



Faculty of Sciences and Technology
Department of Process Engineering
Ref :...../U.M/F.S.T/2026

كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم هندسة الطرائق
رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت/2026

MÉMOIRE DE FIN D'ÉTUDES DE MASTER ACADÉMIQUE

Filière : **GÉNIE DES PROCÉDÉS**

Option : **GÉNIE DES PROCÉDÉS DES MATÉRIAUX**

THÈME

*Étude diagnostique de la section de décarbonatation
du complexe GL2/Z*

Présenté par :

1- Mr. MANA Bilal

2- Mr. BENALI Toufik

Soutenu le 04/06/2026 devant le jury composé de :

Présidente :	Dr. BOUBEGRA Naima	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	M ^{me} . FARES Zineb	MAA	Université de Mostaganem
Encadrante :	Dr. BELHADJI Kenza Amel	MCA	Université de Mostaganem

Table des matières

<u>Dédicaces</u>	i
<u>Remerciements</u>	iii
<u>Liste des figures</u>	iv
<u>Liste des tableaux</u>	v
<u>Liste des abréviations</u>	vi
<u>Résumés</u>	viii
<u>Introduction générale</u>	1
<u>Chapitre I : Présentation du complexe GL2/Z</u>	3
I.1. Introduction.....	4
I.2. Définition du gaz naturel	4
I.3. Composition du gaz naturel	4
I.4. Historique du complexe GL2/Z	5
I.4.1. Situation géographique	5
I.5. Fonction du complexe GL2/Z	5
I.5.1. Zone des utilités	6
I.5.2. Zone des procédés	7
I.5.2.1. Section de traitement du gaz naturel.....	7
I.5.2.2. Section de séparation	7
I.5.2.3. Section de liquéfaction.....	8
I.5.2.4. Section de fractionnement.....	8
I.5.3. Zone de stockage et chargement du GNL.....	8
<u>Chapitre II : Procédé de liquéfaction du gaz naturel</u>	10
II.1. Introduction	11
II.2. Description du procédé de liquéfaction.....	11
II.2.1. Traitement du gaz naturel.....	11
II.2.1.1. Démercurisation	11
II.2.1.2. Décarbonatation	11
II.2.1.3. Déshydratation	12
II.2.2. Séparation	12
II.2.3. Liquéfaction.....	12
II.2.4. Fractionnement	12

II.2.4.1. Séparation de l'éthane	13
II.2.4.2. Séparation du propane	13
II.2.4.3. Séparation du butane et de gazoline	13
II.3. Section de compression	14
II.3.1. Boucle de propane.....	14
II.3.2. Boucle de MCR.....	14

Chapitre III : Description de la section de décarbonatation..... 15

III.1. Introduction	16
III.2. Description du système « MEA-CO ₂ »	16
III.2.1. Élimination du gaz carbonique (CO ₂).....	16
III.2.2. Régénération de la solution de MEA	16
III.2.3. Filtration de la solution de MEA	17
III.2.3.1. Filtration de MEA riche en CO ₂	17
III.2.3.2. Filtration de MEA pauvre en CO ₂	17
III.2.4. Vaporisateur de la solution de MEA « X36-C ».....	17
III.2.5. Système de stockage et puisard de MEA « X35-F »	18
III.2.6. Système d'injection anti-mousse	19
III.2.7. Choix de l'absorbant (MEA)	20
III.2.7.1. Propriétés physico-chimiques de MEA.....	20
III.2.7.2. Mécanisme d'interaction entre le CO ₂ et la MEA	20

Chapitre IV : Problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation.....21

IV.1. Introduction	22
IV.2. Problèmes de dégradation de MEA	22
IV.3. Problèmes de corrosion.....	23
IV.4. Problèmes de moussage	23
IV.4.1. Définition du moussage	23
IV.4.2. Facteurs favorisant le moussage	23
IV.5. Problèmes de contamination	23
IV.6. Pertes de la solution de MEA.....	24

Chapitre V : Analyse du problème 25

V.1. Introduction	26
V.2. Identification et localisation des problèmes	26
V.2.1. Dysfonctionnement de quelques équipements	26

V.2.1.1. Vaporisateur	26
V.2.1.2. Pompe doseuse anti-mousse	27
V.2.2. Contamination de la solution de MEA.....	27
V.2.3. Absence du filtre dans le puisard de MEA	28
V.3. Partie d'analyse.....	30
V.3.1. Analyse de la consommation de MEA.....	30
V.3.2. Paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation	31
V.3.3. Analyse de la solution de MEA	32
V.3.3.1. Analyse du % de MEA et de CO ₂ dans la solution de MEA.....	32
V.3.3.2. Analyse de la teneur des chlorures (Cl ⁻) dans la solution de MEA	32
V.3.3.3. Analyse du taux de moussage dans la solution de MEA.....	33
<u><i>Conclusion générale</i></u>	34
<u><i>Recommandations</i></u>	35
<u><i>Références bibliographiques</i></u>	36
<u><i>Annexes</i></u>	37

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail :

À mes très chers parents,

aucun mot ne saurait exprimer l'amour, le respect et la reconnaissance que je vous porte.

Merci pour tous les sacrifices consentis, pour votre soutien inconditionnel, vos encouragements et vos prières qui m'ont toujours donné la force d'avancer.

Que Dieu vous protège et vous accorde santé, bonheur et longue vie.

À ma famille,

pour leur présence constante, leur affection et leur soutien moral tout au long de mon parcours universitaire.

À mon binôme BENALI Toufik,

avec qui j'ai partagé les efforts, les difficultés et les moments marquants de ce travail dans un esprit de respect, de compréhension et de collaboration.

Je lui souhaite beaucoup de réussite dans sa vie professionnelle et personnelle.

*À notre encadrante **Dr. BELHADJI Kenza Amel,***

pour ses précieux conseils, sa disponibilité et son accompagnement durant la réalisation de ce mémoire.

À tous mes enseignants,

qui ont contribué à ma formation et à l'acquisition des connaissances nécessaires tout au long de mes années d'études.

À tous mes amis et collègues,

pour leur soutien, leurs encouragements et les agréables moments partagés.

À tout le personnel du complexe GL2/Z de Béthioua,

pour leur accueil chaleureux et leur aide précieuse durant notre stage pratique.

Enfin,

je dédie ce mémoire à toute personne ayant contribué de près ou de loin à ma réussite,

avec l'espoir que ce travail soit une modeste contribution dans le domaine du traitement du gaz naturel.

MANA Bilal

Je dédie ce modeste travail :

À mes très chers parents,

*aucune expression ne saurait traduire toute la gratitude, l'amour et le respect que je vous porte.
Merci pour vos sacrifices, votre patience, votre confiance et vos prières qui ont toujours éclairé mon chemin.*

Votre soutien a été ma force et votre présence mon plus grand encouragement.

Que Dieu vous protège et vous accorde santé, bonheur et longue vie.

À ma famille,

pour son affection sincère, sa présence rassurante et son soutien indéfectible tout au long de mon parcours.

Vous avez été une source permanente de motivation et d'espérance.

À mon binôme MANA Bilal,

avec qui j'ai partagé les efforts, les responsabilités et les défis liés à la réalisation de ce mémoire.

Que cette expérience demeure un souvenir de collaboration, de respect et d'amitié.

Je lui souhaite beaucoup de réussite et d'épanouissement dans sa vie professionnelle et personnelle.

*À notre encadrante, **Dr. BELHADJI Kenza Amel**,*

pour sa disponibilité, ses orientations précieuses et son accompagnement scientifique qui ont largement contribué à l'aboutissement de ce travail.

À tous mes enseignants,

qui ont participé à ma formation et transmis avec générosité leur savoir et leur expérience.

À mes amis et collègues,

pour leurs encouragements, leur soutien moral et les moments partagés durant ce parcours universitaire.

À tout le personnel du complexe GL2/Z de Béthioua,

pour leur accueil, leur aide et leur disponibilité durant la période de stage.

Enfin,

*je dédie ce travail à toute personne ayant contribué, de près ou de loin, à ma réussite,
avec l'espoir qu'il représente une modeste contribution dans le domaine du traitement du gaz naturel et qu'il soit le reflet des efforts et de la persévérance investis tout au long de cette expérience.*

BENALI Toufik

Remerciements

En premier lieu, nous rendons grâce à Dieu, le Tout-Puissant, de nous avoir accordé la santé, la volonté et la persévérance nécessaires pour mener à bien ce travail dans de bonnes conditions. Sans Sa bénédiction, l'aboutissement de ce mémoire n'aurait pas été possible.

*Nous tenons à exprimer notre profonde gratitude à notre encadreur au sein du complexe de liquéfaction du gaz naturel GL2/Z de Béthioua, **Mr. BELGHAOUTI Abdelkader**, pour son accueil chaleureux, sa disponibilité constante, ainsi que pour ses précieux conseils et orientations tout au long de la réalisation de ce travail. Son expérience, sa rigueur professionnelle et son accompagnement ont été d'un apport considérable dans la compréhension des aspects techniques du procédé étudié.*

*Nous adressons également nos sincères remerciements à notre encadreur universitaire, **Dr. BELHADJI Kenza Amel**, pour la qualité de son encadrement, sa patience, sa disponibilité et ses orientations pertinentes. Ses remarques constructives, son suivi régulier et son soutien ont largement contribué à l'amélioration de ce travail et à son aboutissement dans les meilleures conditions.*

Nous remercions vivement l'ensemble du personnel du complexe GL2/Z de Béthioua pour leur accueil, leur collaboration et leur esprit d'entraide. Leur disponibilité et leur partage d'expérience ont été très enrichissants et nous ont permis de mieux comprendre le fonctionnement réel des installations industrielles.

*Nos remerciements s'adressent également aux membres du jury, **Dr. BOUBEGRA Naima** et **M^{me}. FARES Zineb**, qui nous font l'honneur d'évaluer ce travail. Nous leur sommes reconnaissants pour l'intérêt qu'elles portent à ce mémoire et pour le temps consacré à son examen.*

Nous tenons aussi à exprimer notre gratitude envers tous nos enseignants du département de génie des procédés pour la qualité de la formation reçue tout au long de notre parcours universitaire. Les connaissances acquises ont constitué une base essentielle pour la réalisation de ce mémoire.

Enfin, nous n'oublions pas toutes les personnes qui nous ont aidés, de près ou de loin, que ce soit par leurs encouragements, leurs conseils ou leur soutien moral. Leur contribution, même indirecte, a été précieuse à l'aboutissement de ce travail.

Liste des figures

Fig I.01 : Schéma général du complexe GL2/Z.....	6
Fig I.02 : Zone des utilités.....	7
Fig I.03 : Zone des procédés	8
Fig I.04 : Zone de stockage et chargement du GNL	9
Fig III.01 : Vaporisateur « X36-C ».....	18
Fig III.02 : Puisard de MEA.....	18
Fig III.03 : Pompe doseuse anti-mousse « 132-U ».....	19
Fig IV.01 : Mécanisme des réactions irréversibles de la MEA avec le CO₂ et formation de composés cycliques.....	22
Fig V.01 : Vaporisateur	26
Fig V.02 : Pompe doseuse anti-mousse	27
Fig V.03 : Contamination du puisard de MEA par l'huile	27
Fig V.04 : Absence du filtre dans le puisard de MEA.....	28
Fig A.01 : Train de production.....	39
Fig A.02 : Procédé de liquéfaction du gaz naturel.....	40
Fig A.03 : Section de décarbonatation « T100 ».....	41
Fig A.04 : Absorbeur.....	42
Fig A.05 : Procédé de régénération de MEA.....	43
Fig A.06 : Procédé de déshydratation	44
Fig A.07 : Procédé de séparation et de liquéfaction	45
Fig A.08 : Boucle de propane.....	46
Fig A.09 : Boucle de MCR	47
Fig A.10 : Procédé de fractionnement	48

Liste des tableaux

Tableau I.01 : Composition du gaz naturel.....	4
Tableau V.01 : Production du GNL en m³ en 2024.....	30
Tableau V.02 : Taux de consommation de MEA en %	31
Tableau V.03 : Paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation.....	32
Tableau B.01 : Absorbeur « 331-E »	50
Tableau B.02 : Réchauffeur de GN travaillant avec de la vapeur de 4,5 bars « 331-C »	50
Tableau B.03 : Pompe d'eau de lavage « 136J/JA »	51
Tableau B.04 : Régénérateur « 332-E »	51
Tableau B.05 : Rebouilleur « 334-C »	52
Tableau B.06 : Ballon de reflux du régénérateur de CO₂ « 333-F »	52
Tableau B.07 : Échangeurs de MEA riche/pauvre « 333-C »	53
Tableau B.08 : Spécifications techniques de MEA.....	53

Liste des abréviations

GN : Gaz Naturel.
GNT : Gaz Naturel Traité.
GNL : Gaz Naturel Liquéfié.
CH₄ : Méthane.
C₂H₆ : Éthane.
C₃H₈ : Propane.
C₄H₁₀ : Butane.
C₅⁺ : Hydrocarbures lourds (gazoline).
C₅H₁₂ : Pentane.
C₆H₁₄ : Hexane.
C₇H₁₆ : Heptane.
C₈ : Octane.
i-C₄ : iso-butane.
n-C₄ : normal-butane.
i-C₅ : iso-pentane.
n-C₅ : normal-pentane.
SO₂ : Dioxyde de soufre.
He : Hélium.
N₂ : Azote.
Hg : Mercure.
X31-E : Absorbeur.
X32-E : Régénérateur.
X33-C : Échangeurs thermiques.
X35-C : Condenseur.
X34-C : Rebouilleur.
X31-J/JA : Pompe.
LV : Vanne de niveau.
TV : Vanne de température.
PV : Vanne de pression.
MCR : Multi Composant Réfrigérant.
JT : Joule Thomson valve.
X42-D : Ballon démercuriseur.
X41-C : Échangeur à propane.

X41-F : Ballon de séparation.
X41-DA/DB/DC : Sécheurs à gaz.
X03-C à X06-C : 4 échangeurs au propane.
X07-C : Inter-échangeur.
X01-E : Tour de lavage.
X08-C : Rebouilleur.
X16-C : Faisceau chaud.
X06-J ou JA : Pompes.
X17-C : Échangeur de gaz de rejet.
X10-F : Ballon flash.
X02-E : Déazoteur.
PV-503 : Vanne de pression.
FV-512 : Vanne de débit.
X04-J : Compresseur de gaz combustible.
X24-C : Rebouilleur.
LV-506 : Vanne de niveau.
TV-516 : Vanne de température.
X10-J ou JA : Pompes GNL.
X51-E : Colonne de distillation (dééthaniseur).
X52-E : Colonne de distillation (dépropaniseur).
X53-E : Colonne de distillation (débutaniseur).
X62-C : Échangeur à l'eau de mer.
MEA : Mono Éthanol Amine.
DEA : Di Éthanol Amine.
TEA : Tri Éthanol Amine.
COS : Sulfure de carbonyle.
CS₂ : Désulfure.
H₂S : Sulfure d'hydrogène.
H₂CO₃ : Acide carbonique.
SAG 10 : Anti-mousse (silicone anti foam émulsion).

Abstract

The GL2/Z complex is a major natural gas liquefaction facility that produces Liquefied Natural Gas (LNG), propane, butane, and gasoline. Natural gas must first undergo treatment in a unit known as the decarbonation unit to remove undesirable components from its initial composition, such as carbon dioxide (CO_2), which causes the formation of dry ice at a temperature of -78.5°C in the cold end of the cryogenic sections of the plant, thus leading to equipment blockage.

For this purpose, a chemical solution called Mono Ethanol Amine (MEA) at 15 % is introduced into an absorption column to absorb carbon dioxide (CO_2).

Our work was carried out at the GL2/Z natural gas liquefaction complex and aimed to diagnose the decarbonation section of the GL2/Z complex by identifying and locating problems, and by proposing appropriate solutions and recommendations.

Key words: GL2/Z complex, liquefied naturel gas, natural gas, decarbonatation, carbon dioxide and Mono Ethanol Amine.

ملخص

يُعدّ مجمع GL2/Z منشأةً صناعيةً مهمةً لتسييل الغاز الطبيعي، حيث ينتج الغاز الطبيعي المسال (GNL) والبروبان والبيوتان والغازولين. ويجب أن يخضع الغاز الطبيعي مسبقاً لعملية معالجة في وحدة تُسمّى نزع الكربونات، وذلك لإزالة المكونات غير المرغوب فيها من تركيبه الأصلي، مثل غاز ثاني أكسيد الكربون (CO_2) الذي يسبّب تكوّن الثلج الجاف عند درجة حرارة $-78,5^\circ\text{C}$ في الجزء البارد من الأقسام الكريوجينية للمنشأة، مما يؤدي إلى انسداد المعدات.

ولتحقيق ذلك، يتم استخدام محلول كيميائي يُعرف بأحادي إيثانول أمين (MEA) بتركيز 15 % وزنياً، حيث يُضخ داخل عمود الامتصاص لامتصاص غاز ثاني أكسيد الكربون (CO_2).

أنجز هذا العمل على مستوى مجمع تسييل الغاز الطبيعي GL2/Z، وكان الهدف منه إجراء تشخيص لوحدة نزع الكربونات في المجمع من خلال تحديد المشاكل وتوطينها، واقتراح الحلول والتوصيات المناسبة.

الكلمات المفتاحية: مجمع GL2/Z، الغاز الطبيعي المسال، الغاز الطبيعي، نزع الكربونات، ثاني أكسيد الكربون وأحادي إيثانول أمين.

Résumé

Le complexe GL2/Z est une importante installation de liquéfaction du gaz naturel qui produit le GNL, le propane, le butane et la gazoline. Le gaz naturel doit subir au préalable un traitement dans une unité dite décarbonatation pour éliminer de la composition initiale, les composants indésirables tels que le gaz carbonique (CO_2) qui provoque la formation de glace carbonique à $T = -78,5^\circ\text{C}$ dans l'extrémité froide des sections cryogéniques de l'installation, ainsi le bouchage des équipements.

Pour cela, une solution chimique appelée Mono Éthanol Amine (MEA) à 15 % en poids est introduite dans une colonne d'absorption pour absorber le gaz carbonique (CO_2).

Notre travail a été réalisé au niveau du complexe de liquéfaction du gaz naturel « GL2/Z » et avait pour objectif de faire un diagnostic de la section de décarbonatation du complexe GL2/Z par identification, localisation des problèmes et donner les solutions et les recommandations envisagées.

Mots clés : complexe GL2/Z, gaz naturel liquéfié, gaz naturel, décarbonatation, dioxyde de carbone et Mono Éthanol Amine.

Introduction générale

L'Algérie occupe une position stratégique dans le secteur énergétique mondial grâce à l'abondance de ses ressources en gaz naturel, qui constituent un pilier essentiel de son économie. Le gisement de Hassi Rmel, considéré comme le plus important du pays, représente le centre névralgique de la production nationale. En aval, les complexes industriels situés à Arzew et Skikda jouent un rôle majeur dans le traitement, la liquéfaction et l'exportation du gaz naturel vers les marchés internationaux.

Le gaz naturel est aujourd'hui l'une des sources d'énergie les plus utilisées au monde, en raison de son pouvoir calorifique élevé et de son impact environnemental relativement réduit par rapport aux autres combustibles fossiles. Pour faciliter son transport sur de longues distances, notamment par voie maritime, il est transformé en gaz naturel liquéfié (GNL) à une température d'environ -162°C , ce qui permet de diminuer son volume de manière significative.

Cependant, avant d'atteindre cette phase de liquéfaction, le gaz naturel brut doit subir une série de traitements préliminaires indispensables visant à éliminer les impuretés telles que le dioxyde de carbone (CO_2), le sulfure d'hydrogène (H_2S), l'eau et les hydrocarbures lourds. La présence de ces composés peut engendrer des problèmes techniques majeurs, notamment la corrosion des équipements, la formation d'hydrates et le risque de solidification à basse température, compromettant ainsi la sécurité et l'efficacité des installations.

Parmi ces étapes de purification, la décarbonatation occupe une place primordiale. Elle consiste à éliminer le CO_2 par des procédés d'absorption chimique, généralement à l'aide d'une solution d'éthanolamine, telle que la Mono Éthanol Amine (MEA). Ce procédé permet de garantir la qualité du gaz traité et de protéger les unités cryogéniques en aval.

Néanmoins, le fonctionnement de la section de décarbonatation est souvent soumis à diverses contraintes opérationnelles, telles que la dégradation progressive du solvant, la formation de mousse, l'encrassement des équipements, ainsi que les fluctuations des paramètres de fonctionnement (température, pression, débit). Ces facteurs peuvent entraîner une diminution de l'efficacité du procédé et une augmentation des coûts d'exploitation.

Dans ce contexte, le présent travail s'inscrit dans une démarche d'analyse approfondie de la section de décarbonatation au sein d'une unité de traitement du gaz naturel. Il vise à étudier les performances du procédé à travers l'analyse des paramètres de fonctionnement, à identifier les principales sources de dysfonctionnement et à proposer des solutions techniques permettant d'améliorer l'efficacité globale du système et d'optimiser la consommation des ressources.

Chapitre I

Présentation du complexe

$GL_2/\mathbb{Z}$

I.1. Introduction

Dans le cadre de la valorisation de ses ressources en gaz naturel, l'Algérie a développé depuis l'indépendance une industrie de liquéfaction et d'exportation du GNL, notamment à partir du gisement de Hassi Rmel. Ce gaz est transformé en GNL pour être exporté par méthaniers vers les marchés internationaux, surtout européens. [1]

Le pays dispose de deux grands complexes de production situés à Arzew et Skikda, qui constituent des pôles industriels majeurs du secteur gazier. Avec d'importantes réserves estimées à environ 3000 milliards de m³, soit près de 4 % des réserves mondiales, l'Algérie occupe une place importante dans le marché international du gaz naturel. [1]

I.2. Définition du gaz naturel

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers dominé par le méthane. Il contient aussi d'autres gaz comme éthane, propane et azote. Sa formation provient de la décomposition de matières organiques. On le trouve généralement dans des couches profondes du sous-sol (annexe B tableau.14). [1]

I.3. Composition du gaz naturel

La composition du gaz naturel et la température d'ébullition et de fusion de chaque composant sont regroupés dans le tableau I.01 :

Tableau I.01 : Composition du gaz naturel

Composants	Formule chimique	Proportion (% molaire)	Température d'ébullition (°C)	Température de fusion (°C)
Méthane	CH ₄	83,49	-161,52	-182,47
Ethane	C ₂ H ₆	6,85	-88,58	-182,8
Propane	C ₃ H ₈	2,15	-42,07	-187,68
i-Butane	iC ₄ H ₁₀	0,3	-11,81	-159,6
n-Butane	nC ₄ H ₁₀	0,5	-0,49	-138,36
i-Pentane	iC ₅ H ₁₂	0,08	36,03	-129,13
n-Pentane	nC ₅ H ₁₂	0,11	36,03	-129,13
n-Hexane	nC ₆ H ₁₄	0,13	68,7	-95,3

<i>Gaz carbonique</i>	<i>CO₂</i>	<i>0,18</i>	<i>-78,59</i>	<i>-56,57</i>
<i>Azote</i>	<i>N₂</i>	<i>6</i>	<i>-195,8</i>	<i>-210</i>
<i>Hélium</i>	<i>He</i>	<i>0,21</i>	<i>-268,93</i>	<i>/</i>
<i>Eau</i>	<i>H₂O</i>	<i>50 ppm</i>	<i>100</i>	<i>0</i>

I.4. Historique du complexe GL2/Z

Le complexe GL2/Z représente l'une des réalisations majeures de Sonatrach dans le domaine de la liquéfaction du gaz naturel. Conçu pour renforcer les capacités nationales de transformation du gaz, ce projet stratégique a été confié à la société américaine « Pullman Kellogg Plant Services Alegria Inc », chargée d'assurer l'ensemble des phases : études techniques, ingénierie, construction et mise en service des installations. Implanté pour traiter le gaz naturel provenant des gisements de Hassi Rmel, le complexe dispose d'une capacité de liquéfaction atteignant 41,25 millions de m³ par jour, avec possibilité d'extraction de propane et de gazoline, optimisant ainsi la valorisation des hydrocarbures. [1]

I.4.1. Situation géographique

Implanté dans la zone industrielle de Béthioua, à environ 40 km à l'est d'Oran, le complexe GL2/Z occupe une superficie d'environ 72 hectares en bordure de la mer méditerranéenne.

Sa position stratégique en façade maritime constitue un atout majeur, puisqu'elle permet l'utilisation directe de l'eau de mer pour les besoins industriels, notamment le refroidissement des installations, la production d'eau distillée, ainsi que l'alimentation du système de lutte contre l'incendie. [1]

Cet emplacement combine ainsi avantages logistiques et efficacité opérationnelle, en tirant pleinement parti des ressources naturelles environnantes. [1]

I.5. Fonction du complexe GL2/Z

Le gaz naturel issu des gisements de Hassi Rmel est acheminé vers le complexe GL2/Z où il subit une série d'opérations industrielles destinées à le transformer en gaz naturel liquéfié (GNL). La liquéfaction réduit considérablement son volume, facilitant ainsi son stockage et son transport maritime vers les marchés internationaux. [2]

Au cours de ce procédé, des produits à forte valeur ajoutée tels que le propane, le butane et la gazoline sont également récupérés. Une fois liquéfié, le GNL est transféré vers des réservoirs de stockage, puis chargé à bord de méthaniers pour son exportation (fig I.01). [2]



Fig I.01 : Schéma général du complexe GL2/Z

I.5.1. Zone des utilités

La zone des utilités du complexe GL2/Z assure l'alimentation continue et autonome de toutes les unités du site, aussi bien en phase de démarrage qu'en exploitation normale. Elle fournit les services essentiels nécessaires au bon fonctionnement des trains de liquéfaction. [3]

Elle produit notamment l'énergie électrique grâce à des turbogénérateurs complétés par le réseau « SONEGAS », la vapeur via des chaudières pour les besoins thermiques du procédé, ainsi que l'eau dessalée utilisée principalement pour l'alimentation des chaudières. [3]

Elle assure également la production d'air comprimé (instrument et service) pour les équipements de contrôle et les usages généraux.

Le refroidissement des installations est garanti par des pompes d'eau de mer à forte capacité, tandis que l'azote, fourni par la « COGIZ », est utilisé pour l'inertage des équipements afin de garantir la sécurité lors des arrêts et opérations de maintenance. [3]



Fig I.02 : Zone des utilités

I.5.2. Zone des procédés

La zone des procédés du complexe GL2/Z comprend 6 trains de liquéfaction fonctionnant en parallèle pour assurer une production continue. Elle traite le gaz naturel provenant de Hassi Rmel, qui contient divers hydrocarbures et impuretés (CO_2 , eau, N_2 , He, Hg, huiles). Ces composants doivent être éliminés ou séparés avant la liquéfaction afin de garantir la sécurité des installations et la qualité du GNL (fig I.03). [3]

I.5.2.1. Section de traitement du gaz naturel

Cette section a pour rôle de purifier le gaz avant liquéfaction en éliminant les impuretés principales : le mercure (protection des équipements), le CO_2 (éviter sa solidification) et l'eau (prévenir les hydrates et la glace). Elle assure ainsi la sécurité et la fiabilité du procédé cryogénique. [3]

I.5.2.2. Section de séparation

Le gaz est refroidi progressivement par échangeurs au propane puis par du GNL froid, ce qui permet d'atteindre environ -47°C . Il entre ensuite dans une colonne de distillation où les hydrocarbures lourds sont séparés, tandis que le méthane reste en phase gazeuse. Cette étape prépare le gaz à la liquéfaction. [3]

I.5.2.3. Section de liquéfaction

La section de liquéfaction est l'étape finale où le gaz naturel purifié est transformé en GNL. Il est d'abord pré-refroidi au propane puis refroidi dans le circuit MCR jusqu'à environ -160°C pour permettre la liquéfaction du méthane. Enfin, l'azote résiduel est éliminé afin d'améliorer la qualité et le pouvoir calorifique du GNL. [3]

I.5.2.4. Section de fractionnement

Cette dernière étape permet de récupérer et de séparer les hydrocarbures plus lourds (propane, butane, gazoline). Ces produits sont valorisés séparément, augmentant ainsi la rentabilité du procédé. [3]



Fig I.03 : Zone des procédés

I.5.3. Zone de stockage et chargement du GNL

Le gaz naturel liquéfié (GNL) produit au complexe GL2/Z est conservé dans des conditions cryogéniques extrêmes afin de maintenir sa phase liquide. [3]

Le GNL est stocké à une température d'environ -162°C dans 3 réservoirs d'une capacité de 100000 m^3 chacun, garantissant à la fois la sécurité et la continuité de l'approvisionnement pour l'exportation. [3]

Le chargement pour l'exportation se fait depuis deux quais spécialisés, conçus pour accueillir des méthaniers dont la capacité varie entre 40000 et 145000 m^3 de GNL, permettant une flexibilité logistique et une optimisation des expéditions vers les marchés internationaux. [3]



Fig I.04 : Zone de stockage et chargement du GNL

Chapitre II

Procédé de liquéfaction du gaz

naturel

II.1. Introduction

Le transport du gaz naturel par voie maritime est difficile en raison de sa très faible densité. Pour résoudre ce problème, il est liquéfié par refroidissement à environ -160°C , ce qui réduit son volume d'environ 600 fois et le rend plus facile et économique à transporter et à stocker. Avant cette liquéfaction, le gaz doit être traité car il peut contenir des impuretés (CO_2 , H_2S , eau, mercaptans, etc.) selon le gisement. Leur élimination est indispensable pour garantir un procédé sûr et efficace. [4]

II.2. Description du procédé de liquéfaction

Le gaz naturel alimentant chaque train de liquéfaction du complexe GL2/Z, à un débit d'environ $3320000 \text{ Nm}^3/\text{h}$, contient des impuretés comme le CO_2 , l'eau et les hydrocarbures lourds (C_5^+). Ces composants peuvent se condenser et se solidifier dans les zones cryogéniques, entraînant des risques de colmatage et de détérioration des équipements.

Pour éviter ces problèmes, le gaz est soumis à plusieurs étapes de traitement et de purification afin d'éliminer ces impuretés avant la liquéfaction, garantissant ainsi la sécurité et la fiabilité du procédé (annexe A fig.02). [4]

II.2.1. Traitement du gaz naturel

Le gaz naturel doit être conditionné avant sa liquéfaction aux températures cryogéniques, ce conditionnement comprend l'élimination des contaminants tels que le mercure, le gaz carbonique et la vapeur d'eau assuré par le démercuriseur, la section de décarbonatation et déshydratation. [5]

II.2.1.1. Démercurisation

La démercurisation consiste à piéger le mercure contenu dans le gaz pour éviter la corrosion des équipements en aluminium comme le cas de l'échangeur principal de la section de liquéfaction, réalisée par adsorption moléculaire. Un lit de tamis moléculaire recouvert de sulfate de cuivre (CuSO_4) est contenu dans le ballon démercuriseur « X42-D ». Le gaz traverse le lit, de haut en bas, dans lequel s'effectue la réaction entre le mercure et le soufre sur des billes céramiques. [5]

II.2.1.2. Décarbonatation

Le principe d'élimination du gaz carbonique est mis en œuvre par un procédé d'absorption à haute pression 42 bars et basse température 38°C . L'absorption du gaz carbonique se fait à contre-courant par une solution aqueuse de MEA diluée à 15 %. Le gaz naturel débarrassé du CO_2 quitte la tête de l'absorbeur pour être envoyé dans la section de déshydratation. La solution riche en CO_2 quitte le fond de l'absorbeur pour la régénération dans une colonne à basse pression et à haute température. [5]

II.2.1.3. Déshydratation

À la sortie de l'absorbeur, le gaz d'alimentation est humide, surtout par le fait qu'il a absorbé de l'eau de la solution de MEA. La phase suivante du traitement du gaz d'alimentation est l'élimination de l'eau en vue d'en réduire la teneur à moins de 0,5 ppm. Cette opération est effectuée dans un jeu de 3 sécheurs à tamis moléculaire. Le gaz pénètre à une pression de 41 bars dans 2 sécheurs en service et traverse les tamis moléculaires en perdant progressivement son humidité, un 3^{ème} sécheur étant en régénération (annexe A fig.07). [5]

II.2.2. Séparation

Le gaz naturel déshydraté est d'abord refroidi jusqu'à environ -31°C dans des échangeurs au propane, puis partiellement condensé par échange thermique avec les vapeurs froides issues de la tête de la colonne de lavage. Le mélange obtenu est introduit dans cette colonne où s'effectue une séparation : les hydrocarbures lourds (C₂, C₃, C₄...) se condensent et sont récupérés en fond pour être envoyés vers le fractionnement, tandis que les gaz légers (principalement méthane, azote et hélium) montent vers la tête. [5]

Ces gaz de tête subissent ensuite un refroidissement supplémentaire, une partie est condensée et recyclée comme reflux pour améliorer la séparation, tandis que le reste est encore refroidi et condensé dans les échangeurs grâce au MCR (annexe A fig.07). [5]

II.2.3. Liquéfaction

Le gaz naturel riche en composants légers est condensé dans les échangeurs grâce au MCR, produisant du GNL. Ce dernier est ensuite sous-refroidi dans un échangeur, tout en réchauffant les vapeurs issues d'autres unités, puis mélangé aux courants de réinjection (C₂ et C₃). [5]

Le mélange subit une détente dans un ballon flash, où les vapeurs sont séparées du liquide. Les vapeurs sont valorisées (production d'hélium, azote ou combustible), tandis que le GNL liquide est encore sous-refroidi, détendu, puis envoyé vers une colonne de déazotation pour éliminer l'azote et ajuster ses caractéristiques. [5]

Enfin, le GNL purifié est récupéré en fond de colonne et envoyé vers les réservoirs de stockage.

II.2.4. Fractionnement

Au niveau de cette section, la charge lourde issue de la tour de lavage sera traitée dans 3 colonnes de distillation pour en extraire successivement l'éthane, le propane, le butane et la gazoline (annexe A fig.10). [6]

II.2.4.1. Séparation de l'éthane

La séparation de l'éthane se fait dans une colonne de distillation (dééthaniseur) en exploitant la différence de volatilité : l'éthane, plus léger, monte en tête sous forme de vapeur, tandis que les hydrocarbures plus lourds restent en bas. [6]

Le produit de tête est en partie réinjecté dans le GNL pour l'enrichir, et l'excédent est utilisé comme combustible. Les composants lourds récupérés au fond sont envoyés vers le dépropaniseur pour poursuivre le fractionnement. [6]

Cette étape permet de valoriser l'éthane, d'optimiser l'énergie du procédé et de préparer efficacement les coupes suivantes.

II.2.4.2. Séparation du propane

La séparation du propane s'effectue dans un dépropaniseur en exploitant la différence de volatilité : le propane, intermédiaire en légèreté, se vaporise et est récupéré en tête, tandis que les composés plus lourds (butane, gazoline) restent en fond. [6]

Le propane extrait est principalement destiné à la commercialisation ou à la réinjection dans le GNL, mais peut aussi être utilisé comme fluide réfrigérant dans le procédé (cycle propane ou MCR). [6]

Les produits lourds sont envoyés vers la débutanisation pour poursuivre le fractionnement. Cette étape permet de valoriser le propane et de préparer efficacement les coupes suivantes. [6]

II.2.4.3. Séparation du butane et de gazoline

La séparation du butane et de la gazoline se fait dans un débutaniseur en exploitant leur différence de volatilité : le butane, plus léger, monte en tête sous forme de vapeur et est récupéré comme produit purifié, tandis que la gazoline, plus lourde, reste au fond de la colonne. [6]

Le butane est ensuite envoyé vers la commercialisation ou, selon les besoins, partiellement réinjecté dans le GNL. La gazoline est soutirée en fond, refroidie dans un échangeur à eau de mer afin d'abaisser sa température, puis dirigée vers les bacs de stockage pour sa commercialisation.

Cette étape finale du fractionnement permet d'assurer une séparation nette des fractions lourdes tout en optimisant la valorisation de chaque produit. [6]

II.3. Section de compression

II.3.1. Boucle de propane

La boucle de propane est une boucle à quatre étages qui permet de refroidir le gaz naturel et le MCR par paliers successifs, le propane, après compression et condensation, subit quatre niveaux de détente refroidissante, lui permettant d'échanger ses frigories avec le MCR (annexe A fig.09). [6]

II.3.2. Boucle de MCR

La boucle de MCR constitue la deuxième boucle frigorigène de l'unité de liquéfaction. Le fluide frigorigène est un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane. Ce dernier circule dans une boucle fermée à 2 compresseurs de MCR liquide et de MCR vapeur entraînés par chacun par une turbine. Le MCR sert à liquéfier le gaz naturel dans l'échangeur principal (annexe A fig.11). [6]

Chapitre III

Description de la section de

décarbonatation

III.1. Introduction

Le gaz naturel doit être traité avant la liquéfaction afin d'éliminer les impuretés (CO_2 , eau et hydrocarbures lourds) qui risquent de se solidifier à très basse température et d'endommager les équipements cryogéniques. [7]

Ce traitement repose principalement sur la décarbonatation et la déshydratation. La décarbonatation, première étape, utilise une solution de MEA pour absorber le CO_2 dans une colonne dédiée, permettant de réduire sa teneur à environ 70 ppm et d'éviter la formation de glace carbonique. [7]

Ainsi, cette étape est indispensable pour garantir la sécurité, la continuité et la fiabilité du train de liquéfaction, toute défaillance entraînant un arrêt immédiat de l'unité. [7]

III.2. Description du système « MEA- CO_2 »

III.2.1. Élimination du gaz carbonique (CO_2)

Le système « MEA- CO_2 » permet d'éliminer le dioxyde de carbone du gaz naturel afin d'éviter sa solidification en cryogénie et de protéger les équipements. Le gaz subit d'abord un prétraitement comprenant la séparation des liquides, un chauffage à 38°C et l'élimination du mercure. Il entre ensuite dans la colonne d'absorption « X31-E », où il monte à contre-courant d'une solution de MEA qui descend et absorbe progressivement le CO_2 par réaction chimique. Le gaz traité, appauvri en CO_2 , sort en tête et est envoyé vers la déshydratation. La solution de MEA enrichie en CO_2 est récupérée au fond puis dirigée vers la régénération, où le CO_2 est séparé et la MEA recyclée. [7]

III.2.2. Régénération de la solution de MEA

La régénération de la MEA a pour objectif de libérer le CO_2 absorbé et de réactiver la solution. La MEA riche est d'abord préchauffée grâce à des échangeurs utilisant la chaleur de la MEA pauvre. Elle est ensuite introduite dans une colonne de régénération fonctionnant à basse pression et à haute température. Dans cette colonne, le CO_2 est séparé sous forme de vapeur en tête. Le CO_2 est ensuite évacué après condensation partielle, avec un reflux pour améliorer la séparation. La MEA régénérée est récupérée au fond de la colonne puis refroidie. Enfin, elle est recyclée vers l'absorbeur pour un nouveau cycle d'absorption. [7]

III.2.3. Filtration de la solution de MEA

Un filtre à charbon « X32-F » pour la solution de MEA et 2 filtres à cartouches « X31-L » et « X75-L » pour la solution de MEA riche, sont prévus pour retenir les impuretés solides dans la solution de MEA. Si on les laissait s'accumuler, ces impuretés risqueraient de faire mousser la solution dans l'absorbeur et dans le régénérateur. [7]

III.2.3.1. Filtration de MEA pauvre en CO₂

Le filtre à charbon a une capacité d'environ 5 % du débit de la solution pauvre. Le courant de soutirage pénètre par le haut et découle à travers du lit de charbon actif, sort par le fond, se mélange à la solution pauvre et passe dans l'absorbeur. [8]

III.2.3.2. Filtration de MEA riche en CO₂

La solution de MEA riche en CO₂ provenant du fond de l'absorbeur est envoyée vers un système de filtration à cartouche « X31-L ». Elle traverse successivement deux filtres afin d'améliorer la qualité de la solution. Un débit équivalent à environ 10 % du flux principal est traité dans cette section de dérivation. [9]

La filtration permet de retenir les impuretés solides telles que le tartre, les boues et certains produits corrosifs présents dans la solution. La MEA filtrée est ensuite récupérée en sortie et réintégrée au flux principal de solution riche avant son passage vers le ballon de séparation des hydrocarbures.

III.2.4. Vaporisateur de la solution de MEA « X36-C »

Le vaporisateur de MEA « X36-C » traite une petite partie du débit de circulation afin d'éliminer les impuretés et produits corrosifs accumulés dans la solution de MEA. La solution pauvre provenant du régénérateur y est envoyée, où elle est chauffée jusqu'à vaporisation partielle. Les impuretés non volatiles (sels, boues, produits de dégradation) restent concentrées, tandis que la vapeur de MEA est réinjectée dans le régénérateur après séparation des gouttelettes. [9]

Au fil du temps, ces impuretés s'accumulent et augmentent la température de fonctionnement, ce qui nécessite une purge lorsque certaines limites sont atteintes afin d'éviter leur entraînement dans le circuit. Le fonctionnement du vaporisateur est ajusté selon l'état de la solution et les conditions d'exploitation, et il est généralement maintenu en service continu pour assurer une purification efficace de la MEA (fig III.01). [9]



Fig III.01 : Vaporisateur « X36-C »

III.2.5. Système de stockage et puisard de MEA « X35-F »

Les trois réservoirs de MEA assurent l'alimentation des six trains de décarbonatation et constituent une réserve protégée par azote pour éviter l'oxydation. Ils sont équipés d'instruments de contrôle pour surveiller les conditions d'exploitation. [9]

Un puisard central collecte les purges et fuites de MEA, puis permet sa récupération, son ajustement et sa redistribution vers les unités. Ainsi, ce système garantit une gestion continue, fiable et sécurisée de la solution de MEA dans le procédé (fig III.02). [9]



Fig III.02 : Puisard de MEA

III.2.6. Système d'injection anti-mousse

Une pompe doseuse « 132-LJ » aspire du fond du réservoir, au travers d'un filtre, et refoule la solution anti-mousse au niveau de l'aspiration de la pompe de circulation de MEA « 131-J ». Le débit d'injection de la solution anti-mousse dans la solution de MEA en circulation est déterminé par les conditions d'opérations existantes. Au refoulement de la pompe, un PI indique la pression. En cas de surpression, une soupape refoule dans le bac (fig III.03). [9]



Fig III.03 : Pompe doseuse anti-mousse « 132-U »

III.2.7. Choix de l'absorbant (MEA)

Le choix de l'absorbant pour l'élimination du CO₂ dépend de la composition du gaz et des conditions opératoires. Plusieurs amines sont utilisées : MEA, DEA et TEA, chacune adaptée à des cas spécifiques. [10]

La MEA est privilégiée lorsque le gaz contient principalement du CO₂ sans COS ni CS₂, grâce à sa forte réactivité et son bon pouvoir d'absorption. Elle permet un traitement efficace avec une solution relativement diluée et une régénération simple. [10]

Cependant, elle présente des limites : elle est corrosive à forte concentration, peut entraîner des pertes par évaporation et se dégrade en présence de composés soufrés comme le COS. [10]

III.2.7.1. Propriétés physico-chimiques de MEA

La MEA est un composé organique possédant à la fois des propriétés d'alcool et d'amine. À température ambiante, elle se présente sous forme d'un liquide légèrement visqueux, à faible odeur ammoniacale et très soluble dans l'eau. Elle est légèrement volatile et possède un caractère fortement basique (pH ≈ 12,5). [10]

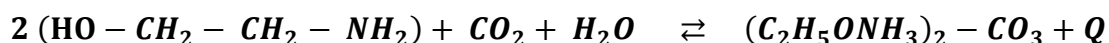
Elle absorbe naturellement le CO₂ et est insoluble dans certains solvants organiques comme les hydrocarbures et les éthers. [10]

Bien que peu toxique dans des conditions normales, elle peut être irritante pour la peau et les yeux en raison de sa nature alcaline (annexe B tableau.15). [10]

III.2.7.2. Mécanisme d'interaction entre le CO₂ et la MEA

L'absorption du CO₂ par la MEA s'effectue préférentiellement à basse température et sous haute pression, conditions qui favorisent la solubilité du CO₂ et l'efficacité de la réaction chimique. Dans ce procédé, le gaz naturel est introduit dans la colonne d'absorption où il circule à contre-courant d'une solution aqueuse de MEA à 15 %. L'opération débute à une température d'environ 38°C et sous une pression de 42 bars. [10]

Au contact de la solution d'amine, le CO₂ réagit chimiquement avec la MEA en présence d'eau pour former des composés carbonatés (sels d'amine), selon les réactions suivantes :



Chapitre IV

Problèmes rencontrés dans la

section de décarbonatation

IV.1. Introduction

L'utilisation de la solution de MEA dans le procédé de décarbonatation du gaz naturel peut provoquer de sérieux problèmes, qui peuvent avoir des répercussions nuisibles sur le traitement ultérieur du gaz. Par conséquent, le rendement global de l'unité accuse une baisse relativement importante. Les problèmes les plus importants rencontrés dans cette section sont comme suit :

IV.2. Problèmes de dégradation de MEA

La dégradation de la MEA peut affecter négativement l'efficacité de l'absorption du CO_2 de plusieurs façons. En effet, les produits issus de cette dégradation sont généralement moins volatils que la MEA elle-même et peuvent être éliminés de la solution par vaporisation. Cette perte de MEA active réduit la capacité d'absorption de la solution et peut entraîner une diminution de l'efficacité globale du procédé d'épuration du gaz (Fig IV.01). [10]

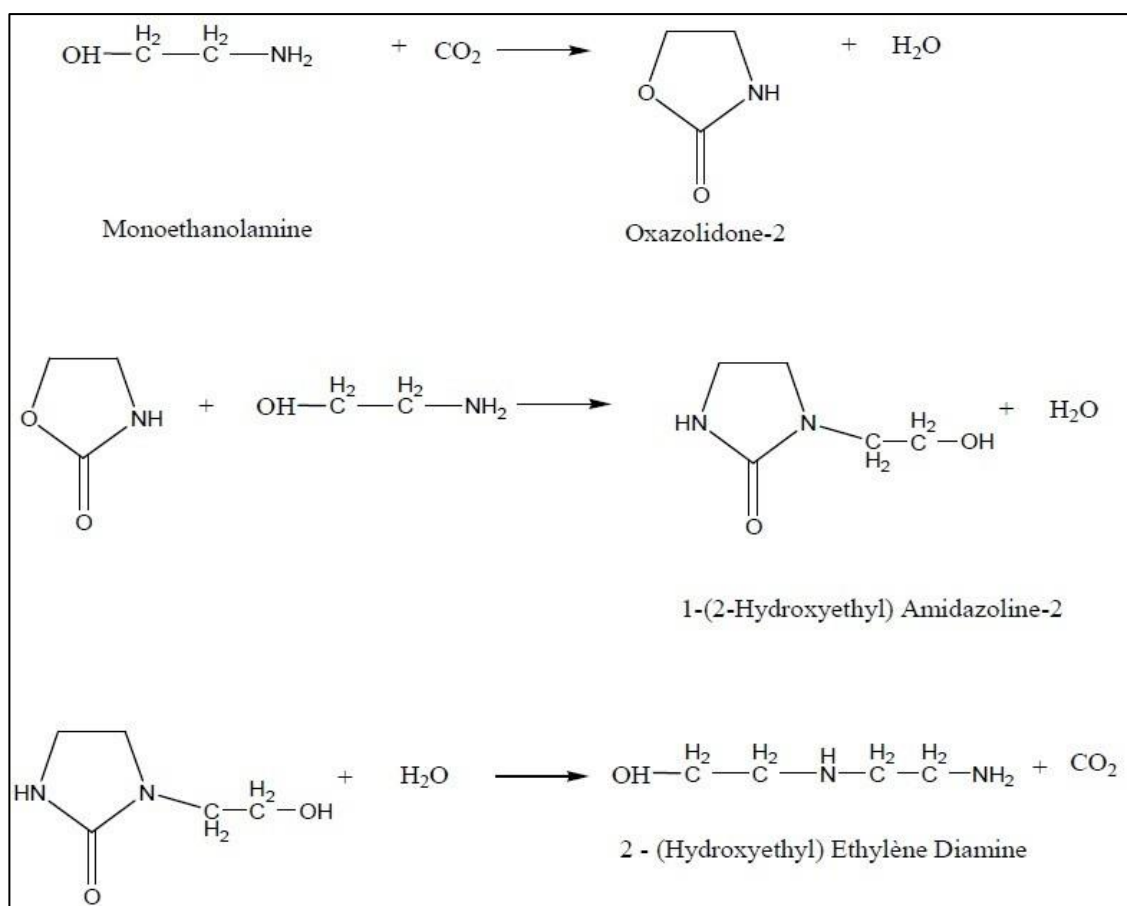


Fig IV.01 : Mécanisme des réactions irréversibles de la MEA avec le CO_2 et formation de composés cycliques

IV.3. Problèmes de corrosion

La corrosion est l'un des principaux problèmes des unités à éthanolamine, notamment celles utilisant la MEA pour la décarbonatation. Son intensité dépend de plusieurs paramètres comme le type d'amine, la présence de contaminants, la charge en gaz acides ainsi que les conditions de pression et de température. [10]

Une augmentation de la charge en CO₂ et autres gaz acides entraîne généralement une accélération de la corrosion. Celle-ci peut également être aggravée par la dégradation thermique de la MEA à haute température, notamment dans le rebouilleur, ainsi que par l'érosion due aux particules solides en suspension. [10]

IV.4. Problèmes de moussage

IV.4.1. Définition du moussage

Le moussage est un phénomène qui diminue les performances des unités de traitement au MEA en entraînant des pertes de solvant et une baisse de l'efficacité d'absorption des gaz acides. Il peut provoquer le débordement de la solution, perturber le contact gaz-liquide et augmenter la chute de pression dans la colonne. [11]

Ce phénomène est favorisé par une forte concentration en MEA et la présence d'impuretés, et peut être détecté par la variation de la pression différentielle. [11]

Pour le limiter, des équipements comme les séparateurs de gouttelettes et un bon dimensionnement des colonnes sont utilisés. [11]

IV.4.2. Facteurs favorisant le moussage

Le moussage dans les unités au MEA est favorisé par plusieurs facteurs. La présence d'hydrocarbures liquides dans le gaz, mal éliminés en amont, peut encrasser les équipements et dégrader la solution, ce qui augmente le risque de mousse. Les produits de dégradation de la MEA, formés par oxydation ou réaction avec le CO₂, modifient également les propriétés de la solution et favorisent ce phénomène. Enfin, un excès d'agent anti-mousse peut se décomposer dans le circuit de régénération et générer des composés contribuant à la formation de mousse. [11]

IV.5. Problèmes de contamination

Les chlorures provoquent la dégradation de la solution de MEA, réduisant son efficacité d'absorption du CO₂. Ils proviennent notamment de l'eau de mer utilisée dans les systèmes de refroidissement et de condensation. En présence d'oxygène, ils favorisent la formation d'acide chlorhydrique (HCl), fortement corrosif pour les équipements en acier inoxydable. [12]

Cette corrosion entraîne aussi la formation de boues pouvant obstruer les tubes des échangeurs. Ainsi, les chlorures affectent à la fois la performance du procédé et l'intégrité des installations.

IV.6. Pertes de la solution de MEA

Les pertes de MEA dans le procédé sont liées aux conditions de fonctionnement et à l'état des équipements. Elles peuvent se produire de trois façons principales : par entraînement avec le gaz dans l'absorbeur, par dégradation chimique de la solution (contact avec l'air ou températures élevées au niveau du rebouilleur), ou par évaporation liée aux conditions de pression, température et concentration. [12]

Les pertes par entraînement sont limitées grâce à une section de lavage dans l'absorbeur. Les pertes par évaporation peuvent être partiellement récupérées par lavage à l'eau. Enfin, les pertes globales se divisent en pertes d'exploitation (absorbeur et régénérateur) et pertes externes dues aux fuites d'équipements. [12]

Chapitre V

Analyse du problème

V.1. Introduction

Cette partie du travail vise à identifier les causes des dysfonctionnements observés dans la section de décarbonatation du train 300. L'analyse est basée sur une approche méthodique prenant en compte l'évolution de la consommation de MEA, le contrôle des paramètres opératoires des équipements et l'exploitation des résultats d'analyses du laboratoire du complexe GL2/Z. [13]

L'étude s'appuie sur les données réelles d'exploitation et les relevés effectués lors des périodes d'instabilité, afin de comprendre les mécanismes à l'origine des anomalies et d'expliquer leur apparition. [13]

V.2. Identification et localisation des problèmes

Comme nous l'avons mentionné dans le chapitre III, l'opération de décarbonatation est très importante dans le traitement de gaz, vus les problèmes qui peut être générer par la présence de CO_2 . À cet effet nous avons essayé à identifier et localiser les problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation. D'après notre étude nous avons constaté qu'il y avait plusieurs anomalies :

V.2.1. Dysfonctionnement de quelques équipements

V.2.1.1. Vaporisateur

La régénération par vaporisation et condensation partielle ne permet pas d'éliminer certains produits non vaporisables. Pour cela, on utilise un vaporisateur qui assure le lavage de la solution de MEA pauvre qui provient du régénérateur par la vapeur désurchauffée. Ce dernier est exploité selon la nécessité (fig V.01). [13]



Fig V.01 : Vaporisateur

V.2.1.2. Pompe doseuse anti-mousse

La pompe qui véhicule le produit anti-mousse ne fonctionne pas. Donc la dilution ne peut pas se faire correctement dans le bac destiné à cette opération puisque l'opérateur est obligé de préparer cette solution manuellement. Un nouveau système est en cours d'installation bac-pompes-agitateur (fig V.02). [13]



Fig V.02 : Pompe doseuse anti-mousse

V.2.2. Contamination de la solution de MEA

Des inspections du puisard de MEA ont révélé la présence récurrente d'une fine couche d'huile à la surface de la solution. Cette contamination est principalement due aux opérations de maintenance, notamment les vidanges et lubrifications des pompes de circulation de la MEA.

Des fuites ou déversements accidentels peuvent ainsi introduire des hydrocarbures dans le circuit, ce qui altère les propriétés de la solution. Cette pollution favorise le moussage et réduit l'efficacité d'absorption du CO_2 dans la section de décarbonatation (fig V.03). [13]



Fig V.03 : Contamination du puisard de MEA par l'huile

V.2.3. Absence du filtre dans le puisard de MEA

La surface du puisard n'est pas dotée d'un filtre qui assure l'élimination de toutes matières en suspension (fig V.04). [13]



Fig V.04 : Absence du filtre dans le puisard de MEA

Partie d'analyse

V.3. Partie d'analyse

V.3.1. Analyse de la consommation de MEA

Nous avons évalué la consommation de la MEA au cours de l'exploitation de la section de décarbonatation et la production du GNL afin de calculer le % de consommation de MEA. [14]

❖ Exploitation des résultats

Les deux tableaux V.01 et V.02 représentent respectivement la consommation de la solution de MEA en Kg et la production du GNL en m³ par mois :

Tableau V.01 : Production du GNL en m³ en 2024

Mois	T100 (m ³)	T300 (m ³)
Janvier	244308	206168
Février	222406	175426
Mars	45259	239464
Avril	257634	151857
Mai	246233	0
Juin	32010	176497

❖ Interprétation des résultats

Les valeurs en rouge indiquent des diminutions importantes de la production du GNL au niveau des deux trains étudiés. Pour le T100, la baisse de la production de 244308 à 32010 m³ est due à des limitations de fonctionnement des unités de liquéfaction ayant affecté le rendement du procédé. Concernant le T300, la valeur nulle enregistrée au mois de mai s'explique par un arrêt complet du train lié à une opération de maintenance programmée.

Taux de consommation de MEA

➤ Le taux de consommation de la MEA est calculé comme suit :

$$\text{Taux de consommation} = \frac{\text{Consommation de MEA}}{\text{Production du GNL}} \times 1000$$

➤ Le tableau V.02 représente le taux de consommation de MEA :

Tableau V.02 : Taux de consommation de MEA en %

Mois	T100 (%)	T300 (%)
Janvier	4	9
Février	9	0
Mars	93	3
Avril	4	8
Mai	6	0
Juin	0	8

❖ Interprétation et discussion des résultats

L'analyse de la consommation de MEA montre des variations importantes sur les deux trains étudiés. Pour le train 100, la consommation augmente fortement jusqu'à un pic en mars, traduisant une instabilité du procédé liée à des pertes ou une dégradation de la solution, avant de redescendre progressivement jusqu'à devenir nulle en juin.

Pour le train 300, la consommation est plus faible mais irrégulière, alternant entre périodes de consommation et d'arrêt complet.

Dans l'ensemble, ces fluctuations indiquent des perturbations dans l'exploitation de la section de décarbonatation et une instabilité de la gestion de la MEA.

V.3.2. Paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation

Le tableau V.03 regroupe les paramètres de fonctionnement essentiels des équipements de la section de décarbonatation, incluant le débit, la pression et la température du gaz naturel à l'entrée ainsi que la température du rebouilleur, relevés quotidiennement et comparés aux valeurs de référence du design :

Tableau V.03 : Paramètres de fonctionnement de la section de décarbonatation

Paramètre	Design	Valeur réelle
Débit du GN (Kg/h)	250000	227753,71
Pression (bar)	41,5	41,86
Température du GN (°C)	38	22,04
Température de rebouilleur (°C)	147,8	149,9

❖ Interprétation et discussion des résultats

D'après les résultats, nous avons remarqué que les paramètres de fonctionnement sont instables et ne sont pas conforme à la norme. La température du gaz naturel entrée est inférieure à la valeur limite recommandée par le design qui est de 38°C. La température de rebouilleur varie entre 143°C et 149°C.

La variation du débit, la température du gaz naturel et l'augmentation de la température de MEA au niveau du rebouilleur du régénérateur influent sur les pertes de la solution de MEA.

V.3.3. Analyse de la solution de MEA

V.3.3.1. Analyse du % de MEA et de CO₂ dans la solution de MEA

Cette analyse permet de déterminer la concentration en MEA et la teneur en CO₂ dans la solution de MEA pauvre après régénération afin d'évaluer l'efficacité du procédé. Un échantillon de 5 ml est dilué puis titré avec H₂SO₄ (1N) en présence d'indicateurs colorés. Deux points d'équivalence sont obtenus correspondant aux volumes V₁ et V₂. Le premier indique la neutralisation de la MEA libre, et le second celle du CO₂ combiné.

❖ Calcul du % de MEA et de CO₂ dans la solution de MEA

$$\% \text{ de CO}_2 = [V_2 - (V_1 + 0,75)] \times 0,7$$

$$\% \text{ de MEA} = V_2 \times 1,25$$

V.3.3.2. Analyse de la teneur des chlorures (Cl⁻) dans la solution de MEA

Cette analyse permet de déterminer la teneur en ions chlorure dans les solutions de MEA pauvres et riches afin de surveiller la contamination et la qualité du solvant. Le principe repose sur la précipitation des ions Cl⁻ par les ions Ag⁺ issus du nitrate d'argent, formant un précipité d'AgCl. Un échantillon de 5 ml est prélevé, acidifié avec HNO₃ puis dilué à 50 ml avec de l'eau distillée.

Après ajout de AgNO_3 (0,1N), la solution est agitée puis maintenue à 40°C pendant 30 minutes. Enfin, l'absorbance est mesurée au spectrophotomètre à 430 nm pour quantifier les chlorures. [15]

V3.3.3. Analyse du taux de moussage dans la solution de MEA

Cette analyse permet d'évaluer la tendance de la solution de MEA pauvre à former de la mousse. Elle consiste à injecter un débit d'air contrôlé dans un échantillon de 50 ml contenu dans une éprouvette graduée. Les volumes initial (A) et final (B) sont relevés après 3 minutes d'aération à 32 cm³/min. La différence entre ces volumes permet de quantifier le taux de moussage. [15]

Conclusion générale

Ce travail a porté sur l'étude diagnostique de la section de décarbonatation du complexe GL2/Z, une étape essentielle dans le traitement du gaz naturel avant sa liquéfaction. Cette unité joue un rôle fondamental dans l'élimination du CO₂, permettant de garantir la qualité du gaz traité et d'éviter les problèmes liés à la corrosion et à la formation des solides dans les installations cryogéniques.

L'analyse réalisée a permis de mettre en évidence que le fonctionnement de cette section est influencé par plusieurs facteurs techniques et opérationnels. En effet, la performance du procédé dépend fortement de la qualité de la solution de MEA, des conditions de fonctionnement ainsi que de l'état des équipements. Les résultats obtenus ont montré que la dégradation du solvant, associée à la présence d'impuretés et à des phénomènes de contamination, constitue l'une des principales causes de la baisse d'efficacité de l'absorption du CO₂.

Par ailleurs, l'étude a révélé l'existence de plusieurs dysfonctionnements au niveau des équipements, notamment l'absence de filtration efficace, le problème du système d'injection d'anti-mousse et certaines limitations du vaporisateur. Ces anomalies favorisent l'accumulation d'impuretés dans la solution de MEA, ce qui engendre des phénomènes de moussage, des pertes de solvant et une instabilité du procédé.

En outre, l'analyse des paramètres de fonctionnement a montré des écarts entre les valeurs réelles et celles du design, en particulier au niveau de la température du gaz naturel et du rebouilleur. Ces variations influencent directement l'efficacité du procédé et contribuent à l'augmentation de la consommation de MEA. L'étude du taux de consommation a également confirmé cette instabilité, notamment avec des fluctuations importantes observées au niveau des trains étudiés.

Ainsi, il apparaît clairement que les performances de la section de décarbonatation reposent sur un équilibre entre la maîtrise des conditions opératoires, la qualité du solvant et la fiabilité des équipements. Toute perturbation de l'un de ces éléments entraîne une dégradation globale du procédé.

En conclusion, l'amélioration du fonctionnement de cette unité nécessite la mise en place d'un suivi rigoureux, d'une maintenance adaptée et d'une gestion optimisée de la solution de MEA. Ces actions permettront d'assurer une meilleure stabilité du procédé, de réduire les pertes de solvant et d'optimiser les performances globales de l'unité de traitement du gaz naturel.

Recommandations

- Assurer une préparation rigoureuse de la solution de Mono Éthanol Amine (MEA) afin de maintenir une concentration optimale comprise entre 12 % et 15 % en masse, garantissant ainsi une bonne efficacité d'absorption du CO₂.
- Mettre en place un contrôle analytique régulier de la solution de MEA (teneur en MEA, CO₂, chlorures, taux de moussage) afin de suivre son état, détecter toute dégradation et intervenir rapidement.
- Maintenir un stock de sécurité suffisant en MEA pour éviter les variations de concentration et assurer la continuité du procédé.
- Contrôler et stabiliser les paramètres opératoires (température, pression, débit) conformément aux valeurs de design afin d'optimiser les performances de la section de décarbonatation.
- Veiller à maintenir la température du gaz naturel à l'entrée de l'absorbeur à une valeur adéquate pour améliorer l'efficacité du contact gaz-liquide.
- Surveiller la température du rebouilleur afin d'éviter la dégradation thermique de la MEA et garantir une régénération efficace du solvant.
- Réhabiliter et assurer le bon fonctionnement du système d'injection d'anti-mousse pour limiter les phénomènes de moussage et améliorer la stabilité du procédé.
- Installer un système de filtration efficace au niveau du puisard de MEA afin d'éliminer les impuretés solides et réduire les risques d'encrassement et de contamination.
- Assurer une maintenance régulière du vaporisateur pour améliorer l'élimination des produits de dégradation et préserver la qualité de la solution de MEA.
- Limiter les pertes de MEA en vérifiant l'étanchéité des équipements et en réduisant les fuites au niveau des circuits.
- Éviter la contamination de la solution de MEA par les hydrocarbures en améliorant les procédures de maintenance et en contrôlant les opérations de vidange et de lubrification.
- Mettre en place un programme de maintenance préventive des équipements critiques afin d'anticiper les pannes et garantir un fonctionnement continu de l'unité.

Références bibliographiques

- [1] Manuel de service formation GL2/Z « Soft (procédé de liquéfaction du gaz naturel) process », 2010.
- [2] Manuel de service de formation de IAP, 2011.
- [3] Manuel opératoire du complexe GL2/Z, 1993.
- [4] Manuel de service de formation de GL2/Z « soft (procédé de liquéfaction du gaz naturel) process », 1992.
- [5] Manuel opératoire de procédé « section de traitement », volume I, 1981.
- [6] Manuel opératoire GL2/Z, « section de fractionnement », volume III, 1981.
- [7] Document soft formation ingénieur, bloc 11 module 02, 1992.
- [8] The down chemical « company the alkanolamines » HAND-BOOK.
- [9] Camille GOUEDARD ; novel degradation products of ethanolamine (MEA) in CO₂ capture conditions : identification, mechanisms proposal and transposition to other amines. Thèse 30 septembre 2014.
- [10] Bechir KOUMA. Remise en marche de l'unité de traitement de gaz aux amines U88, mémoire de projet de fin d'études : département des mines, institut national polytechnique « Félix Houphouët Boigny », mai 2008.
- [11] Manuel d'information et de sensibilisation. Service de prévention du
- [12] Livre « Gas Purification » - 5th Ed. /Arthur Kohl and Richard Nielsen.
- [13] Manuel d'information et de sensibilisation. Service de prévention du complexe GL2/Z. Thèse avril 2008.
- [14] Livre « Gas Purification » - 5th ed. /Arthur Kohl and Richard Nielsen.
- [15] Manuel de formation de GL2/Z « soft traitement de gaz », 2010.

Annexes

Annexe A

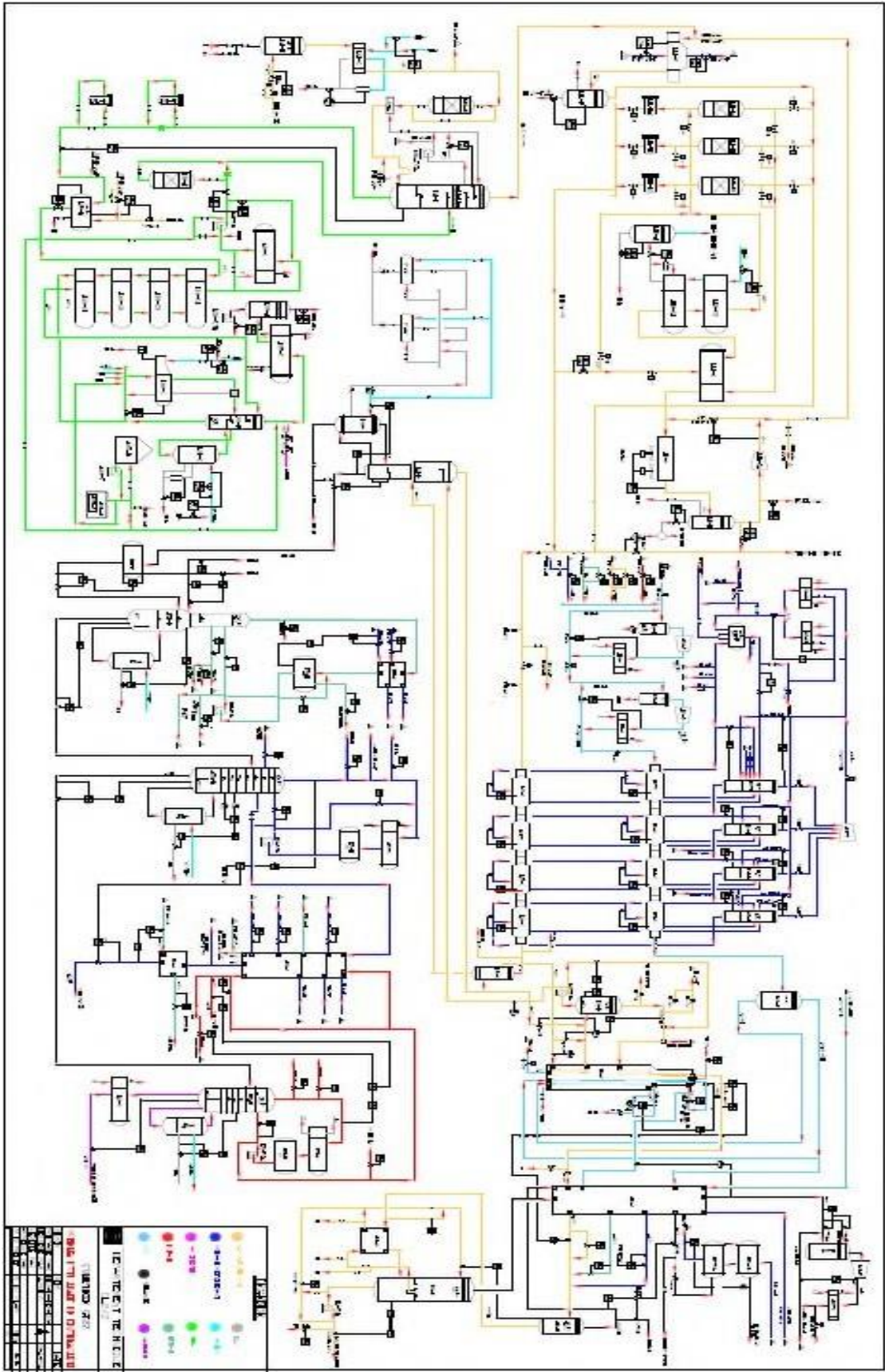


Fig A.01 : Train de production

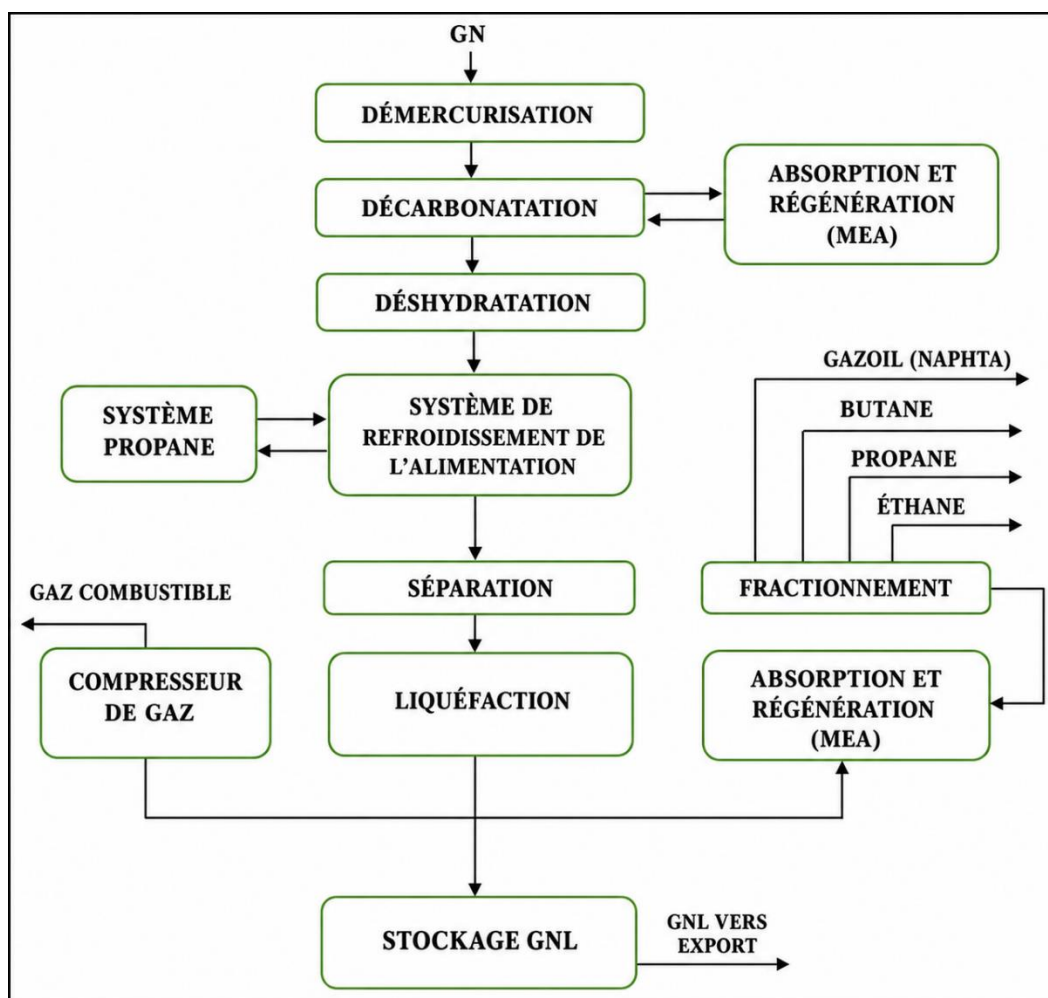


Fig A.02 : Procédé de liquéfaction du gaz naturel

42

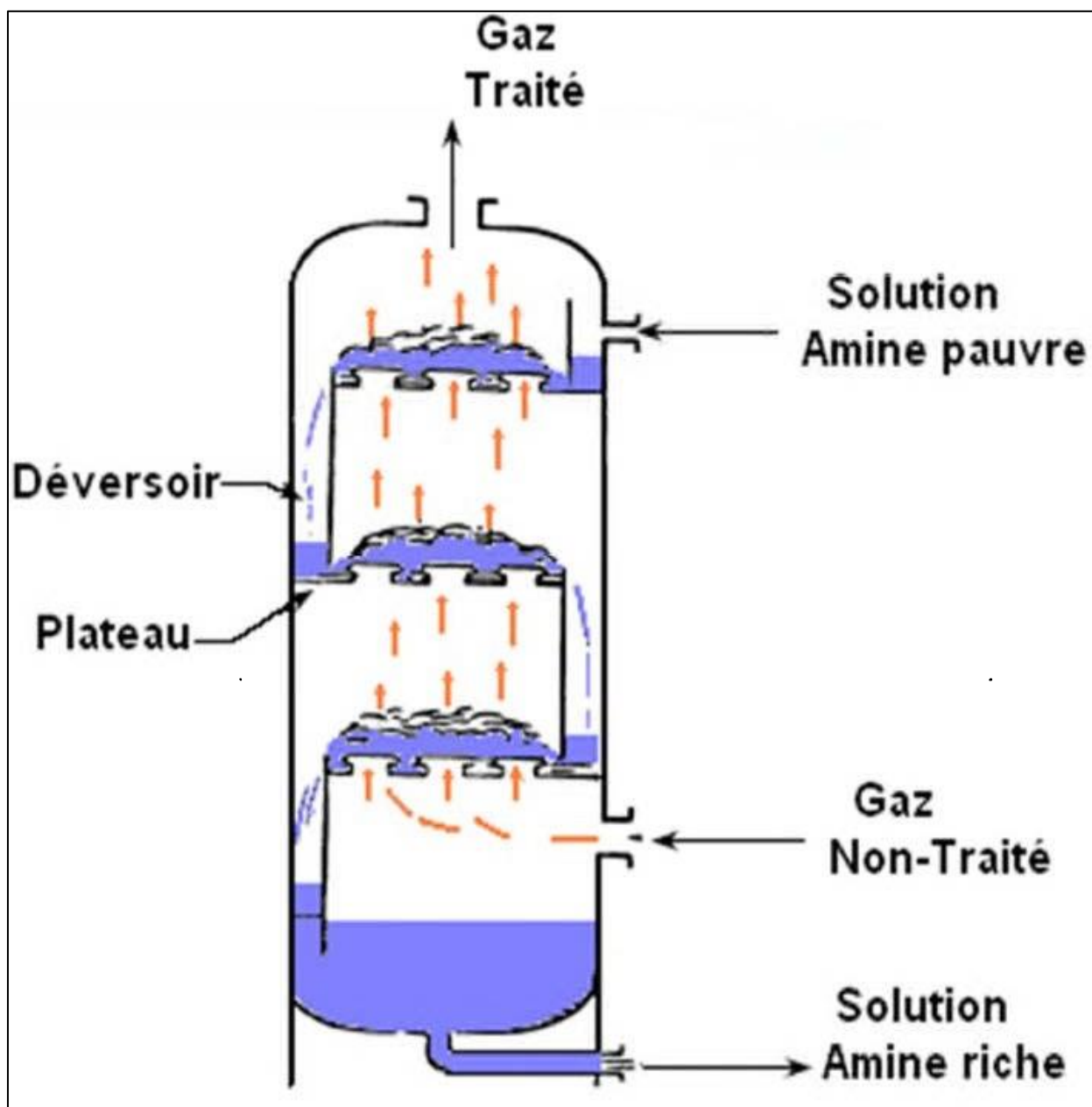


Fig A.04 : Absorbeur

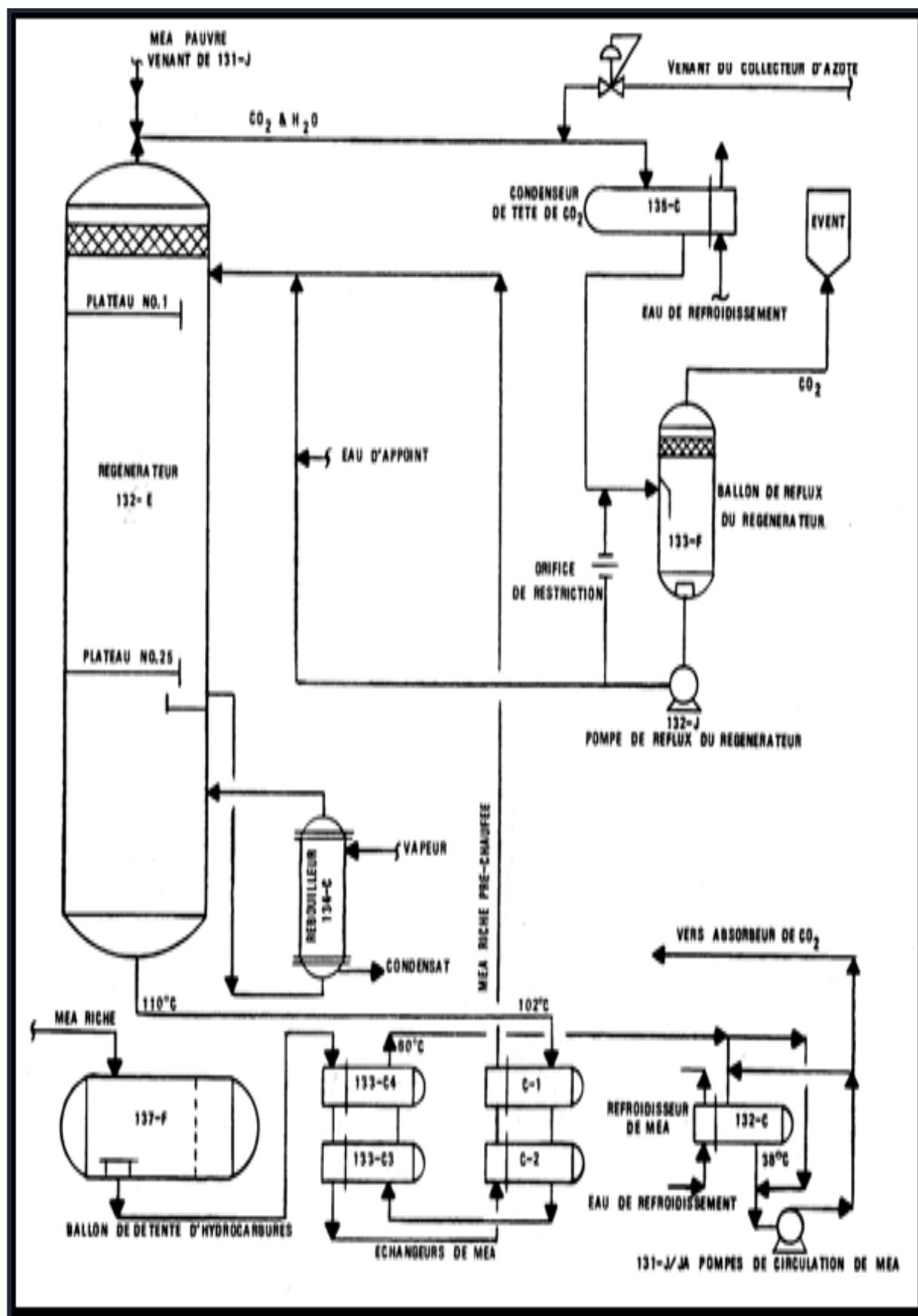


Fig A.05 : Procédé de régénération de MEA

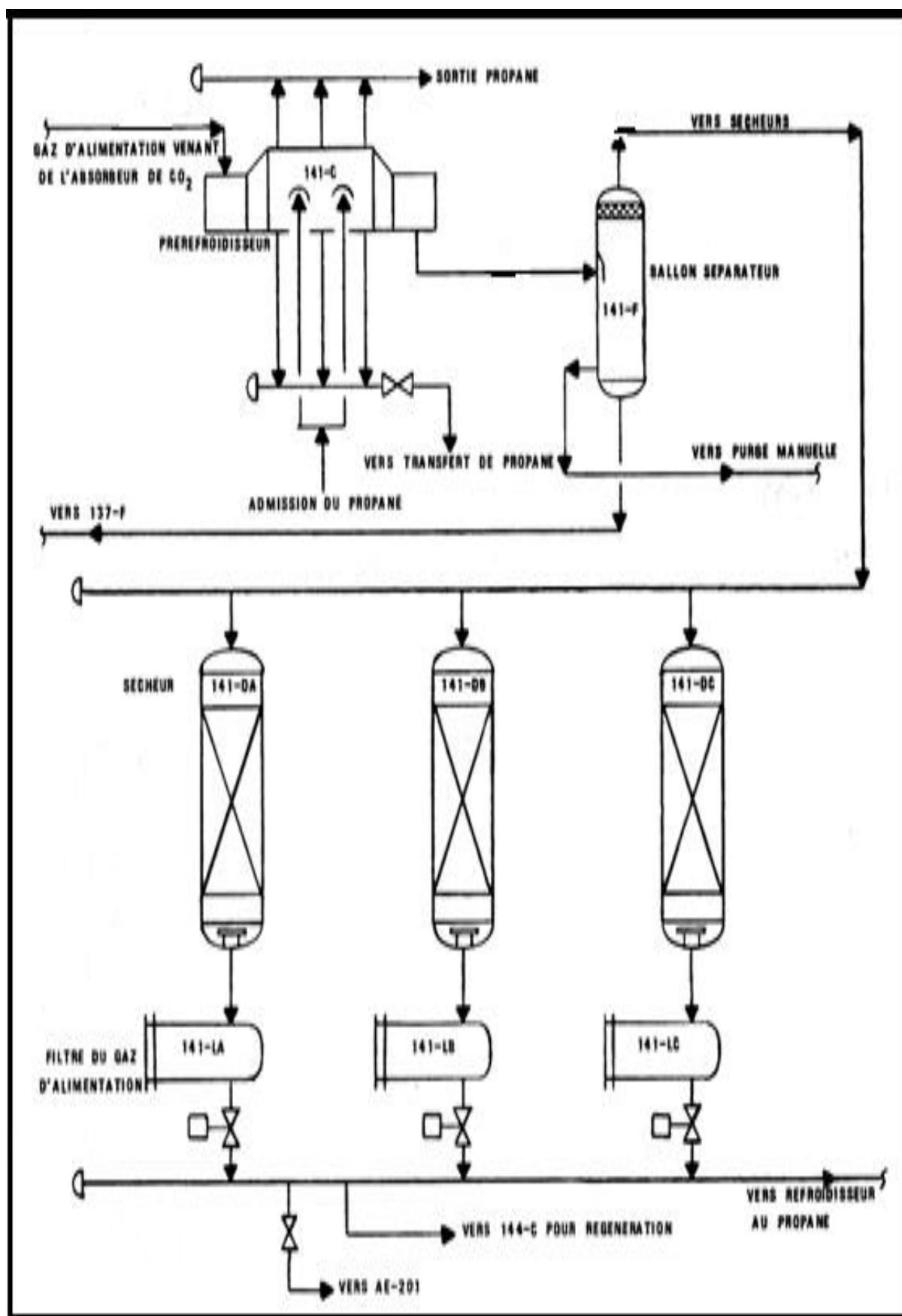


Fig A.06 : Procédé de déshydratation

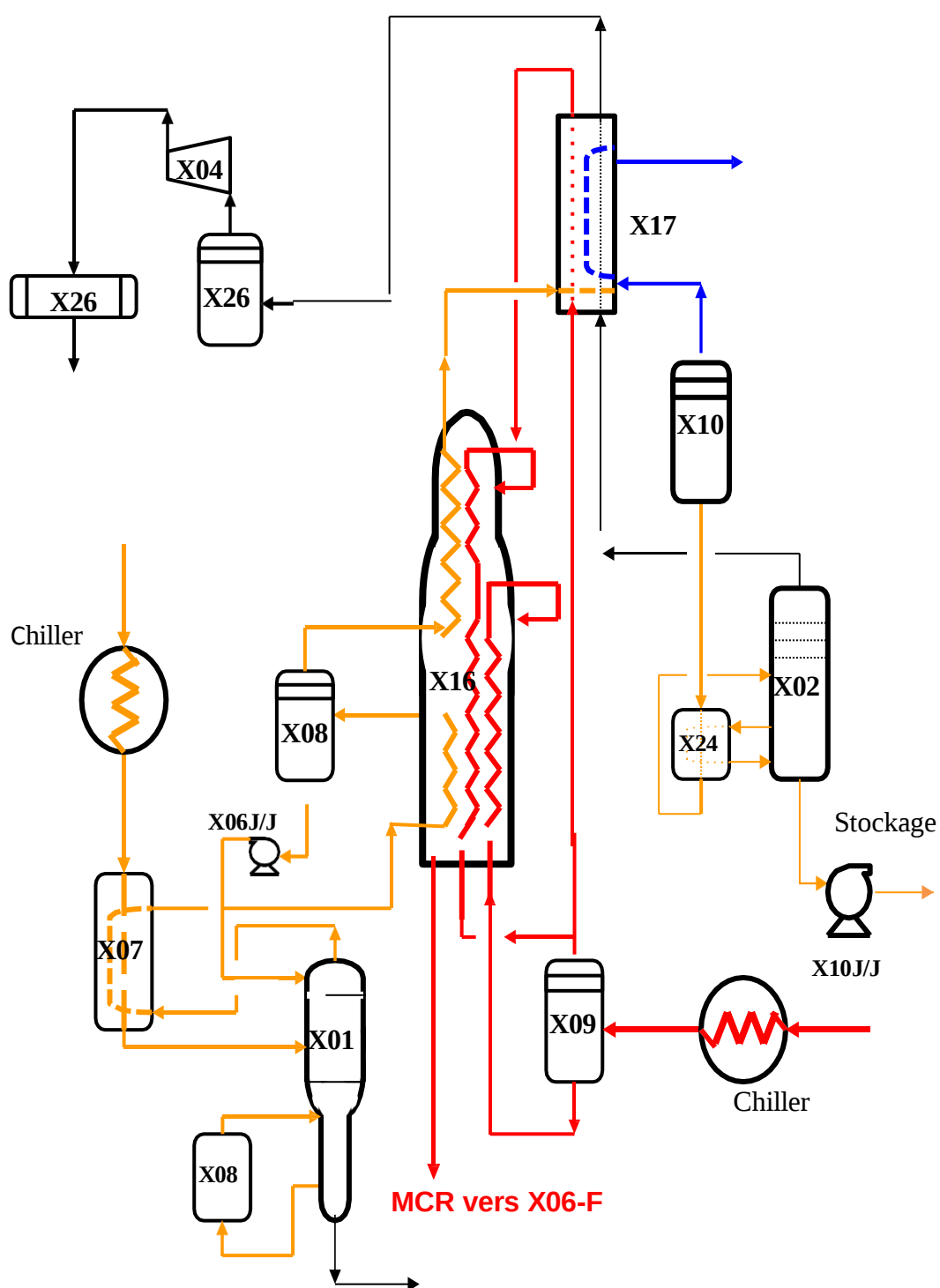


Fig A.07 : Procédé de séparation et de liquéfaction

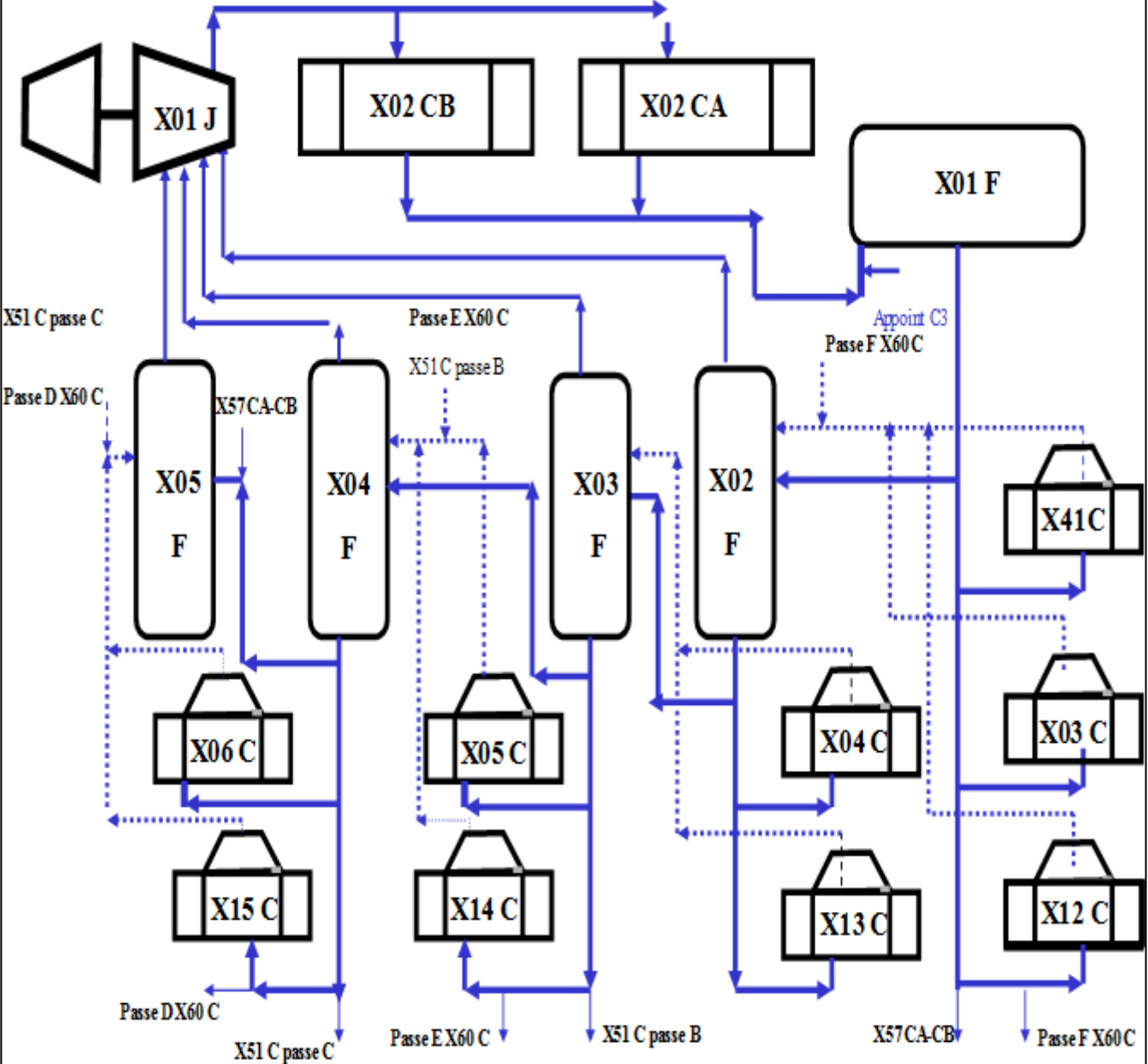


Fig A.08 : Boucle de propane

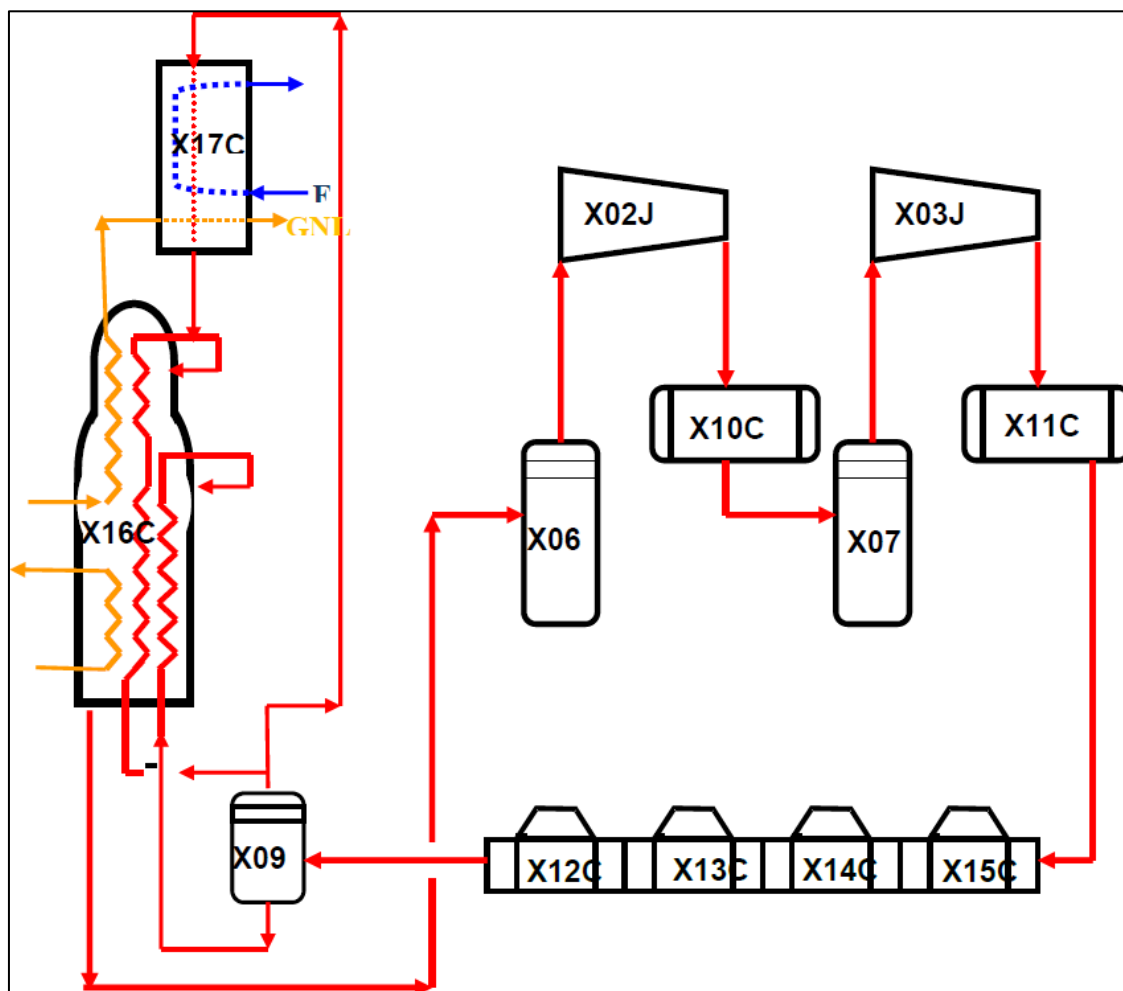


Fig A.09 : Boucle de MCR

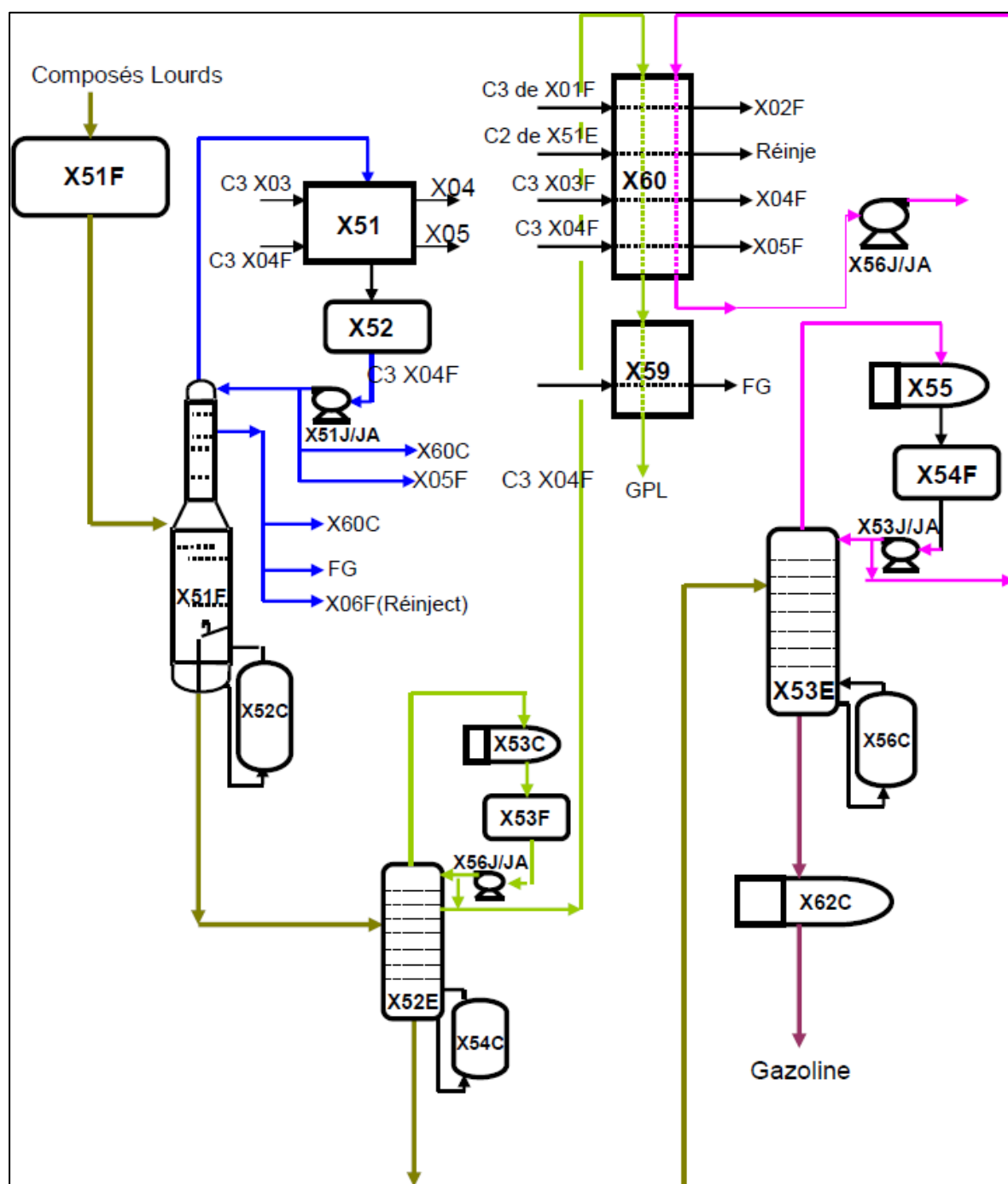


Fig A.10 : Procédé de fractionnement

Annexe B

Tableau B.01 : Absorbeur « 331-E »

Longueur (mm)	28205
Diamètre intérieur (mm)	2896
Matériau	SA516-GR70
Nombre de plateaux	29
Pression de service (bar)	41,5
Pression nominale (bar)	49,5
Pression de test hydrostatique (bar)	78,9
Concentration de la solution MEA (%)	15 à 20
Temps de séjour (h)	3
Débit MEA en circulation (m ³ /h)	66
Température d'entrée de la MEA pauvre (°C)	38
Débit eau de lavage (m ³ /h)	17
Pourcentage d'engorgement (%)	80

Tableau B.02 : Réchauffeur de GN travaillant avec de la vapeur de 4,5 bars « 331-C »

TUBES	/	CALANDRE	/
Nombre de tubes	468	/	/
Matériau	Acier Carbone	Matériau	Acier Carbone
Fluide en circulation	Gaz naturel	Fluide en circulation	Vapeur 4,5 bars
Débit (Kg/h)	259099	Débit (Kg/h)	10120
Température d'entrée (°C)	Ambiante	Température d'entrée (°C)	252,8
Température de sortie (°C)	37,8	Température de sortie (°C)	147,8
Température nominale (°C)	De -15 à 65	Température nominale (°C)	288
Pression De Service (bar)	De 41,4 à 45	Pression De Service (bar)	3,45
Pression Nominale (bar)	49,7	Chaleur échangée (Kcal/h)	5569,2

Tableau B.03 : Pompe d'eau de lavage « 136J/JA »

<i>Fabriqueur des pompes 136 J/JA</i>	<i>Byron – Jackson (Pays Bas)</i>
<i>Nombre d'étages</i>	<i>1</i>
<i>Fabriqueur du moteur électrique</i>	<i>ACEC, Charleroi (Belgique)</i>
<i>Vitesse du moteur (tr/min)</i>	<i>2855</i>
<i>Vitesse du moteur à pleine charge (tr/min)</i>	<i>3000</i>
<i>Pression nominale d'aspiration (bar)</i>	<i>47,4</i>
<i>Pression nominale de refoulement (bar)</i>	<i>51,54</i>
<i>Pression maximale de déclenchement (bar)</i>	<i>52,36</i>
<i>Capacité nominale (m³/h)</i>	<i>19,53</i>
<i>Puissance du moteur (HP)</i>	<i>7,5</i>

Tableau B.04 : Régénérateur « 332-E »

<i>Longueur (mm)</i>	<i>21040</i>
<i>Diamètre (mm)</i>	<i>1372</i>
<i>Matériau</i>	<i>SA 205-C</i>
<i>Nombre de plateaux</i>	<i>25</i>
<i>Pression de la colonne (tête) (bar)</i>	<i>0,4</i>
<i>Pression de la colonne (fond) (bar)</i>	<i>1,4</i>
<i>Pression différentielle de la colonne (bar)</i>	<i>0.5</i>
<i>Pression nominale (bar)</i>	<i>2</i>
<i>Pression de test hydrostatique (bar)</i>	<i>11,1</i>
<i>Température de tête de la colonne (°C)</i>	<i>107</i>
<i>Température du rebouilleur (°C)</i>	<i>122</i>
<i>Temps de séjour du liquide (min)</i>	<i>3</i>
<i>Débit de vapeur de rebouillage (m³/h)</i>	<i>9792</i>

Tableau B.05 : Rebouilleur « 334-C »

<i>Calandre et enveloppe de la calandre</i>	<i>Acier carbone</i>
<i>Fluide</i>	<i>Vapeur 4,5 bars</i>
<i>Débit total d'entrée (Kg/h)</i>	9792
<i>Température d'entrée (°C)</i>	147,8
<i>Température de sortie (°C)</i>	147,8
<i>Chaleur échangée (Kcal/h)</i>	4938,1
<i>Tubes et boîte de circulation</i>	<i>Inox, chrome et nickel</i>
<i>Fluide</i>	<i>MEA pauvre en CO₂</i>
<i>Débit total d'entrée (Kg/h)</i>	81642
<i>Température d'entrée (°C)</i>	119,8
<i>Température de sortie (°C)</i>	121,4
<i>Surface d'échange (m²)</i>	169,8

Tableau B.06 : Ballon de reflux du régénérateur de CO₂ « 333-F »

<i>Longueur (mm)</i>	2362
<i>Diamètre (mm)</i>	813
<i>Matériau</i>	SA 285-C
<i>Pression de service (bar)</i>	0,3
<i>Pression de calcul (bar)</i>	2
<i>Température de service (°C)</i>	60
<i>Température de calcul (°C)</i>	
<i>Pression de test hydrostatique (bar)</i>	23
<i>Chicane interne</i>	<i>Entrée</i>
<i>Tamis anti-entraînement</i>	<i>Tête</i>

Tableau B.07 : Échangeurs de MEA riche/pauvre « 333-C »

<i>Côté calandre</i>	<i>MEA pauvre à 15 %</i>
<i>Matériau</i>	<i>Acier carbone</i>
<i>Débit d'entrée (Kg/h)</i>	67624
<i>Température d'entrée (°C)</i>	122
<i>Température de sortie (°C)</i>	59,8
<i>Chaleur échangée (Kcal/h))</i>	4331,56
<i>Côté tubes</i>	<i>MEA riche à 15 %</i>
<i>Matériau</i>	<i>Acier Inox, chrome et nickel</i>
<i>Débit d'entrée (Kg/h)</i>	69584
<i>Température d'entrée (°C)</i>	39,8
<i>Température de sortie (°C)</i>	101,7
<i>Nombre de passes</i>	4
<i>Surface d'échange (m²)</i>	137

Tableau B.08 : Spécifications techniques de MEA

<i>Item</i>	<i>Désignation</i>	<i>Exigences du Complexe</i>
1	<i>Produit</i>	<i>Mono Éthanol Amine</i>
2	<i>Pays et fabricant d'origine</i>	//
3	<i>Formule chimique</i>	<i>NH₂-CH₂-CH₂-OH</i>
4	<i>Applications</i>	<i>Absorption des gaz acides dans le gaz naturel</i>
5	<i>État physique</i>	<i>Liquide</i>
6	<i>Couleur</i>	<i>Incolore</i>
7	<i>Masse molaire (g/mol)</i>	61,08 à 61,1
8	<i>Masse volumique à 20°C (g/cm³)</i>	1,015 à 1,02
9	<i>Pureté (%)</i>	> 99,7
10	<i>Impureté</i>	<i>Négligeable</i>
11	<i>Teneur en eau (%)</i>	0,3 max
12	<i>Point d'ébullition à 760 mm Hg (°C)</i>	170 à 17°C
13	<i>Point de congélation (°C)</i>	10 à 10,5°C
14	<i>Limite inférieure d'explosivité (%)</i>	3,4 à 88,3°C

15	Limite supérieure d'explosivité (%)	27 à 133,8°C
16	Tension de vapeur à 20°C (mm Hg)	0,5 mbar à 20°C et 4,1 mbar à 50°C
17	Point d'éclair (°C)	92 à 93 coupelle ouverte selon ASTM D92
18	Viscosité en cps à 20°C	24,1
19	Viscosité en cps à 25°C	19,35
20	Viscosité en cps à 60°C	5,5
21	Indice de réfraction Nd à 25°C	1,4522
22	Solubilité dans l'eau (%)	Complète
23	Volatilité en pourcentage par volume	Nulle
24	pH de solution aqueuse (15 %) à 25°C	12,3
26	Taux d'évaporation (Butyle Acétate = 1)	0,1
27	Température d'auto inflammation (ignition température)	410°C DIN 51794
28	Documentations à fournir	Certificat de conformité
29	Propriétés et spécifications techniques du produit.	Composition Physico-chimique conforme à l'utilisation
31	Sécurité (manipulation du produit et fiche toxicologique)	Dernière version selon réglementation