



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
La République Algérienne Démocratique et Populaire
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministère de L'Enseignement Supérieur & la Recherche Scientifique
جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم
Université Abdel Hamid Ben Badis - Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie



N° d'ordre : M/GP/2019

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie Des Procédés

Spécialité : Génie chimique

Thème

**ANALYSE DU PROBLEME DE MOUSSAGE DANS LA
SECTION DE LA DECARBONATATION AU NIVEAU
DU GNL2Z**

Présenté par :

1. MOSTEFAOUI Hafid
2. ZERGA Mokhtar

Soutenu le 23/ 06/ 2019 devant le jury composé de :

| | | | |
|---------------|--------------|-----|-------------------|
| Présidente : | A. BAGHDAD | MCA | UMAB - Mostaganem |
| Examinatrice: | S. ATTOUTI | MCB | UMAB - Mostaganem |
| Encadreur : | D.R.MEROUANI | Pr | UMAB - Mostaganem |

Année Universitaire : 2018 / 2019

SOMMAIRE

| | |
|--|----|
| Introduction générale | 1 |
| Chapitre I | 3 |
| PRESENTATION DU COMPLEXE GL2/Z. | 3 |
| I.1. HISTORIQUE | 4 |
| I.2. Localisation et accès : | 4 |
| I.3. FONCTION DE L'USINE GL2/Z | 4 |
| I.4. Description générale de l'activité du complexe : | 5 |
| I.5. Organisation générale : | 5 |
| Département Sécurité : | 6 |
| Département Maintenance : | 6 |
| Département Finances : | 6 |
| Département travaux neufs : | 6 |
| Département Technique : | 6 |
| Département Production : | 6 |
| I.6. Capacité de production : | 8 |
| I.7. Composition du complexe GL2Z : | 8 |
| I.7.1. Zone Utilités: | 8 |
| I.7.2. Zone procès : | 9 |
| I.7.3. Zone de stockage et chargement : | 11 |
| I.8. LA COMPOSITION DU GAZ NATUREL : | 12 |
| | |
| Chapitre II | 14 |
| Partie expérimentale | 14 |
| <u>II.1. INTRODUCTION :</u> | 15 |
| <u>II.2. PLACE DE la SECTION Décarbonatation DANS LE PROCEDE :</u> | 15 |
| <u>II.3. PRINCIPES OPERATOIRES</u> | 15 |
| <u>II.3.1. Description générale</u> | 15 |
| <u>II.3.1.1. Alimentation en gaz naturel et décarbonatation</u> | 15 |
| <u>II.3.1.2. Régénérateur de MEA</u> | 16 |
| <u>II.3.1.3. Rebouilleur du régénérateur</u> | 17 |
| <u>II.3.1.4. Filtration de MEA pauvre et riche</u> | 18 |
| <u>II.3.1.5. Vaporisateur de MEA</u> | 18 |
| <u>II.3.1.6. Système de stockage et puisard de MEA</u> | 19 |
| <u>II.3.1.7. Système d'injection anti-mousse</u> | 20 |

| | |
|--|----|
| <u>II.4. Mécanisme d'interaction entre le CO₂ et la MEA</u> | 21 |
| <u>II.5 Les problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation</u> | 22 |
| <u>III. Analyse du problème de moussage</u> | 24 |
| <u>III.1. Problématique :</u> | 24 |
| <u>III.2. Phénomène de moussage</u> | 24 |
| <u>III.2.1. Définition</u> | 24 |
| <u>III.2.2 FACTEURS FAVORISANT LE MOUSSAGE</u> | 24 |
| <u>V.2.3 PRECAUTION A PRENDRE CONTRE LE MOUSSAGE</u> | 25 |
| <u>III.2.4 CARACTERISTIQUES FONDAMENTALES DES ANTI-MOUSSE</u> | 25 |
| <u>III.2.5 TYPES DE FILTRES</u> | 26 |
| <u>III.3. LES PROBLEMES RENCONTRES DANS LA SECTION DE DECARBONATATION</u> | 26 |
| <u>III.4. Analyse des problèmes</u> | 29 |
| <u>III.4.1 Principe de l'essai de moussage de la solution MEA</u> | 29 |
| <u>III.4.2 Analyses de la solution MEA</u> | 30 |
| <u>III.4.3 Influence de la température de la solution de MEA sur le moussage</u> | 32 |
| <u>III.4.4 Influence des hydrocarbures sur le moussage</u> | 33 |
| <u>III.4.5 Influence de l'excès d'anti mousse sur le moussage</u> | 34 |
| <u>III.4.6 Influence des chlorures sur le moussage</u> | 35 |
| <u>CONCLUSION GENERAL</u> | 36 |
| <u>Références bibliographique</u> | 37 |
| <u>Annexes</u> | 38 |

Liste des Figures

| | |
|---|----|
| Figure I.1: Organigramme du Complexe GL2 /Z..... | 07 |
| Figure I.2: Zone des procédés..... | 10 |
| Figure I.3: Zone des terminal..... | 12 |
| Figure II.1 : procédé de décarbonatation et de régénération de MEA..... | 21 |
| Figure II.2 : Le vaporisateur..... | 27 |
| Figure II.3 : La pompe doseuse d'anti-mousse..... | 27 |
| Figure II.4 : La contamination du puisard de MEA par l'huile..... | 28 |
| Figure II.5 : Absence du filtre dans le puisard..... | 28 |
| Figure II.6 : Dispositif pour les tests tendance de moussage..... | 29 |
| Figure II.7 : variation du moussage en fonction de la température solution MEA..... | 32 |
| Figure II.8 : La variation du moussage en fonction de la concentration d'anti-mousse..... | 34 |

Liste des Tableaux

| | |
|--|----|
| Tableau I.1: Les composants du gaz naturel et leur température d'ébullition..... | 12 |
| Tableau I.2: La composition moyenne du gaz naturel de Hassi R'mel..... | 13 |
| Tableau I.3: composition du produit final (GNL)..... | 13 |
| Tableau II.1: Le suivi du taux de moussage avant l'arrêt du train 200..... | 31 |
| Tableau II.2 : Le suivi du taux de moussage après l'arrêt du train 200..... | 31 |
| Tableau II.3 : influence de la température de la MEA sur le moussage..... | 32 |
| Tableau II.4 Analyse GC/MS des composants de la gazoline..... | 33 |
| Tableau II.5 : influence des hydrocarbures lourds sur le moussage..... | 34 |
| Tableau II.6: Influence des chlorures sur le moussage..... | 35 |

Liste des abréviations

- GN : Gaz naturel
- GNT : Gaz naturel traité
- GNL :Gaz naturel liquéfié
- A.P.C.I: Air Products and Chemicals-Incorporation
- HP: Haute pression.
- BP: Basse pression
- GPL: Gaz pétrole liquéfié
- GP: Gaz pétrole
- PCI: Pouvoir calorifique inférieure
- PCS: Pouvoir calorifique supérieure
- Atm: Atmosphere
- Q: Chaleur
- δ : La tension superficielle
- R : Rayon de la bulle
- CH₄: Méthane
- C₂H₆: Éthane
- C₃H₈: Propane
- C₄H₁₀:Butane
- C₅+ : Les 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 : Helium
- N2 : Azote
- Hg :Mercure
- 131 E : Absorbeur
- 132 E : Régénérateur.
- 133-C : Échangeurs thermiques
- 135-C : Condenseur
- 134-C : Rebouilleur
- 131-J/JA : Pompe
- LV : Vanne de niveaux
- TV : Vanne de température
- PV : Vanne de pression
- MCR : Multi composant réfrigérant
- JT : Joule Thomson valve
- X42-D : Le ballon démercuriseur
- X41-C : Un échangeur à propane
- X41-F : Ballon séparation
- X41-DA/DB/DC : Les sécheurs à gaz
- X41-LA/LB/LC : Les filtres
- X03-C à X06-C : Les 4 échangeurs au propane
- X07-C : Inter-échangeur
- X01-E : La tour de lavage
- X08-F : Reflux
- X08-C : Un rebouilleur
- X16-C : Le faisceau chaud
- X06-J ou JA : Les pompes
- X17-C : L'échangeur de gaz de rejet

- X10-F : Ballon flash
- X02-E : Déazoteur
- PV 503 : Vanne de pression
- FV512 : Vanne de débit
- X04-J : Compresseur de gaz combustible
- X24-C : Le rebouilleur
- LV 506 : Vanne de niveau
- TV 516 : Vanne de température
- X10-J ou JA : Les pompes GNL
- X51-E : Colonne de distillation (dé-éthaniseur)
- X52-E : Colonne de distillation (dépropaniseur)
- X53-E : Colonne de distillation (débutaniseur)
- X62-C : Échangeur à l'eau de mer
- MEA : Monoéthanolamine
- DEA : Diéthanolamine
- TEA : Triéthanolamine
- COS : Sulfure de carbonyle
- CS2 : Désulfure
- H2S : Sulfure d'hydrogène
- Cu : Cuivre
- Fe: Fer
- H2CO3: Acide carbonique
- SAG10 : Anti-mousse (silicone anti foamemulsion)
- Ppm : Partie par million
- Pext: Pression extérieure

Les mots clés

Absorbeur : un réacteur pour éliminer le CO₂

Moussage : un phénomène largement rencontré en industrie chimique

Section de decarbonatation : pour éliminer le CO₂

GNI : gaz naturel liquifié

Vaporisateur : sert à nettoyer la MEA

Regénérateur : un réacteur pour régénérer la MEA

MEA : solution qui absorbe le CO₂

Remerciements

En premier lieu nous tenons à remercier DIEU notre créateur, pour nous avoir donné la force d'accomplir ce travail.

Nous présentons toutes nos expressions de remerciement et notre profonde gratitude à tout l'ensemble du personnel du complexe GL2Z surtout celui des départements : instrumentation, DRH, production et sécurité pour leur orientation, suivie, assistance et disponibilité.

Nous tenons à remercier tout en particulièrement notre encadreur Mr Merouani, pour l'aide précieuse qui nous prodigué durant tout le déroulement de notre stage pratique.

Notre remerciement s'adressent aussi au chef de département de production Mr Belaidouni.

Notre remerciement s'adressent au membres du jury pour leur présence.

et la liste est très longue encore de tous et celles non cités

Qu'ils nous excusent, en sachant que nous garderons pour toujours et pour chacun d'eux nos meilleurs souvenirs.

Accepté nos admirations les plus profondes.

Introduction générale

Le commerce international du gaz naturel est en plein développement dont l'Algérie y joue un rôle très actif puisque son économie est basée essentiellement sur l'exportation des hydrocarbures, et le GNL présente la plus grande partie. En effet l'Algérie dispose de réserves importantes d'environ 3000 milliards de mètres cube. La nécessité de diversifier le mode d'alimentation du marché international en gaz a mené l'Algérie dès le début des années soixante, à la construction d'unités de liquéfaction de gaz naturel provenant de Hassi R'Mel dont le complexe industriel de GNL d'Arzew. GL2/Z, est l'une des plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitées par la société SONATRACH en Algérie, le complexe produit le GNL, du propane, du butane et de Gazoline elle présente un essor économique important pour l'Algérie.

Le GNL 'gaz naturel liquéfié' à une température d'environ $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$. À cette température, le gaz naturel se condense sous forme liquide réduisant ainsi son volume à la pression atmosphérique par un facteur d'environ 600 fois. Cet état permet de transporter le gaz naturel liquide par navire à des coûts compétitifs. Le GNL est un liquide froid, incolore, inodore, non visqueux et deux fois plus léger que l'eau, non toxique et non corrosif. Le procédé de liquéfaction retire le dioxyde de carbone, les composés sulfurés (sulfure d'hydrogène, sulfure de carbone) et l'eau contenus dans le gaz naturel, le transformant ainsi en un mélange composé principalement de méthane et contenant de petites quantités d'autres hydrocarbures et de l'azote.

La présence du gaz carbonique (CO_2) dans le gaz naturel provoque la corrosion des équipements et des tuyauteries ainsi que le givrage (solidification) dus à la formation de cristaux de dioxyde de carbone CO_2 . L'opération d'élimination du CO_2 est dite décarbonatation. Plusieurs techniques de séparation de ces gaz acides sont utilisées dans l'industrie. L'une des principales est la captation par absorption dans une phase liquide. Trois grandes familles de procédés peuvent être recensées : l'absorption chimique, l'absorption physique et la combinaison des deux procédés. Le CO_2 est éliminé par un traitement d'absorption à la monoéthanolamine MEA. Il est utilisé à une concentration massique de l'ordre de 15 à 20 %.

Notre travail a pour objectifs de détecter les anomalies dans la section de décarbonatation et déterminer les causes qui provoquent le moussage, d'autre part, assurer le bon fonctionnement de la section de décarbonatation pour une normalisation du mode de fonctionnement et de contrôle

Ce travail est divisé en deux parties :

- 1- La première partie est une présentation du complexe ou nous décrivons le procédé de décarbonatation ainsi qu'une théorie sur le problème de moussage.
- 2- La seconde partie concerne le suivi d'une chaîne d'analyses pour déterminer l'influence de :
 - ✚ La température de la solution MEA sur le moussage.
 - ✚ Présence des hydrocarbures lourds sur le moussage

✚ L'excès de l'anti mousse sur le moussage

✚ Influence des chlorures sur le moussage

Une conclusion générale récapitule les principaux résultats obtenus au cours de ce travail.

Chapitre I

PRESENTATION DU COMPLEXE GL_2/\mathbb{Z} .

I.1. HISTORIQUE :

Le complexe GL2/Z a été réalisé par la société américaine « Pullman Kellogg Plant service Alegria Inc. », il assure la liquéfaction de 41.25 millions de m³/jour de gaz naturel en provenance de champs gaziers de Hassi-R'mel avec ou extraction de propane et de gazoline.

Ci-dessous quelques dates importantes de l'historique du complexe :

- Signature de contrat 09 février 1976.
- Mise en vigueur 01 avril 1976.
- Lancement engineering 15 avril 1976.
- Ouverture du chantier 15 mars 1977.
- Pose de la première pierre 21 février 1978.
- Début de montage mécanique 01 juillet 1981.
- Première expédition de GNL 20 juillet 1981.

I.2. Localisation et accès :

Le Complexe de liquéfaction de gaz naturel GL2Z est situé dans la commune de Bethioua, dans la zone industrielle d'Arzew, à environ 6 km au Sud -Est de la ville D'Arzew et à 35 km au Nord -Est d'Oran, située au Nord-Ouest de l'Algérie. Les limites du complexe GL2Z sont entre les Complexes GL1Z et KAHRAM. La mer Méditerranée borde le site au Nord et à l'Est. Le complexe GL2Z s'étend sur une superficie de 72 hectares.

I.3. FONCTION DE L'USINE GL2/Z :

Le complexe GL2/Z a pour mission de liquéfier le gaz naturel provenant des Champs gaziers de HASSI R'MEL, avec possibilité d'extraction du propane, du butane et de la gazoline. Le GNL (Gaz Naturel Liquéfié) est pompé et chargé dans des méthaniers spécialement conçus pour le transport cryogénique pour être expédié vers l'étranger. Le complexe GL2/Z comporte Six trains de liquéfaction indépendants Fonctionnant en parallèle. La production des utiles nécessaires au fonctionnement des trains est comme suit :

L'air de service, l'azote, l'eau potable, l'eau de mer, l'électricité et la vapeur D'eau. Pour cela le complexe dispose de :

- 01 chaudière basse pression d'une capacité de 50 T/h.
- 18 chaudières de procédé à haute pression d'une capacité de 122 T/h.
- 04 turbogénérateurs d'une capacité de 20MW chacun.
- 03 chaudières utilités d'une capacité de 90 T/h.
- 05 unités de dessalement d'une capacité de 45T/h chacune.
- 01 station de pompage d'eau de mer qui se compose.

- Une unité d'air de 5100 m³/h.
- 06 pompes de 32000 m³/h.

I.4. Description générale de l'activité du complexe :

Le Complexe comprend les installations de réception du gaz naturel produit par les champs gaziers d'Hassi R'Mel situant à 550 km au Sud d'Alger. Après traitement dans les trains de liquéfaction, le gaz liquéfié est stocké à la température de -162°C dans trois bacs cryogéniques de 100 000 m³ de capacité unitaire avant d'être exporté.

Le complexe comprend des installations portuaires permettant le chargement de méthaniers dont la capacité varie entre 40 000 et 145 000 mètres cubes. Le gaz naturel qui alimente le complexe est transporté au moyen de deux pipelines interconnectés de 42'' de diamètre à savoir GZ1 et GZ3. La capacité théorique totale de production du complexe est de l'ordre de 18 millions de m³ par an de GNL à pendant 335 jours par ans. En parallèle du GNL,

- Le propane et le butane destinés à la commercialisation expédiés par pipe vers le complexe GP 1Z
- La gazoline est destinée à l'exportation.
- Le gaz de charge alimentant l'unité HELIOS pour y extraire de l'hélium et de l'azote.

Le complexe GL2Z comprend principalement :

- 6 unités de liquéfaction.
- Les utilités.
- Le stockage et chargement de GNL et de gazoline.
- Une salle de contrôle DCS pour le contrôle des installations de l'usine.

I.5. Organisation générale :

Le complexe GL2 Z est composé de différents départements et services représentés dans :

- **Département Sécurité :**

Le département de sécurité a pour rôle d'intervenir sur les équipements et les installations, faire de la prévention et la sensibilisation au près du personnel du complexe. Le département de sécurité est lié directement à la direction et il a comme politique : « qu'aucun travail n'est urgent au point qu'il ne puisse être effectué de la manière la plus sûre possible ».

- **Département Maintenance :**

La fonction principale du département de maintenance consiste à mettre en œuvre les moyens humains et matériels pour l'entretien et la réparation de l'appareil de production et de ses annexes.

- **Département Finances :**

Il a pour objectif d'établir le bilan de chaque fin d'année de gérer et justifier toutes les opérations financières, juridiques, budgétaires, trésoreries et leur comptabilisation.

- **Département travaux neufs :**

Il s'occupe de la réalisation des investissements ainsi que la grande maintenance et assure le procurement.

- **Département Technique :**

Il est relié directement avec la direction, il a pour mission l'étude des projets d'installation des moyens de production.

- **Département Production :**

Sa mission est la liquéfaction du gaz naturel ainsi que le contrôle de la production du GNL, Propane, Butane et la gazoline et de leur stockage et chargement.

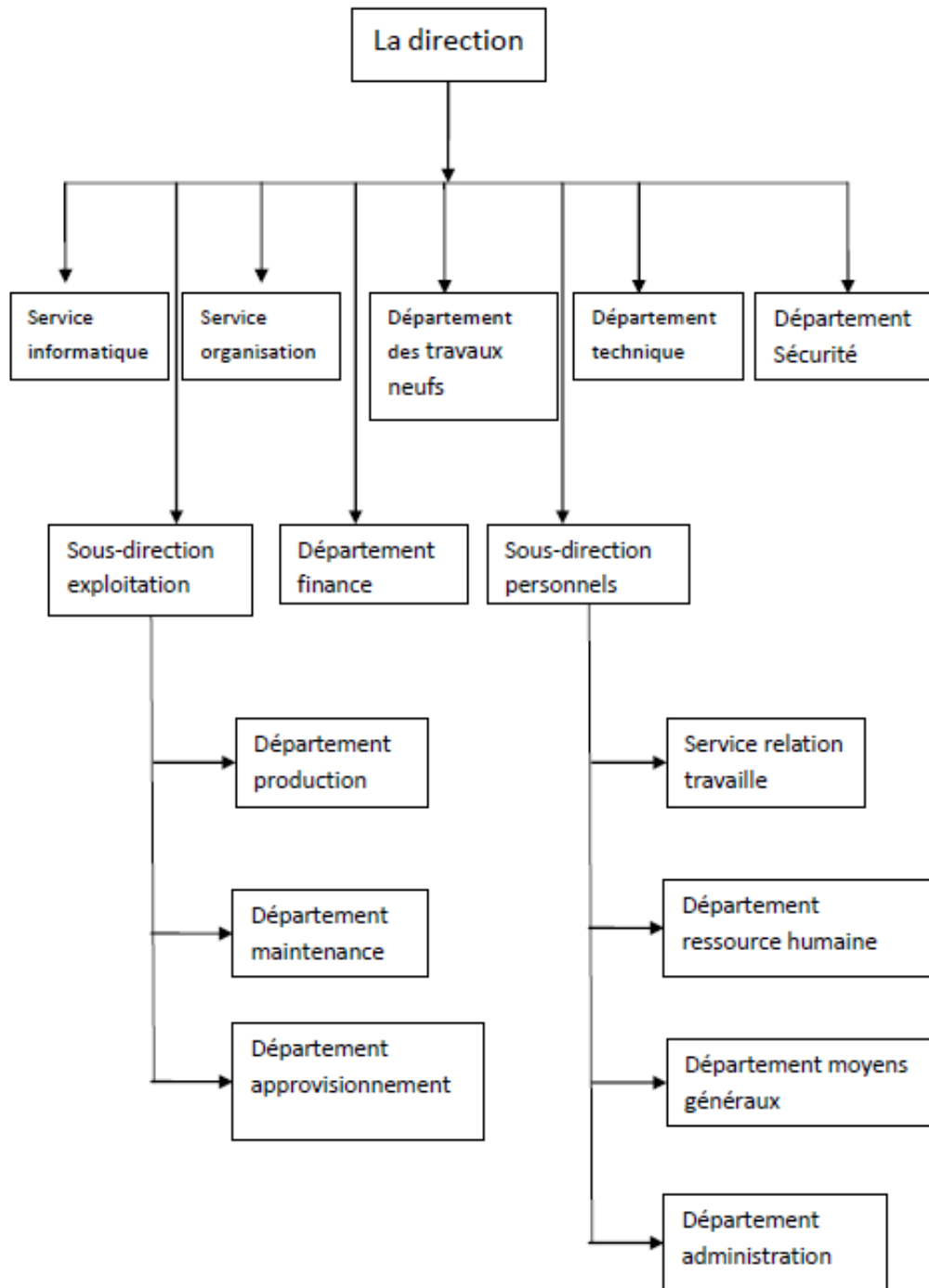


Figure I.1 : Organigramme du Complexe GL2Z

I.6. Capacité de production :

Les données suivantes indiquent les capacités de production et de stockage au niveau du complexe :

- Capacité de production annuelle :
 - GNL: 17,8 Millions m³ / an.
 - Propane: 410 000 Tonnes/ an.
 - Butane: 327 000 Tonnes/an.
 - Gazoline: 196 000 Tonnes/an.
- Capacité Totale de stockage:
 - 3 bacs aériens de stockage GNL : 100 000 m³ chacun.
 - 2 bacs aériens de stockage de gazoline :14 000 m³ chacun.

I.7. Composition du complexe GL2Z :

L'usine est composée de trois zones :

- Une zone d'utilités.
- Une zone de procédé.
- Une zone pour le stockage et le chargement.

I.7.1. Zone Utilités:

Les utilités constituent une zone importante au sein du complexe GL2/Z. Elles permettent d'assurer la fourniture de tous les besoins pendant le démarrage et la marche normale des trains de liquéfaction. Le fonctionnement de l'usine pour la production du GNL, nécessite la disposition d'un nombre de fluides et d'énergie, tels que la vapeur d'eau, l'eau de refroidissement, l'air comprimé, ...etc. Elle consiste principalement à la production et la fourniture de:

a) Energie électrique: fournie en grande partie par trois (03) turbo- générateurs d'une capacité de 20 MW chacun et de la source Sonelgaz pour également 20 MW, soit un total de 80 MW.

b) Vapeur : fournie par un ensemble de chaudières de différents tonnages répartis comme suit:

- Trois (03) chaudières HP (Haute Pression) de 90 Tonnes par heure.
- Une (01) chaudière BP (Basse Pression) de 58 Tonnes par heure.
- Neuf (09) chaudières HP de 136 Tonnes par heure.
- Quatre (06) chaudières HP de 400 Tonnes par heure.

c) Unité de dessalement :

Elle permet de produire de l'eau dessalée (eau distillée) à l'alimentation des chaudières du complexe. Six unités de dessalement existent, chacune d'une capacité de 45 m³/h.

d) Production d'Air comprimé:

Une grande partie de l'instrumentation du complexe est pneumatique. La production de l'air comprimé est assurée par un ensemble de quatre (04) compresseurs de séchage et de liquéfaction des hydrocarbures.

e) Eau de refroidissement:

Le complexe dispose de six pompes qui assurent la distribution de l'eau de mer au niveau des trains de liquéfaction et des utilités pour assurer les besoins en refroidissement dans les différents échangeurs.

I.7.2. Zone procès :

Cette zone est constituée de six trains de liquéfaction identiques fonctionnant en indépendance. Chaque train comprend un nombre d'équipements montés principalement en série, assurant ainsi la transformation du GN de l'état gazeux à l'état liquide. Un train est divisé en sept sections qui assurent les opérations de :

- Demercurisé par passage sur filtres à charbon actif.
- Décarbonaté par une solution aqueuse de MEA (monoéthanolamine) afin d'enlever les traces de dioxyde de carbone. Le taux de dioxyde de carbone dans le gaz est réduit à une concentration inférieure à 70 ppm et la MEA est régénérée par l'utilisation d'un courant de vapeur. A la sortie de la colonne d'absorption MEA, le gaz est refroidi à travers un échangeur au propane.
- Déshydratation à travers un lit de tamis moléculaires permettant d'éliminer l'eau contenue dans le gaz et réduire sa teneur en humidité à un taux inférieur à 5 ppm.

L'importance de ces trois premières étapes réside dans l'extraction des composés présents dans le GN, n'ayant aucun intérêt commercial ou technique et qui risquent d'encrasser les équipements en aval dans le processus de liquéfaction.

Après déshydratation, le gaz est refroidi à -26°C à la pression de 40 bars via le circuit propane dans la colonne de lavage, dans la tête de la colonne on y trouve des hydrocarbures légers contenant de l'azote, le méthane et l'éthane, le tout est envoyé vers la section liquéfaction; le produit de fond formé essentiellement des hydrocarbures lourds est envoyé vers les sections de fractionnement où il est fractionné successivement à travers un

dééthaniseur (20 bars), un dépropaniseur (17 bars) et un débutaniseur (5,5 bars) dont le produit de fond est stocké dans des bacs de gazoline avant expédition.

Durant la phase de fractionnement, les produits en tête de colonne sont extraits et utilisés comme appoint vers les systèmes de refroidissement propane et MCR sachant qu'une partie est réinjectée dans le gaz afin d'accroître sa qualité. Le gaz de tête de la colonne de lavage est envoyé essentiellement vers l'échangeur principal pour être liquéfié. La température du courant gazeux entrant dans l'échangeur principal est de -30°C à la pression de 39 bars.

Le gaz est refroidi au niveau de l'échangeur principal par du MCR jusqu'à une température de -148°C à une pression de 25 bars. Le courant gazeux est alors dirigé vers une vanne de détente Joule Thomson où la pression diminue jusqu'à 1,38 bars entraînant une baisse de température jusqu'à -161°C .

L'azote et le gaz combustible sont extraits à partir d'un ballon de flash et envoyés vers les chaudières comme alimentation. Le gaz naturel liquide GNL est envoyé vers la zone de stockage GNL par l'utilisation des pompes de transfert. Le réfrigérant MCR est circulé dans une boucle de réfrigération au moyen de deux compresseurs centrifuges entraînés par des turbines à vapeur.



Figure I.2 : Zone des procédés

I.7.3. Zone de stockage et chargement :

Le GNL produit par les trains de liquéfaction est dirigé vers les trois bacs de stockage par les pompes de chaque train. Le remplissage des bacs de stockage peut s'effectuer soit par le haut ou par le bas. Les vapeurs produits par le GNL sont récupérés dans le collecteur commun aux trois réservoirs dont la pression est réglée à 1,05 bars absolus, ce collecteur les envoie dans le ballon qui reçoit aussi les vapeurs provenant des méthaniers, dont la température est maintenue inférieure à -96°C par désurchauffe. Les compresseurs renvoient les vapeurs vers le système du gaz combustible.

Bacs de GNL

- ✓ Nombre 03
- ✓ Capacité unitaire de 100.000 m^3

Bacs de gazoline

- ✓ Nombre 02
- ✓ Capacité unitaire de 14.000 m^3 Nombre 02
- ✓ Capacité unitaire de 14.000 m^3

Les installations de chargement permettent le transfert du GNL contenu dans les bacs de stockage vers les cuves des méthaniers. Cinq motopompes assurent le pompage du GNL à travers un collecteur commun jusqu'aux bras de chargement installés sur les quais.

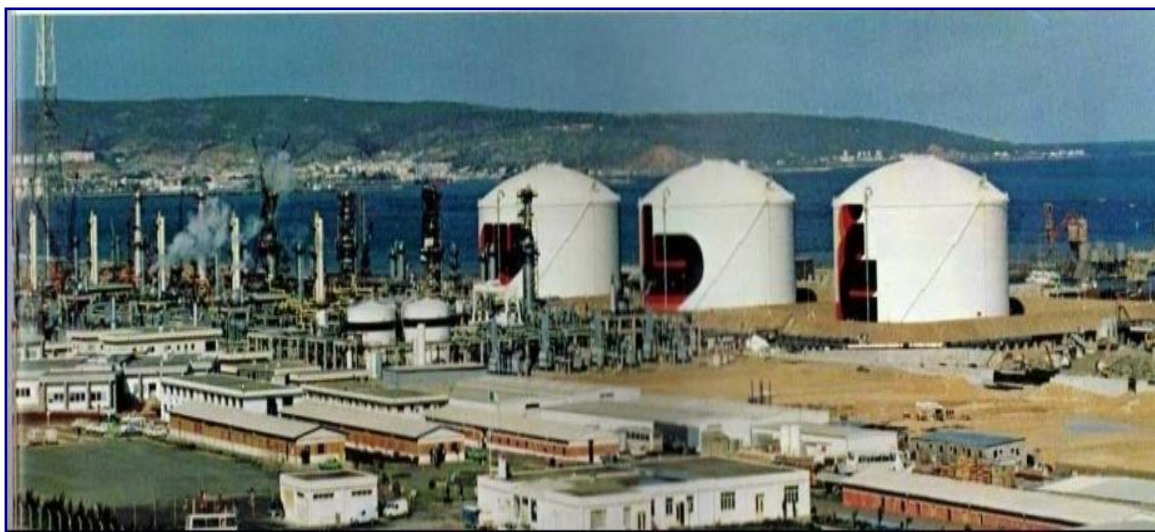


Figure I.3 : Zone des "TERMINAL"

I.8. LA COMPOSITION DU GAZ NATUREL :

Le gaz naturel provenant de HASSI R'MEL à liquéfier a la composition regroupé dans le tableau 1 ainsi que ses propriétés physique et les conditions d'alimentation des trains dans les tableaux I.1et I.2.

Tableau I.1: Les composants du gaz naturel et leur température d'ébullition

| COMPOSANT | % molaire | Température D'ébullition (°C) |
|--|-----------|-------------------------------|
| Hélium (He) | 0,19 | -269 |
| Azote N ₂ | 5,8 | -196 |
| Méthane CH ₄ | 83 | -162 |
| Ethane C ₂ H ₆ | 7,1 | -90 |
| Propane C ₃ H ₈ | 2,25 | -45 |
| i-butane C ₄ H ₁₀ | 0,6 | -12 |
| n-Butane C ₄ H ₁₀ | 0,4 | 0 |
| i-pentane C ₅ H ₁₂ | 0,15 | +28 |
| n-Pentane C ₅ H ₁₂ | 0,12 | +36 |
| Gaz carbonique CO ₂ | 0,21 | -78 |
| Vapeur d'eau H ₂ O | 50 ppm | ----- |
| Mercure Hg | trace | ----- |

Tableau I.2: La composition moyenne du gaz naturel de Hassi R'mel

| Composants | Pourcentage molaire moyen (%) |
|----------------------------------|-------------------------------|
| N ₂ | 5,435 |
| He | 0,18 |
| CO ₂ | 0,195 |
| CH ₄ | 83,57 |
| C ₂ H ₆ | 7,499 |
| C ₃ H ₈ | 2,0 |
| i-C ₄ H ₁₀ | 0,314 |
| n-C ₄ H ₁₀ | 0,532 |
| i-C ₅ H ₁₂ | 0,12 |
| n-C ₅ H ₁₂ | 0,058 |
| n-C ₆ H ₁₄ | 0,13 |

Tableau I.3: composition du produit final (GNL)

| Composants | % Molaire moyen |
|----------------------------------|-----------------|
| He | 0,2 |
| N ₂ | 5,90 |
| CH ₄ | 84,52 |
| C ₂ H ₆ | 7,77 |
| C ₃ H ₈ | 1,52 |
| i-C ₄ H ₁₀ | 0,04 |
| n-C ₄ H ₁₀ | 0,03 |
| i-C ₅ H ₁₂ | 0,02 |

Chapitre II :

Partie expérimentale

Description de la section de décarbonatation

Analyse du problème du moussage

II.1. INTRODUCTION :

Le gaz naturel entrant dans chaque train doit être traité avant d'être liquéfié. Les composants du gaz naturel tels que le gaz carbonique la vapeur d'eau et les hydrocarbures lourds tendraient à se condenser dans l'extrémité froide du train de liquéfaction, puis à se solidifier à des températures supérieures à celle de la liquéfaction du gaz naturel, provoquant l'obstruction des tuyauteries et des équipements froids.

Le traitement du gaz regroupe les sections Décarbonatation et Déshydratation dans lesquelles le gaz naturel d'alimentation est débarrassé du gaz carbonique et de la vapeur d'eau, avant d'entrer dans la section séparation ou les hydrocarbures lourds. La teneur en CO₂ doit être inférieure à 70 ppm et celle de la vapeur d'eau inférieure à 0,5 ppm.

II.2. PLACE DE la SECTION Décarbonatation DANS LE PROCÉDE :

Le système de décarbonatation par MEA est situé dans la partie centre-est d'un train de procédé. L'unité de décarbonatation utilisant la monoéthanolamine (MEA), est la première unité qui reçoit le gaz d'alimentation à son entrée dans le procédé. La MEA agit comme agent d'absorption dans le système de décarbonatation.

II.3. PRINCIPES OPERATOIRES**II.3.1. Description générale****II.3.1.1. Alimentation en gaz naturel et décarbonatation**

Le gaz naturel d'alimentation est réparti vers chaque train de procédé par l'intermédiaire d'un collecteur principal. Le gaz naturel brut pénètre d'abord dans le ballon séparateur 131-F, afin de séparer tous les hydrocarbures lourds susceptibles d'être présents dans le gaz d'alimentation. Tout liquide s'accumulant au fond de ce ballon est évacué vers le système de rejet des hydrocarbures liquides (installations auxiliaires). Le gaz naturel sortant en tête de 131-F passe à travers un débroueur métallique placé au sommet du ballon, puis est préchauffé à 38°C dans les tubes du préchauffeur de gaz d'alimentation 131-C par de la vapeur à 4,5 bars. Le gaz préchauffé est combiné au gaz recyclé provenant du système de régénération du sécheur de gaz et le courant ainsi obtenu est injecté au fond de l'absorbeur. Le gaz s'élevant dans l'absorbeur est mis en contact à contre-courant avec une solution pauvre (solution de MEA régénérée ou pauvre en gaz carbonique) à 38°C pénétrant par le 5^{ème} plateau de l'absorbeur. Le gaz carbonique est absorbé par la solution pauvre de MEA. Le gaz naturel à 38°C, dont la teneur en gaz carbonique a été réduite à 70 ppm, sort par le sommet de l'absorbeur et est dirigé vers le séchage. La solution «riche» de MEA (riche en gaz carbonique) quitte l'absorbeur par le fond pour entrer dans le ballon de séparation des hydrocarbures (137-F) à environ 43°C. Dans ce ballon, la plupart des hydrocarbures dissous sont libérés par vaporisation instantanée (flash). Un dispositif est prévu pour permettre aux hydrocarbures lourds liquides accumulés dans le ballon de déborder dans le compartiment de purge situé à l'intérieur du ballon. Ces hydrocarbures lourds sont dirigés vers le

système de rejet d'hydrocarbures liquides (installations auxiliaires). Les quatre plateaux supérieurs de l'absorbeur sont des plateaux de lavage à l'eau permettant de récupérer la MEA vaporisée et entraînée par le gaz. Ce lavage réduit au minimum les pertes de MEA. Une pompe (136-J) assure un débit d'eau de 17 m³/h du quatrième plateau vers le premier. De l'eau d'appoint (eau d'alimentation chaudières) est ajoutée à l'eau de recyclage avant son entrée au niveau du premier plateau. Une quantité d'eau équivalente est soutirée au refoulement de la pompe et est injectée en aval du préchauffeur de gaz d'alimentation. (131-C). L'injection d'eau a pour but de saturer le gaz d'alimentation de vapeur d'eau de façon à éviter l'encrassement des injecteurs de gaz à l'admission de l'absorbeur. Il est possible de renvoyer l'eau de purge vers le régénérateur comme eau d'appoint. L'absorbeur fonctionne normalement lorsque le niveau de MEA est au-dessus du point d'admission de gaz c'est à dire que le gaz naturel injecté dans l'absorbeur remonte sous pression dans la solution MEA sous forme de bulles. Le niveau de la solution MEA enrichie, au du fond de l'absorbeur, est contrôlé par la pression différentielle (LIC-I06) développée par la charge du liquide dans l'absorbeur. Ce mode de fonctionnement permet d'extraire le maximum de gaz carbonique du gaz d'alimentation.

II.3.1.2. Régénérateur de MEA

La MEA enrichie (MEA + CO₂ dissout) provenant du ballon de séparation des hydrocarbures (137-F) est chauffée dans les échangeurs 133-C avec la solution chaude de MEA pauvre qui provient du fond du régénérateur. La MEA riche est chauffée à 102 °C et introduite en tête de la tour de régénération. Le régénérateur à 25 plateaux perforés fonctionne normalement à 110°C et 1,0 bar en fond de colonne. Le rebouilleur (134-C) du décarbonateur est chauffé par la vapeur à 4,5 bars. Le régénérateur peut fonctionner à 121°C et 1,0 bar (en fond de colonne) permettant ainsi d'extraire le maximum de gaz carbonique. Le gaz carbonique extrait de la solution riche de MEA passe dans le condenseur de tête (135-C) afin de condenser la majeure partie de la vapeur d'eau à 60°C. Le condensat est séparé dans le ballon de reflux de condensat (133-F). Le gaz carbonique contenant une petite quantité de vapeur d'eau est évacué en tête du ballon de reflux vers l'atmosphère.

Un faible débit de solution MEA pauvre est injecté dans la conduite de vapeur de tête du régénérateur. Ce courant sert d'inhibiteur afin de minimiser la corrosion dans la conduite de vapeur et dans le condenseur de tête du régénérateur 133-C. Ce courant est prélevé côté refoulement de la pompe de circulation de MEA (131-J) et le débit est réglé par une vanne manuelle. Un orifice de restriction de 13 mm est inséré en amont de la vanne pour provoquer une chute de pression. Un autre orifice de restriction de 2 mm est inséré en aval de la vanne. Une pression différentielle d'environ 3,3 bars est créée de manière à permettre une bonne régulation du débit de solution MEA pauvre alimentant la conduite de tête du régénérateur.

L'eau condensée dans le condenseur de tête (et l'eau d'appoint constituée par l'eau de lavage de l'absorbeur) est renvoyée au régénérateur de façon à équilibrer le bilan eau du système. Le condensat du séparateur de gaz d'alimentation du sécheur (141-F) peut être renvoyé au ballon de séparation des hydrocarbures (137-F) pour réduire la quantité d'eau d'appoint nécessaire.

La solution MEA pauvre provenant du fond du régénérateur est tout d'abord refroidie à 60°C dans les échangeurs 133-C avec la solution MEA riche. Elle est ensuite refroidie dans le refroidisseur (132-C) jusqu'à une température de 38°C par l'eau de mer avant d'être dirigée vers le sommet de l'absorbeur de gaz carbonique. La pompe de circulation de MEA pauvre (131-J/JA) aspire à la sortie du refroidisseur 132-C et refoule au niveau du 5ème plateau de l'absorbeur de CO₂. Le CO₂ contenu dans le GN est absorbé par la MEA grâce au lavage à contre-courant.

II.3.1.3. Rebouilleur du régénérateur

La chaleur nécessaire au régénérateur est fournie par le rebouilleur 134-C. La solution s'écoule par gravité à partir du 25ème plateau du régénérateur à travers les tubes du rebouilleur. La vapeur 4,5b nécessaire au rebouillage est désurchauffée par de l'eau d'alimentation des chaudières. Le débit de vapeur est contrôlé par FIC-105. Le rebouilleur est muni d'un pot de condensat dont le niveau est réglé par LIC-121 pour recouvrir de condensat les tubes du rebouilleur en fonction de la demande calorifique nécessaire. Le condensat du rebouilleur est évacué par la vanne de régulation LV-121 vers le collecteur de condensat

II.3.1.4. Filtration de MEA pauvre et riche

a) Filtration de MEA pauvre

La solution MEA pauvre traversant le filtre 132-F est prélevé en aval de la vanne de régulation (FV-I10). Le débit, indiqué sur FI-112, est contrôlé par une vanne manuelle. Le débit prévu est égal à 5% environ de celui de la solution pauvre (3,2 m³/h). Le courant de soutirage pénètre par le haut et s'écoule à travers du lit de charbon actif, sort par le fond, se mélange à la solution pauvre et passe dans l'absorbeur.

b) Filtration de MEA riche

La solution MEA riche provenant du bas de l'absorbeur est prélevée en amont de la vanne de régulation de niveau (LV-I09) et pénètre par le fond du filtre à cartouche 131-L. Son débit est égal à environ 10% de celui de la solution riche quittant le fond de l'absorbeur et sa valeur (6,35 m³/h) est indiquée sur FI-I04. Ce débit est contrôlé manuellement par une vanne montée sur la conduite d'admission du filtre. La MEA filtrée ressort en tête de colonne et rejoint la solution riche pour passer dans le ballon de séparation des hydrocarbures 137-F. Ce filtre à cartouche sert à retenir des matières solides comme le tartre, la boue et quelques produits corrosifs contenus dans la MEA.

II.3.1.5. Vaporisateur de MEA

Le vaporisateur de MEA 136-C, conçu pour un débit égal à 3% de circulation ($2 \text{ m}^3 / \text{h}$), permet d'éliminer la plupart des produits corrosifs contenus dans la MEA et de nettoyer la solution de MEA contaminée provenant du puisard de MEA. Le débit à travers le vaporisateur dépend de la propreté du système. Toutes les impuretés présentes sont non volatiles et peuvent être séparées de la solution de MEA par la vaporisation d'une partie de la MEA. Un soutirage latéral de la solution pauvre est effectué sur la conduite de sortie au fond du régénérateur. Puisqu'un régulateur de niveau (LC-123) maintient le niveau du liquide dans le vaporisateur, le débit de MEA admis est fonction de la vitesse de vaporisation. A mesure que la solution bouille, la concentration en MEA augmente jusqu'à ce que la vaporisation commence. Cette vapeur entre dans le régénérateur au-dessous du 25^{ème} plateau. Avant leur entrée dans le régénérateur, les vapeurs traversent un séparateur qui recueille tout liquide entraîné, lequel est envoyé dans le vaporisateur avec le courant d'alimentation. Un équilibre est atteint lorsque la concentration en MEA de la phase vapeur est égale à celle de la solution entrant dans le vaporisateur. Cependant, étant donné que des impuretés à haut point d'ébullition s'accumulent dans le vaporisateur, la température de sortie de la vapeur a tendance à augmenter. Lorsqu'elle atteint environ 143°C , les impuretés accumulées doivent être enlevées. Ces impuretés peuvent être des solides très fins en suspension, des sels minéraux ou des produits de dégradation de l'amine. Le vaporisateur ne doit pas être utilisé au-dessus de 148°C car ceci pourrait entraîner la vaporisation des impuretés et donc leur retour dans la solution MEA en circulation.

La durée de chaque cycle de fonctionnement du vaporisateur dépend de l'état de la solution MEA et du débit de vapeur. Lorsque la solution pauvre est en bon état, l'accumulation des impuretés est lente. Si le débit de vapeur est faible, le débit de MEA dans le vaporisateur est faible. Il est préférable de laisser le vaporisateur en régime continu, si possible. Des analyses chimiques de la solution pauvre en circulation et son comportement (c'est à dire son pouvoir absorbant, sa tendance à mousser) doivent déterminer les paramètres de fonctionnement du vaporisateur.

II.3.1.6. Système de stockage et puisard de MEA

Chaque réservoir de stockage de MEA (3 au total) sert à alimenter deux unités de décarbonation. Ces réservoirs sont situés dans les trains 1, 3 et 5. Chaque réservoir a une capacité de $128,5 \text{ m}^3$. Le réservoir de stockage de MEA 135-F constitue la réserve de solution et suffit à approvisionner les trains 1 et 2; le réservoir 335-F approvisionne les trains 3 et 4 et le réservoir 535-F les trains 5 et 6. Au sommet de chaque réservoir de stockage de MEA est installée une arrivée d'azote (N_2) comportant une vanne de régulation de pression. Ces vannes doivent être réglées de manière à assurer une faible pression positive dans les réservoirs pour empêcher l'entrée d'air. Des reniflards (évents) et des indicateurs locaux de niveau sont également prévus. Les indicateurs de pression (PI-125) et de température (TI-I04) complètent les accessoires. Les réservoirs de stockage sont également utilisés en tant que capacités temporaires de MEA

provenant de l'un ou l'autre des deux trains respectifs, lorsqu'il faut purger le système de MEA par pompage à des fins d'entretien.

Le puisard de MEA 134-F et la pompe du puisard 135-J sont utilisés pour le bac de stockage de MEA. Le puisard reçoit les fuites et les purges de MEA du système. Il sert également à mélanger la solution aqueuse de MEA pour la charge initiale, et fournit l'appoint normal à l'unité de traitement par MEA.

Une partie de ce réservoir est souterraine. Le collecteur de purge est raccordé au bas du puisard. La pompe du puisard de MEA 135-J aspire depuis le fond du réservoir et peut transférer la solution de MEA à l'aspiration de la pompe de circulation 131J, à l'entrée du vaporisateur de MEA ou au réservoir de stockage 135-F. Des canalisations permettent de faire circuler la solution de MEA dans le puisard.

Le réservoir possède un raccord de remplissage installé au sommet pour l'établissement de la réserve initiale de MEA. Lorsque la MEA est introduite, du condensat est ajouté en quantité suffisante pour former une solution à 15%. Il est possible de faire circuler le contenu du réservoir pour assurer un mélange convenable jusqu'à ce que les 15% soient atteints, après quoi la solution peut être transférée dans le réservoir de stockage 135-F pour la constitution de la réserve initiale. Cette opération s'effectue essentiellement par lots. Comme indiqué précédemment, la solution diluée peut être transférée à d'autres endroits, différents de ceux indiqués ci-dessus. Le produit qui entre dans le puisard de MEA par le collecteur souterrain est une solution de MEA provenant de la purge des unités suivantes :

Du régénérateur, du rebouilleur et du ballon de reflux, du vaporisateur de MEA, de l'échangeur de chaleur de MEA 133-C, du refroidisseur de MEA 132-C, du ballon de séparation des hydrocarbures 137-F, de l'absorbeur de CO₂ 131-E, du filtre à cartouche de MEA 131-L, du filtre à charbon 132-F et des purges de fond du réservoir de stockage de

MEA. Toutes les pompes utilisées pour le service MEA sont également purgées vers le collecteur. L'aspiration de la pompe est équipée d'un filtre et une prise d'échantillonnage est installée sur la ligne de refoulement.

II.3.1.7. Système d'injection anti-mousse

L'unité d'injection anti-mousse permet d'éliminer ou de réduire l'émulsion. L'unité anti-mousse comprend un réservoir muni d'un niveau visuel et un mélangeur installé par-dessus pour agiter le contenu. L'agent anti-mousse est versé dans le réservoir par un petit tuyau de remplissage placé en tête, et la quantité désirée de condensat est ajoutée par la ligne de condensat, située au sommet du réservoir

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.

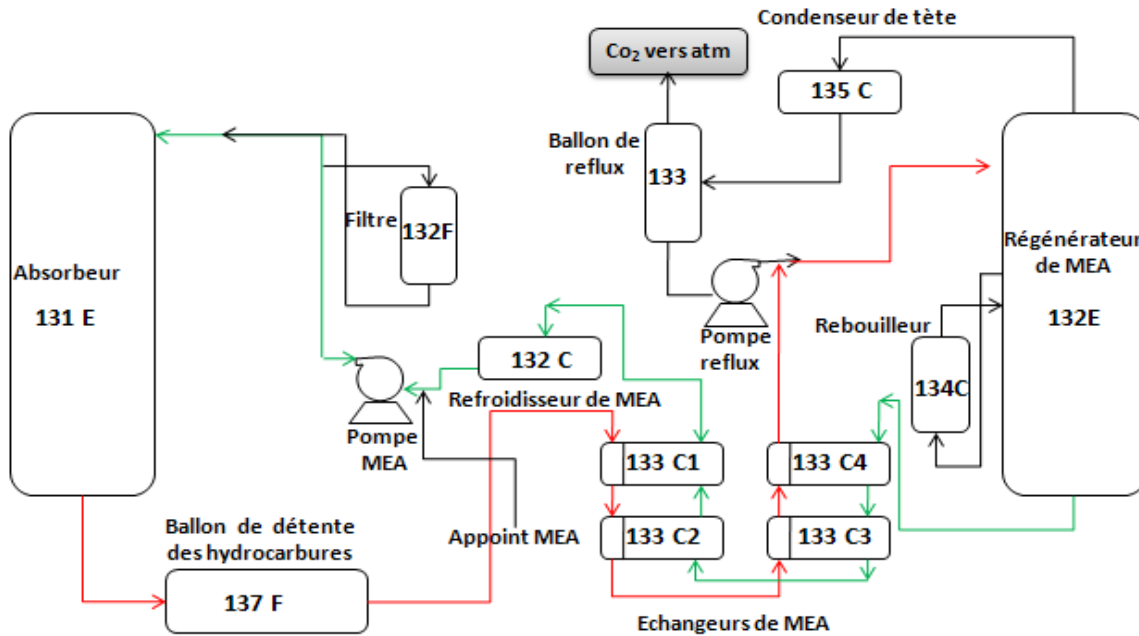
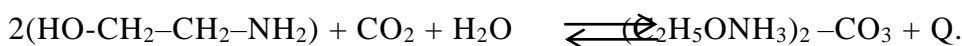


Figure II.1 : procédé de décarbonatation et de régénération de MEA riche

II.4. Mécanisme d'interaction entre le CO₂ et la MEA

L'absorption du CO₂, par la Monoéthanolamine aura lieu à basse température et à haute pression. Le gaz naturel est amené dans la colonne à contre courant par une solution aqueuse à 15 % à la température d'amorçage : 38 °C et la pression 42 Bars. La réaction chimique suivante se produira:



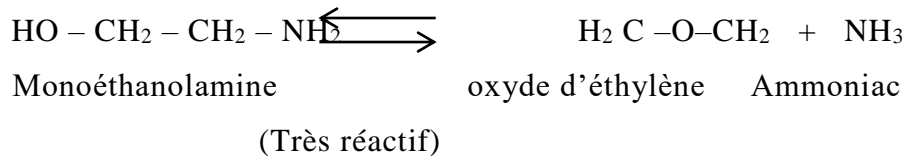
La réaction est exothermique et réversible : en apportant une certaine quantité d'énergie au produit de réaction, nous pouvons retrouver les produits initiaux : MEA + Eau en phase gazeuse + CO₂ en phase gazeuse. Cela permet d'éliminer le CO₂, de réutiliser la Monoéthanolamine et de fonctionner sans perte. En théorie, cette régénération est parfaite et le système fonctionne sans perte, ce qui n'est pas le cas en pratique ou il faudrait éliminer d'autres produits tels que les hydrocarbures entraînés avec la MEA pour retrouver la solution de départ.

II.5 Les problèmes rencontrés dans la section de décarbonatation

L'utilisation de la solution MEA dans le procédé de décarbonatation du GN peut provoquer de sérieux problèmes. Ces problèmes 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 :

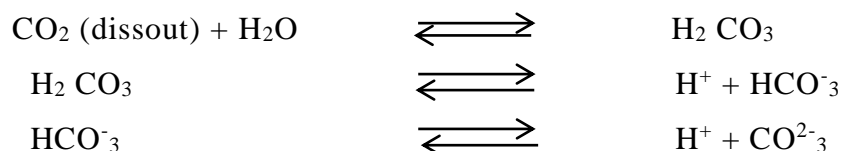
- **dégradation de la MEA** : la dégradation peut entraîner une mauvaise absorption du CO₂. Les produits formés lors de la dégradation de la MEA sont généralement moins volatils et peuvent être séparés de la solution par vaporisation. Cette dégradation est due soit à la décomposition thermique dans les rebouilleurs, où les températures de fond élevées peuvent causer des surchauffes localisées et sous l'action de la chaleur, la MEA se décompose selon la réaction suivante :



La réaction de décomposition de MEA est assez sensible et instantanée dans l'intervalle de température comprise entre 130°C et 180°C. Les produits de décomposition, en particulier l'oxyde d'éthylène sont extrêmement réactifs.

- **Problème de corrosion** La corrosion est considérée comme le problème le plus grave touchant les unités à monoéthanolamine (décarbonatation), l'étendue de cette corrosion dépend d'un certain nombre de facteurs tel que : Le type d'amine, la nature des contaminants, la charge de la solution, les pressions et les températures qui règnent dans les différentes parties du système.

La réaction de la MEA avec CO₂ forme un acide carbonique H₂CO₃, selon réactions suivantes :



Les gaz acides, dans l'ordre d'importance des facteurs de corrosion, vient la solution de la MEA. Son utilisation à forte concentration, provoque l'augmentation de la température de la boucle d'absorption. Suite à une mauvaise évacuation de la chaleur dégagée lors de l'absorption (réaction exothermique), et suite à un faible débit de la solution de la MEA en circulation et à la faible chaleur spécifique de la MEA, il est recommandé l'usage de la solution de la MEA à faible concentration possible.

III. Analyse du problème de moussage

III.1. Problématique :

Notre étude a été effectuée au complexe GL2 de Arzew, spécialement au niveau de la section traitement de gaz où se déroule la décarbonatation du gaz naturel. Nos efforts ont été concentrés sur le problème de

moussage dans la colonne d'absorption du CO₂ et leurs conséquences pour la suite des opérations, pour trouver les principales causes et d'essayer de remédier à ce problème. L'analyse du problème montre que : l'amine utilisée pour la décarbonatation a tendance à mousser même si elle est propre, l'élévation de la température de solution MEA 15%, l'excès d'anti mousse SAG10, la présence des hydrocarbures lourds provoque le moussage. Le moussage signale une solution de mauvaise qualité et limite la capacité de la section et entraîne des pertes de solution. Pour réduire ce genre de problème il faut surveiller la solution MEA à une concentration à 15%, et éviter l'excès d'anti mousse puisque ce n'est pas une solution de notre problème, contrôler la présence d'hydrocarbure lourd dans le GN et faire une bonne régulation de débit de GN et MEA entrés dans l'absorbeur, et mettre en marche les équipements qui nettoieront la solution MEA.

III.2. Phénomène de moussage

III.2.1. Définition

On définit la mousse comme un système micro hétérogène composé d'une phase gazeuse dispersée et d'un milieu dispersant liquide étiré en pellicules. La MEA a un caractère moussant propre surtout à fortes concentrations alors des pertes en masse de la solution. C'est pourquoi lors de la conception des unités de décarbonatation de traitement de gaz, le constructeur prévoit toujours certaines dispositions pour remédier au problème de moussage citant : piège à gouttelettes, ballon séparateur, écart important entre plateaux et surdimensionnement de l'absorbeur. Le phénomène de moussage est rencontré non seulement dans l'absorbeur du CO₂ mais il peut également être perceptible dans la colonne de régénération de la MEA.

III.2.2 FACTEURS FAVORISANT LE MOUSSAGE

Le moussage peut réduire le débit des installations, augmenter les pertes de MEA, empêcher une régénération adéquate et affecter de manière contraire l'efficacité de traitement. Le moussage réduit également l'efficacité de transfert de masse sur les plateaux à cause du mauvais contact entre le gaz et le liquide.

Le moussage est toujours accompagné d'une élévation de la perte de charge dans la colonne. L'expérience a montré que le problème a pour origine la présence:

- Des hydrocarbures liquides dans le gaz.
- Des solides en suspensions finement divisés.
- Des inhibiteurs de corrosion.
- D'excès d'agent anti-mousse.
- De l'eau d'appoint ayant une teneur élevée en matières minérales.
- Variation brusque de débit de charge ou de MEA.
- Des turbulences excessives et une grande vitesse de contact liquide/gaz.

- Des huiles et des graisses.

Le moussage se manifeste par les phénomènes suivants :

- ✓ Une chute de pression à travers les plateaux de l'absorbeur.
- ✓ Une augmentation du niveau de liquide dans le ballon séparateur du sécheur d'alimentation.
- ✓ Une chute de pression dans le régénérateur.

III.2.3 PRECAUTION A PRENDRE CONTRE LE MOUSSAGE

Niveau de l'unité de décarbonatation dans le GNL_{2Z}, l'opérateur a pour consigne en cas d'apparition du phénomène de moussage de :

- Réduire la charge de l'unité (MEA et GN).
- Prévoir un séparateur liquide-vapeur en amont de la colonne d'absorption pour éliminer les hydrocarbures liquides.
- Un filtre à charbon pour la MEA pauvre et autre pour la MEA riche sont prévus pour retenir les impuretés solides en suspension dans la solution en circulation.
- L'injection des agents anti-moussants en tête de la colonne d'absorption, peut être considérée comme précaution provisoire pour permettre de déceler la cause du moussage et de l'éliminer.
- Traiter la cause qui a engendré le phénomène, car un excès de produit anti-mousse risque de réagir avec la MEA et générer des sous-produits de décomposition lors de son passage dans le circuit de régénération.

III.2.4 CARACTERISTIQUES FONDAMENTALES DES ANTI-MOUSSE

Les anti-mousses souvent utilisés dans les solutions de traitement de gaz peuvent être classés en quatre types principaux :

1. Les types hydrocarbures à savoir les huiles minérales.
2. Les types alcool (ester) savons à savoir glycols, acides gras et dérivés.
3. Les types silicones à savoir les émulsions à 10 et 30%.
4. Une combinaison de 1 et 3.

III.2.5 TYPES DE FILTRES

Le système actuel est un ensemble de trois filtres montés en série et comprenant :

- ✓ Un filtre destiné à retenir les solides en suspension.

(Diamètre des particules retenus $d \geq 1\mu\text{m}$).

- ✓ Un absorbeur à charbon actif.
- ✓ Un filtre à retenir les particules dont le diamètre $d \leq 5\mu\text{m}$.

Une bonne filtration dans les filtres doit éliminer les contaminations qui peuvent provoquer le moussage.

III.3. LES PROBLEMES RENCONTRES DANS LA SECTION DE DECARBONATATION

L'opération de décarbonatation est très importante dans le traitement de gaz, vus les problèmes qui peuvent être générés par la présence de CO₂. A cet effet nous avons essayé d'identifier et localiser les problèmes rencontrés dans la section. Selon notre enquête, nous avons constaté qu'il y avait plusieurs anomalies :

1. 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 MEA pauvre qui provient du régénérateur par la vapeur désurchauffée, ce dernier ne fonctionne pas a cause d'un percement coté tube dans tous les trains sauf le train 200.



Figure II.2 : Le vaporisateur

2. La pompe qui véhicule le produit anti mousse ne fonctionne pas. Donc la dilution ne se fait pas correctement dans le bac destiné puisque l'opérateur est obligé de préparer cette solution manuellement.



Figure II.3 : La pompe doseuse d'anti-mousse

3. La contamination de la solution MEA par l'huile ou nous avons remarqué plusieurs fois une grande quantité des huiles à la surface du puisard qui provient de la pompe.

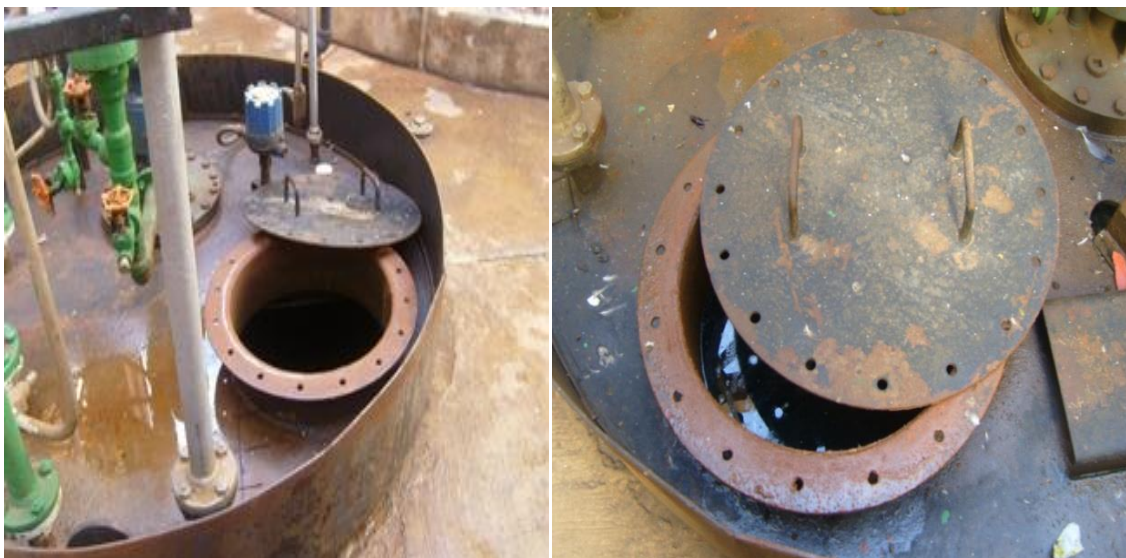


Figure II.4: La contamination du puisard de MEA par l'huile

4. Absence du filtre à la surface du puisard assurant l'élimination de toutes matières en suspension.



Figure II.5: Absence du filtre dans le puisard

5. Contamination de la MEA par des chlorures dont leur présence est due à la perforation des tubes des échangeurs. Ainsi que l'arrosage à l'eau de mer au voisinage du puisard MEA. La concentration des chlorures maximale admissible ne doit pas dépasser 150 ppm

III.4. Analyse des problèmes

Après avoir détecté les sources qui peuvent provoquer le problème de moussage dans la section décarbonation, et en se basant sur des expériences au niveau du laboratoire du complexe. Nous avons procédé dans la partie suivante à l'étude de l'influence des principaux facteurs qui favorisent l'apparition du phénomène de moussage. Notre étude est basée sur le suivi d'analyse du problème de moussage avant et après l'arrêt du train 200 en suivant :

- Influence de la température de la solution MEA sur le moussage.
- Influence des hydrocarbures lourds sur le moussage.
- Influence de l'excès l'anti mousse sur le moussage.
- Influence des chlorures sur le moussage.

En se basant sur des expériences au niveau du laboratoire du complexe GL2/Z on a suivi l'influence de chaque paramètre sur le volume de la mousse dégagée.

III.4.1. Principe de l'essai de moussage de la solution MEA

Nous avons déterminé empiriquement l'influence des principaux facteurs (température, hydrocarbures lourds, l'excès anti mousse) qui favorisent le phénomène de moussage d'une solution de MEA à l'aide d'une installation simple (figure.II.01), constitue d'admission de gaz (azote), un régulateur de pression, une éprouvette graduée en verre et un tube de dispersion de gaz (diffuseur). On disperse le gaz dans une

éprouvette graduée de 250 ml contenant 50 ml de la solution échantillonnée à analyser. On enregistre le volume de la mousse produite en (ml).

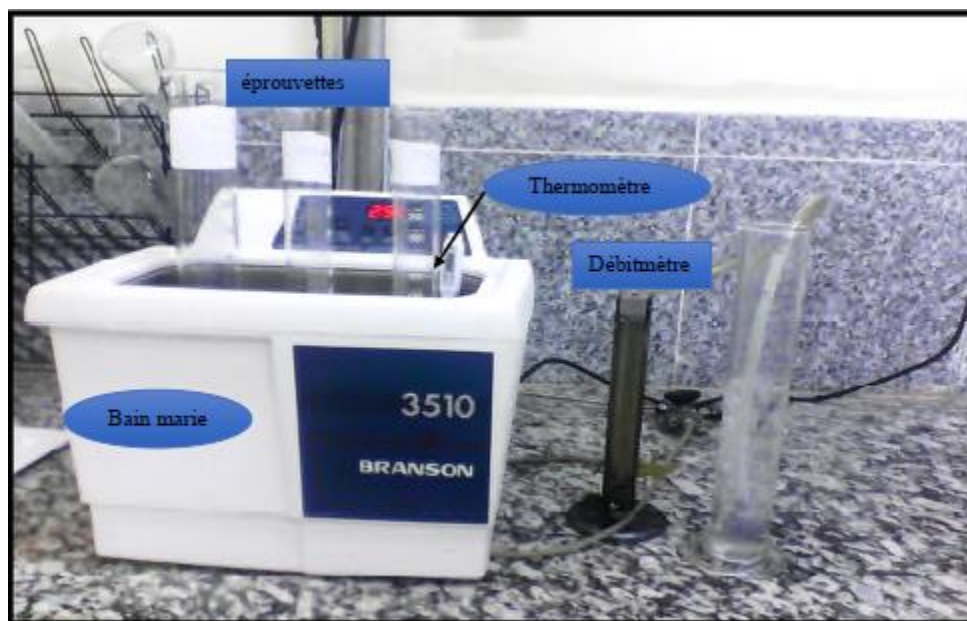


Figure II.6 : Dispositif pour les tests tendance de moussage.

III.4.2. Analyses de la solution MEA

Avant de commencer notre test sur le moussage, nous avons fait les analyses de vérification de solution MEA pauvre à l'entrée de l'absorbeur.

Analyse % CO₂ et % MEA dans la solution de MEA

Cette méthode est basée sur le titrage alcalimétrique par l'intermédiaire de deux indicateurs colorés (phénol phtaléine et indicateur mixte).

Prendre 5ml de l'échantillon, les introduire dans un erlenmeyer, ajouter 100 ml d'eau distillée plus 2 gouttes de phénophtaléine, la solution devient rose. Traiter avec H₂SO₄ normal jusqu'à décoloration complète de la solution. *Noter le volume (V₁) d'acide utilisé en millilitre.*

Dans la même solution on y ajoute 2 gouttes d'indicateur mixte et on continue le titrage jusqu'à l'apparition de la couleur rose. *Noter le volume (V₂) d'acide utilise depuis le début du titrage en ml.*

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

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

Les résultats sont présentés dans les tableaux II.1 et II.2

Tableau II.1: Le suivi du taux de moussage avant l'arrêt du train 200

| Date | %MEA | %CO ₂ | Moussage (ml) |
|-------------|-------|------------------|---------------|
| 05 /03/2019 | 11,13 | 0,87 | 40 |
| 06/03 /2019 | 11,50 | 0,55 | 45 |
| 07/03/2019 | 11,88 | 0,67 | 60 |
| 08/03/2019 | 11,63 | 0,45 | 75 |
| 09/03/2019 | 10,00 | 0,95 | 35 |
| 10/03/2019 | 11,63 | 0,88 | 55 |
| 11/03/2019 | 11,88 | 0,66 | 50 |
| 12/03/2019 | 11,75 | 1,11 | 50 |
| 13/03/2019 | 10,30 | 1,09 | 48 |
| 14/03/2019 | 12,25 | 1,01 | 60 |
| 15/03/2019 | 11,50 | 0,86 | 60 |

Tableau II.2 : Le suivi du taux de moussage après l'arrêt du train 200 :

| Date | %MEA | %CO ₂ | Moussage (ml) |
|-------------|-------|------------------|---------------|
| 20 /03/2019 | 13,13 | 0,94 | 10 |
| 21/03 /2019 | 12,50 | 0,50 | 30 |
| 22/03/2019 | 12,88 | 0,38 | 50 |
| 23/03/2019 | 13,63 | 0,20 | 10 |
| 24/03/2019 | 13,13 | 0,44 | 45 |
| 25/03/2019 | 11,63 | 0,60 | 45 |
| 26/03/2019 | 10,88 | 0,31 | 20 |
| 27/03/2019 | 07,50 | 0,70 | 25 |
| 28/03/2019 | 09,38 | 0,70 | 20 |
| 29/03/2019 | 12,00 | 0,88 | 20 |
| 30/03/2019 | 08,75 | 0,32 | 15 |
| 31/03/2019 | 11,00 | 1,65 | 15 |
| 01/04/2019 | 10,50 | 0,92 | 14 |
| 02/04/2019 | 09,28 | 0,70 | 16 |
| 03/04/2019 | 09,08 | 0,88 | 05 |
| 04/04/2019 | 14,13 | 1,21 | 10 |
| 05/04/2019 | 14,13 | 1,44 | 15 |

D'après les résultats obtenus, le taux de moussage obtenu avant l'arrêt annuel du complexe du train 200, dépasse de loin la valeur limite recommandée par le design qui est de 10 ml. La maintenance des équipements stratégique de la section décarbonation à savoir l'absorbant et le régénérateur a pu provoquer une diminution du moussage, mais n'arrive pas à régler le problème définitivement car le taux de moussage après l'arrêt annuel du complexe reste toujours supérieur à la valeur tolérée. Ce qui confirme l'existence d'autres facteurs influant ce phénomène.

III.4.3. Influence de la température de la solution de MEA sur le moussage

L'expérience est basée sur le chauffage de la solution de MEA à 15 % sans et avec addition d'anti-mousse SAG10. A l'aide d'un bain marie, nous faisons chauffer la solution MEA avec 50 ppm de SAG 10 à différentes températures allant de 25 °C à 60 °C. Ensuite, nous dispersons le gaz dans une éprouvette graduée de 250 ml contenant 50 ml échantillon à analyser. Nous notons la hauteur de la mousse produite en « ml ». Puis nous effectuons un essai à blanc dans les mêmes conditions (sans anti mousse). Les résultats de la lecture de mousse sont représentés dans le tableau II.3 :

Tableau II.3 : influence de la température de la MEA sur le moussage

| T de solution de MEA (C°) | 25 | 30 | 35 | 38 | 40 | 45 | 50 |
|---------------------------|----|----|----|----|----|----|----|
| Moussage sans SAG10 (ml) | 13 | 15 | 17 | 19 | 20 | 22 | 22 |
| Moussage avec SAG10 (ml) | 5 | 6 | 8 | 8 | 10 | 12 | 14 |

La hauteur de la mousse varie en croissance avec la température de la solution MEA selon la représentation graphique du tableau II.3 :

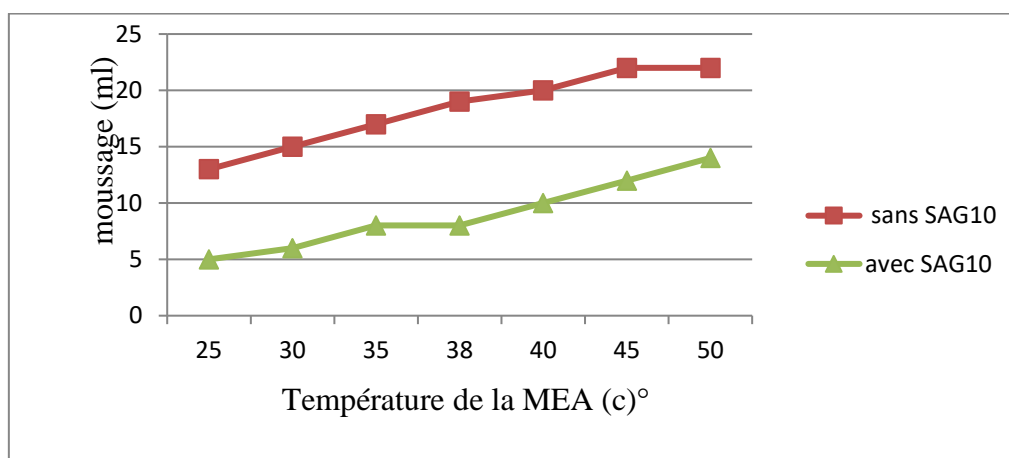


Figure II.7 : variation du moussage en fonction de la température de la solution MEA

Nous constatons que l'élévation de la température de la solution de 20°C à 50°C provoque l'augmentation du phénomène du moussage.

III.4.4. Influence des hydrocarbures sur le moussage

Afin d'étudier l'influence de la présence des traces des hydrocarbures sur le phénomène du moussage, nous avons utilisé une solution de gazoline (mélange d'hydrocarbures) pour nos expériences. La gazoline est obtenue de la section de fractionnement du gaz naturel dans les trains de liquéfaction. Une analyse chromatographique en phase gazeuse CG/MS a été faite au préalable afin de déterminer les pourcentages molaires de la gazoline. Les résultats de cette analyse sont présentés dans le tableau II.4

Tableau II.4 Analyse GC/MS des composants de la gazoline

| Composants | C ₃ | iC ₄ | nC ₄ | iC ₅ | nC ₅ | C ₆ | C ₇ | C ₈ | C ₉ | +C ₁₀ |
|------------|----------------|-----------------|-----------------|-----------------|-----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|------------------|
| % molaire | 00 | 00 | 0,026 | 28,134 | 32,871 | 22,806 | 11,232 | 3,776 | 0,925 | 0,23 |

L'influence de la gazoline sur le moussage consiste à varier le volume ajouté de la gazoline (ml) à une température constante de 38°C (Température de la réaction entre MEA et CO₂ dans l'absorbeur), la solution est chauffée à l'aide d'un bain marie, et le suivi l'élévation de la mousse dans la solution MEA est évaluée (sans et avec SAG10). Les résultats trouvés sont représentés dans le tableau II.5

Tableau II.5 : influence des hydrocarbures lourds sur le moussage

| Volume de la gazoline (ml) | 0,5 | 1 | 3 | 5 | 9 |
|----------------------------|-----|----|----|----|----|
| Moussage sans SAG10 | 20 | 21 | 21 | 22 | 23 |
| Moussage avec ASG10 | 10 | 10 | 11 | 12 | 13 |

Nous remarquons que le moussage augmente avec l'élévation du volume de la gazoline de 0,5 à 9 ml. La présence de la gazoline dans la MEA augmente le phénomène de moussage qui conduit à une mauvaise absorption de CO₂. Par conséquent, cela, confirme l'hypothèse de la contribution de la contamination de la MEA par les huiles sur le phénomène de moussage.

III.4.5. Influence de l'excès d'anti mousse sur le moussage

Dans cette partie de notre travail, nous avons étudié l'effet de l'augmentation de concentration d'anti mousse (SAG 10) sur le volume des mousses formées (en ml), nous avons fixé la température de la solution à 38°C, puis on fait varier la concentration d'anti mousse, le volume des mousses formées est noté et les résultats obtenus sont représentés dans le tracé de la courbe II.8

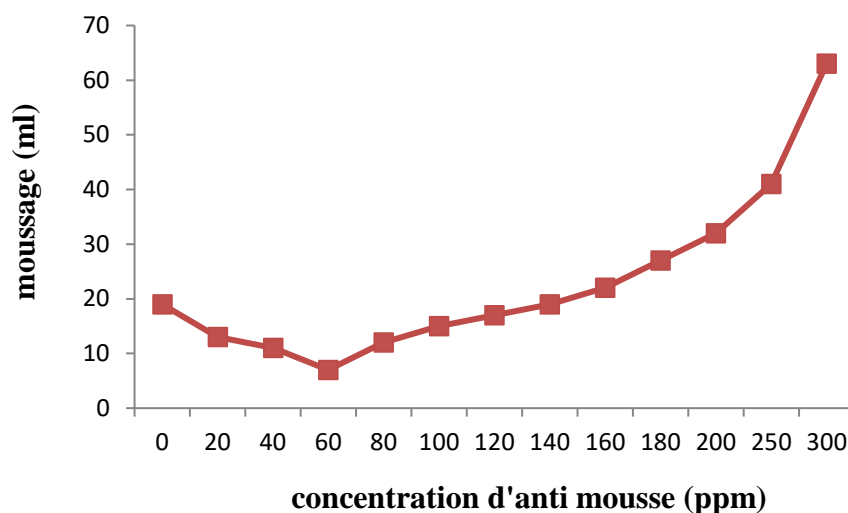


Figure II.8 : la variation du moussage en fonction de la concentration d'anti mousse

Nous constatons que l'ajout du SAG 10 réduit le moussage jusqu'à une concentration optimale de 60 ppm, au-delà de cette quantité une nette augmentation est observée jusqu'à trois fois d'augmentation de l'élévation de la mousse par rapport au point initial. La quantité d'anti mousse qui n'a pas réagi pendant la réaction a tendance à se comporter comme un agent moussant dont il faut purger, le phénomène est reconnu lorsque la couleur de la MEA change de blanc clair au blanc foncé. La concentration recommandée est de 70 ppm.

III.4.6. Influence des chlorures sur le moussage

Afin de vérifier l'influence de la présence des ions chlorures dans la solution MEA, une prise d'essai a été quotidiennement faite, directement du point d'échantillonnage du circuit MEA. Des tests de moussage ont été réalisés à chaque fois que la teneur en chlorures dépasse la valeur limite tolérable par le design (150 ppm). La méthode est basée sur la fixation des ions Cl^- par les ions Ag^+ en un sel peu dissocié, AgCl_2 . Au cours de ce phénomène, on procède au titrage par une solution de nitrate d'argent selon le mode opératoire suivant :

- Prélever 5 ml d'échantillon à analyser dans une éprouvette de 100ml
- Ajouter 5 ml d'acide nitrique 50%
- Ajuster avec de l' H_2O à 50 ml
- Ajouter 1ml de nitrate d'argent et agiter
- Laisser reposer dans l'étuve à une température de 40°C pendant 25 minutes.

Les résultats trouvés sont présentés dans le tableau II.6

Tableau II.6: Influence des chlorures sur le moussage

| Concentration des chlorures (ppm) | 0 | 150 | 250 | 600 | 1000 | 2000 | 3500 |
|-----------------------------------|----|-----|-----|-----|------|------|------|
| Moussage sans SAG10 (10ml) | 08 | 15 | 17 | 19 | 20 | 35 | 40 |
| Moussage avec SAG 10 (10ml) | 05 | 09 | 10 | 11 | 12,5 | 14,2 | 15 |

D'après les résultats du tableau III.6, l'augmentation de la concentration des chlorures provoquent l'augmentation de la mousse. Les chlorures de l'eau de mer provoquent la dégradation Partielle de la solution MEA ce qui rend la réaction entre la MEA et CO₂ non parfaite D'où mauvaise absorption du CO₂. Pour éviter le problème de mousse la quantité de chlorure doit être < 150 ppm. Deux sources majeure sont a l'origine de cette contamination :

- Le refroidisseur de la MEA pauvre à la sortie du régénérateur.
- Le condenseur de tête de la colonne de régénération.

CONCLUSION GENERALE

CONCLUSION GENERALE

Le but de notre étude est d'analyser et trouver les sources du problème de moussage au niveau de la section de la décarbonatation du train 200 du complexe GNL_{2Z}. L'analyse et les expériences au laboratoire nous ont permis de conclure que :

- Le dysfonctionnement du vaporisateur et la pompe anti mousse ainsi que la contamination de la solution MEA dans le puisard contribuent à l'apparition de phénomène de moussages au niveau de l'absorbeur.
- Le volume de moussage est considéré comme volume mort qui entrainera la diminution du rendement du procédé de décarbonatation.
- La solution MEA pauvre utilisée dans la section est mal préparée puisque la concentration est inférieure à la norme exigée qui est de 15 %.
- l'excès de la température diminue la tension superficielle de la solution MEA et favorise la tendance de moussage de la solution d'amine à partir d'une température de 45°C.
- L'excès d'anti mousse (SAG10) provoque la mousse de solution MEA au-delà d'une concentration optimale de 60 ppm. Il est recommandé de travailler avec 70 ppm.
- La présence des hydrocarbures lourds sous forme liquides dans le GN provoque la mousse.

Par ailleurs, nous suggérons d'améliorer le rendement de l'unité par:

- ✓ Mettre le vaporisateur en service continu.
- ✓ Faire fonctionner la pompe anti mousse pour assurer la bonne dilution de la solution anti mousse et pour éviter l'excès d'injection.
- ✓ Eviter l'arrosage a eau de mer au voisinage de puisards MEA.

Eviter le nettoyage du système MEA par l'eau de mer spécialement à côté des pompes.

Résumé

Dans le cadre de notre projet de fin d'étude master nous nous sommes intéressé par un problème largement rencontré en industrie chimique qui est le problème de moussage

Le problème se manifeste au niveau de l'absorbeur pour éviter ce problème nous avons fait une enquête technique qui a révélé des problèmes suivants :

Un arrêt du vaporisateur et de la pompe doseuse de l'anti mousse peut provoquer le problème .

Par ailleurs, nous suggérons d'améliorer le rendement de l'unité par:

- ✓ Mettre le vaporisateur en service continu.

Faire fonctionner la pompe anti mousse pour assurer la bonne dilution de la solution anti mousse et pour éviter l'excès d'injection.

Références bibliographique

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

Documentations du complexe GL2Z :

- Manuel opératoire du Complexe GL2 /Z , 1993 .
- Procès LIQ GN du complexe GNL2/Z.
- Soft traitement gaz - Service formation GL2Z.
- Manuel d'information et de sensibilisation. Service prévention Complexe GL2/Z.
- Cours GNL, IAP d'Arzew, description du complexe GL2/Z, 2004.
- GNL Informations Générales - software d'induction / consolidation élaboré par A.Teyar Chef d'unité commerciale EST.
- Arthur L. Kohl and Fred C. Riesenfeld. Purification du gaz naturel, 4eme _edition, 1985
- Grancher, P.; Blanc, C.; Mathieu, P.; Nougayrède, J.; Tellier, J. Développements récents des techniques de liquéfactions du gaz naturels et aux gaz. Information Chimie 1980, 199, 145.
- Thèse Camille GOUEDARD; novel degradation products of ethanolamine (MEA) in CO₂ capture conditions: identification, mechanisms proposal and transposition to other amines. Septembre 2014.
- Mr. CHERIBA Noureddine ; études de l'influence de la concentration de la MEA dans la section de décarbonatation au niveau du complexe GL2/Z. Thèse2016

Les Annexes

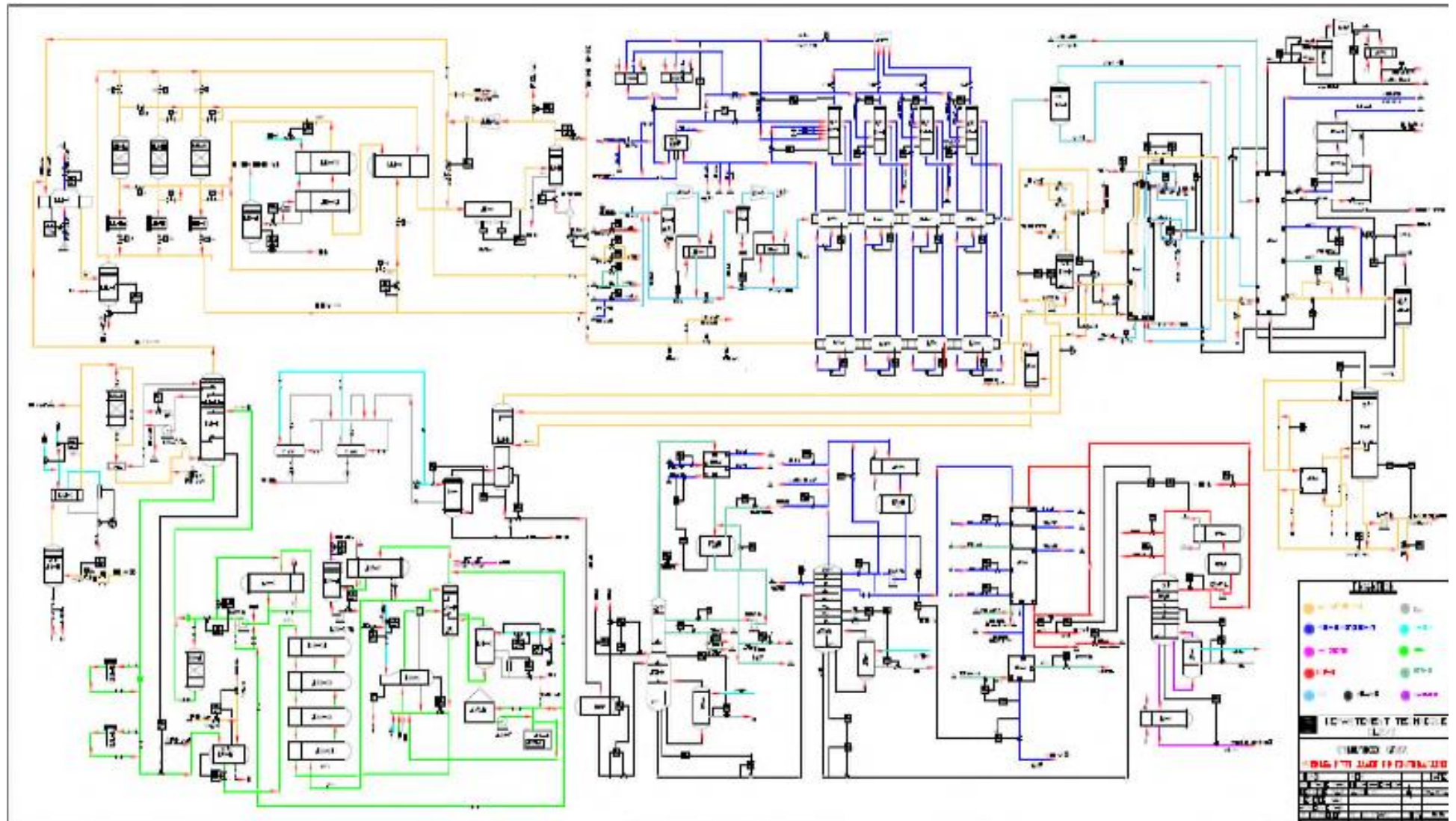


Schéma simplifié d'un train de production

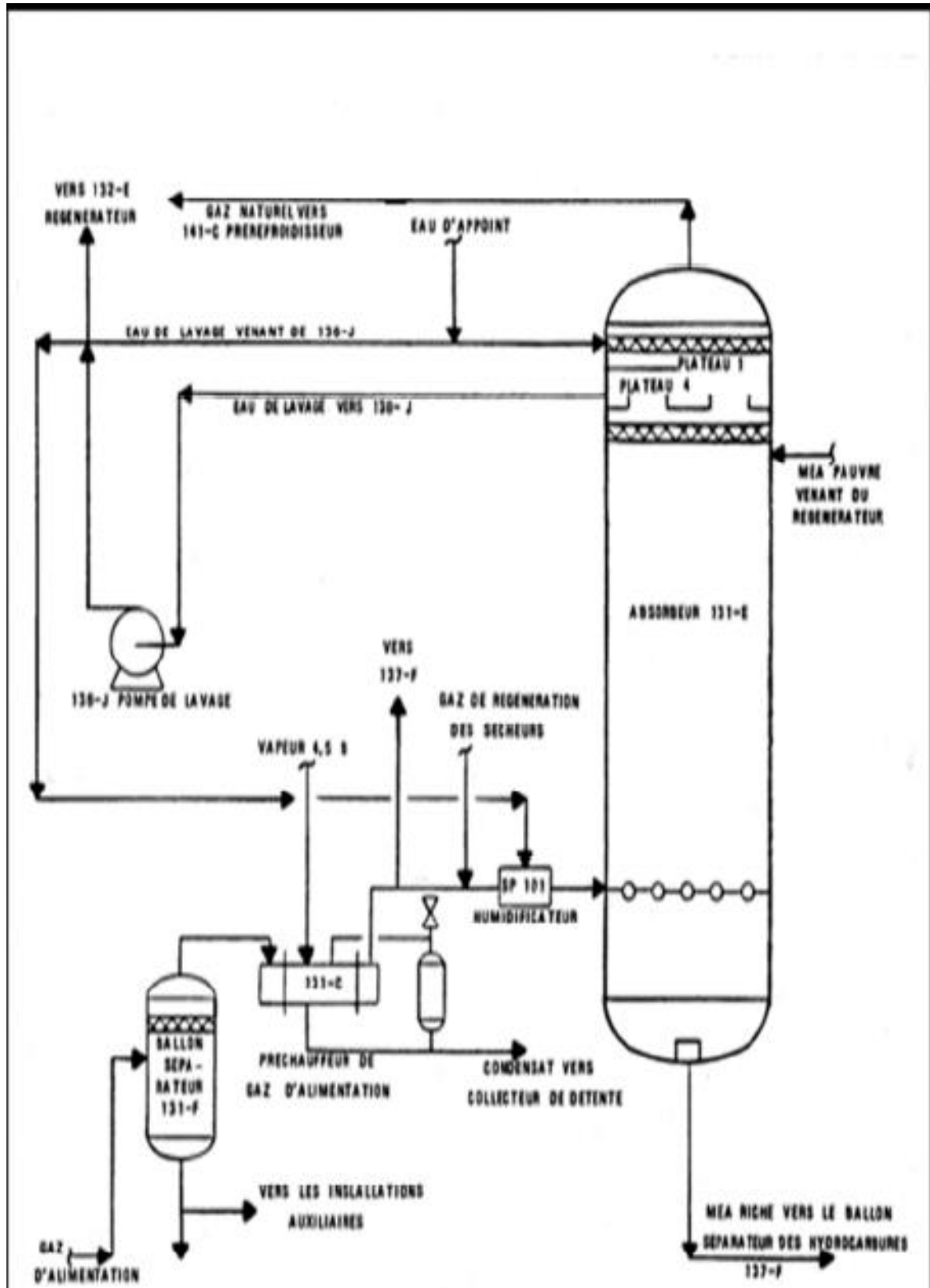
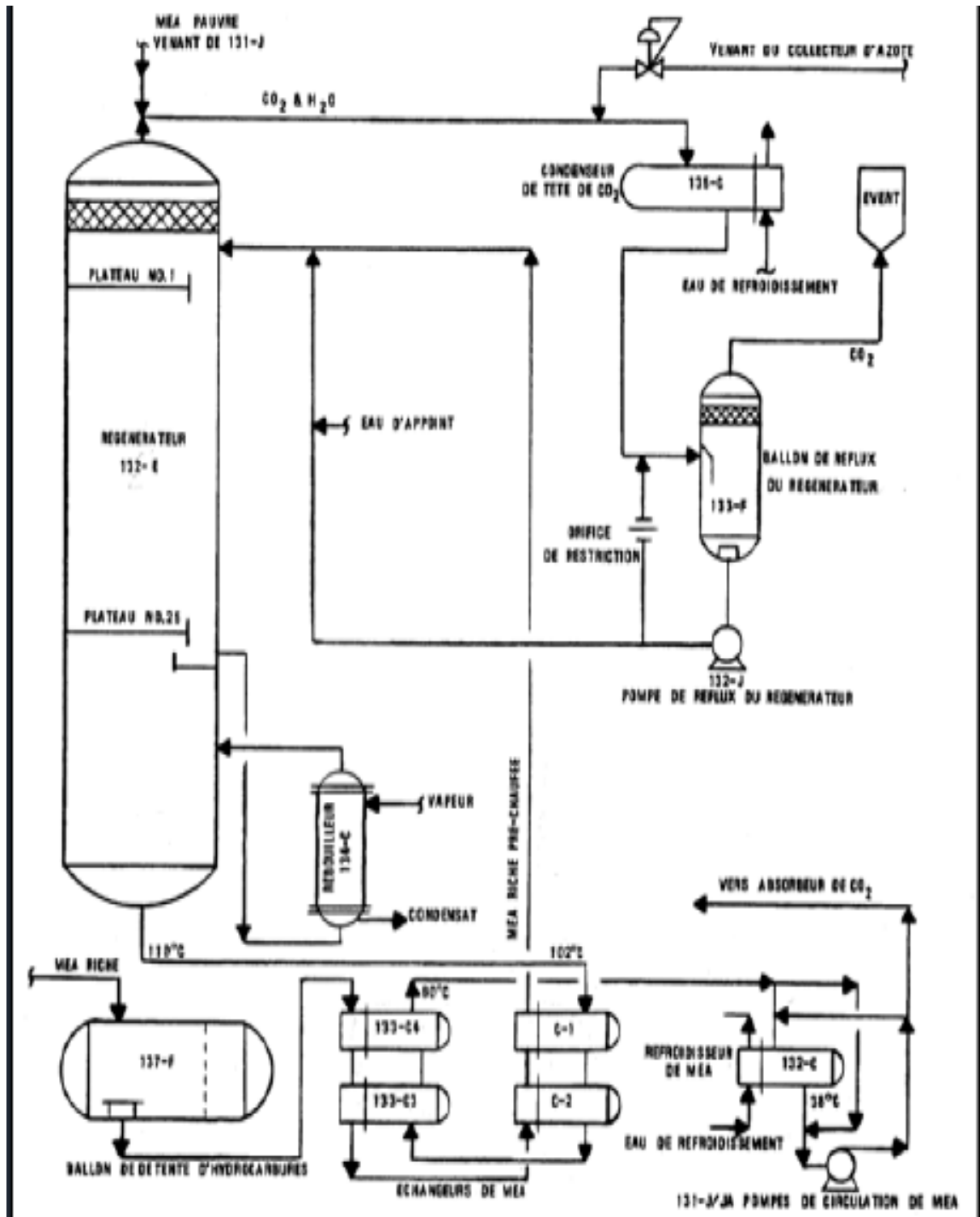


Schéma de procédé d'élimination du Hydrocarbure et CO₂



Régénération de MEA