité de chargement : 10 000 m³ de GNL/h ;
- Procédé de liquéfaction : APCI (Air product and chemico corporation) ;
- Lancement du projet rénovation : Janvier 1993.

I.1. Description du procédé de liquéfaction

Le complexe GL 1/Z utilise un procédé de liquéfaction type APCI avec une capacité de production théorique de 53220 m³ jour GNL et cela pour les six trains existant à raison de 8870 m³/jour de GNL pour chaque train. Avec deux bras de chargement pour charger les méthaniser et une capacité de stockage de 300.000 m³ de GNL [1].

Le complexe GL 1/Z est composé de trois zones distinctes :

- * Zone utilité ;
- * Zone process ;
- * Zone stockage et expédition.

I.1.1. Zone utilités

Cette zone assure la fourniture de toutes les utilités en ce qui concerne la production d'électricité, d'air instrument, en eau distillée et d'azote.

Au niveau de cette zone on rencontre essentiellement :

- Les chaudières ;
- Les unités de dessalement ;
- Les installations servant pour la production d'azote ;

- Les installations servant pour la production d'air.

I.1.1.1. Production de vapeur

La production de la vapeur joue un rôle important en tant que source d'énergie pour le fonctionnement de diverses installations. Cette vapeur est produite par un ensemble de :

- 17 chaudières de 115 tonnes de vapeur/heure chacune à 62 bars et 442 °C ;
- 04 chaudières de 400 tonnes de vapeur/heure chacune à 62 bars et 442 °C ;
- 03 chaudières de 91 tonnes/heure chacune à 62 bars et 442 °C ;
- 01 chaudière basse pression de 51 tonnes de vapeur/heure à 27 bars.

I.1.1.2. Production d'électricité

La production d'électricité est assurée par trois turbo-générateurs (TG) de puissance de 18 MW chacun. Les besoins du complexe sont de l'ordre de 36 MW, en plus de la production des TG nous disposons d'une source complémentaire (réseau SONEGAS) pour une éventuelle compensation de l'énergie en cas de nécessité.

I.1.1.3. Circuit eau de mer

L'eau de mer est utilisée dans les différentes unités du complexe comme source chaude des cycles frigorifiques et comme source froide des cycles de vapeur et par ailleurs l'eau de mer sert aussi pour la production d'eau dessalée.

I.1.1.4. Production d'eau dessalée

L'eau dessalée est produite à partir des unités de dessalement, cette aire comprend six unités de dessalements en parallèle produisant 45 m³ d'eau dessalée chacun qui est ensuite stockée dans trois bacs de stockage d'une capacité globale de 6700 m³.

Cette eau sert à alimenter les chaudières pour la production de vapeur, entre autres elle est utilisée aussi dans les circuits fermés d'eau de refroidissement (CCW).

I.1.1.5. Electro-Chlorination

L'hypochloration des eaux de mer a pour but d'empêcher le développement des substances marines vivantes telles que les moules pouvant se proliférer et causant un bouchage ou une obstruction au niveau des condenseurs à eau de mer.

I.1.1.6. Production d'air comprimé

Les besoins du complexe en air instrument sont estimés à 4600 mètres cubes d'air, cet air est fourni par cinq compresseurs centrifuges avec une pression de refoulement de 10 bars stocké au niveau des ballons récepteurs. L'air instrument subit au préalable un séchage et ce pour éviter une corrosion ou une dégradation des organes d'instrumentation.

I.1.2. Zone process

Le complexe GL 1/Z liquéfie le gaz naturel suivant le procédé **APCI** (air Product and chemical incorporating) à refroidissement **propane, CR** (mixte component réfrigérant). Chaque train de liquéfaction est composé de huit sections à savoir :

- ✓ La section de décarbonatation (élimination du CO₂).
- ✓ La section de Déshydratation (élimination de H₂O) ;
- ✓ La section de démercurisation (élimination de Hg) ;
- ✓ Le pré-refroidissement ;
- ✓ La section séparation et tour de lavage ;
- ✓ La section de fractionnement ;
- ✓ La section de refroidissement au propane ;
- ✓ Le circuit de réfrigérant mixte ;
- ✓ La section de liquéfaction ;
- ✓ La section de stockage.

Avant d'entamer la description du procédé de liquéfaction, il est utile de connaître la composition du gaz naturel selon le tableau suivant ;

Tableau I.1 : Composition chimique du gaz naturel.

Composant	Nomenclature	% molaire en moyenne
N ₂	Azote	5,80
He	Helium	0,19
CO ₂	Dioxyde de carbone	0,21
C ₁	Méthane	83,00
C ₂	Ethane	7,10
C ₃	Propane	2,25
iC ₄	Isobutane	0,40
nC ₄	Butane	0,40
iC ₅	Isopentane	0,12
nC ₅	Pentane	0,15
C ₆₊	Les essences	0,18
Total		100,00

* le mercure est présent dans le gaz naturel mais avec des quantités de l'ordre de nanogrammes par Nm³.

I.1.2.1. Section de décarbonatation

La colonne F502 est divisée en trois parties, la partie basse où se fait l'épuration et la partie du milieu constituée de 25 plateaux pour l'adsorption du CO₂ et la partie du haut constituée de O₂ plateaux pour le lavage du gaz. Le gaz d'alimentation entre dans la partie inférieure de la colonne F502, où les hydrocarbures lourds sont éliminés par décantation. Le gaz est ensuite chauffé et rencontre à contre-courant une solution aqueuse de monoéthanolamine (à 15 % MEA) introduite dans la colonne par le haut. L'adsorption se fait à 38 °C et 42 bars suivant la réaction : La MEA chargée de CO₂, subit un cycle de désorption dans la colonne F501 sous 1,7 bars à 116 °C pour être réutilisée. Le gaz d'alimentation avec une teneur en CO₂ inférieure à 90 ppm est envoyé vers la section de déshydratation [2].

I.1.2.2. Sections de séchage

Un pré-refroidissement dans un échangeur propane E 521 jusqu'à 21°C permet de condenser une grande partie de l'eau contenue dans le gaz, cette eau est retenue après passage dans le séparateur G787. Le gaz chargé d'humidité passe à travers un sécheur à tamis moléculaire R-310 ou R-311 et sort avec une concentration en H₂O de 2 ppm. Le gaz déshydraté est ensuite filtré dans les filtres P312 A et B pour éliminer les particules entraînées.

I.1.2.3. Section de démercurisation

La dernière étape du traitement est l'élimination du mercure dans le démercuriseur R-312. Le gaz de procédé passe à travers des charbons actifs imprégnés de soufre, et passe ensuite par les filtres P13 A et B, le GNT avec une teneur inférieure à 10 ng/Nm³ de mercure est envoyé vers la section de refroidissement.

I.1.2.4. Boucle MCR

La boucle MCR comprend deux étages de compression, un refroidissement à l'eau de mer après chaque refoulement et une séparation avant chaque aspiration. Les vapeurs MCR sont aspirées par le compresseur BP K 120 et refroidies jusqu'à 38 °C dans l'échangeur à eau de mer E511 pour être ensuite séparées dans le ballon séparateur BP G789. Le compresseur HP K121 aspire les vapeurs du G789 et refoule vers l'échangeur à eau de mer E512 où sa température de sortie est 32 °C. Après ce refroidissement le MCR est amené à sa température de rosée – 37 °C à la sortie de deux batteries d'échangeurs propane E525 A&B, E526 A&B. Le MCR partiellement liquéfié est séparé dans le ballon HP G789 pour alimenter le E520, E540 et le E722.

Tableau I.2 : Composition chimique du réfrigérant Multi-Composé MCR.

Composant du MCR	Pourcentage du composant (%)
Azote	3
Méthane	40
Ethane	54
Propane	3

I.1.2.5. Boucles propane

La boucle propane comprend trois étages de compression, le propane est refoulé par le troisième étage du compresseur K110, refroidi dans un échangeur à eau de mer E513 jusqu'à 43 °C. Condensé dans le E514 A&B (EDM) à 37 °C. Il est enfin accumulé dans le ballon G786. L'accumulateur alimente le ballon séparateur HP 791 et l'échangeur propane E 521.

Le propane liquide HP subit des détente successives dans trois ballons de séparation G791, G790, et G785 respectivement haute, moyenne et basse pression. Les vapeurs obtenues après chaque flash sont aspirées par le corps du compresseur, à la pression correspondante. Le propane moyenne pression alimente le condenseur de tête de la tour de lavage E523, le premier échangeur E522 et les E525 A et B.

I.1.2.6. Section de refroidissement

Le GNT passe à travers deux échangeurs propane E522 et E524 moyenne et basse pression puis il est envoyé vers la tour de lavage à – 26 °C.

I.1.2.7. Section séparation

Le GNT refroidi est flashé dans la tour de lavage F711 au niveau du 9^{ème} plateau, la phase vapeur riche en méthane, éthane est envoyée vers le séparateur G740 pour l'extraction du GPL, après passage dans l'échangeur MCR E540. La phase lourde constituée essentiellement de GPL est recueillie au fond du séparateur pour assurer le reflux de la tour de lavage. La phase légère quitte le séparateur par le haut et va vers la section de liquéfaction.

I.1.2.8. Section fractionnement

Le liquide recueilli au fond de la tour de lavage passe dans l'unité de fractionnement où il est détendu successivement pour produire du C₁, C₂, C₃, C₄. Le liquide restant dans la colonne de débutaniseur est envoyé vers le ballon de stockage de gazoline. Les C₂, C₃, C₄ liquides sont accumulés dans le ballon pour assurer l'appoint du réfrigérant MCR, l'alimentation de la boucle propane et la réinjections PCS.

I.1.2.9. Section liquéfaction

L'élément principal de cette section est l'échangeur E520, de type bobine, conçu de façon à optimiser la surface d'échange évaluée à 140000 ft². L'échangeur cryogénique comprend six faisceaux de tubes qui accueillent le MCR vapeur, le MCR gaz et le GNT (deux faisceaux pour chaque fluide). La conception de E520 permet d'optimiser la quantité de frigories cédée par les réfrigérants pour s'auto-refroidir et assurer le refroidissement du GNT. En effet, l'effluent MCR liquide traverse la partie chaude de E520 pour être d'étendue à 40 bars et – 110 °C à ce niveau le GNT est refroidi jusqu'à – 120 °C.

Tandis que l'effluent MCR vapeur se condense dans la partie chaude et arrive à la limite de la partie froide pour subir une détente à la sortie, sa température est égale à – 158 °C. Le liquide obtenu après chaque détente est distribué sous forme de douche pour homogénéiser le transfert de chaleur. À la limite de la partie froide le GNT quitte le E520 à T = - 148 °C et subit une détente isenthalpique qui fait baisser sa température jusqu'à T = - 158 °C. Après une seconde détente dans le ballon déazoteur G783, le liquide est envoyé vers la conduite d'alimentation des bacs par deux pompes J1020 & J1030. Les vapeurs de flash riches en N₂, cédant leurs frigories dans l'échangeur E530 ou une quantité de GNT qui a by passe l'échangeur principal est liquéfiée par contact avec les vapeurs froides, pour être ensuite aspirées par le compresseur fuel gaz.

Tableau I.3 : Composition chimique du GNL.

Composant	% Molaire minimum	% Molaire maximum
N ₂	0,60	1,40
C ₁	84,00	92,50
C ₂	6,00	8,50
C ₃	2,20	3,00
IC ₄	0,30	0,50
C ₄	0,30	0,70
C ₅	0,00	0,02

Le tableau met en évidence les pourcentages molaires minimales et maximales de la composition du GNL, se situant entre les deux valeurs su citées

I.1.2.10. Stockage

Le GNL produit est stocké dans des bacs de stockage spécifiques sous 1,2 bars et – 161 °C, en attendant le transfert vers le méthanier.

CHAPITRE II

Le présent chapitre concerne les considérations générales de conception de procédé d'un système à amine, il traite en particulier la MEA

II.1. Concentration des solutions et paramètres connexes

Une solution très concentrée permet d'appliquer un débit de circulation réduit et des équipements de capacité plus faible. La consommation d'utilités augmente lorsque la concentration de la solution est plus faible. La fourchette de concentration normale de la MEA s'étend de 15 à 25 pour cent en poids ; il est préférable que la concentration se situe vers la partie inférieure de cette fourchette.

La charge en gaz acides et le taux de captage de gaz acides sont des paramètres connexes. La charge en gaz acides signifie le nombre de moles de gaz acides présents dans la solution par mole d'amine. Du point de vue de la corrosion, la charge en gaz acides de la solution riche constitue une variable importante.

Les charges suivantes sont typiques :

- ❖ 0,30 à 0,52 mol/mol pour la MEA riche.
- ❖ 0,12 mol/mol pour la MEA pauvre.
- ❖ La charge maximum ne doit pas dépasser 0,52 mole /mole

Le taux de captage des gaz acides désigne le nombre de moles de gaz acides captés par mole de MEA. Il s'agit tout simplement de la différence entre une charge riche et une charge pauvre.

Le taux de captage typique pour une solution de MEA est entre 0,18 et 0,40 mol/mol [3,4].

II.2. Epurateur d'entrée

Le récipient d'épuration doit être suffisamment grand pour permettre l'élimination de la totalité des matières solides et des liquides libres. Si l'épurateur est surchargé, les fluides en excédent seront entraînés dans l'unité. Cet entraînement peut provoquer les problèmes suivants :

- Les matières solides augmenteront le taux de corrosion et d'érosion, provoqueront le bouchage des colonnes et des échangeurs de chaleur et s'accumuleront aux points morts.
- L'eau libre risque de diluer la MEA.
- L'eau salée diluera la MEA et formera des dépôts sur les tubes du rebouilleur.
- Les hydrocarbures liquides favorisent le moussage dans l'absorbeur et la détente dans le rebouilleur. Des dépôts de coke risquent de se former sur les tubes du rebouilleur.

- Les sels et l'eau salée entraînés dans le gaz d'alimentation peuvent provoquer des fissures de corrosion sous contraintes dans les équipements en acier inoxydable situés en aval.

II.3. Température de contact

La température de contact constitue une variable importante, en général les températures élevées sont moins favorables du point de vue de l'équilibre. Aux basses températures, les conditions d'équilibre sont favorables, mais l'efficacité du transfert de masse est faible. Il est bien connu qu'une augmentation de la viscosité de la solution conduit à une réduction de l'efficacité des plateaux.

Généralement, afin de tenir compte en même temps des considérations d'équilibre et de transfert de masse, la température sélectionnée est d'environ 40 °C. Il n'est pas conseillé d'utiliser une température inférieure à 25 °C.

Lorsque le gaz d'alimentation contient des hydrocarbures lourds, la bonne pratique consiste à maintenir la température d'entrée des amines dans l'absorbeur à environ 5 °C au-dessus de la température du gaz d'alimentation. Ceci permet d'éviter ou au moins de minimiser la condensation d'hydrocarbures lourds.

II.4. Hauteur de la colonne d'absorption

La plupart des concepteurs emploient environ 25 plateaux réels pour les contacteurs à MEA, les calculs et observations indiquent que la plus grande partie de l'absorption des gaz acides a lieu dans le tiers inférieur de la colonne. Les deux tiers supérieurs du contacteur sont consacrés à l'obtention de la pureté définitive requise dans le gaz de tête

L'efficacité des plateaux est faible en raison de la viscosité relativement élevée. Les données indiquent que l'efficacité est de l'ordre de 15 à 25 %, ceci indique que le nombre d'étages d'équilibre est d'environ 4 à 6, il est souvent utile d'employer une valeur prudente de 0,15 %.

Les plateaux sont typiquement espacés de 0,60 m pour un diamètre de colonne compris entre 1,2 et 3 mètres.

II.5. Lavage à l'eau pour la récupération de la MEA

Le lavage à l'eau est principalement utilisé dans les systèmes MEA, surtout en présence de basses pressions de fonctionnement, car la pression de vapeur relativement élevée de la MEA risque de provoquer des pertes considérables par évaporation. Le nombre de plateaux utilisé pour le lavage à l'eau est de deux à cinq dans l'absorbeur et de quatre à six dans l'extracteur. L'extracteur demande un nombre supérieur de plateaux en raison de sa pression de fonctionnement inférieure et de sa température de fonctionnement supérieure par rapport à

l'absorbeur. Le lavage à l'eau permet également de récupérer une partie importante des amines qui seraient autrement perdues par entraînement [5].

II.6. Colonne d'extraction

La hauteur de la colonne et la charge thermique du rebouilleur constituent les principaux problèmes de conception.

II.6.1. Estimation de la charge thermique

La chaleur est fournie au rebouilleur par de la vapeur, les données suivantes sont nécessaires pour le calcul de la charge thermique :

- Capacité thermique de MEA ;
- Chaleur de réaction des gaz acides dans l'MEA ;
- Donnée d'enthalpie de la vapeur.

La vapeur d'extraction qui sort de la tête de la colonne est normalement condensée et retournée au fond de la colonne comme reflux. Ceci impose une charge thermique supplémentaire sous forme de chaleur sensible requise pour ramener le reflux à la température de la colonne.

Dans une colonne d'épuration à MEA, le reflux désigne généralement le rapport entre le nombre de moles de vapeur d'eau présentes dans le gaz qui sort de la colonne et le nombre de moles de gaz acide extraits dans la colonne. Pour la plupart des applications, un débit de vapeur de 120 kg/m³ de solution est adéquat lorsque de la MEA est utilisée.

II.6.2. Hauteur de la colonne d'extraction

Normalement, les colonnes de régénération de MEA dans les applications du type GNL contiennent environ 20 plateaux situés en dessous du point d'entrée pour l'extraction, plus deux à six plateaux au-dessus de ce point si un lavage à l'eau est prévu. Lorsque le seul gaz acide présent dans le gaz d'alimentation est le CO₂, une température de 118 à 124 °C est généralement requise au fond de la colonne afin d'obtenir de la MEA suffisamment pauvre.

L'efficacité des plateaux des extracteurs à MEA est généralement plus élevée que celui des absorbeurs correspondants, principalement en raison de la viscosité moins élevée de la solution à la température de l'extracteur. L'efficacité globale varie entre 35 et 50 %.

II.7. Echangeurs et rebouilleurs

L'échangeur à amines pauvres/riches est généralement un échangeur à tubes et à calandre. La corrosion et l'érosion sont les principales considérations pour la conception des échangeurs.

Les problèmes de corrosion dans les échangeurs de chaleur ont lieu principalement lorsque des gaz acides sont libérés. Ceci se produit généralement à l'extrémité chaude de l'échangeur à amines pauvres/riches, du côté des amines riches. Les problèmes de corrosion sont les plus graves lors de la libération de gaz acides en présence de températures élevées.

Il est donc préférable de ne pas réchauffer les amines riches à plus de 93 °C ; de préférence cette température ne dépassera pas 90 °C. Ceci établit l'approche de température de l'extrémité chaude de la batterie des échangeurs. À l'extrémité froide, une approche de température d'environ 15 à 25 °C est typique. Du point de vue de l'érosion, le débit dans les échangeurs doit être limité à une vitesse comprise entre 0,6 et 1 m/s.

Un séparateur de détente est souvent incorporé entre la sortie de l'absorbeur et l'entrée de l'échangeur à contre-courant du côté des amines riches. Dans le rebouilleur d'amines, le milieu préféré de réchauffage est la vapeur. Il faut toujours éviter des températures de peau élevées et un flux de chaleur important, car ces deux facteurs contribuent à la dégradation des amines. La température de vapeur se situe généralement entre 135 et 143 °C. les températures supérieures à 143 °C sont à éviter afin de rester dans les limites admissibles de température de peau.

Pour limiter la dégradation de la solution, la température maximum recommandée de la solution MEA dans le rebouilleur est de 127 °C, ceci malgré le fait que la MEA pure ne se décompose pas à moins d'être réchauffée à une température égale ou supérieure à 180 °C. Pour les rebouilleurs réchauffés à la vapeur, le flux de chaleur dans le rebouilleur doit être compris entre 28000 et 31000 W/m², dans les rebouilleurs chauffés à flamme directe, le flux doit être limité à un niveau compris entre 25000 et 28000 W/m².

II.8. Régénérateur – conception et fonctionnement

Le régénérateur joue un rôle important dans la prévention de la corrosion, de l'encrassement et du moussage. Il rétablit la capacité de l'amine en éliminant les impuretés à haute température d'ébullition et les impuretés non volatiles, ainsi que les matières solides en suspension. Le débit de circulation dans le régénérateur doit se situer dans la fourchette de 1 à 3 pour cent du débit de la solution totale. L'alimentation du régénérateur est arrêtée lorsque la température de la solution atteint 145 à 150 °C. La solution dans le ballon peut être diluée d'eau ou de vapeur à plusieurs reprises afin de récupérer la plus grande partie de MEA restante sans amener la température au-dessus de 150 °C.

II.9. Bilan en eau et appoint d'eau douce

Le bilan en eau du système à MEA doit être maintenu afin de maintenir la concentration de la solution au niveau désiré.

Les pertes d'eau ont principalement lieu en deux points du système [8-10-11] :

- ❖ La vapeur d'eau dans le courant de gaz acides sortant du séparateur de gaz acides ;
- ❖ La vapeur d'eau sortant de la tête de la colonne d'absorption avec le gaz traité.

Si le gaz d'alimentation vers l'absorbeur est à la même température que le gaz de tête de l'absorbeur et si le gaz d'alimentation est saturé d'eau, les pertes nettes dans l'absorbeur seront pratiquement nulles. Les besoins d'appoint pourront être estimés en effectuant le bilan du système dans les conditions réelles du procédé.

L'appoint sera assuré en permanence ou par intermittence, en fonction de la quantité d'eau douce requise. L'eau d'appoint est généralement introduite du côté basse pression du circuit d'amine, le plus souvent en aval de la pompe de retour de condensât acide (pompe de reflux de la colonne d'extraction).

Si la conception incorpore un système de lavage à l'eau pour la colonne d'absorption et ou la colonne d'extraction, il y aura également besoin de faire l'appoint de la section de lavage à l'eau. Dans ce cas, le condensât d'appoint doit évidemment être pompé à la pression de la colonne d'absorption. La qualité de l'eau d'appoint est importante. Seul du condensât de vapeur ou l'eau déminéralisée doit être utilisé [9-13].

II.10. Ballon de détente

Lors du traitement d'un courant de gaz naturel à haute pression, la bonne pratique consiste à incorporer un ballon de détente dans le courant d'amine riche, entre la colonne d'absorption et l'échangeur à contre-courant. Ceci minimise la détente d'hydrocarbures gazeux dans la solution pendant son passage dans l'échangeur [12,14,15]

Les solutions d'amine sont capables de dissoudre des volumes considérables d'hydrocarbures gazeux par absorption physique à haute pression ; ces gaz seront libérés de la solution au fur et à mesure de la montée en température.

CHAPITRE III

III.1. Généralité

Dans ce chapitre, nous allons procéder à des calculs pour déterminer les paramètres techniques des principaux équipements pour un fonctionnement optimum de la section de décarbonatation aux conditions de service données à savoir :

- ✓ Le débit de circulation ;
- ✓ La vérification du dimensionnement des équipements principaux ;
- ✓ Les besoins en chaleur (rebouilleur – condenseur de tête).

Il reste bien entendu que ces paramètres dépendent d'un certain nombre de facteurs tels que :

- Le volume du gaz à traiter ;
- La pression du gaz acide ;
- Le type d'amine utiliser
- La concentration de la solution d'amine

Afin d'établir ces calculs nous avons effectué un suivi sur les paramètres réels de fonctionnement de la section de décarbonatation dont les résultats sont regroupés dans les tableaux III.1 et III.2.

Tableau III.1 : Suivi des paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation

Train 200	Code	09-05-2026		10-05-2026		11-05-026		12-05-2026	
Pression GN (Bar)	PIC /04	42, 32	42,53	42,30	42,51	42,48	42,45	42,32	4,2 21
Débit MEA (kg/h)	FIC/ 29	32162	35713	30311	22923	29223	33847	32145	32453
Pression tété	PIC /07	0,62	0,65	0,66	0 ,67	0 ,67	0,65	0,63	0,63
TGN sortie(°C)	TI/01	48	49	48,74	48, 15	47, 99	48,74	49,11	47,8
TGE sortie (E506)(°C)	TI/25	46,52	47,13	46, 32	46, 31	48 ,43	47, 34	49,13	48,31
T _{MEA} sortie (E504) (°C)	TI / 03	46, 32	45,54	47,32	45, 32	47,54	47,32	46,43	45,32
T _{MEAr} sortie (F502)(°C)	TI / 14	44,31	43,34	46,54	43,23	45,56	43, 32	44,67	44 ,32
T _{MEA} entrée (F501) (°C)	TI / 15	82,51	86,81	82,3	82,51	85,52	83,23	82,32	83,21
T _{tête} (F(501) (°C)	TI / 06	109, 3	109,3	109 ,3	107 ,9	107,4	107,4	109,5	109,4
T _{MEAsortie} (E503) (°C)	TI / 08	64,32	63,43	67,5	63,32	67,54	64,32	68,72	67,32
Niveau MEA fort (F502)(%)	LIC/121	54	53	56	54	53	52	57	58
Niveau MEA fort (F501)(%)	LIC/113	83	82	84	83	82	85	92	90
T _{MEAsortie} (E501) (°C)	TI / 07	62,3	60,2	60,25	58,22	61,25	62,3	60,2	60,25
T _{font} (F501) (°C)	TI / 08	113	112, 3	113 ,4	112,32	113,32	113, 32	112,21	113,21
% MEA _I	/	14	13,50	13,25	12,25	13,75	12, 32	13	14
%MEAr	/	14	13,50	13,25	12,25	13,75	12,32	13	14
%CO ₂ (MEA _I)	/	1,09	1,14	1,12	0,95	0,87	0,78	1,01	1,09
%CO ₂ (MEAr)	/	5,65	5,8	5,73	5,12	5,46	5,12	4,97	6,05
CO ₂ / MEA _L	/	0,11	0,12	0,12	0,11	0,09	0,09	0,11	0,11
CO ₂ / MEA _r	/	0,57	0,61	0,61	0,59	0,56	0,59	0,54	0,61

Tableau III.1 : Suivi des paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation (suite).

Train 200	Code	13-05-2026		14-05-2026		15-05-2026	
Pression GN (Bar)	PIC /04	42,20	42,23	42,32	42,21	42, 32	42,30
Débit MEA (Kg/h)	FIC/ 29	31223	34532	33214	249070	34652	32412
Pression tête (bar)	PIC /07	0,63	0 ,63	0,65	0,63	0,65	0,63
TGN sortie(°C)	TI/01	47,87	48,89	48,79	48,54	47,11	48,54
T _{GESortie} (E506) (°C)	TI/25	47,32	46,32	47,13	46,32	48,32	47,45
T _{MEASortie} (E504) (°C)	TI / 03	46, 43	47,32	47,23	47,54	46,43	45,34
T _{MEAr} sortie (F502) (°C)	TI / 14	45,56	46,54	46,56	46,35	44,54	43,56
T _{MEA} entrée (F501)	TI / 15	85,65	84,43	82,34	83,12	83, 34	82,45
T tête (F(501) (°C)	TI / 06	109,5	107,7	109,5	109,7	107,6	109,8
T _{MEASortie} (E503) (°C)	TI / 08	65,32	68,5	67,32	68,8	65,23	65,34
Niveau MEA fort (F502)(%)	LIC/121	54	58	59	60	58	60
Niveau MEA fort (F501) (%)	LIC/113	83	84	87	90	90	87
T _{MEASortie} (E501) (°C)	TI / 07	62,3	60,2	60,25	58,22	62,3	60,2
T _{font} (F501) (°C)	TI / 08	112,21	113,11	112,1	112,32	113,32	113,12
% MEA _I	/	13	14	13,5	14,5	14	13
%MEAr	/	13	14	13,5	14,5	14	13
%CO ₂ (MEA _I)	/	1,10	0,99	1,14	1,2	1,19	0,92
%CO ₂ (MEAr)	/	5,62	6,15	5,75	6,17	6,15	5,62
CO ₂ / MEA _L	/	0,12	0,10	0,12	0,12	0,12	0,10
CO ₂ / MEA _r	/	0,61	0,62	0,60	0,60	0,62	0, 61

II.2. Calcul sur l'absorbeur

➤ *Les donnees*

- ❖ $G_{GN} = 253400 \text{ Nm}^3/\text{h}$.
- ❖ $T_{e(GN)} = 46,8 \text{ }^\circ\text{C}$.
- ❖ $T_{s(GN)} = 47,18 \text{ }^\circ\text{C}$.
- ❖ %CO₂ = 0,18 %.
- ❖ Le rapport molaire (CO₂/ MEA)_{riche} = 0,57.
- ❖ Le rapport molaire (CO₂/MEA)_{pauvre} = 0,12.

III.2.2. Les caractéristiques du gaz naturel

Tableau III.3 : La composition du Gaz naturel

Constituants	Composition moyenne molaire X_i (%)	Poids moléculaire M_i	$M_i X_i$	V_i	$V_i X_i$
H _e	0,18	4	0,72	22,4	4,032
N ₂	5,65	28	1,582	22,4	1,2656
C ₁	83,13	16	13,28	22,88	18,60
C ₂	7,72	30	2,316	22,17	1,745
C ₃	2,11	44	0,9284	22,84	0,4608
CO ₂	0,18	44	0,0792	22,26	0,0400
IC ₄	0,31	44	0,1364	22,78	0,06758
NC ₄	0,49	58	0,2842	22,50	0,10535
IC ₅	0,11	72	0,0792	21,03	2,3133
NC ₅	0,12	72	0,0864	20,86	0,050

1- Le volume molaire moyen

$$V_{\text{moy}} = \sum V_i X_i = 22,34 \text{ Nm}^3/\text{kmol}.$$

2- La masse moléculaire moyenne de la charge de GN :

$$M_{\text{moy}} = \sum M_i X_i = 18,80 \text{ kg/kmol}.$$

III.2.2.1. Calculs du débit de circulation

D'après le bilan de matière de CO₂ :

$$G y_e(\text{CO}_2) + L X_s(\text{CO}_2) = G y_s(\text{CO}_2) + L X_e(\text{CO}_2) \dots \dots \dots (\text{Eq 1}).$$

L : débit de la circulation de MEA.

G : débit de gaz.

$y_e(\text{CO}_2)$: fraction molaire de CO₂ à l'entrée de GN.

$y_s(\text{CO}_2)$: fraction molaire de CO₂ à la sortie de GN.

$X_e(\text{CO}_2)$: fraction molaire de CO₂ à l'entrée dans la MEA.

$X_s(\text{CO}_2)$: fraction molaire de CO₂ à la sortie dans la MEA.

➤ **Le débit de CO₂ absorbé :**

$$G(\text{CO}_2) = G \times (y(\text{CO}_2) - y(\text{CO}_2)) / VG$$

G (CO₂) = Débit du CO₂ dans le gage d'alimentation (kmol/h)

VG = volume molaire du mélange GN en (Nm³/kmol).

$$G(\text{CO}_2) = 253400 (0,0018 - 19 \times 10^{-6}) / 22,34.$$

$$G(\text{CO}_2) = 20,4 \text{ kmol/h.}$$

➤ **Débit de MEA en circulation :**

$$L = \frac{G \times (y_e(\text{CO}_2) - y_s(\text{CO}_2)) \times M}{(X_s - X_e) \times VG \times C}$$

$$L = \frac{253400 \times (0,0018 - 19,6 \cdot 10^{-6}) \times 61.5}{(50,57 - 0,12) \times 22,34 \times 0,15}$$

$L = 18582,69 \text{ kg/h}$

III.2.2.2. Bilan thermique

➤ **La chaleur de réaction :**

La réaction de la MEA avec le CO_2 est exothermique et la quantité de chaleur dégagée et la chaleur de réaction égale :

$$Q_s = 825 \text{ Btu/L} = 1920 \text{ kJ/kgCO}_2$$

➤ **La chaleur totale dégagée :**

$$\Delta H_r = G \times M(\text{CO}_2) \times Q_s \dots \dots \dots (\text{Eq2}).$$

$$\Delta H_r = 44 \times 1920 \times 20,4$$

$$\Delta H_r = 1723392 \text{ kJ/h.}$$

➤ **La chaleur absorbée par le solvant :**

C'est la chaleur générée par la réaction – la chaleur absorbée par le gaz).

➤ **La chaleur absorbée par le gaz [6] :**

$$\Delta H_{\text{gaz}} = a(T_2 - T_1) + \frac{b}{2}(T_2^2 - T_1^2) + \frac{c}{3}(T_2^3 - T_1^3) + \frac{d}{4}(T_2^4 - T_1^4) \dots \dots (\text{Eq3}).$$

$$a = 8,2.$$

$$b = 1,307 \times 10^{-2}.$$

$$c = 0,0875 \times 10^{-5}.$$

$$d = -2,63 \times 10^{-9}.$$

$$\Delta H_{\text{gaz}} = 8,20(48 - 46,8) + \frac{1,307 \times 10^{-2}}{2}(48^2 - 46,8^2) + \frac{0,0875 \times 10^{-5}}{3}(48^3 - 46,8^3) + \frac{2,63 \times 10^{-9}}{4}(48^4 - 46,8^4)$$

$$\Delta H_{\text{gaz}} = 10,59 \text{ cal/g mol.}$$

$$97,33 \text{ cal/g mol} \longrightarrow 23088 \text{ (Btu/min).}$$

$$10,59 \text{ cal/g mol} \longrightarrow \Delta H_{\text{gaz}} \text{ (Btu/min).}$$

$$\Delta H_{\text{gaz}} = 2512,09 \text{ Btu/min.}$$

$$\Delta H_{\text{gaz}} = 2512,09 \times 1,055 \Rightarrow \Delta H_{\text{gaz}} = 2650,25 \text{ kJ/min.}$$

$$\Delta H_{\text{gaz}} = 2650,25 \text{ kJ/min.}$$

$$\Delta H_{\text{gaz}} = 44,17 \text{ kJ/h.}$$

III.2.2.3. Calcul de la température de sortie de MEA

$$\Delta H_s = \Delta H_r - \Delta H_{\text{gaz}} \dots (\text{Eq4}).$$

$$\Delta H_s = 1723392 - 10,59.$$

$$\Delta H_s = 1723381,41 \text{ kJ/h.}$$

$$\Delta H_s = m C_p \times \Delta T \dots (\text{Eq5}).$$

$$T_s = \frac{\Delta H_s}{m_e c_p} + T_c$$

$$\Rightarrow T_s = \frac{\Delta H_s}{m_e c_p} + T_c$$

$$T_s = \frac{1723381,41}{18582,69 \times 4} + 47.$$

$$T_s = 70,17 \text{ } ^\circ\text{C}$$

III.2.4. Détermination du diamètre de la colonne

En ce qui concerne le diamètre de l'absorbeur nous le calculerons selon la méthodologie suivante :

Le diamètre est tiré de l'équation de la surface d'un cylindre :

$$S = \pi / 4 \times D^2 \Rightarrow D = \sqrt{4 \times \frac{S}{\pi}}$$

Avec :

D : diamètre de la colonne.

S : la section droite de l'absorbeur. $S = G / U_{\max}$

$U_{\max}$: la vitesse maximale des vapeurs admissibles.

G : débit de gaz en (Nm³/s).

Pour déterminer la vitesse maximale des vapeurs admissible on utilise l'équation (Brown-Soudes) [7].

$$U_{\max} = K_r \times \sqrt{(Q_L - Q_G) / Q_G}.$$

Avec : K_r facteur de Brown déterminé en fonction de l'espacement entre les plateaux.

$K_r = 0,07$ pour un espacement de 30 pouces (76,2 cm).

ρ_1 : la masse volumique de solution en (kg/m³).

ρ_G : la masse volumique du gaz en (kg/m³).

ρ_L : 998,9 (kg/m³).

Détermination de ρ_G : dans les conditions de service, la calcul de ρ_{Gse} fait par la détermination du facteur de compressibilité (Z) en utilisant la pression et la température critiques pondérées au pseudo-critique. Pour ce faire, nous faisons appel à T_{ci} : température critique de la constituante en K.

T'_{ci} : Température critique pondérée du constituant en (K).

P_{ci} : Pression critique du constituant en (atm).

P'_{ci} : Pression critique du pondéré de la constituante.

P_{cm} : Pression pseudo-critique du mélange en (atm).

T_{cm} : Température pseudo-critique du mélange (K).

$T'_{ci} = X_i \cdot T_{ci}$ (tel que le X_i : titre molaire du constituant i).

$$:\Sigma \quad . \quad = \quad .$$

Tableau III.2 : Propriétés critiques du gaz naturel.

Composants	X _i	M _i (g/mole)	T _{ci} en K	P _{ci} (atm)	T' _{ci} (K)	P' _{ci} (atm)
N ₂ +H _e	0,0571	32	126,4	33,35	7,217	1,914
C ₁	0,8373	16	190,7	45,8	159,673	38,348
C ₂	0,076	30	370,4	48,2	23,210	3,663
C ₃	0,0187	44	370 ,0	42,01	6,919	0,785
IC ₄	0,0026	58	408,1	36	1,061	0,093
IC ₅	0,0008	72	461,0	23,9	0,368	0,026
NC ₄	0,004	58	425,2	37,47	1,700	0,149
NC ₅	0,0009	72	469,8	33,31	0,422	0,029
C ₆ ⁺	,00004	86	507,9	29,92	0,203	0,011
CO ₂	0,0022	44	304,0	72,85	0,668	0,160
Total	1	-	-	-	201,441	45,178

Donc $T_{cm} = \sum T'_{ci} = 201,441 \text{ K}$ et $P_{cm} = \sum P'_{ci} = 45,178 \text{ atm}$.

- Les relations suivantes nous donnent la température et la pression réduit :

$$T_r = T/T_{cm}$$

$$T_r = 324,2/201,441$$

$$T_r = 1,609$$

$$P_r = P/P_{cm}$$

$$P_r = 41,45/45,178$$

$$P_r = 0,917$$

Ou T et P sont respectivement la température et la pression opératoire :

$$T_r = T/T_{cm} = 1,58$$

$$P_r = P/P_{cm} = 0,93$$

À partir de l'annexe $\Rightarrow Z=0,92$.

D'après l'équation des gaz réels :

$$PV = n_zRT$$

$$\rho_G = (PM)/(zRT)$$

(P : pression de service = 42,47).

M : masse moléculaire moyenne : 18,80 kg/kmol.

R : constant des gaz parfaits : 0,0831 bar m³/kmol K.

T : température en K.

$$\rho_G = (42,47 \times 18,80) / (0,92 \times 0,0831 \times 319).$$

$$\rho_G = 32,74 \text{ kg/m}^3$$

$$U_{\max} = 0,07 \times \sqrt{(998,9 - 32,74 \text{ Kg/cm}^3)} \Rightarrow U_{\max} = 0,38 \text{ m/s}$$

➤ **Calcul de G aux conditions opératoires :**

P₁ et T₁ : condition normale = P₁ = 1 atm ; T₁ = 273K.

G₂ = P₁G₁T₂Z/ P₂T₁ en (cm³/s) ; G₁ = 253400 Nm³/h.

$$T_2 = 319K.$$

$$P_2 = 42,45$$

$$G_2 = 319 \times 0,92 \times G_1 / 42,45 \times 273 \times 3600.$$

$$G_2 = 7,034 \times 10^{-6} \times G_1 \times \text{m}^3/\text{s}.$$

$$\begin{aligned} \Delta &= \sqrt{4 * \frac{S}{\pi}} \Rightarrow \Delta = \sqrt{4 * \frac{G_1}{\pi \cdot U_{\max}}} \\ &= \sqrt{4G_2 * \frac{G_2}{\pi \cdot U_{\max}}} \end{aligned}$$

$$\Delta = \sqrt{4,7,034 \cdot 10^{-6} * G_1 / 3,14 \cdot 0,38}$$

$$\Delta = 4,8 \cdot 10^{-3} \cdot \sqrt{G_1}$$

$$\Delta = 2,41 \text{ m}$$

Remarque : le diamètre de la colonne d'absorption est de 2,743 m, les calculs ont révélé une valeur satisfaisante.

III.3. Calculs sur le régénérateur

➤ **La chaleur fournie au régénérateur (Q_T) :**

C'est la chaleur requise dans le régénérateur pour épurer la solution de MEA riche en CO_2 .

Elle couvre pond à la somme des trois chaleurs :

$$Q_T = Q_1 + Q_2 + Q_3$$

Q_1 : la chaleur sensible ;

Q_2 : la chaleur de désorption ;

Q_3 : la chaleur de vaporisation.

➤ **La chaleur sensible :**

La chaleur nécessaire pour amener la solution de la température d'entrée de 93 °C à la température de sortie 118 °C

$$Q_1 = L_{\text{MEA}} \times C_p \times \Delta T.$$

$$Q_1 = 18582,69 \times 4 (118-93)$$

$$Q_1 = 1,86 \cdot 10^6 \text{ kJ/h}$$

➤ **La chaleur de désorption :**

La chaleur nécessaire qu'il faut fournir pour la solution de MEA riche pour extraire le CO_2 égale la chaleur dégagée au cours de la réaction.

$$Q_2 = G (\text{CO}_2) \times M (\text{CO}_2) \times Q; Q = 825 \text{ BTU/livre}$$

$$Q = 1920 \text{ kJ/kg.}$$

$$Q_2 = 20,06 \times 44 \times 1920 \Rightarrow Q_2 = 1,6 \times 10^6 \text{ kJ/h.}$$

➤ **La chaleur de vaporisation :**

$$Q_3 = G (\text{CO}_2) \times M (\text{CO}_2) \times R F \times \Delta H_R$$

$$\Delta H_R = H_V - H$$

H_V : enthalpie de la vapeur en tête de la colonne (109 °C) ;

H_C : enthalpie de liquide de fond de la colonne (113 °C).

H_V : 2620 kJ/kg ; H_C = 480 kJ/kg ; $R=5$

$$Q_3 = 20,4 \times 44 \times 5 \times (2620 - 480) ; Q_3 = 9,6 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

- la quantité de chaleur total fournie égale : $Q_T = 13,5 \times 10^6 \text{ kJ/h}$

➤ **Calcul de débit d'eau dans le régénérateur :**

- Le débit d'eau dans le ballon séparateur du gaz acide :

$$G_T = G(\text{CO}_2) + G(\text{H}_2\text{O})$$

G_T = débit total des vapeurs de la tête de ballon séparateur (kg/h).

$G(\text{CO}_2)$: débit de CO_2 (kg/h).

$G(\text{H}_2\text{O})$: débit de H_2O (kg/h).

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = G_T Y_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = (G_{\text{CO}_2} + G_{\text{H}_2\text{O}}) Y_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = G_{\text{CO}_2} Y_{\text{H}_2\text{O}} + G_{\text{H}_2\text{O}} Y_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}} (1 - Y_{\text{H}_2\text{O}}) = G_{\text{CO}_2} Y_{\text{H}_2\text{O}}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{G_{\text{CO}_2} \times Y_{\text{H}_2\text{O}}}{1 - Y_{\text{H}_2\text{O}}}$$

$$P_{\text{H}_2\text{O}} = P_T Y_{\text{H}_2\text{O}} \dots 1$$

= $P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}} Y_{\text{H}_2\text{O}}$ (dans le pleure liquide on néglige la solubilité de CO_2 dans l'eau).

$$Y_{\text{H}_2\text{O}} + X_{\text{CO}_2} = 1; (X_{\text{CO}_2} = 0).$$

Par conséquent $P_{\text{H}_2\text{O}} = P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}}$

$$P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}} = P_T Y_{\text{H}_2\text{O}} \dots 2$$

$$Y_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}}}{P_T} = 0,18 \text{ remplace 2 dans 1:}$$

G_{CO_2} : débit de CO_2 (kg/h).

$P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}}$: pression de vapeur d'eau saturante.

$$P^{\circ}_{\text{H}_2\text{O}} = 0,121 \text{ atm (annexe).}$$

P_T = la pression totale

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{20,4 \times 0,121}{0,27 - 0,121}$$

$$G_{\text{H}_2\text{O}} = 16,56 \text{ kmol/h}$$

- Le débit d'eau qui retourne à la colonne de régénération :

$$L_R(\text{H}_2\text{O}) = L_S - G_{\text{H}_2\text{O}}.$$

$L_R(H_2O)$: débit d'eau qui retourne à la colonne de génération.

L_S : débit de vapeur de la tête du régénérateur (kg/h).

G_{H_2O} : débit d'eau sortant du ballon séparateur du gaz acide (kg/h).

$$L_S = \frac{Q_3}{\Delta H_R}$$

Q_3 : Chaleur de vaporisation de l'eau.

ΔH_R : différence d'enthalpie en (kg/h).

$$L_S(H_2O) = \frac{9,6 \times 10^6}{(2620 - 480)}$$

$$L_S = 3664,12 \text{ Kmol/h.}$$

$$L_R(H_2O) = L_S - G_{H_2O}.$$

$$L_R = 3664,4 - 16,56$$

$$L_R = 3647,84 \text{ k mol/h}$$

- *Les pertes totales de l'eau*

$$Q_{\text{pert}} = G_{H_2O} + Q_{1 \text{ H}_2\text{O}}.$$

$$Q_{\text{pert}} = 16,06 + 413 \text{ kg/h}$$

$$Q_{\text{pert}} = 429,06 \text{ kg/h}$$

Q_{pret} : perte d'eau au niveau du ballon séparateur du gaz acide (kg/h).

III.4. Calcul sur les échangeurs de la section MEA

III.4.1. Bilan thermique sur l'échangeur MEA / MEA pauvre (E503 A/B)

Le calcul du flux de chaleur se fait selon l'équation d'échange de chaleur suivant [8] :

$$Q_e = L_r \times C_{Pr} \times (T_2 - T_1) = L_P \times C_P \times (T_2 - T_1).$$

Avec : L_r : débit massique de MEA riche (kg/h).

L_P : débit massique de MEA pauvre (kg/h).

C_{Pr} , C_P : chaleur spécifique de la MEA riche et de la MEA pauvre (kg/h °C).

T_1 et T_2 : les températures d'entrée de la MEA riche et pauvre (°C).

$L_P = L_r = L$ c'est le débit de circulation (kg/h).

1- Les données de l'échangeur de MEA :

$$T_1 = 68 \text{ °C.}$$

$$T_2 = 83 \text{ °C.}$$

$$C_{Pr} = C_{Pp} = 4 \text{ (kg/h °C).}$$

$$L = 18582,69$$

$$Q_2 = 4 \times (83 - 47,99)$$

$$Q_2 = 18582,69 \times 4 \times (83 - 68).$$

$$Q_2 = 1,1 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

Remarque :

Les échangeurs installés présentent, du point de vue de leur conception, une capacité d'échange thermique de $3,330 \times 10^6$ kcal/h, supérieure à la valeur calculée. Cela indique que la température du MEA riche n'affecte pas significativement les performances ni l'efficacité des échangeurs.

III.4.2. Calcul de la température de sortie de la MEA pauvre du changeur (E 503A/B)

$$Q_e = L_P C_{PP} (T_2 - T_1)$$

$$T_2 = T_1 - \frac{Q_e}{L_P C_{PP}}$$

$$T_2 = 113 - \frac{1,1 \times 10^6}{18582,69 \times 4}$$

$$T_2 = 98 \text{ }^\circ\text{C}$$

III.4.3. Bilan thermique sur le rebouilleur de la MEA (E502)

Q_T = Chaleur fournie pour la régénération

$$.Q_T = 13,510^6 \text{ kJ}$$

III.4.4. Bilan thermique sur le condenseur (E501)

La quantité de chaleur échangée dans le condenseur est calculée selon la relation suivante :

$$Q_c = L_s \times (H_v + C_{Pm} \times (T_1 - T_2))$$

L_s : débit de vapeur sortant en tête du régénérateur (kg/h)

$$L_s = 3664,4 \text{ kmol/h}$$

C_{pm} : capacité calorifique du mélange (kJ/kg °C)

$$C_{Pm} = Y_{CO_2} C_{PCO_2} + Y_{H_2O} C_{PH_2O}$$

C_{PCO_2} et C_{PH_2O} : Capacité calorifique $\forall$ CO_2 et H_2O

$$Y_{CO_2} = 1 - Y_{H_2O}$$

$$\Rightarrow Y_{CO_2} = 1 - 0,08$$

$$\Rightarrow Y_{CO_2} = 0,92$$

$$C_{PCO_2} = 0,87 \frac{kJ}{kg} ^\circ C; C_{PH_2O} = 1,88 \frac{kJ}{kg} ^\circ C$$

T₁ : température d'entrée dans le condenseur T₁ = 109,4 °C

T₂ : température de sortie du condenseur ; T₂ = 62,2 °C.

$$C_{pm} = (0,92 \cdot 0,87 + 0,08 \cdot 1,88) \Rightarrow C_{pm} = 0,95 \text{ kJ/kg } ^\circ C$$

$$Q_c = 3664,4 \times (2620 + 0,95 \times (109,4 - 62,2))$$

$$Q_c = 9,7 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

III.4.5. Bilan thermique sur le refroidisseur

$$Q_r = L_p C_{P(MEA)}(T_1 - T_2)$$

Température d'entrée T₁ = 78 °C

Température sortie T₂ = 47,05 °C

$$Q_r = 18582,69 \times 4 \times (78 - 47,05)$$

$$Q_r = 2,3 \times 10^6 \text{ kJ/h}$$

III.5. Calcul du débit d'eau dans l'absorbeur

III.5.1 La quantité d'eau nécessaire pour la saturation du gaz naturel (GN)

1- La température dans l'absorbeur : T = 46,8 °C = 108,8 °F

2- La pression dans l'absorbeur P = 42,45 ; b = 610,95 PSI.

D'après l'annexe, w = 98 Lb (d'eau/MMscf /Day)

$$Q_{1H_2O} = W \cdot GGN ; G_{GN} = 253400 \text{ Nm}^3/\text{hn}$$

$$G_{GN} = 227,40261 (\text{MMscf/Day})$$

$$Q_{1H_2O} = 22248,55 \text{ Lbn /Day}$$

$$Q_{1H_2O} = 413 \text{ kg/h}$$

III.5.2. La quantité d'eau contenu dans le gaz naturel

$$Q_{H_2O} = G_{GN} \left(\frac{M_{moy GN}}{V_{moy GN}} \right)$$

Y_{H_2O} = fraction de H₂O dans le change de GN égale de 50 ppm.

G_{GN} débit du GN en (Nm³/h).

M_{moy} : Masse molaire moyenne du GN (Nm^3/h).

V_{moy} : volume molaire moyenne du GN (Nm^3/h).

$$Q_{H_2O} = 253400 \times 50 \times 10^{-6} \times (18,80/22,34)$$

$$Q_{H_2O} = 10,66 \text{ kg/h}$$

III.5.3 Les pertes d'eau dans l'absorbeur

$$Q_{H_2O} = Q_{1H_2O} - Q_2 \Rightarrow Q_{H_2O} = 402,40 \text{ kg/h}$$

III.6. Estimation des pertes de la solution MEA

Les pertes de la solution MEA sont dues à des entraînement par vaporisation et pure dégradation arisai qu'aux finîtes mica niques. Ces pertes varient selon le concept campé. Tu suggères les valeurs de son singe suivantes.

Tableau III.3 : Estimation du type de pertes.

Type de pertes	Estimation
Entraînement	En Lb/Jour = $0,18 \times G_{\text{GN}}$ (MMSccFD)
Vaporisation	En Lb/Jour = $1,00 \times G_{\text{GN}}$ (MMSccFD)
Dégradation	En Lb/Jour = $210 \times G_{\text{GN}}$ (MMSccFD)

* Les valeurs de consigne

- **Les calculs des pertes :**

✓ Perte par entraînement :

- $P_e = 018 - 249070/1116.3 = 40,16 \text{ Lb/ jour.}$

$$P_e = 0,75 \text{ kg /h.}$$

✓ Perte par vaporisation :

- $P_r = 1,00 \times 223,12 \Rightarrow P_r = 4,20 \text{ kg/h.}$

✓ Perte par dégradation :

- $P_d = 210 \times 22,3 \times 12 \times (0,018 - 1,9 \times 10^{-6}).$

$$P_d = 84,25 \text{ Lb / jour} \Rightarrow P_d = 1,6 \text{ Lb/jour}$$

$$P_T = P_v + P_d + P_e$$

$$P_T = 4,20 + 1,6 + 0,75 \Rightarrow P_T = 6,5 \text{ Lb/jour}$$

Remarque :

Les pertes de la solution de MEA à 15% sont de 156 kg/Jour, ce qui équivaut à 10,4 kg/jour de MEA pour un fut pèse 200 kg. Ce qui nous incite à utiliser un fut tous les 20 jours.

Afin d'analyser le comportement du débit de circulation de la solution MEA au sein de la section de décarbonatation du complexe GL1Z, une étude paramétrique a été réalisée. Les tableaux et graphiques présentés ci-dessous illustrent l'évolution du débit de la MEA en circulation en fonction du taux de production (60 % à 120 %), pour différentes concentrations massiques de MEA (10 %, 12 %, 15 %, 17 % et 20 %) et pour différentes teneurs en CO₂ dans le gaz naturel (0,18 % à 0,30 %). Cette étude permet d'identifier les conditions limites d'exploitation, notamment vis-à-vis de la capacité maximale de la pompe de circulation (62 000 kg/h), et de déterminer la concentration optimale de la solution MEA recommandée par le constructeur.

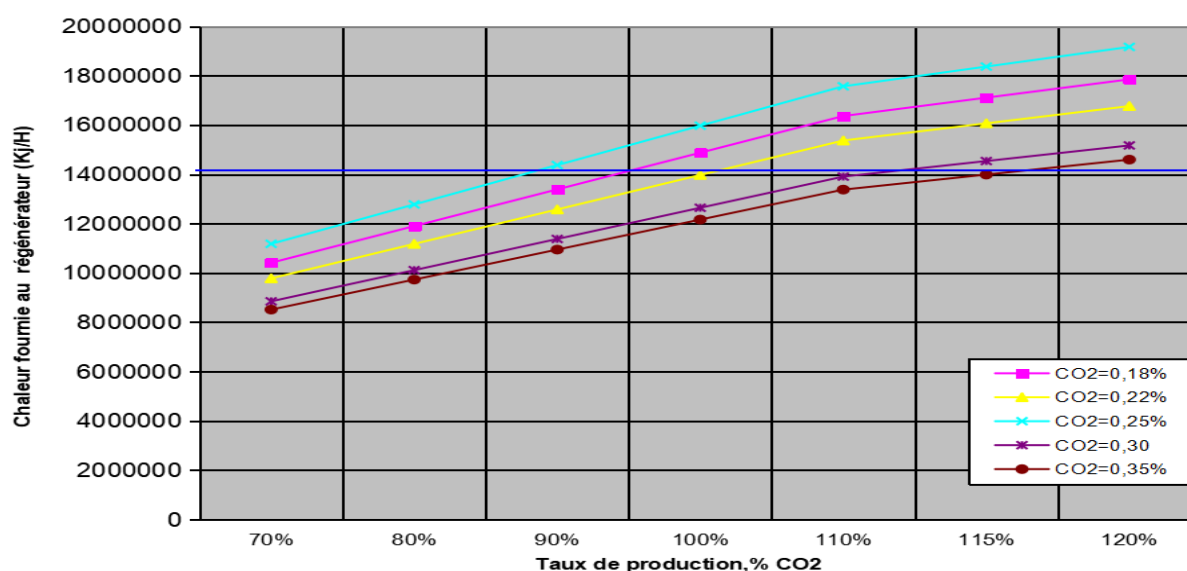


Figure III.1 : la chaleur fournie au régénérateur en fonction de taux de production et de la concentration de la solution de la MEA pour une teneur de CO₂ 0,18%.

Tableau III.4 : débit de la MEA en circulation en fonction du taux de production à déférente concentration pour une teneur de CO₂ = 0,18 %.

Taux de production	Débit de circulation				
	[MEA]=10%	[MEA]=12%	[MEA]=15%	[MEA]=17%	[MEA]=20%
70%	37972,49	31643,74	25315,00	22336,76	18986,25
80%	43397,13	36164,28	28931,42	25527,73	21698,57
90%	48821,78	40684,81	32547,85	28718,69	24410,89
100%	54246,42	45205,35	36164,28	31909,66	27123,21
110%	59671,06	49725,88	39780,71	35100,62	29835,53
115%	62383,38	51986,15	41588,92	36696,11	31191,69
120%	65095,70	54246,42	43397,13	38291,59	32547,85

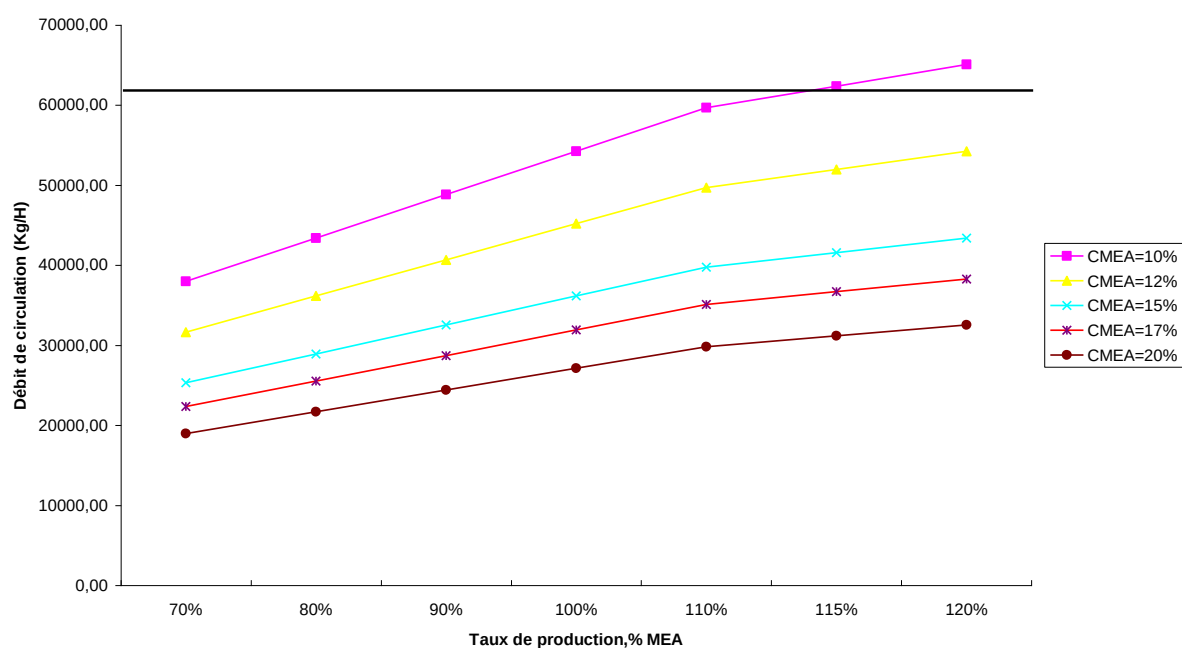


Figure III.2 : variation de débit de circulation en fonction du taux de production et de la concentration de la MEA pour une teneur en CO₂ de 0.18%

Tableau III.5 : débit de la MEA en circulation en fonction du taux de production à déférente concentration pour une teneur de CO₂ = 0,22 %

Taux de production	Débit de circulation				
	[MEA]=10%	[MEA]=12%	[MEA]=15%	[MEA]=17%	[MEA]=20%
70%	46410,82	38675,69	30940,55	27300,49	23205,41
80%	53040,94	44200,79	35360,63	31200,55	26520,47
90%	59671,06	49725,88	39780,71	35100,62	29835,53
100%	66301,18	55250,98	44200,79	39000,69	33150,59
110%	72931,30	60776,08	48620,86	42900,76	36465,65
115%	76246,36	63538,63	50830,90	44850,80	38123,18
120%	79561,41	66301,18	53040,94	46800,83	39780,71

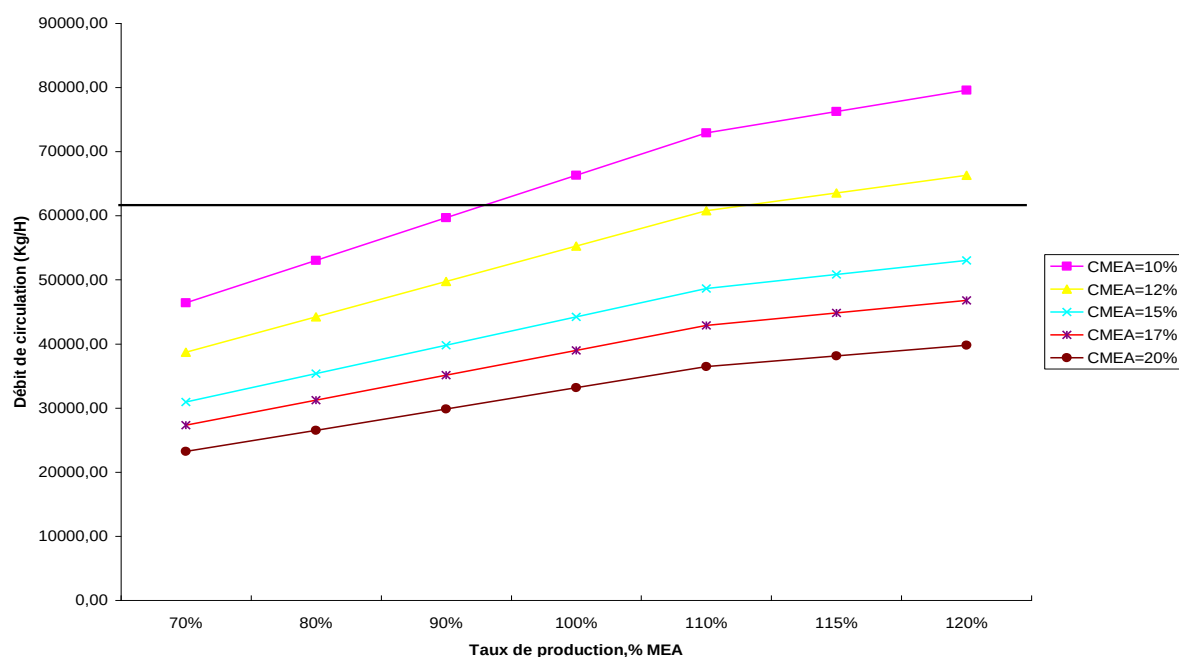


Figure III.3 : variation de débit de circulation en fonction du taux de production et de la concentration de la MEA pour une teneur en CO₂ de 0.22%

Tableau III.6 : débit de la MEA en circulation en fonction du taux de production à déférente concentration pour une teneur de CO₂ = 0,25 %.

Taux de production	Débit de circulation				
	[MEA]=10%	[MEA]=12%	[MEA]=15%	[MEA]=17%	[MEA]=20%
70%	52739,57	43949,64	35159,72	31023,28	26369,79
80%	60273,80	50228,17	40182,53	35455,18	30136,90
90%	67808,02	56506,69	45205,35	39887,07	33904,01
100%	75342,25	62785,21	50228,17	44318,97	37671,12
110%	82876,47	69063,73	55250,98	48750,87	41438,24
115%	86643,59	72202,99	57762,39	50966,81	43321,79
120%	90410,70	75342,25	60273,80	53182,76	45205,35

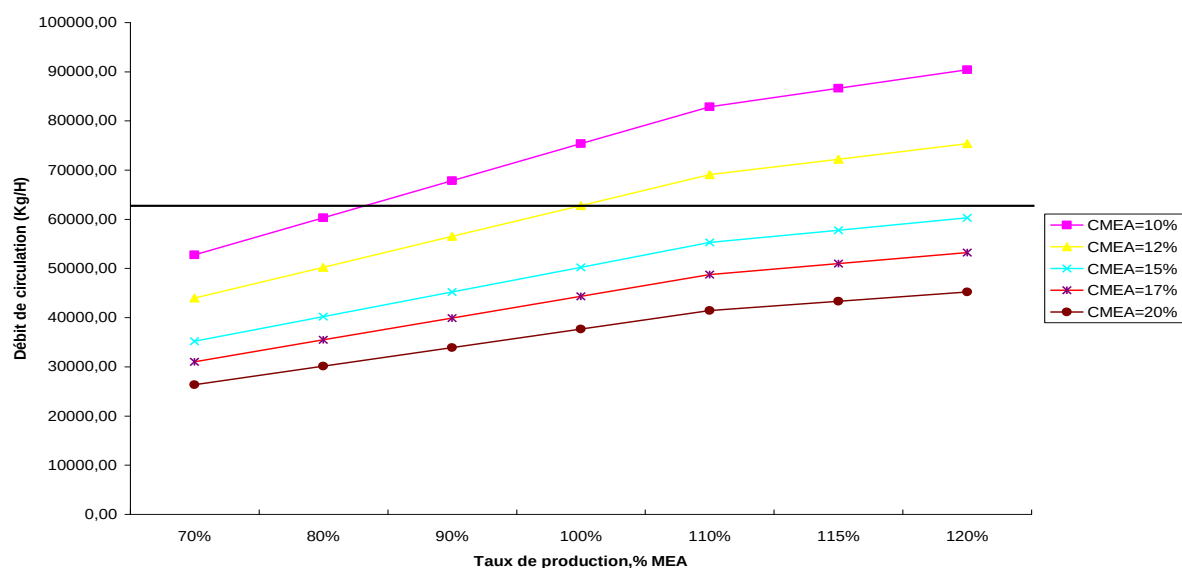


Figure III.4 : variation de débit de circulation en fonction du taux de production et de la concentration de la MEA pour une teneur en CO₂ de 0,25%.

Tableau III.7: débit de la MEA en circulation en fonction du taux de production à déférente concentration pour une teneur de CO₂ = 0,30 %.

Taux de production	Débit de circulation				
	[MEA]=10%	[MEA]=12%	[MEA]=15%	[MEA]=17%	[MEA]=20%
70%	63287,49	52739,57	42191,66	37227,93	31643,74
80%	72328,56	60273,80	48219,04	42546,21	36164,28
90%	81369,63	67808,02	54246,42	47864,49	40684,81
100%	90410,70	75342,25	60273,80	53182,76	45205,35
110%	99451,77	82876,47	66301,18	58501,04	49725,88
115%	103972,30	86643,59	69314,87	61160,18	51986,15
120%	108492,84	90410,70	72328,56	63819,32	54246,42

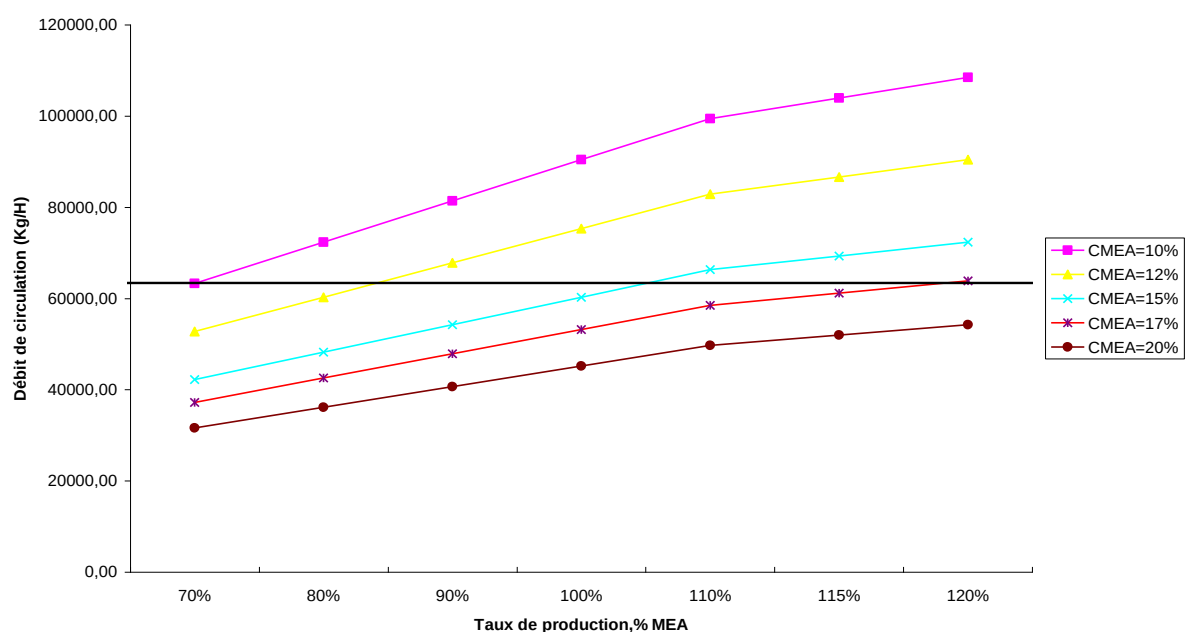


Figure III.5 : variation de débit de circulation en fonction du taux de production et de la concentration de la MEA pour une teneur en CO₂ de 0,30%.

Tableau III.8: débit de circulation du MEA en fonction du taux de production à déférente concentration pour une teneur de CO₂ à 0,35 %.

Taux de production	Débit de circulation				
	[MEA]=10%	[MEA]=12%	[MEA]=15%	[MEA]=17%	[MEA]=20%
70%	73835,40	61529,50	49223,60	43432,59	36917,70
80%	84383,32	70319,43	56255,55	49637,25	42191,66
90%	94931,23	79109,36	63287,49	55841,90	47465,62
100%	105479,15	87899,29	70319,43	62046,56	52739,57
110%	116027,06	96689,22	77351,37	68251,21	58013,53
115%	121301,02	101084,18	80867,35	71353,54	60650,51
120%	126574,98	105479,15	84383,32	74455,87	63287,49

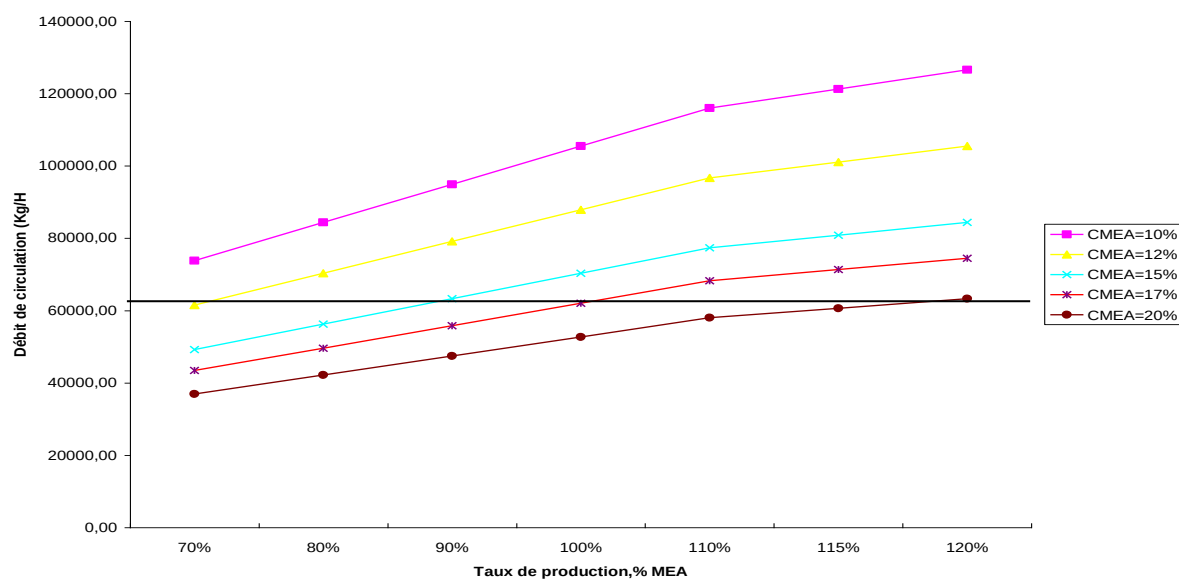


Figure III.6 : Variation de débit de circulation en fonction du taux de production et de la concentration de la MEA pour une teneur en CO₂ de 0,25 %.

Les graphes ci-dessus illustrent les résultats de calculs du débit de circulation de la solution de MEA en fonction du taux de production et de la concentration de la solution MEA à différentes teneurs de CO₂ dans le GAZ naturel (Figure III.6).

L'analyse détaillée de ces graphiques nous indique que la capacité de la pompe de circulation de la solution de l'amine est largement dépassée pour des taux de production supérieur à 100% pour les teneurs en CO₂ dans le GAZ inférieures à 0.23%.

Les valeurs maximales de CO₂ dans le GAZ pour des taux de production maximale de 120 % avec l'utilisation d'une solution de MEA non corrosive autrement -dit n'est dépassant largement les 15 % est inférieure à 0.30%.

En résumé général pour ces graphes l'augmentation importante de CO₂ dans le gaz naturel nous contraint de réduire la production afin de ne pas dépasser la capacité de la pompe.

Tableau III.9: débit de la MEA en circulation en fonction du taux de production à déférente teneur en CO₂ pour une concentration de MEA = 15 %.

Taux de production	Débit de circulation				
	[CO ₂]=0,18%	[CO ₂]=0,22%	[CO ₂]=0,25%	[CO ₂]=30%	[CO ₂]=0,35%
70%	25315,00	30940,55	35159,72	42191,66	49223,60
80%	28931,42	35360,63	40182,53	48219,04	56255,55
90%	32547,85	39780,71	45205,35	54246,42	63287,49
100%	36164,28	44200,79	50228,17	60273,80	70319,43
110%	39780,71	48620,86	55250,98	66301,18	77351,37
115%	41588,92	50830,90	57762,39	69314,87	80867,35
120%	43397,13	53040,94	60273,80	72328,56	84383,32

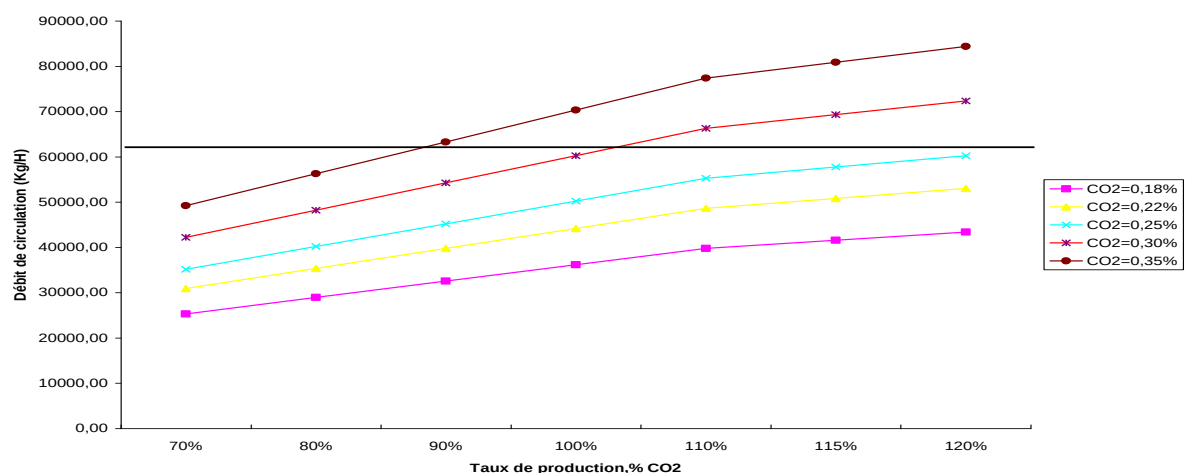


Figure III.7 : variation de débit de circulation en fonction du taux de production à déférent teneur en CO₂ pour une concentration de MEA = 15%.

Remarque : La capacite de la pompe J503 – J504 selon le design est de 62432 (kg/h).

Le débit de circulation de la solution est le débit nécessaire de MEA circulant dans la section de traitement gaz acide afin d'éliminer la quantité de CO₂ contenu dans le gaz naturel (Figure III.7).

Les calculs fait nous ont permis de déterminer le débit nécessaire de la solution de MEA pour une concentration massique de MEA de 15% recommandée par le constructeur, un rapport de CO₂/MEA de la solution de MEA entrante dans l'absorbeur de 0,12 % et un rapport de CO₂/MEA de la solution de MEA sortie absorber de 0.35 afin de minimiser la corrosion des alliages du circuit décarbonatation (voir Figure III. 7). Ce débit est en fonction de la teneur en CO₂ dans le GN et du taux de production

Les résultats illustrés dans le graphique ci-dessus nous permettent de déduire que la valeur limite acceptable de la teneur de CO₂ dans le GN pour une production de 100 % est de 0,28 % cette valeur est limitée particulièrement par la capacité maximal e de la pompe MEA ne dépassant pas les 62000 kg/h.

CONCLUSION

GENERALE

Conclusion générale

Cette étude a permis de définir les taux de production adaptés aux variations de la teneur en CO_2 dans le gaz, afin d'assurer un traitement efficace du gaz et de protéger les équipements en aval contre les effets d'un excès de CO_2 .

Sur la base des résultats obtenus, les calculs effectués ont permis d'évaluer les principaux paramètres opératoires des équipements de la section de décarbonatation, notamment :

- ❖ Débit de circulation de la pompe MEA ;
- ❖ Les chaleurs d'échange des différents échangeurs et rebouilleur ;
- ❖ Du régénérateur avec des teneurs variables de gaz carbonique dans le gaz naturel.

Les résultats de cette étude montrent que les équipements actuellement en service dans la section de décarbonatation deviennent limitants lorsque la teneur en CO_2 du gaz excède 0,28 %, empêchant ainsi l'atteinte d'une production à pleine capacité.

Recommandations et Perspectives

Les résultats obtenus dans ce travail mettent en évidence l'ampleur des pertes de monoéthanolamine dans la section de décarbonatation du complexe GNL1/Z, ainsi que la sensibilité de ces pertes vis-à-vis de la teneur en CO₂ du gaz naturel traité. Sur cette base, plusieurs recommandations peuvent être formulées afin de réduire ces pertes et d'améliorer les performances de l'unité, ainsi que des perspectives pour prolonger ce travail.

1. Recommandations techniques

- ❖ Réduction des pertes par entraînement : améliorer l'efficacité des dévésiculeurs (demister) installés en tête d'absorbeur et de régénérateur, et vérifier périodiquement leur état (encrassement, affaissement), car l'entraînement mécanique de gouttelettes de MEA constitue une part directement maîtrisable des pertes totales.
- ❖ Maîtrise de la vaporisation : optimiser la température et le profil de pression dans le ballon de détente et le régénérateur, car les pertes par vaporisation sont directement liées aux conditions opératoires en tête de colonne ; un contrôle plus strict de ces paramètres limiterait l'entraînement vapeur de la MEA.
- ❖ Limitation de la dégradation thermique et chimique : éviter les points chauds locaux au niveau du rebouilleur et surveiller la concentration en produits de dégradation (sels thermostables), car la dégradation représente la part la plus importante des pertes calculées et reste la plus sensible aux conditions de fonctionnement du rebouilleur.
- ❖ Suivi régulier de la concentration de la solution amine : un contrôle analytique périodique (titrage, mesure de la teneur en MEA active) permettrait de détecter précocement une dérive de concentration et d'ajuster l'appoint en MEA fraîche en conséquence.
- ❖ Gestion de la teneur en CO₂ en amont : puisque les pertes augmentent significativement au-delà d'un seuil de 0,28 % de CO₂, un suivi renforcé de la composition du gaz naturel à l'entrée et un ajustement anticipé du débit de circulation de la MEA permettraient de limiter les surcharges ponctuelles de l'absorbeur.
- ❖ Maintenance préventive des échangeurs : un encrassement ou une corrosion des échangeurs E503 A/B et du condenseur E501 dégraderait les performances

thermiques et favoriserait indirectement la dégradation de la MEA ; un programme de nettoyage et d'inspection périodique est donc recommandé.

2. Perspectives

- ❖ Simulation numérique du procédé : la modélisation de la section de décarbonatation à l'aide d'un simulateur de procédés (par exemple HYSYS) permettrait de valider les bilans matière et thermique réalisés analytiquement dans ce mémoire et d'étudier l'effet de différents scénarios de charge sur les pertes de MEA.
- ❖ Étude comparative de solvants alternatifs : il serait intéressant d'évaluer, pour les conditions opératoires du complexe GNL1/Z, des amines alternatives ou des mélanges (MDEA, mélanges MEA/MDEA, amines stériquement encombrées) reconnus pour leur moindre volatilité et leur meilleure résistance à la dégradation, afin de comparer leurs performances économiques et techniques à celles de la MEA.
- ❖ Étude technico-économique : une évaluation chiffrée du coût annuel des pertes de MEA (consommation de fûts, main-d'œuvre, impact environnemental) comparée au coût d'investissement des solutions proposées (dévésiculeurs plus performants, instrumentation de suivi) permettrait de hiérarchiser les actions à entreprendre en priorité.
- ❖ Validation expérimentale : la confrontation des résultats théoriques de cette étude avec des campagnes de mesure sur site (analyses régulières de la solution amine, suivi de la consommation réelle de fûts de MEA) permettrait d'affiner les coefficients utilisés et de mieux quantifier la part respective de l'entraînement, de la vaporisation et de la dégradation.
- ❖ Extension à d'autres sections du complexe : ce travail pourrait être étendu à l'étude des pertes de solvant dans d'autres unités utilisant des procédés d'absorption chimique similaires, afin de généraliser la démarche d'estimation des pertes développée ici.

Les Références bibliographiques

- [1] Fiche technique de complexe GL1Z.
- [2] Etude Des Problèmes De Corrosion De L'échangeur E504 Dans La Section De Décarbonatation Du Complexe GNL1 ; mémoire de Master Université de Mostaganem 2019.
- [3] Étude comparative de la décarbonatation du gaz naturel par les Différentes solutions d'amines utilisant HYSYS. Université de Mostaganem mémoire de Master 2023.
- [4] Etude des problèmes rencontrés au niveau des sections de Traitement du gaz au Complexe GL2/Z Université de Mostaganem mémoire de Master 2023.
- [5] Etude Des problèmes De Corrosion De L'échangeur E504 Dans La Section De Décarbonatation Du Complexe GL1/z. Mémoire de Master 2019 Université de Mostaganem.
- [6] Université Mohamed khaidar Biskra cour thermodynamique.
- [7] Université Abdelhamid ibn badis Mostaganem cour thermodynamique.
- [8] AHMED BAICH KHADIDJA , KADDOUR DRIZI LEILA , étude comparative de l'échangeur E504 de la section de décarbonatation par la solution de MEA du complexe GNL 1/Z mémoire de master département de génie des procédés université Abdelhamid ibn badis Mostaganem 2022
- [9] MHIDI Ahmed, BACHIR MOKHTAR Hakim, Étude sur la surconsommation de solution MEA dans la section de décarbonatation au niveau du complexe GL2/Z — causes et remèdes, Mémoire de Master, Département Génie des Procédés, Université Abdelhamid Ibn Badis, Mostaganem, 2022.
- [10] ABDELLI Amina, LAKHAL Salima, Étude du procédé de décarbonation du CO₂ dans les trains de liquéfaction du gaz naturel, Mémoire de Master, Département Génie des Procédés, Université Abdelhamid Ibn Badis, Mostaganem, 2022.
- [11] KEBAILI Hadj, Récupération des gaz torchés au démarrage des trains de production au niveau du complexe GL2/Z, Mémoire de Master, Département Génie des Procédés, Université Abdelhamid Ibn Badis, Mostaganem, 2022.
- [12] BENSABAHA Abderazek, MOUSSA Nour Rania, Étude des problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation du gaz naturel, Mémoire de Master, Département Génie des Procédés, Université Abdelhamid Ibn Badis, Mostaganem, 2023.
- [13] Étude comparative de la décarbonatation du gaz naturel par les différentes solutions d'amines utilisant HYSYS, Mémoire de Master, Département Génie des Procédés, Université Abdelhamid Ibn Badis, Mostaganem, 2023.
- [14] Étude visant à identifier les causes de la consommation excessive de solution MEA dans la section de décarbonatation du complexe GL2/Z, Mémoire de Master, Faculté des Sciences et de la Technologie, Université Abdelhamid Ibn Badis, Mostaganem, 2024.
- [15] REZALI Mohamed Zin Elabidin, ABBASSA Bendehiba, Étude et analyse des problèmes obstruant le bon fonctionnement de la section de décarbonatation (GL2/Z — Arzew), Mémoire de Master, Faculté des Sciences et de la Technologie, Université Abdelhamid Ibn Badis, Mostaganem, juin 2024.