



الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية
People's Democratic republic of Algeria
وزارة التعليم العالي والبحث العلمي
Ministry of Higher Education and Scientific Research
جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم
Abdelhamid Ibn Badis University - Mostaganem
كلية العلوم والتكنولوجيا
Faculty of Sciences and Technology
قسم هندسة الطرائق
Process Engineering Department of



Department of Process Engineering

The Date

Ref :...../U.M/F.S.T/2023

قسم هندسة الطرائق

التاريخ :

رقم : / ج.م.ك.ع.ت//2023

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DEMASTER ACADEMIQUE

Filière : Industries Pétrochimiques

Option : Génie pétrochimique

Thème

Etude des problèmes rencontrés au niveau des sections de Traitement du gaz au complexe GL2/Z

Présenté par

- 1- AHMED BENKLAOUZ Mansour
- 2- BACHIRBEY Mohamed Amine

Soutenu le 20/06/ 2023 à 8h devant le jury composé de :

| | | | |
|--------------|------------------------|-----|--------------------------|
| Président : | Bendenia Souhila | Pr | Université de Mostaganem |
| Examineur : | Belhadji Kinza Amel | MCB | Université de Mostaganem |
| Rapporteur : | Terkhi Mohammed Cherif | MCA | Université de Mostaganem |

Année Universitaire 2022/2023

REMERCIEMENTS

Ce projet n'aurait pas abouti sans la bénédiction du bon Dieu, Qui nous a donné le courage et la volonté pour réaliser ce travail et qui a entendu nos prières.

Notre première pensée va tout naturellement à notre encadreur Dr Terkhi mohammed cherif qui nous a aidé, conseillé et guidé afin de finaliser ce modeste travail dans de bonnes conditions.

Nos vifs remerciements aux membres de jury Pr Bendenia.S présidente de jury et Dr belhadji.K.A examinatrice de ce travail d'avoir accepté d'évaluer notre travail.

Nos sincères remerciements vont également aux personnels du GL2/Z pour leur assistance.

Nous tenons à présenter nos remerciements les plus sincères à tous ceux qui ont contribué de loin ou de près à la réalisation de ce travail ainsi que les professeurs qui nous ont soutenu tout au long de nos années scolaires et universitaires.

Dédicaces

On dédie ce travail :

- A nos très chers parents, la lumière de notre vie.
- A toute nos familles.
- A tous nos enseignants.
- A nos chers amis.
- A tous ceux qui nous ont aidés.
- A notre promotion.

Résumé

Le traitement de gaz est une étape essentielle pour réduire le taux de $CO_2 < 70$ ppm et le taux d'humidité $H_2O < 1$ ppm avant la liquéfaction du gaz naturel.

L'objectif de ce travail est d'effectuer une étude sur les différents problèmes rencontrés dans les sections de traitement (décarbonatation et la déshydratation) du gaz au niveau du complexe GL2/Z et par la suite donner des recommandations pour remédier à ces problèmes.

Les problèmes de moussage, la corrosion et la dégradation de la MEA sont les phénomènes les plus répondus dans la section de décarbonatation. D'autre part les problèmes d'effritement du tamis moléculaire, le blocage des vannes motorisées, phénomène de pompage et l'indisponibilité du compresseur de régénération sont les phénomènes les plus répondus dans la section de déshydratation.

D'après les résultats obtenus, pour remédier à ces problèmes il faut suivre les recommandations suivantes : (i) la solution MEA doit être bien préparée à 15%, (ii) l'injection des agents anti-mousse SAG10 au niveau de la colonne d'absorption est effectuée systématiquement, (iii) le temps de régénération des sècheurs et l'assurance de la disponibilité de compresseur 41j.

Ces solutions sont efficaces pour assurer le bon traitement du gaz naturel.

Les mots clés : GL2/Z, gaz naturel, décarbonatation, SAG10, moussage, MEA, Absorption, déshydratation, compresseur.

بالعربية:

معالجة الغاز الطبيعي من المراحل الأساسية التي يمر بها الغاز قبل تمييعه، حيث يتم فيها تقليل نسبة احتوائه على غاز ثنائي أكسيد الكربون إلى أقل من 70 ppm، وتجفيفه من الرطوبة إلى نسبة تقل عن 1 ppm

1

الهدف من هذا العمل هو تقديم دراسة تقنية حول مختلف العواقب والمشاكل الفنية التي تعرقل عمل وحدة معالجة الغاز على مستوى مركب تمييع الغاز GL2/Z. وحاولنا من خلال هذا العمل تقديم واقتراح حلول للحد من تفاقمها على مستوى هذه الوحدة التي تنقسم إلى قسمين: قسم إزالة الكربون وقسم التجفيف. ظاهرة الرغوة، الأكسدة وتدهور جودة مونو ايثانول أمين من أبرز الظواهر المعرقلّة الموجودة على مستوى قسم إزالة الكربون.

أما الظواهر التي تنتشر في قسم التجفيف فهي: فساد وتفتت المنخل الجزيئي، توقف الصمامات الآلية، المشاكل التقنية للضاغط الخاص بغاز التجديد

نتائج دراسة وتحليل هذه المشاكل التقنية المزعجة بينت أن من بين الحلول الناجعة التي تضمن المردود الجيد لوحدة معالجة الغاز الطبيعي هي: التحضير الجيد لمحلول مونو ايثانول أمين عند نسبة 15 بالمئة،

الحقن المستمر والدوري لمضاد الرغوة على مستوى عمود الامتصاص بالإضافة إلى احترام شدة درجة الحرارة المناسبة لتجديد أعمدة التجفيف.

Liste des tableaux

| | |
|--|-----------|
| Tableau I.1 : composition de gaz naturel | 10 |
| Tableau II.1 : composition de calcul du MCR | 18 |
| Tableau IV.1. Propriété de la MEA | 34 |
| Tableau .I.1 : Concentration de la solution MEA,CO₂,moussage et chlorure | 40 |
| Tableau I.2 : Composition molaire de la gazoline | 42 |
| Tableau I.3: composition des hydrocarbures lourds | 43 |
| Tableau I.4 : Concentration d'anti mousse par rapport le moussage | 43 |
| Tableau II.1 : Les étapes et les équipements de la section de déshydratation | 52 |
| Tableau II.2: Les étapes et les équipements de la section de régénération | 52 |

Liste des figures

| | |
|---|-----------|
| Figure I.1 : Zone de process | 09 |
| Figure I.2 : Zone de stockage et chargement | 09 |
| Figure II.1 : Organigramme de procédés de complexe GL2/Z | 13 |
| Figure. I.1 : variation du moussage en fonction du volume de la gazoline | 43 |
| Figure. I.2 : la variation du moussage en fonction de la concentration d'anti mousse | 45 |

Sommaire

| | |
|--|-----------|
| Remerciement | |
| Dédicaces | |
| Liste des tableaux | |
| Liste des figures | |
| Introduction | 01 |
| PARTIE THEORIQUE | 03 |
| CHAPITE I : PRESENTATION DU COMPLEXE GL2/Z | |
| I.1. HISTORIQUE | 05 |
| I.2. FONCTION DU L'USINE GL2/Z | 05 |
| I.3. SITUATION GEOGRAPHIQUE DU COMPLEXE | 06 |
| I.4. DESCRIPTION DE L'USINE | 06 |
| I.4.1. ZONE UTILITES | 07 |
| I.4.2. ZONE PROCESS | 08 |
| I.4.3. ZONE DE STOCKAGE ET CHARGEMENT | 09 |
| I.5. DEFINITION DU GAZ NATUREL | 10 |
| CHAPITRE II : PROCEDE DE LIQUEFACTION DU GAZ NATUREL | |
| II.1. INTRODUCTION | 12 |
| II.2. DESCRIPTION DU PROCEDE | 12 |
| II.2.1. TRAITEMENT DU GAZ | 14 |
| II.2.1.1. DECARBONATATION | 14 |
| II.2.2. LIQUEFACTION | 16 |
| II.2.2.1. SEPARATION | 16 |
| II.2.2.2. LIQUEFACTION DU GAZ NATUREL | 17 |
| II.2.2.3. ELIMINATION DE L'AZOTE DU GNL | 17 |
| II.2.2.4. SYSTEME DE REFRIGERANT MIXTE MCR | 18 |
| II.2.2.5. SYSTEME PROPANE | 19 |
| II.2.3. SYSTEME FRACTIONNEMENT DES HYDROCARBURES LOURDS | 19 |
| II.2.3.1 COLONNE DE DEETHANISATION | 20 |
| II.2.3.2 COLONNE DE DEPROPANISATION | 20 |
| II.2.3.3 COLONNE DE DEBUTANISATION | 20 |
| II.2.4. STOCKAGE DU GNL | 20 |
| II.2.5. CHARGEMENT DU GNL | 21 |
| CHAPITRE III : DESCRIPTION DE LA SECTION DE DECARBONATATION | |
| III.1. INTRODUCTION | 23 |
| III.2. PLACE DANS LE PROCEDE | 23 |
| III.3. PRINCIPES OPERATOIRES | 24 |

| | |
|--|-----------|
| III.3.1. DESCRIPTION GENERALE | 24 |
| III.3.1.1. ALIMENTATION EN GAZ NATUREL ET DECARBONATATION | 24 |
| III.3.1.2. REGENERATEUR DE MEA | 25 |
| III.3.1.3. REBOUILLEUR DU REGENERATEUR | 26 |
| <i>III.3.1.4. FILTRATION DE MEA PAUVRE ET RICHE</i> | <i>26</i> |
| <i>III.3.1.5. VAPORISATEUR DE MEA</i> | <i>27</i> |
| <i>III.3.1.6. SYSTEME DE STOCKAGE ET PUISARD DE MEA</i> | <i>28</i> |
| <i>III.3.1.7. SYSTEME D'INJECTION ANTI-MOUSSE</i> | <i>29</i> |
| CHAPITRE IV : LE ROLE DE LA SECTION DE DECARBONATATION | |
| IV.1.LE ROLE DE LA SECTION DE DECARBONATATION | 31 |
| I V.1.1.ELIMINATION DES HYDROCARBURES | 31 |
| I V.1.2.ELIMINATION DU MERCURE PAR DEMERCURISATION | 31 |
| I V.1.3.ELIMINATION DU CO₂ PAR DECARBONATATION | 31 |
| IV.2. CHOIX DE L'ABSORBAT | 32 |
| IV.2.1. INTRODUCTION | 32 |
| IV.2.2. CARACTERISTIQUE SOMMAIRE DES ETHANOLS AMINES | 32 |
| IV.2.3. CHOIX DE LA SOLUTION DE LA MEA | 33 |
| IV.3. PROPRIETES PHYSICO-CHIMIQUES DE LA MEA | 34 |
| IV.3.1.TOXICOLOGIE | 34 |
| IV.3.2.PROPRIETES CHIMIQUES | 35 |
| IV.4. MECANISME D'INTERACTION ENTRE LE CO₂ ET LA MEA | 35 |
| IV.5. STOCKAGE ET MANUTENTION DE LA MEA | 35 |
| .PARTIE EXPERIMENTALE | |
| CHAPITRE I :LES PROBLEMES DE LA SECTION DE DECARBONATATION | |
| I.LES PROBLEMES RENCONTRES DANS LA SECTION DE DECARBONATATION | 39 |
| I.1. PROBLEME DE MOUSSAGE | 39 |
| I.1. LE MOUSSAGE | 39 |
| I.2. FACTEURS FAVORISANTS LE MOUSSAGE | 39 |
| I.3.LES ANALYSES EFFECTUEES SONT LES SUIVANTES | 39 |
| I.4. INFLUENCE DES HYDROCARBURES SUR LE MOUSSAGE | 42 |
| I.5. L'EXCES DE L'ANTI-MOUSSE | 44 |
| I.6. PROBLEME DE DEGRADATION DE LA MEA | 46 |
| I.6.1. DEGRADATION THERMIQUE | 46 |
| I.6.2. DEGRADATION PAR FORMATION DE PRODUITS NON REGENERABLES | 46 |
| I.7. PROBLEME DE CORROSION | 48 |
| I.7.1.CORROSION PAR LES GAZ ACIDES | 48 |
| I.7.2. CORROSION PAR DES AMINES | 49 |
| I.7.3.PRODUITS DEGRADATIONS | 49 |

| | |
|---|-----------|
| I.6. IMPORTANCE DU VAPORISEUR | 50 |
| CHAPITRE II : LES PROBLEMES RENCONTRES DANS LA SECTION DE DESHYDRATATIONS | |
| II.1.PRINCIPE DE LA DESHYDRATATION | 52 |
| II.2. LE ROLE DE DESHYDRATATION | 53 |
| II.3.LE CHOIX D'ADSORBANT | 54 |
| II.3.1.CHARGE DU TAMIS MOLECULAIRE | 55 |
| II.4.LES PROBLEMES RENCONTRES DANS LA SECTION DE DESGYDRATATION | 55 |
| II.4.1. LES PROBLEMES RENCONTRES DANS LES TAMIS MOLECULAIRE | 55 |
| II.5.PROBLEME DE SECHEUR | 56 |
| II.6.LES PROBLEMES DE BLOCKAGE DES VANNES MOTORISEES | 57 |
| II.7.PARAMETRE DE MARCHE | 58 |
| II.8.PHENOMENE DE POMPAGE DANS LE COMPRESSEUR | 58 |
| II.9.LE PROBLEME DE L'INDISPONIBILITE DU COMPRESSEUR DE R2G2N2RATION X41JA | 59 |
| CONCLUSION GENERALE | 60 |
| REFERENCES | 62 |
| ANNEXES | 65 |

INTRODUCTION

Parallèlement au pétrole, l'énergie gazière occupe une place très importante dans le marché mondial grâce à ces propriétés énergétiques et écologiques. Il présente plusieurs avantages tel que ses faibles émissions de CO₂ lors de sa combustion. Si on le compare aux dérivés du pétrole, de part sa forte teneur en méthane et ses rendements énergétiques obtenus pour la production d'électricité sont supérieurs à ceux obtenus avec les centrales à charbon ou à pétrole [1].

Le gaz naturel (GN) est considéré comme un combustible plus propre et plus respectueux de l'environnement que la plupart des autres combustibles fossiles. Son avantage comparatif en matière d'environnement par rapport au charbon où pétrole réside dans le fait que les émissions de dioxyde de soufre sont négligeables et que les niveaux d'oxyde azote et de dioxyde de charbon sont plus faibles. Un plus grand recours à cette source d'énergie permettrait notamment de limiter les impacts négatifs sur l'environnement tel que : les pluies acides, la détérioration de la couche d'ozone ou les émissions des gaz à effet de serre Vu la richesse de l'Algérie en gaz et en pétrole, l'économie nationale se base essentiellement sur l'industrie des hydrocarbures. Cette industrie nécessite l'implantation de diverses unités de traitement avec l'installation d'équipements coûteux. Dans ces conditions, les progrès techniques permettant de réduire ces coûts devraient jouer dans l'avenir un rôle majeur dans le développement du commerce international des combustibles [1].

Pour faciliter son transport dans des méthaniers vers les pays consommateurs d'énergie, le gaz Naturel est liquéfié. En effet, la liquéfaction de 600 Nm³ de Gaz Naturel conduit à la production de 1 m³ de gaz naturel liquéfié (GNL), soit une réduction en volume de 600 fois [1].

Le GL2/Z est une importante installation de liquéfaction de gaz naturel qui produit le GNL, du propane, du butane et de Gazoline elle présente un essor économique important pour l'Algérie. Le Gaz naturel qui alimente une unité de liquéfaction doit subir au préalable, un traitement afin d'éliminer les gaz contaminants susceptibles de se solidifier lors de la liquéfaction comme le CO₂ qui s'élimine par un traitement à la monoéthanolamine (MEA) . Il est utilisé à une concentration de l'ordre de 15 à 20 % (pourcentage massique).

Dans le procédé d'élimination des gaz acides, la MEA joue un rôle très important [1].

INTRODUCTION

Des études ont montré que cette MEA est souvent contaminée, ce qui conduit à :

- Sa dégradation d'où son inaction dans l'absorption du CO₂.
- Des pertes de la solution de MEA par entraînement durant le lavage à l'eau ou par évaporation.

Le GN, à la sortie de la décarbonatation, est saturé en eau (1500 ppm). La section sera chargée d'enlever complètement cette eau pour obtenir une concentration inférieure à 0.5 ppm (1 à 1.4 ppm en pratique lors des démarrages).

Cette déshydratation se fera en deux étapes :

- Refroidissement et condensation à 21 °C dans le 141 C et 141 F.
- Séchage par adsorption dans les sécheurs.

Partie Théorique

CHAPITRE I

**PRESENTATION DU COMPLEXE
GL₂/Z**

I.1. HISTORIQUE

Le complexe GL2/Z est un site industriel de production de gaz naturel liquéfié (GNL) situé dans la zone industrielle d'Arzew dans le Nord-Ouest de l'Algérie.

C'est un projet qui a été réalisé par la société américaine « Pullman Kellogg Plant service Alegria Inc. », chargée des études et de la construction et du démarrage des différentes installations du complexe.

Le complexe GL2/Z 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.

La construction de l'usine a débuté en 1977 et sa mise en production remonte à 1981 [2].

- 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. FONCTION DU 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 50T/h.
- 18 chaudières de procédé à haute pression d'une capacité de 122T/h.
- 04 turbogénérateurs d'une capacité de 20MW chacun.
- 03 chaudières utilités d'une capacité de 90T/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 5100m³/h.
- 06 pompes de 32000m³/h chacune.

I.3. SITUATION GEOGRAPHIQUE DU COMPLEXE

Le complexe GL2/Z est situé au nord-est de Béthioua environ 40 km à l'est d'Oran au bord de la méditerranée sur une superficie de 70 hectares, son emplacement au bord de la mer lui permet d'utiliser l'eau de mer comme source d'alimentation pour le refroidissement, la production d'eau distille et la lutte anti- incendie.

I.4. DESCRIPTION DE L'USINE

L'usine de liquéfaction de gaz naturel d'Arzew (**GL2/Z**) comprend 6 trains de liquéfaction indépendants fonctionnant en parallèle. Le gaz naturel d'alimentation est également distribué à chacun des trains par un réseau de canalisation. Le débit de gaz naturel distribué est d'environ **1.500.000 m³/h** pour les 6 trains soit en moyenne **250.000m³/h / train**. Dans chaque train, le gaz naturel d'alimentation est traité pour éliminer le gaz carbonique et la vapeur d'eau ; il est ensuite réfrigère et distille pour en extraire les hydrocarbures lourds et il est finalement liquéfié à **-162°C** [2].

Une fois liquéfié, le gaz naturel est envoyé par pompage dans 3 réservoirs de stockage sous une pression de **1,03 bar** absolu, qui desservent l'ensemble des 6 trains. Il est prévu que chaque train de liquéfaction produira en moyen **8.400 m³/h** de GNL soit l'équivalent de **47.000.000 Thermie** [2].

Les réservoirs de stockage ont une capacité de **100.000 m³** chacun et la capacité totale de stockage correspond à la production de 5 journées complète de l'ensemble des 6 trains [2].

Chaque méthanier a une capacité moyenne de **125.000m³** et lorsque ces réservoirs sont préparés, le chargement s'effectue en **12h30** à raison d'un débit de chargement de **1.000m³ GNL/h** [2].

Conditions de stockage de GNL : [2]

| | |
|--------------------------|------------------------|
| Masse moléculaire | 18,2 g/mole |
| Pression | 1,03 bar absolu |
| Température | - 162°C |

L'usine est composée de trois zones :

- Zone des utilités.
- Zone des procédés.
- Zone de stockage et de changement.

I.4.1. Zone Utilités

Cette zone est essentiellement autonome et assure la fourniture de toutes les utilités pendant le démarrage et la mise en marche des six (06) trains de liquéfaction ainsi, de toutes les installations de production [2].

Elle consiste principalement à la production et la fourniture de ce que suit :

a) Énergie électrique : Elle est 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 : Elle est fournie par un ensemble de chaudières de différents tonnages répartis comme suit :

- Trois (03) chaudières HP (Haute Pression) de 90 Tonnes par heure chacune au niveau des utilités ;
- Une (01) chaudière BP (Basse Pression) de 58 Tonnes par heure au niveau des utilités ;
- Neuf (09) chaudières HP de 136 Tonnes par heure ;
- Six (06) chaudières HP de 400 Tonnes par heure chacune au niveau de la zone de procédé.

c) Eau dessalé : Elle est fournie par cinq (05) unités de dessalement produisant chacune 45 tonnes par heure utilisée comme eau d'appoint pour les chaudières.

d) Air : Il est fourni par quatre (04) compresseurs d'air permettant la production de l'air instrument servant pour toutes les installations de productions et de l'air service pour les autres besoins du complexe.

e) Eau de refroidissement: Elle est fournie par six (06) pompes d'eau de mer d'une capacité de 37 000 m³ par heure chacune.

I.4.2. Zone process

La zone de procédé est constituée de six trains identiques fonctionnant en parallèle (**Figure I.1**).

Ils sont alimentés de GN qui provient de HASSI R'MEL à une pression de 46 bars et à des températures ambiantes [2].

Chaque train est composé de sections suivantes :

- Démercurisation ;
- Décarbonatation ;
- Déshydratation ;
- Fractionnement des hydrocarbures ;
- La liquéfaction ;

Le GN contient des hydrocarbures lourds et légers ainsi que des huiles, de l'eau, du gaz carboniques (CO₂) de l'azote, de l'hélium (He) et de mercure (Hg).



Figure I.1 : Zone de process

I.4.3. Zone de stockage et chargement

Le GNL est stocké à -162°C dans 3 bacs d'une capacité unitaire de $100\,000\text{ m}^3$ chacun **(Figure I.2)**. Le chargement du produit est assuré au niveau de 2 quais de chargement pouvant recevoir des méthaniers d'une capacité de $40\,000$ à $145\,000\text{ m}^3$ GNL.

Le stockage de la gazoline produite est assuré par deux (02) bacs de $14\,500\text{ m}^3$ chacun.



Figure I.2 : Zone de stockage et chargement

I.5. DEFINITION DU GAZ NATUREL

Le gaz naturel est un mélange d'hydrocarbures légers comprenant du méthane (CH_4) en grande proportion ainsi que d'autres hydrocarbures gazeux tels que l'éthane, le propane, le butane, le pentane et le hexane en proportion décroissante. Sa composition révèle en outre suivant les cas, la présence d'hélium, d'azote, de gaz carbonique et la vapeur d'eau. La genèse du gaz naturel est tout à fait analogue à la genèse du pétrole (qui est un mélange d'hydrocarbures lourds) et résulte de la décomposition de la matière organique essentiellement sous-marine déposée au cours des époques géologiques et en forme sous les couches sédimentaires. C'est la raison pour laquelle les couches dans lesquelles se trouvent piégé du gaz naturel sont en général plus profond.

Une certaine quantité du gaz naturel se présente toujours en association avec les gisements de pétrole, c'est le cas par exemple à **HASSI MESSAOUD**.

LA COMPOSITION DU GAZ NATUREL

La composition du gaz naturel et la température d'ébullition & fusion de chaque composant sont présentés dans le tableau I.1

Tableau I.1 : composition de gaz naturel :

| Composants | Formule chimique | Proportion en (% molaire) | Température D'ébullition en ($^{\circ}\text{C}$) | Température De Fusion en ($^{\circ}\text{C}$) |
|----------------|--|---------------------------|--|---|
| Méthane | CH_4 | 83,49 | - 161,52 | - 182,47 |
| Ethane | C_2H_6 | 6,85 | - 88,58 | - 182,8 |
| Propane | C_3H_8 | 2,15 | - 42,07 | - 187,68 |
| i- Butane | $\text{i C}_4\text{H}_{10}$ | 0,3 | - 11,81 | - 159,6 |
| n- Butane | nC_4H_{10} | 0,5 | - 0,49 | - 138,36 |
| i – Pentane | $\text{i C}_5\text{H}_{12}$ | 0,08 | 36,03 | - 129,13 |
| n – Pentane | nC_5H_{12} | 0,11 | 36,03 | - 129,13 |
| n – Hexane | nC_6H_{14} | 0,13 | 68,7 | - 95,3 |
| Gaz carbonique | CO_2 | 0,18 | - 78,59 | - 56,57 |
| Azote | N_2 | 6 | - 195,80 | - 210 |
| Hélium | He | 0,21 | - 268,93 | / |
| Eau | H_2O | 50ppm | 100 | 0 |

CHAPITRE II

PROCEDE DE LIQUEFACTION DU GAZ NATUREL

II.1. INTRODUCTION

Le complexe GL2/Z comprend six trains de liquéfaction indépendante fonctionnant en parallèle, le gaz naturel venant de HASSI R'MEL est distribué à chacun des trains par un réseau de canalisation permettant d'assurer un débit pour chacun de 3320 000 nm³/h.

La liquéfaction du gaz naturel s'effectuera en cinq étapes :

1/ Le gaz naturel entre d'abord dans la section de décarbonatation ou l'en fait réduire sa teneur en gaz carbonique CO₂ à <70ppm au moins. Cette opération est nécessaire pour éviter la solidification du gaz carbonique dans la section de liquéfaction.

2/Le gaz naturel quitte la section de décarbonatation saturée d'eau, et passe ensuite dans la section de déshydratation ou il est refroidi sous contrôle de température (de façon à éviter la formation des hydrates) avant d'être séché, la condensation d'eau résultant de ce refroidissement réduit au maximum la quantité d'eau à éliminer par les sécheurs. Le gaz refroidi est séché dans le sécheur à tamis moléculaires à ce moment, la teneur en eau est réduite à moins de 0.5ppm pour éviter la formation de glace dans la section de liquéfaction pour éliminer la poussière et les particules des desséchants, des filtres sont installés en aval de chaque sécheur.

3/Le gaz naturel filtré est séché puis refroidi à -30°C par échange thermique avec le réfrigérant propane avant d'entrer de l'extrémité chaude de la section de liquéfaction des hydrocarbures lourds liquides se séparent de la partie légère constituée essentiellement de méthane.

4/La partie légère est refroidie et liquéfiée dans l'extrémité froide de la section de liquéfaction à -150°. À ce niveau le GNL est détendu et envoyé dans le dégazeur où sa teneur en azote est réduite conformément aux spécifications le GNL est alors pompé et stocké dans des bacs dont la capacité de chacun est de 100.000m³ à une pression voisine de la pression atmosphérique (10.03bars). La station de chargement des méthaniers. (La capacité de chacun est d'environ 125.000m³) et trois pompes de circulation et de transfert.

II.2. DESCRIPTION DU PROCEDE

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 (comme le benzène) tendraient à se condenser dans l'extrémité froide du train de liquéfaction, puis à se solidifier, provoquant l'obstruction de la tuyauterie et de l'équipement froid. C'est pourquoi

ces composants condensables sont d'abord éliminés dans une série d'unités de traitement avant que le gaz naturel puisse être liquéfié (**Figure II.1**)

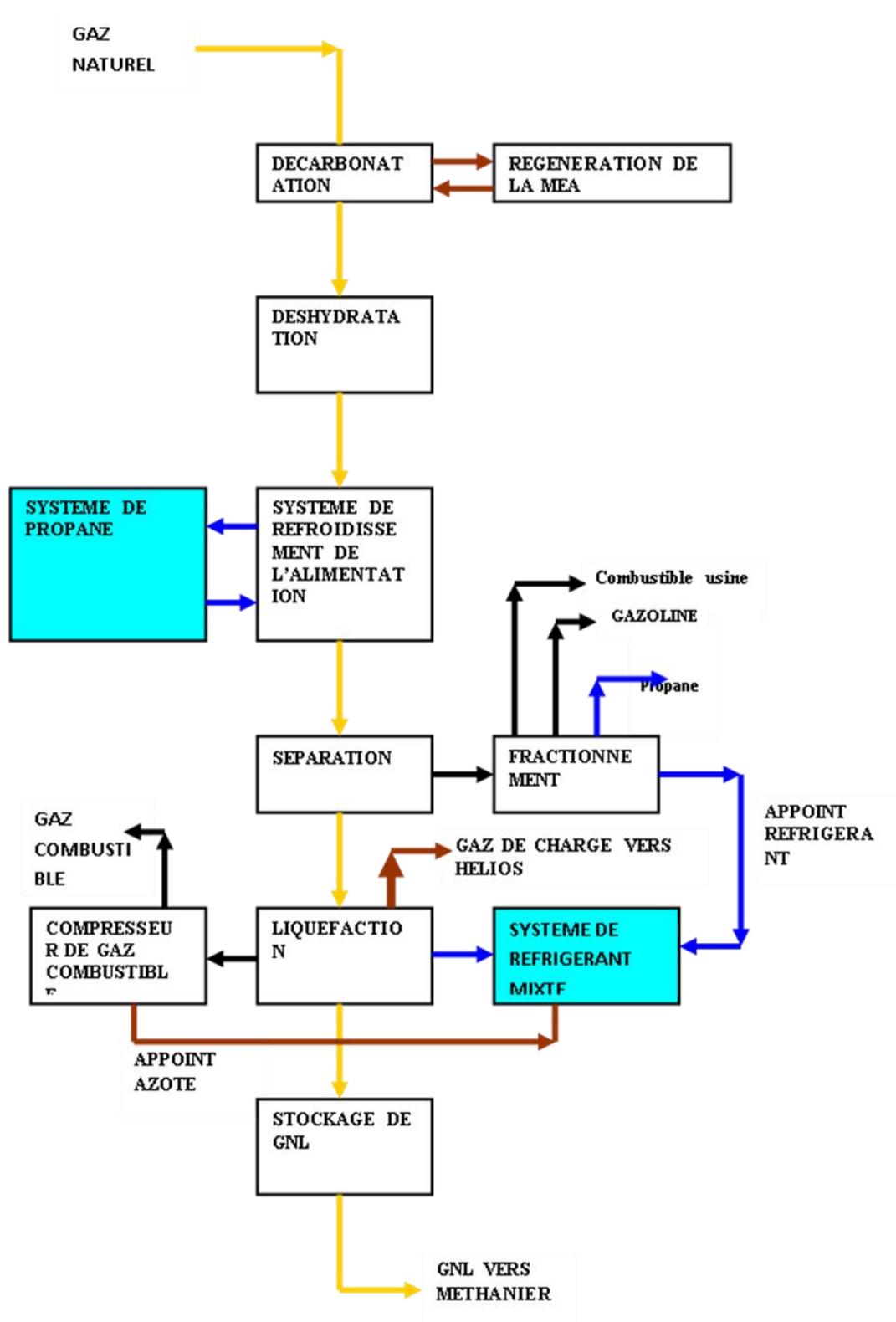


Figure II.1: Organigramme de procédés de complexe GL2/Z

II.2.1. Traitement du gaz

II.2.1.1. Décarbonatation

a) Élimination du CO₂ (voir annexe 1 et 2)

Le gaz brut d'alimentation passe tout d'abord dans le ballon séparateur GN alimentation où tous les hydrocarbures liquides en suspension dans le gaz naturel sont récupérés et éliminés vers le système de rejet liquide, afin de ne pas contaminer la MEA et ce qui provoquerait la formation d'une grande quantité de mousse.

Puis le GN est chauffé à 38°C dans le préchauffeur de GN d'alimentation avant de pénétrer dans la colonne d'absorption du CO₂ par le bas ou, à contrecourant de la solution de MEA pauvre, il sera débarrassé du CO₂ jusqu'à une teneur inférieure à 70ppm en tête de colonne. Puis le GN est dirigé ensuite vers la section de déshydratation. La solution de la MEA, pénétrant au niveau du 5^e plateau de l'absorbeur s'enrichit en CO₂ au fur et à mesure qu'elle descend jusqu'à 29 plateaux de l'absorbeur et quitte le fond de la colonne sous forme de solution de MEA riche pour se diriger vers la colonne de régénération de MEA ou décarbonatation afin d'y être régénérée [3,4].

b) Régénération de la solution MEA

La solution MEA riche, après être passée dans le ballon séparateur des hydrocarbures, est tout d'abord chauffée à 102°C par échange thermique avec la solution de MEA pauvre régénérée et est ensuite introduite en tête de tour de régénération fonctionnant normalement à 110 °C et à 1 bars. En fond de la colonne. La solution de MEA riche en CO₂ descend dans la colonne. Pour y être épurée par les gaz ascendants provenant de l'évaporation du produit de fond liquide_ solution MEA en fond de colonne s'appauvrit en CO₂ et est renvoyée à l'absorbeur après avoir réchauffé la MEA riche et être refroidie à 38 °C. Les vapeurs de tête du régénérateur ; la vapeur de tête condensée est récupérée au fond du ballon de reflux du régénérateur et est ensuite réinjectée en tête de la tour de régénération. Les gaz incondensables essentiellement CO₂ sont évacués à l'atmosphère [3,4].

II.2.1.2. Déshydratation (voir annexe 3)

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 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 0.5ppm. Cette opération est effectuée dans un jeu de 3 sécheurs à tamis moléculaire [3,4].

a) Pré refroidissement du GN au propane

Le gaz d'alimentation sortant de l'absorbeur à 38°C est d'abord refroidie à 21°C par du propane 1^{er} niveau à 15.2 bar . Et à 18.3°C afin de réduire au maximum la quantité d'eau que les sécheurs devront adsorber et éviter ainsi leur saturation rapide.

La vapeur d'eau condensée est séparée du GN dans le ballon séparateur des sécheurs et est évacué soit vers le système d'égout des eaux huileuses soit vers le ballon séparateur des hydrocarbures. Le GN pénètre ensuite dans deux des trois sécheurs en service à 21°C et à 46.1 bar. Avec une teneur en eau d'environ 1000 ppm [3,4].

b) Adsorption

Le GN pénètre dans deux des sécheurs en service le troisième étant en régénération ou en standby et traverse les tamis moléculaires pendant progressivement son humidité.

À la sortie de chaque sécheur, le gaz est filtré afin de retenir les particules en suspension et se dirige ensuite vers la section séparation. Chaque sécheur a une capacité d'adsorption correspondant à un cycle de séchage de 8 heures. A fin de ce cycle le sécheur doit être régénéré ; il y a toujours deux sécheurs en service pendant que le troisième est en régénération [3,4].

c) Régénération des sécheurs (voir annexe 2')

Le cycle de régénération dure 6 heures ; le sécheur une fois régénéré reste alors en standby pendant 2 heures avant de rentrer en service à nouveau.

Le cycle de régénération se déroule en deux phases réchauffage et régénération du sécheur, refroidissement du sécheur [3,4].

II.2.2. Liquéfaction (voir annexe 4)

II.2.2.1. Séparation

a) Refroidissement au propane du gaz d'alimentation

Le gaz d'alimentation déshydraté sortant des sècheurs sous une pression d'environ 38,03 bar , et a une température de 25,5°C est réfrigéré à -30,6°C dans les refroidisseurs au propane par du propane à 4 niveaux de pression et de température : 40,5 bar /-5,2°C, 2,5 bar /-9,5°C, 1,4 bar /-20,3°C, 0.3 bar /-35,2°C. Une partie du gaz d'alimentation, essentiellement constituée d'hydrocarbures lourds est condensées [5].

Le mélange formé par le condensat et le gaz d'alimentation allégé alors dans l'échangeur gaz d'alimentation /vapeurs de tête de la tour de lavage pour y être sous- refroidi.

b) Sous-refroidissement du GN dans l'échangeur gaz d'alimentation/vapeur de tête de la tour de lavage

Le mélange condensats lourds/GN allégé pénètre dans l'échangeur à plaques ou par échange thermique à contre-courant avec les vapeurs de tête de la tour de lavage, il est sous-refroidi à -47,3°C sous une pression de 37,0 bar et ou davantage de produits lourds se condensent [5].

c) Séparation des hydrocarbures lourds

Le mélange est ensuite injecté au niveau du 10^{ème} plateau de la tour de lavage ou les produits lourds sont séparés par distillation du GN (éthane, propane...).

Le liquide s'écoule vers le plateau du fond de la tour et passe dans le rebouilleur à propane ou il est réchauffé à 29,2°C, les composants légers (méthane, azote et éthane en faible quantité) sont extraits par vaporisation et se purifient au contact du liquide de reflux qui s'enrichit en lourds et s'appauvrit en légers. Un rebouilleur à vapeur permet d'assurer un rebouillage supplémentaire du mélange liquide/gaz d'alimentation de la tour de lavage en cas de besoin. Le liquide de fond se dirige vers le fractionnement et les vapeurs de tête se réchauffent dans l'échangeur gaz d'alimentation/vapeur de tête de la tour de lavage par échange thermique avec le gaz d'alimentation provenant des refroidisseurs au propane [5].

Puis les vapeurs de tête passent du faisceau chaud de la colonne de liquéfaction (ou échangeur principal) ou, refroidies par le réfrigérant mixte multi-composant-réfrigérant (MCR), elles sont en parties condensées [5].

La partie liquide est recueillie dans le ballon de reflux de la tour de lavage ou elle est réinjectée en tête de la colonne, le gaz du ballon de reflux riche en méthane combiné à un courant de butane provenant du fractionnement est alors acheminé vers le faisceau central de l'échangeur principale pour y être liquéfié [5].

Une partie des vapeurs de tête du ballon de reflux est prélevée comme appoint du MCR [5].

II.2.2.2. Liquéfaction du gaz naturel

Le gaz naturel riche en constituants légers provenant du ballon de reflux est alors prêt à être liquéfié à une température de -162°C permettant son transport en méthanier, à une pression proche de la pression atmosphérique (1,03 bar absolu) [5].

Le gaz pénètre à -33°C dans le faisceau central de l'échangeur principal dans lequel il circule de bas en haut sous l'effet de sa pression, 37,4 bar, et sort sous forme liquide (GNL) à une pression de 24 bar, et à -148°C [5].

La liquéfaction du GN se fait en deux temps : tout d'abord le GN pénétrant dans le faisceau central de l'échangeur principal par échange thermique avec le MCR vapeur condensé et se dirige vers l'échangeur GN/gaz de rejet à -148°C et sous 24 bar [5].

II.2.2.3. Élimination de l'azote du GNL

Le GNL sortant en tête de l'échangeur principal passe dans l'échangeur de rejets et se combine à la sortie avec un courant de propane et d'éthane en provenance du fractionnement, refroidi dans l'échangeur de rejets.

Ce mélange liquide/gaz est détendu à 4,8 bar, dans le ballon de gaz combustible haute pression et le flash a pour effet de libérer l'azote dissout dans la phase liquide du GNL, qui est alors acheminé vers le réseau gaz combustible de procédé haute pression. Le réseau liquide du ballon de détente d'azote sert d'agent réchauffant au rebouilleur du désazoter et par échange thermique avec le liquide de fond de la colonne se refroidit à -159°C avant de pénétrer en tête

de la tour. Les composants légers essentiellement l'azote sont extraits par vaporisation et montent le long de la colonne ou ils rencontrent à contre-courant au passage des plateaux le liquide injecté en tête [5].

La phase liquide GNL se débarrasse de l'azote et est récupérée au fond du déazoteur ou elle est acheminée vers le stockage par les pompes de produit GNL [5].

Les vapeurs de tête du déazoteur se dirigent l'échangeur de rejet ou elles se réchauffent au contact du MCR ; du GNL sortant de l'échangeur principal, des réinjections éthane et propane provenant du fractionnement et du gaz combustible de procédé libéré dans le ballon de gaz combustible haut pression [5].

II.2.2.4. Système de réfrigérant mixte MCR

Le MCR est un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane (Tableau II.1) . Ce mélange frigorigène circule dans une boucle fermée à 2 compresseurs ou il sert à liquéfier le GN dans l'échangeur principal et comme réfrigérant du condenseur de tête de la tour de lavage (faisceau chaud de l'échangeur principal). Le MCR basse pression, 1,9 bar /-35°C, provenant du ballon d'aspiration 1^{er} étage est comprimé dans le premier compresseur MCR à 12,3 bar, s'échauffant à 73°C, puis le réfrigérant mixte est refroidi à 32,2°C dans un échangeur à l'eau de mer avant d'être comprimé à nouveau dans le deuxième compresseur MCR à 44,7 bar, ou il sort à une température de 132,1°C, puis le MCR haute pression est ensuite refroidi tout d'abord à 32,2°C dans un échangeur à eau de mer puis à -30,5°C dans les échangeurs à propane (4 niveaux) d'où il sort à une pression de 42.8 bar. Ce refroidissement a pour effet de condenser les constituants lourds du réfrigérant mixte, essentiellement l'éthane et le propane, et les deux phases sont séparées dans le ballon séparateur MCR haute pression [5].

Tableau II.1 La composition de calcul du MCR

| Constituant | Pourcentage molaire |
|-------------|---------------------|
| AZOTE | 3,2 % |
| METHANE | 40,2 % |
| ETHANE | 54,4 % |
| PROPANE | 2,2 % |

II.2.2.5. Système propane

Le circuit de propane assure la réfrigération de divers fluides du procédé à 4 niveaux de température.

Le compresseur de propane à 4 étages d'aspiration. Le propane gazeux sous basse pression 0,3 bar/-35,5°C provenant du ballon d'aspiration 4^o niveau est comprimé à 10,3 bar, est refroidi à 33,4°C dans deux échangeurs à eau de mer aux condenseurs de propane, le propane en partie condensée est récupéré dans le collecteur de propane [6].

La vapeur issue du collecteur, après détente, est envoyée directement dans le ballon d'aspiration 1^{er} niveau pour être aspirée au 4^{ème} étage du compresseur propane et être à nouveau comprimé. Le liquide alimente les échangeurs du propane 1^{er} niveau et par vaporisation produit les « frigories » nécessaires à la réfrigération des fluides concernés. Les vapeurs générées sont renvoyées dans le ballon d'aspiration 1^{er} niveau [6].

Le liquide du ballon d'aspiration 1^{er} niveau, après détente, alimente les échangeurs de propane 2^o niveau et les vapeurs générées en provenance du ballon d'aspiration 2^o niveau pénètrent dans le compresseur par le 3^{ème} étage [6].

Le cycle comprend 4 niveaux de détente produisant ainsi un fluide frigorigène à 4 niveau de température : 4,5 bar /5,1°C, 2,5 bar /-9,7°C, 1,4 bar /-20,6°C, 0,3 bar /-35,5°C. Deux courants de propane liquide sont prélevés du collecteur pour réchauffer le gaz combustible de procédé et effectuer le rebouillage du produit de fond de la tour de séparation, ces courants sont ensuite acheminés directement vers le ballon d'aspiration 1^{er} niveau [6].

L'appoint de propane peut provenir du fractionnement, d'un autre train déjà en marche ou du stockage de GNL. Le produit appoint est injecté en amont du collecteur de propane, à la sortie des condenseurs de propane [6].

II.2.3. Système fractionnement des hydrocarbures lourds (voir annexe 5)

Le système de fractionnement sépare les hydrocarbures les plus lourds éliminés du courant de gaz naturel dans la section séparation et prépare les constituants nécessaires à l'alimentation internes des diverses sections de l'usine :

- Éthane d'appoint pour le réfrigérant mixte MCR et le GNL.
- Propane d'appoint pour le système propane, le MCR et le GNL.
- Butane d'appoint du GN d'alimentation de l'échangeur principal.
- Gazoline comme combustible des chaudières et éventuellement comme produit commercialisable.
- Éventuellement butane et propane destinées à la commercialisation (GPL).
- Gaz combustible de procédé des chaudières. L'unité de fractionnement comprend les 3 systèmes de distillation en cascade suivants :
 - Dé-éthaniseur.
 - Dépropaniseur.
 - Débutaniseur.

Ces systèmes peuvent fonctionner avec ou sans extraction, dans le premier cas le butane et le propane produits sont destinés à être commercialisés dans le deuxième cas ces deux constituants sont en partie réinjectés dans le GNL et servent de combustible [6].

II.2.3.1 Colonne de dé-éthanisation

Elle permet de séparer l'éthane du reste des composants, et ce en tête de colonne utilisée comme appoint de MCR [7].

II.2.3.2 Colonne de dépropanisation

Elle permet de séparer le propane du reste des composants et ce en tête de colonne. Ce produit est également utilisé comme appoint au réfrigérant à composants multiples (MCR) et à la boucle de propane [7].

II.2.3.3 Colonne de débutanisation

Elle permet de séparer le butane du reste des composants et ce en tête de colonne. Ce produit est également utilisé comme appoint au réfrigérant à composants multiples (MCR), la gazoline est récupérée en fond de colonne. Elle est commercialisée vers l'étranger ou elle est dirigée vers GP1/Z [7].

II.2.4. Stockage du GNL

Trois réservoirs de GNL assurent le stockage de la totalité de la production de GNL des six trains pendant cinq jours environ. Les réservoirs, d'une capacité unitaire de 100.000m³ permettant de stocker le GNL à la pression atmosphérique de 1.03 bar absolu et à une température de -162°C.

Lors du remplissage des réservoirs, une certaine qualité du produit se vaporise. Les échanges de chaleur avec l'extérieur due à conduction sont aussi la cause dévalorisation du produit. Les vapeurs de stockage sont recueillies et comprimées par les compresseurs de vapeur de stockage avant d'être renvoyées dans le collecteur principal de gaz combustible.

Le GNL peut être transféré d'un réservoir à l'autre lorsqu'on ne charge pas, en utilisant la pompe de transfert.

Il est également possible de transférer la production de GNL de GNL 1 vers les bacs de stockage de GNL2 (et réciproquement) en utilisant également la pompe de transfert de GNL2 (de GNL1), le débit maximum est de l'ordre de $12.000\text{m}^3/\text{h}$ [7].

II.2.5. Chargement du GNL

Le chargement du GNL à bord du méthanier d'une capacité moyenne de 125.000m^3 , peut s'effectuer pendant 12h30 lorsque le navire est déjà froid, à raison d'un débit de chargement de $10.000\text{m}^3/\text{h}$ assuré par les cinq pompes de chargement, le produit est déversé dans le navire par l'intermédiaire de huit bras de chargement dont quatre sont en service.

Le chargement est précédé du refroidissement de la canalisation de la zone de chargement qui est réalisé par la vaporisation d'une faible quantité de GNL le long des conduites. Pendant le chargement une partie de GNL se vaporise, ces vapeurs sont renvoyées vers la zone de stockage par les compresseurs de vapeurs de retour ou elles se mélangent aux vapeurs de stockage avant d'être acheminées vers le réseau de gaz combustible.

Il est possible de charger un méthanier accosté au quai de chargement de GNL2 avec la production de GNL1 stockée dans les bacs de GNL1 (et réciproquement) en utilisant les pompes de chargement de GNL2 (de GNL1), dans ce cas le débit maximum de chargement est de l'ordre de $10.000\text{m}^3/\text{h}$ et les vapeurs de retour sont dirigées vers la zone de stockage de GNL (de GNL2).

Cependant il n'est pas possible de charger un méthanier avec du GNL provenant à la fois de GNL1 et de GNL2 [7].

CHAPITRE II I

DESCRIPTION DE LA SECTION DE
DECARBONATATION

III.1. INTRODUCTION

Le rôle de la section de décarbonatation consiste à éliminer le dioxyde de carbone (CO_2) présent dans le gaz naturel, par lavage chimique au moyen d'une solution de MEA, pour atteindre une teneur résiduelle de moins de 70 ppm. L'admission d'un débit de gaz à forte concentration de dioxyde de carbone se traduirait par une cristallisation du CO_2 dans les circuits cryogéniques du procédé provoquant notamment un bouchage au niveau des réfrigérants et de l'échangeur cryogénique principal. Le recours à l'arrêt du train de procédé deviendrait alors impératif pour pouvoir dégivrer les équipements fonctionnant à basse température, avec comme conséquence un manque à gagner substantiel.

III.2. PLACE DANS LE PROCEDE

Le système de décarbonatation par MEA est situé dans la partie centre-est d'un train de procédé.

L'unité de décarbonatation utilisant la MEA, est la première unité qui reçoit le gaz d'alimentation à son entrée dans le procédé.

Une solution aqueuse de MEA agit comme agent d'absorption dans le système de décarbonatation.

La section de décarbonatation sert à enlever la plus grande partie du gaz carbonique contenue dans le gaz d'alimentation, avant l'admission de celui-ci dans la section de liquéfaction du procédé [8].

La concentration du gaz carbonique (CO_2) doit être réduite à 70 ppm (en volume) pour éviter la formation de glace carbonique dans la section de liquéfaction, dû à la solidification du CO_2 à basses températures. Une concentration trop élevée de gaz carbonique entrant dans la section de liquéfaction causerait une solidification dans les refroidisseurs et dans l'échangeur principal. Cette situation entraînerait un arrêt du train de procédé. En cas de mauvais fonctionnement du système de décarbonatation, il faut déclencher tous les équipements du train affecté [8].

III.3. PRINCIPES OPERATOIRES

III.3.1. Description générale

III.3.1.1. Alimentation en gaz naturel et décarbonatation

Le gaz naturel d'alimentation après son admission dans l'unité 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) [8].

Le gaz naturel sortant en tête de 131-F passe à travers un débromeur 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 [8].

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 5ème 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) [8].

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 [8].

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 [8].

III.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 I33-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 [9].

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 I35-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 [9].

La solution MEA pauvre provenant du fond du régénérateur est tout d'abord refroidie à 60°C dans les échangeurs I33-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 [9].

La pompe de circulation de MEA pauvre (131-J/JA) aspire à la sortie du refroidisseur I32-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 [9].

III.3.1.3. Rebouilleur du régénérateur

La chaleur nécessaire au régénérateur est fournie par le rebouilleur I34-C. La solution s'écoule par gravité à partir du 25ème plateau du régénérateur à travers les tubes du rebouilleur. La vapeur 4,5 bars nécessaires au rebouillage est désurchauffée par de l'eau d'alimentation des chaudières. Le débit de vapeur est contrôlé par FIC-I08. 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 [9].

III.3.1.4. Filtration de MEA pauvre et riche

Deux filtres à cartouche pour solution MEA riche (131-L) et (175-L) sont prévus pour retenir les impuretés solides de la solution MEA. Si on les laissait s'accumuler, ces impuretés risqueraient de faire mousser la solution dans l'absorbeur 131-E et dans le régénérateur 132-E. Les deux filtres n'admettent qu'une partie du débit total de leur solution respective [9].

a) Filtration de MEA pauvre

La solution MEA pauvre traversant le filtre 132-F est prélevé en aval de la vanne de régulation (FV-110). 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 [9].

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 [9].

La MEA filtrée ressort en tête de colonne et rejoint la solution riche pour passer dans le ballon de séparation des hydrocarbures I37-F. Ce filtre à cartouche sert à retenir des matières solides comme le tartre, la boue et quelques produits corrosifs contenus dans la MEA [9].

III.3.1.5. Vaporisateur de MEA

Le vaporisateur de MEA I36-C, conçu pour un débit égal à 3% de circulation (2 m³/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 [10].

Un soutirage latéral de la solution pauvre est effectué sur la conduite de sortie au fond du régénérateur [10].

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 [10].

À 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 [10].

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 [10].

III.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 décarbonatation. Ces réservoirs sont situés dans les trains 100, 300 et 500. Chaque réservoir a une capacité de 128,5 m³.

Le réservoir de stockage de MEA 135-F constitue la réserve de solution et suffit à approvisionner les trains 100 et 200 ; le réservoir 335-F approvisionne les trains 300 et 400 et le réservoir 535-F les trains 500 et 600 [10].

Au sommet de chaque réservoir de stockage de MEA est installée une arrivée d'azote (N₂) 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 [10].

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 [10].

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 131-J, 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 [10].

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 [10].

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 [10].

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 [10].

III.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 [11].

CHAPITRE IV

LE ROLE DE LA SECTION DE DECARBONATATION

IV.1.le rôle de la section de décarbonatation

- Débarrasser les hydrocarbures lourds en gouttelettes du GN.
- Eliminer les traces de mercure dans le GN.
- Abaisser la teneur en CO₂ en dessous de 70 ppm du GN.

I V.1.1.Elimination des hydrocarbures

Elle se fait dans un ballon séparateur 131 F, fonctionnant par choc et équipé d'un tamis débrumeur en tête.

La phase liquide peut être envoyée soit vers les égouts d'eau huileuse soit vers le brûlot chaud par l'intermédiaire du réchauffeur des utilités.

Note : dans cette phase liquide, on peut trouver quelquefois de l'huile provenant des compresseurs des stations de compression région transport ouest (RTO).

I V.1.2.Elimination du mercure par démercurisation

Par adsorption moléculaire : Un lit de tamis moléculaire recouvert de sulfate de cuivre (CuSO₄) est contenu dans le ballon démercuriseur 142 D. Le diamètre des billes est de 5 mm. Ce lit est maintenu par une couche de billes d'alumine (diamètre 20 mm) posée sur une grille métallique. Le gaz traverse le lit de haut en bas.

La capacité d'adsorption et la faible quantité de mercure contenue dans le GN (moins de 1 µg/Nm³) permettent un temps de fonctionnement relativement long et évite une régénération. Il est toutefois prévu un séchage du tamis par gaz chaud par une installation démontable. Celui-ci peut en effet se charger d'humidité lors du remplissage ou pendant un arrêt prolongé. (Maximum de mercure dans le GN 100 µg/Nm³)

I V.1.3.Elimination du CO₂ par décarbonatation

Elle est basée sur le phénomène d'absorption. C'est à dire une réaction chimique. Dans ce cas, nous aurons une réaction du type :

Acide + base = sels + eau + chaleur

Appelée également neutralisation.

IV.2. CHOIX DE L'ABSORBAT

IV.2.1. INTRODUCTION

Le gaz d'alimentation du complexe GNL contient du CO₂ à une pression partielle d'environ 9kpa, le gaz traité doit contenir moins 90ppm de CO₂. Ce qui correspond 0.3kpa. Le gaz d'alimentation ne contient pas des contaminants soufrés. Le procédé à amine est le procédé de choix.

La MEA et la DiEthanolAmine(DEA) seraient toutes les deux adaptées au système de décarbonatation du complexe GNL puisque le CO₂ et les mercaptans sont absents, la dégradation de la MEA par ces composés n'est à craindre. Entre la MEA et la DEA.

La première demande un débit de circulation moins élevé (sur la base de la masse), car son poids moléculaire est le moins élevé (le poids moléculaire de la MEA est de 61 et celui de la DEA 105). Une mole de MEA ou de DEA et DEA réagira avec une mole de CO₂. Pour ces raisons la MEA est le solvant de choix pour le complexe GNL.

Une fois qu'une solution d'alcanolamine a été identifiée comme étant le solvant de choix, la sélection de la solution de procédé approprié dépend surtout des points suivants :

Pression et température de gaz traité.

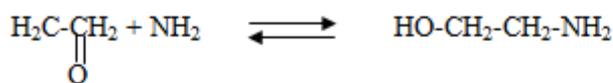
La composition (principaux constituants et contaminant).

IV.2.2. Caractéristique sommaire des Éthanolamines

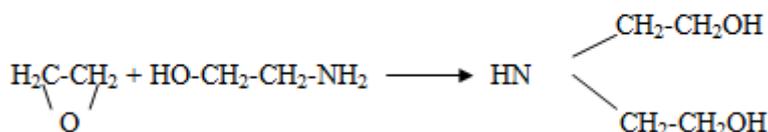
Les Éthanolamines sont des absorbants utilisés pour éliminer le dioxyde de carbone (CO₂) du gaz naturel [11].

A la température ambiante, les Éthanolamines sont des liquides visqueux et incolores ou des solides cristallins, ont une odeur légèrement aminée, elles sont hygroscopiques et nuisibles à l'eau en toute proportion [11].

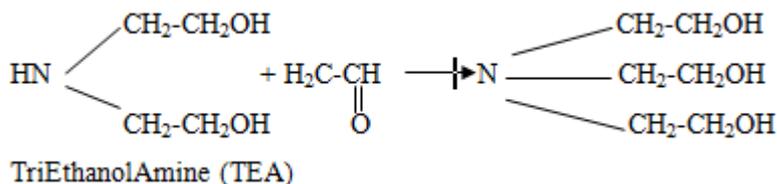
Actuellement on fabrique les éthanolamines faisant réagir l'oxyde d'éthylène avec l'ammoniac sans pression, cette réaction s'effectue selon le schéma suivant avec un excès croissant d'oxyde d'éthylène :



MonoEthanolAmine (MEA)



DiEthanolAmine (DEA)



La MEA et la DiEthanolAmine (DEA) sont les deux absorbants les plus couramment utilisés, la TEA n'étant plus utilisée qu'en mélange avec les amines précédentes [11].

En effet, si le gaz naturel ne contient pas de sulfure de carbone (COS) et de désulfure de carbone (CS₂), on utilise souvent de la MEA qui est très active [11].

En raison de la présence d'un atome d'azote et un groupe hydroxyde, les étalons amines possèdent les propriétés des amines et celle des alcools [11].

Les groupes hydroxyde, servent à réduire la tension de vapeur et à augmenter la solubilité à l'eau [11].

Les groupes amines fournissent l'alcalinité nécessaire dans les solutions aqueuses pour permettre l'absorption des gaz acides [11].

IV.2.3. Choix de la solution de la MEA

Ce choix est déterminé par la nature du gaz à traiter et les conditions de pression et de température.

La MEA en solution aqueuse et le solvant préféré pour épurer les gaz qui ont relativement une faible concentration de H₂S et CO₂, ne contient pas le COS et le CS₂, ou bien pour le gaz contenant uniquement le CO₂ [12].

La faible masse moléculaire de la MEA conduit à un pouvoir absorbant important pour une solution de concentration et de masse faible ainsi que sa récupération facile à partir de solution contaminée, ce sont des avantages qui équilibrent les inconvénients :

Formation des composés stables et irréversibles avec le COS et CS₂ [12].

Pertes de la MEA par vaporisation de fait de sa pression de vapeur élevée [12].

Corrosivité élevée particulièrement pour des solutions à plus de 20 % en masse et fortement chargée en gaz-acide [12].

Parmi les développements importants des procédés à la MEA, l'utilisation des inhibiteurs de corrosion très efficaces permet de fonctionner avec des concentrations et de solution de la MEA supérieures à 30 % en masse [12].

IV.3. Propriétés physico-chimiques de la MEA

La MEA est un composé mixte qui possède à la fois des propriétés des alcools et des amines.

Aux conditions normales de pression et de température, la MEA est un liquide légèrement visqueux, présentant une faible odeur ammoniacale, elle est soluble en toute proportion à l'eau, les Alcools et les Cétones Aliphatiques à chaîne courte. Sa solubilité est nulle dans les esters des Hydrocarbures Aliphatiques et Aromatiques ainsi que dans l'éther. La MEA est légèrement volatile avec la vapeur d'eau et absorbe l'anhydride carbonique de l'air.

Elle possède de forte propriétés basiques (PH=12.5 à température ambiante). La MEA n'est pas nocive dans les conditions normales d'emploi, mais sa manipulation est plus dangereuse car sa nature alcaline peut provoquer des maladies oculaires et une irritation cutanée.

Par exposition prolongée à la lumière la MEA finit par se colorer en jaune clair et cela est dû sans doute à l'influence d'impuretés et des traces de métaux (Cu, Fe) présents dans les cuves d'appoint (une solution brune indique une oxydation due à un contact avec l'oxygène). Sa cristallisation conduit à des cristaux blancs translucides, elle a une densité légèrement supérieure à celle de l'eau ($d=1.0179$). C'est un corps combustible [12].

Tableau IV.1 : propriétés de la MEA

| | MEA pure | Solution 15 % |
|--------------------------|--------------|--|
| Point d'ébullition | 170 °C | 106 °C point de bulle, 202 °C point de rosée |
| Point de cristallisation | 10 °C | - 42 °C |
| Point éclair | 95 °C | 200 °C |
| Densité | 1.016 | |
| P.H | 12.5 à 20 °C | 12.2 |
| Température de stockage | 18 à 35 °C | |

IV.3.1.Toxicologie

Légèrement irritant pour la peau ; éviter les contacts prolongés.

Plus dangereuse pour les muqueuses et les yeux.

En cas de contact, laver à grande eau.

En cas d'ingestion, faire vomir.

IV.3.2. Propriétés chimiques

Désignation chimique : 2 – Aminoéthanol –1 Amine (NH₂).

Structure chimique : NH₂ – CH₂ – CH₂ – OH Hydroxyde (OH).

Attaque le cuivre et ses alliages, le fer, l'aluminium.

Réaction exothermique avec les acides.

S'oxyde au contact de l'air.

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

L'absorption du CO₂, par la MEA aura lieu à basse température et à haute pression [9].

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 [13].

Il va se produire la réaction chimique suivante :



C'est une réaction exothermique accompagnée d'un dégagement de chaleur (Q) [13].

Elle est 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.

Ce qui permet d'éliminer le CO₂, de réutiliser la MEA 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 [13].

IV.5. Stockage et manutention de la MEA

Le transport et le stockage de la MEA doivent se faire dans des récipients en fer revêtu en acier résistant à la corrosion en verre ou en polyoléfine [13].

Le produit ne doit pas rester trop longtemps en contact du fer pour éviter la coloration.

Son hygroscopicité et sa propriété d'absorption du CO₂ exige une fermeture étendre à l'air.

La MEA est considérée comme nocive pour la santé dans le journal officiel du CE n° L 360 du 30.12.1976 [13].

Lors de la manipulation la MEA il est recommandé de mettre des gants, car elle irrite la peau et porter des lunettes de protection [13].

Au chauffage, il faut noter que la concentration maximale sur les lieux d'utilisation et de 3 ppm en volume soit 6 mg / m³ [13].

Dans le réservoir d'amine pure on utilise des serpentins de chauffage en cas de température ambiante très basse on préfère des réservoirs calorifuge [13].

Généralement le stockage et la manutention de la solution aqueuse de la MEA est plus facile que pour la MEA pure, cela due au fait que les solutions aqueuses aient des viscosités et des points de congélation inférieur [13].

Principe du procédé: Une solution aqueuse de MEA entre 15 et 20% est mise en contact dans une colonne à plateaux avec le gaz riche en CO₂.

La solution entrant par le haut et le gaz par le bas, le contact se fera à contre-courant.

La réaction sera du type :



Elle est exothermique. Sa température d'amorçage est de 38 °C.

Elle est 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

Ce qui permet d'éliminer le CO₂, de réutiliser la MEA et de fonctionner sans perte.

En théorie, cette régénération est parfaite et le système fonctionne sans perte.

En pratique, il faudra éliminer d'autres produits pour retrouver la solution de départ :

- Polymères dus à la dégradation de la MEA(polymère =corps formé par polymérisation)
- Sels d'acides lourds non vaporisables
- Hydrocarbures entraînés avec la MEA
- Débris solides

La section de décarbonatation est confrontée à plusieurs problèmes dont la conséquence est la limitation du rendement de la section et peut même mener à l'arrêt de la production si des mesures ne sont pas prises rapidement pour y remédier.

En outre ces problèmes entraînent une surconsommation excessive de la solution MEA.

L'objet de notre travail est, d'une part, analyser ces différents problèmes en donnant des recommandations et d'autre part avoir une idée sur le suivi de la section de décarbonatation en définissant les différentes analyses effectuées concernant cette section.

Partie

Expérimentale

CHAPITRE I

LES PROBLEMES DE LA SECTION DE DECARBONATATION

I. Problème de moussage

I.1. Le moussage

On définit la mousse comme étant un système micro- hétérogène composé d'une phase gazeuse et d'un milieu dispersant liquide en pellicules.

Les solutions amines ont tendance à mousser, il s'agit d'un problème très grave puisque malgré les séparateurs d'entraînement que l'on puisse installer en tête de colonne,

La solution amine sorte sous forme de mousse soit avec le dioxyde de carbone dans la colonne de régénération, soit avec le gaz traité.

Par conséquent le moussage limite la capacité de la section décarbonatation, entraîne des pertes de solution amine et affecte la performance de l'absorbeur et l'efficacité du traitement en général. Le moussage signal une solution de mauvaise qualité.

Le contrôle et le maintien de la qualité de la solution d'amine sont très importants en ce qui concerne la réduction du moussage. Les points suivants sont à noter :

Les amines ont une légère odeur d'ammoniac. Cependant une odeur d'ammoniac forte et suffocante indique que la solution est contaminée ou chimiquement dégradée.

La présence du sulfure de fer est indiquée par la présence d'une suspension noire finement divisée.

I.2. Facteurs favorisant le moussage

L'expérience a montré que ce problème pouvait intervenir en cas de :

- Variation brusque de débit de charge ou de MEA.
- Présence des hydrocarbures liquides dans le gaz.
- Présence d'impuretés solides dans le gaz ou dans la MEA.
- Présence des produits de dégradations de MEA.
- L'excès de l'anti-mousse.

I.3. Les analyses effectuées sont les suivantes :

1-pour analyser le MEA de train 300 au complexe GL2/Z il faut déterminer :

- La concentration de la MEA pauvre.
- La concentration en CO₂ de la MEA pauvre.
- La concentration des chlorures.
- Le moussage.

Chapitre I. LES PROBLEMES DE LA SECTION DE DECARBONATATION

La concentration de la solution MEA, CO₂, Moussage et les chlorures sont présentés dans le **Tableau I.1.**

Tableau I.1. Concentration de la solution MEA, CO₂, Moussage et les chlorures

| DATE | HEURE | MEA % | CO₂ Ppm | MOUSSAGE ml | Cl⁻ mg/L |
|-------------|--------------|------------------|-------------------------------|------------------------|--------------------------------|
| 04-12-2022 | 10:00 | 13.75 | 0.88 | 20 | |
| | 22:00 | 14.00 | 1.01 | 12 | 10 |
| 07-12-2022 | 10:00 | 14.30 | 0.25 | 10 | |
| | 22:00 | 14.50 | 1.24 | 15 | 37 |
| 08-12-2022 | 10:00 | 14.25 | 0.88 | 14 | |
| | 22:00 | 14.13 | 0.81 | 20 | 08 |
| 09-12-2022 | 10:00 | 14.38 | 0.52 | 25 | |
| | 22:00 | 14.25 | 1.22 | 15 | 25 |
| 10-12-2022 | 10:00 | 14.25 | 0.85 | 15 | |
| | 22:00 | 14.38 | 0.88 | 15 | 08 |
| 11-12-2022 | 10:00 | 14.50 | 1.29 | 15 | |
| | 22:00 | 13.75 | 0.24 | 20 | 18 |
| 12-12-2022 | 10:00 | 12.45 | 1.18 | 15 | |
| | 22:00 | 12.88 | 0.95 | 20 | 18 |
| 13-12-2022 | 10:00 | 13.00 | 1.02 | 10 | |
| | 22:00 | 13.13 | 0.8 | 10 | 16 |
| 14-12-2022 | 10:00 | 13.02 | 1.16 | 15 | |
| | 22:00 | 13.13 | 1.09 | 15 | 6.5 |
| 15-12-2022 | 10:00 | 13.63 | 1.02 | 10 | |
| | 22:00 | 13.5 | 1.16 | 15 | 05 |
| 16-12-2022 | 10:00 | 13.00 | 0.81 | 14 | |
| | 22:00 | 12.75 | 0.59 | 15 | 11 |
| 17-12-2022 | 10:00 | 13.00 | 0.52 | 20 | |
| | 22:00 | 13.5 | 0.88 | 15 | 10 |
| 18-12-2022 | 10:00 | 13.38 | 1.01 | 15 | |
| | 22:00 | 12.50 | 0.52 | 15 | 10 |
| 19-12-2022 | 10:00 | 13.75 | 1.22 | 15 | |

Chapitre I. LES PROBLEMES DE LA SECTION DE DECARBONATATION

| | | | | | |
|------------|-------|-------|------|-----------|----|
| | 22:00 | 12.25 | 1.16 | 20 | 09 |
| 20-12-2022 | 10:00 | 12.50 | 0.31 | 15 | |
| | 22:00 | 12.88 | 0.67 | 15 | 10 |
| 21-12-2022 | 10:00 | 12.5 | 0.52 | 20 | |
| | 22:00 | 12.5 | 0.52 | 15 | 10 |
| 22-12-2022 | 10:00 | 13.5 | 0.88 | 15 | |
| | 22:00 | 13.38 | 1.01 | 10 | 08 |
| 23-12-2022 | 10:00 | 12.88 | 0.60 | 15 | |
| | 22:00 | 12.5 | 1.01 | 10 | 32 |
| 24-12-2022 | 10:00 | 12.75 | 1.71 | 10 | |
| | 22:00 | 12.75 | 1.6 | 25 | 72 |
| 28-12-2022 | 10:00 | 13.13 | 0.39 | 15 | |
| | 22:00 | 12.5 | 0.78 | 15 | 34 |
| 30-12-2022 | 10:00 | 11.25 | 0.56 | 20 | |
| | 22:00 | 11.75 | 1.2 | 20 | 11 |

Les recommandations :

Nous avons proposé quelques recommandations d'ordre technique pour éviter le phénomène de moussage :

- Élimination des matières solides.
- Faire une procédure de lessivage pour l'élimination des dépôts dans les conduits.
- Faire fonctionner la pompe anti mousse pour assurer la bonne dilution de la solution anti-mousse et pour éviter l'excès d'injection.
- Il est à signaler que lors de l'apparition du phénomène moussage, injection d'un produit anti-moussant (SAG 10) est nécessaire pour calmer ou réduire ce phénomène.
- Il est à signaler aussi que l'injection des agents anti-mousse au niveau de la colonne d'absorption est effectuée systématiquement en marche normal pour éviter l'apparition du phénomène moussage.

Résultat

Le degré de moussage va diminuer proportionnellement < 20 ml

I.4. Influence des hydrocarbures sur le moussage

L'épurateur d'entrée permet d'éliminer les matières solides et les liquides libres (Eau et les hydrocarbures liquides en suspension dans le gaz naturel) pour éviter la contamination de la MEA.

Les impuretés solides sont retenues par 02 filtres à cartouches d'une capacité de 10% du débit nominal (6,7m³/h). Ils permettent en outre de retenir les poussières issues du démercuriseur.

Dans la phase liquide, on trouve quelquefois de l'huile provenant des compresseurs provenant des stations de recompression « RTO ».

En outre la négligence de l'être humain vis-à-vis à l'utilisation du puisard de solution MEA peut être source de ce problème. En effet le puisard contenant cette solution est régulièrement ouvert ce qui permet l'infiltration des huiles (des pompes et des turbines) lors du nettoyage régulier du sol par l'eau effectué par les agents de nettoyage.

Les liquides entraînés avec la MEA sont éliminés au niveau du ballon de détente.

Si l'épurateur est surchargé, les fluides en excédent seront entraînés dans l'unité provoquant :

L'augmentation du taux de corrosion et d'érosion par les matières solides entraînant le bouchage des colonnes et des échangeurs de chaleur.

L'eau risque de diluer la MEA.

L'eau salée diluera la MEA et formera des dépôts sur les tubes du rebouilleur.

Les hydrocarbures liquides favorisent le moussage. En effet des dépôts de coke risquent de se former sur les tubes du rebouilleur.

Principe

La gazoline est un hydrocarbure lourd, sa composition molaire est donnée par la chromatographie.

La composition molaire de la gazoline est Présentée dans le Tableau .I.2

Tableau .I.2 composition molaire de la gazoline

| Composants | C3 | iC4 | nC4 | iC5 | nC5 | C6 | C7 | C8 | C9 | C10 ⁺ |
|------------|----|-----|-------|--------|--------|--------|--------|-------|-------|------------------|
| % molaire | 00 | 00 | 0,026 | 28,134 | 32,871 | 22,806 | 11,232 | 3,776 | 0,925 | 0,23 |

Mode opératoire

L'essai consiste à appliquer le test de moussage de la solution à 15 % en variant à chaque fois le volume de la gazoline tout en respectant la température de 38 °C.

Exploitation des résultats

(Tableau I.3 : influence des hydrocarbures lourds sur le moussage)

| | | | | | |
|-----------------------------|-----|----|----|----|----|
| Volume de la gazoline (ppm) | 0.5 | 1 | 3 | 5 | 9 |
| Moussage sans SAG10 | 20 | 21 | 21 | 22 | 23 |
| Moussage avec SAG10 | 10 | 10 | 11 | 12 | 13 |

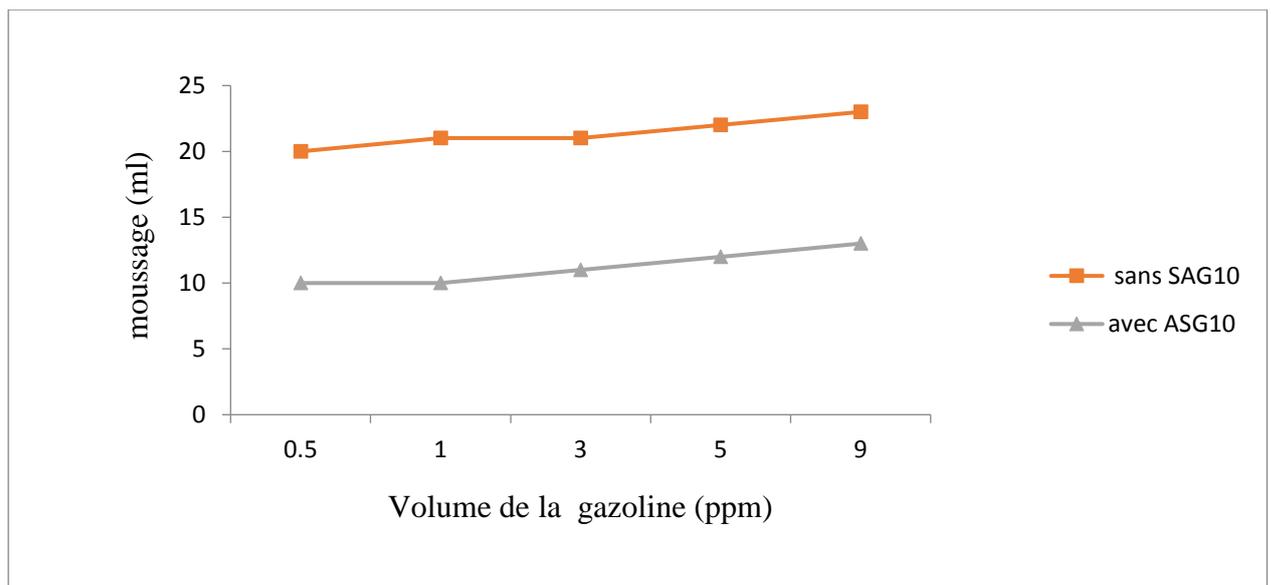


Figure. I.1 : variation du moussage en fonction du volume de la gazoline

D'après le graphe, le moussage augmente de 20 à 23 ml avec l'élévation du volume de la gazoline de 0.5 à 9 ppm.

Après l'ajoute de l'anti mousse (SAG10), On remarque que la concentration de moussage diminuée de façon importante

I.5. L'excès de l'anti-mousse :

Un excès de produits anti-mousse risque de se concentrer avec la MEA et donner des produits de décomposition lors de son passage dans le circuit de régénération.

La préparation de la solution anti-mousse est aussi importante cela dépend de 03 facteurs :

1-L'état du système d'injection anti-mousse à savoir l'indicateur de niveau et l'agitateur.

2-L'opérateur qui prépare la solution.

3-L'état de la pompe d'injection de la solution anti-mousse

a. MEA pure

%MEA = 99,7 %.

Densité = 1,010.

Viscosité absolue = 10,12 centpoise.

b. Anti-mousse SAG 10

Densité = 0,970.

Viscosité cinématique = 41,03 cts.

-La concentration d'anti mousse par rapport le moussage est présenté dans le tableau I.4

(Tableau I.4 : concentration d'anti mousse par rapport le moussage)

| Concentration d'anti mousse (ppm) | Moussage (ml) |
|-----------------------------------|---------------|
| 0 | 26 |
| 20 | 20 |
| 40 | 18 |
| 60 | 14 |
| 80 | 19 |
| 100 | 22 |
| 120 | 24 |
| 140 | 26 |
| 160 | 29 |
| 180 | 34 |
| 200 | 39 |
| 250 | 48 |
| 300 | 65 |

La courbe est représentée dans le graphe suivant (**Figure. I.2**) :

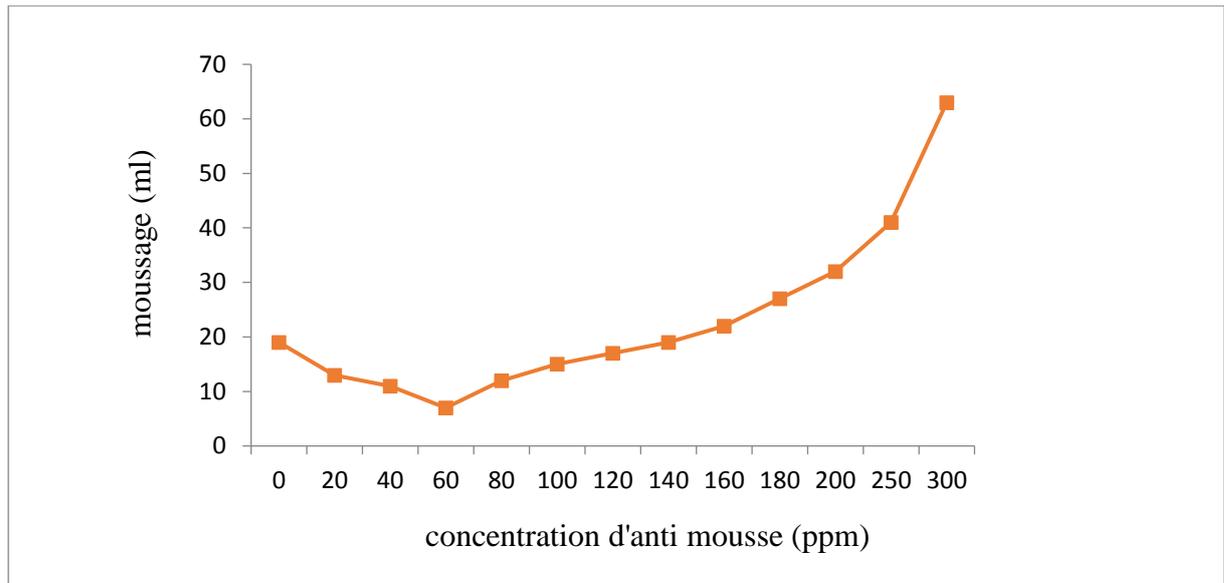


Figure. I.2 : la variation du moussage en fonction de la concentration d'anti mousse

L'injection de SAG 10 dans l'échantillon à analyser sert à réduire le moussage jusqu' à une concentration optimale de 50 à 60 ppm, mais à partir de cette quantité que l'on fera ensuite augmenter, la mousse devienne volumineuse.

Donc on constate d'après l'expérience que l'introduction d'un excès d'agent anti mousse provoque le problème de la mousse.

Explication : la quantité d'anti mousse qui n'a pas réagi pendant la réaction a tendance à se comporter comme un agent moussant et il faut purger cette quantité et on observe ce problème lorsque la couleur de la MEA change de blanc clair au blanc foncé. D'après l'expérience effectuée au niveau de laboratoire, la concentration recommandée est de 50 ppm.

Le choix de l'anti-mousse :

Les agents anti-moussant dépendent de la composition du gaz de l'alimentation. Les anti-mousse les plus populaires et efficaces utilisés dans la section de traitement de gaz peuvent être classée en quatre types principaux :

- les type hydrocarbures à savoir les huiles minérales.
- les types alcool (ester) savons à savoir glycols, acides gras et dérivés.
- une combinaison 1 et 3.

Les anti-mousse les plus utilisés sont les composés silicones. Les concentrations désirables pour une bonne suppression de mousse sont généralement de 10 à 15 ml dans la

solution de circulation.

Les anti-mousses solubles dans l'eau sont souvent plus efficaces s'ils sont dilués avant d'être injecté dans le système.

I.6. Problème de dégradation de la MEA

La dégradation de la MEA peut entraîner de mauvaises conséquences comme :

Une mauvaise absorption du CO₂ .

Une mauvaise régénération de la MEA.

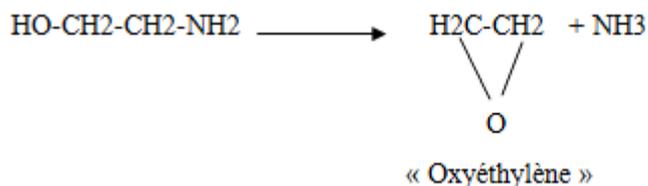
Les produits formés lors de la dégradation de la MEA sont en générale moins volatiles et peuvent être séparés de la solution par vaporisation (Dans le vaporiseur). Cette dégradation est le changement en produits de structures différentes de la MEA elle-même.

Elle est due à plusieurs anomalies de fonctionnement de la section et qui se présente comme suit :

I.6.1. Dégradation thermique

Elle est définie comme étant une destruction d'ordre chimique de la MEA sous l'effet de la chaleur excessive. Cela peut entraîner la formation de produits de dégradation ou des sels thermiquement stables.

Sous l'action de la chaleur, la MEA se décompose selon la réaction suivante :



La vitesse de réaction de décomposition est assez sensible à partir de 130°C et à 180°C la décomposition de la MEA est instantanée.

I.6.2. Dégradation par formation de produits non régénérables

a) Réaction avec CO₂

En plus des réactions de la MEA donnant des produits régénérables, la MEA réagit aussi avec le CO₂ de façon irréversible.

Le corps formé, sous l'effet de la température excessive subit une déshydratation avec libération d'une molécule H₂O, On aura la formation d'un composé cyclique appelé « Oxazolidine-2 » qui est un composé instable. Il forme, en réagissant avec d'autres molécules de MEA des composés cycliques tel que 1-(2-Hydroxyéthyl) -amidazoline-2).

Les recommandations

Nous avons proposé quelques recommandations d'ordre technique pour éviter la dégradation thermique de la MEA:

- Respecter les paramètres de régénération (pression, température, débit de vapeur de rebouilleur 134 C).
- Limitation de la température des amines riches ($T^{\circ} < 43^{\circ}\text{C}$).

I.7. Problème de corrosion

La corrosion constitue le problème le plus grave dans les unités à éthanolamine. L'étendue et le type de corrosion rencontré dans les systèmes MEA dépendent d'un certain nombre de facteurs tel que le type d'amine, la nature des contaminants, la charge de la solution en gaz acide, les températures qui règnent dans les différentes parties du système.

L'expérience a montré que l'augmentation de la charge en gaz acide de la solution provoque une augmentation des taux de corrosion notamment dans les systèmes MEA.

La dégradation thermique de la MEA peut aussi causer la corrosion si la solution est soumise à de très hautes températures (180°C). Ce problème peut exister dans le rebouilleur.

L'érosion par les matières solides en suspension est un autre mécanisme de corrosion.

I.7.1. Corrosion par les gaz acides

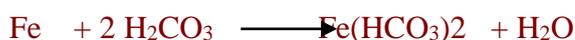
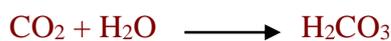
La réaction de la MEA avec le CO_2 peut mener à la formation de l'acide carbonique H_2CO_3 . En effet la présence de cet acide en solution dans la MEA fait de cette dernière une substance agressive vis-à-vis du métal entrant dans la composition des différents équipements.

Le CO_2 libre cause une importante dégradation des surfaces métalliques particulièrement à une température relativement élevée et en présence d'eau.

Le fer métallique réagit avec l'acide carbonique entraînant la formation et précipitation du bicarbonate de fer soluble ($\text{Fe}(\text{HCO}_3)_2$) au fond des colonnes.

Le chauffage du système libère le CO_2 et précipite le fer sous forme de carbonate de fer insoluble et le cycle de corrosion se répète.

(Le fer métallique constituant de l'acier au carbone utilisé pour les équipements)



I.7.2. Corrosion par des amines

Les produits de dégradation des solvants sont les agents de corrosion les plus puissants. Ces produits résultent de la réaction irréversible entre certains constituants du gaz d'alimentation et de la solution amine.

Le contact de la solution avec l'oxygène en un point quelconque du cycle a également été responsable de certains cas de corrosion.

Autre forme de corrosion

L'érosion par les matières solides en suspension est un autre mécanisme de corrosion. Si la solution est exempte de matières solides, la zone la plus susceptible à la corrosion est le rebouilleur qui est l'endroit où les hautes températures et les fortes concentrations sont présentes).

L'attaque corrosive dans le rebouilleur est plus sévère dans les unités à MEA que dans d'autres utilisant d'autres amines car l'extraction de CO₂ de la MEA est plus difficile et incomplète.

Dans les autres amines, la solution pauvre est relativement exempte de gaz acide et la corrosion est limitée essentiellement à la partie de l'unité dans laquelle la MEA riche vient au contact avec les surfaces métalliques chaudes.

I.7.3. Produits dégradations

Ce sont les corps formés lors de la réaction de la MEA avec le CO₂ à haute température et avec l'oxygène dont l'oxydation donne des amines acides corrosifs.

Les recommandations :

Nous avons proposé quelques recommandations d'ordre technique pour éviter la corrosion:

- Utilisation du bac de stockage au lieu du puisard pour préparer la solution MEA. En effet ce bac renferme un système d'inertage à l'azote et permettra d'éviter le contact de l'air avec la solution.
- Utiliser des alliages résistant à la corrosion au lieu de l'acier au carbone exemple acier Inox. L'eau de mer constitue le milieu de refroidissement dans le réfrigérant d'amine, il est préférable d'utiliser un alliage au cuivre-nickel du côté eau de mer à la place de l'acier inoxydable.
- La concentration de la solution MEA pauvre doit être dans la fourchette 15 à 25%. La limite maximale de concentration est imposée par le problème de corrosion.

I.8. IMPORTANCE DU VAPORISEUR

Le vaporiseur joue un rôle important dans la prévention de la corrosion, de l'encrassement et du moussage. Il rétablit la capacité de la MEA en éliminant les impuretés à hautes température d'ébullition et les impuretés non volatiles ainsi que les matières solides en suspension.

Pendant le remplissage initial du vaporiseur, du carbonate de calcium anhydre ou de la soude caustique doivent être incorporés pour neutraliser les sels thermiquement stables et les acides volatiles pour les empêcher d'être entraîné dans le circuit principal.

L'alimentation du régénérateur est arrêtée lorsque la température de la solution atteint 145 à 150°C.

La solution dans le vaporiseur peut être diluée d'eau ou de vapeur à plusieurs reprises afin de récupérer la plus grande partie de la MEA restante sans amener la température au-dessus de 150°C.

Un barbotage à la vapeur à partir du fond de l'évaporateur est avantageux car il aide à récupérer la MEA et assurer en même temps le nettoyage de résidus accumulés dans le ballon et le faisceau tubulaire. La boue épaisse qui reste est refoulée par un rinçage à l'eau et un nouveau cycle commence. Une boue épaisse et concentrée indique le bon fonctionnement du vaporiseur puisque les impuretés à hautes températures d'ébullition se sont accumulées.

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 à cause d'un percement coté tube.

Les recommandations

Nous avons proposé quelques recommandations d'ordre technique pour évitez le problème de contamination de la solution MEA par les chlorures:

- Mettre le vaporisateur en service continu.
- Éviter le nettoyage du système MEA par l'eau de mer spécialement à côté des pompes.
- Faire le suivi d'analyse de la concentration des chlorures dans la solution MEA pour connaître l'origine de la contamination avec une prise d'échantillonnage dans les points suivants :
 1. Sortie X32C « MEA pauvre ».
 2. X35C condenseur de tête.
 3. Les lignes des pompes et de récupération vers le puisard.

Chapitre II

Les problèmes rencontrés dans la section de déshydratation

Chapitre II. Les problèmes rencontrés dans la section de déshydratation

II.1.PRINCIPE DE LA DESHYDRATATION

Il repose sur l'utilisation des tamis moléculaires pour l'adsorption de l'humidité contenue dans le gaz naturel.

Les étapes et les équipements de la section de déshydratation Sont présentés dans le tableau II.1

Tableau II.1 Les étapes et les équipements de la section de déshydratation

| Etape de la déshydratation | GL2/Z |
|--|--|
| 1^{ère} étape Pré-refroidissement au propane (C3) | X41C : 1Echangeur |
| 2^{ème} étape Séparateur de gaz d'entrée | 1 Ballon : X41F |
| 3^{ème} étape Déshydratation dans les sècheurs | 3 Sècheurs X41D A/B/C |
| 4^{ème} étape Filtre anti-poussière | 1 Filtre Horizontal/Sécheur X41L A/B/C |
| Section en Aval | Vers refroidissement |

Régénération

Les étapes et les équipements de régénération Sont présentés dans le tableau II

Tableau II.2 Les étapes et les équipements de la section de régénération

| Etape de régénération | | Equipement |
|---|--|---|
| | | GL2/Z |
| Chauffage du gaz de régénération | Compression | / |
| | Préchauffeur du gaz de régénération | 1 échangeur X44C |
| | Réchauffeur du gaz de régénération (à vapeur HP) | 2 échangeur X42 C1-C2 |
| | Régénération des sècheurs | 2 sécheur en adsorption 1 sécheur en régénération X41D |
| Refroidissement du gaz de régénération | Pré-refroidissement | Préchauffe le gaz à l'entrée du sécheur X44C |
| | Refroidissement du gaz de régénération dans l'aéro-refrigèrent | 2 Aéro-refrigérants X43C |

Chapitre II. Les problèmes rencontrés dans la section de déshydratation

| | | |
|--|-------------|-----------------------------|
| | Séparation | 1 Ballon de séparation X42F |
| | Compression | Compresseur X41JA |

II.2. Le rôle de déshydratation :

Le GN, à la sortie de la décarbonatation, est saturé en eau (1500 ppm). La section sera chargée d'enlever complètement cette eau pour obtenir une concentration inférieure à 0.5 ppm (1 à 1.4 ppm en pratique lors des démarrages).

Cette déshydratation se fera en deux étapes :

- Refroidissement et condensation à 21 °C dans le 141 C et 141 F.
- Séchage par adsorption dans les sécheurs.

a) Principe de l'adsorption

C'est un procédé physique de retenue superficielle de molécules de gaz sur une surface solide. A GL2/Z, le système employé est celui du tamis moléculaire.

Les billes d'alumine sont des structures cristallines de forme particulière obtenue par assemblage et cristallisation d'atomes d'oxygène et de silicium ou d'alumine. Cette structure prend la forme d'une cage ou de tétraèdre (zéolite) avec six ouvertures de diamètre bien défini (3, 4, 5 ou 10 angströms).

Le diamètre d'ouverture pour GL2/Z est de 4 Å

$$1 \text{ \AA} = 10^{-7} \text{ mm}$$

Ces billes seront donc capables de capturer des molécules de diamètre bien défini apportant une retenue sélective au procédé.

Diamètre des molécules :

| | |
|------------------|-------|
| Hélium | 2 Å |
| Hydrogène | 2.4 Å |
| CO ₂ | 2.8 Å |
| H ₂ O | 2.8 Å |
| CH ₄ | 4 Å |

b- Désorption:

Le tamis moléculaire se charge donc d'une certaine quantité d'eau et de CO₂. Il va donc passer par un maximum au-delà duquel il sera saturé.

L'élimination de ces molécules se fera simplement par augmentation de la température du lit qui libérera les molécules emprisonnées. C'est la régénération.

Chapitre II. Les problèmes rencontrés dans la section de déshydratation

Celle ci est effectuée par un circuit spécial faisant circuler un débit GN sec et chaud (288 °C) du bas vers le haut du sécheur.

Cette circulation à l'envers permet :

- Un détassement du tamis moléculaire et un meilleur échange.
- Une désorption prioritaire de la sortie du sécheur.
- Un sens d'écoulement naturel : le gaz chaud ayant tendance à monter.

II.3.Le choix d'adsorbant :

II.3.1.CHARGE DU TAMIS MOLECULAIRE

La quantité d'eau $M(H_2O)$ qui doit être adsorbée par le tamis pour des conditions relatives à un taux de séparation d'humidité de 69.7% dans le séparateur X41F et pour un débit de 66.7% du débit de GN total par sécheur est :

Pour $T = 16$ heures de séchage : $M(H_2O) = 2744.00 \text{ Kg}$

Pour $T = 22$ heures de séchage : $M(H_2O) = 3773.00 \text{ Kg}$

Pour $T = 24$ heures de séchage : $M(H_2O) = 4116.00 \text{ Kg}$

La charge nécessaire pour la déshydratation pour différent temps de séchage est donnée pour trois types de tamis dans le tableau II.3 suivant:

| | TRISIV | RHÔNE POULENC | UETIKON MOLECULAR |
|------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------|
| 16 heures | 12484.64 Kg | 13730.29 Kg | 12484.64 Kg |
| 22 heures | 17166.38 Kg | 18879.15Kg | 17166.38 Kg |
| 24 heures | 18726.99 Kg | 20595.43Kg | 18726.99 Kg |
| Masse volumique | 657Kg/m ³ | 720 Kg/m ³ | 760 Kg/m ³ |
| Charge dynamique | 22% wt | 20% wt | 22% wt |

Chapitre II. Les problèmes rencontrés dans la section de déshydratation

Pour 16 heures de séchage, la charge de conception du TRISIV DE 18225 Kg offre une marge de sécurité lors de la déshydratation.

- Il est clair que pour une durée de séchage de 24 heures, la quantité de tamis est légèrement supérieure à la charge de conception (18225 Kg), pour un taux d'humidité de 30.03%.

Donc, pour éviter tout risque de bouchage, il est conseillé d'éviter le prolongement de la durée de séchage jusqu'à 24 heures.

- Le tamis de RHÔNE POULENC présente la plus faible capacité d'adsorption et une charge plus importante pour tous les temps d'adsorption par rapport aux deux autres tamis proposés. Parallèlement, il présente la masse volumique la plus élevée des trois.

Ces résultats ont montré que les tamis **TRISIV** et **UETIKON MOLECULAR** présentent de meilleures capacités d'adsorption.

Les calculs ont permis de vérifier que le tamis **TRISIV**, présente effectivement, le meilleur choix du point de vue volume occupé et capacité d'adsorption, pour des conditions relatives à un taux de séparation d'humidité de 69.7% dans le séparateur X41F et pour un débit de 66.7% du débit de GN total par sécheur.

II.4. Les problèmes rencontrés dans la section de déshydratation

II.4.1. Les problèmes rencontrés dans les tamis moléculaires :

- Effritement du tamis et son entraînement le long du circuit

L'effritement est le résultat :

- Du vieillissement du tamis.
- Des températures de régénération considérées sévères.
- De la dépressurisation des sécheurs durant l'attente suite aux fuites enregistrées au niveau des MOV des sécheurs.
- Des contaminations chimiques pendant les opérations de séchages et de régénération.

Chapitre II. Les problèmes rencontrés dans la section de déshydratation

II.5.Problème de sécheur

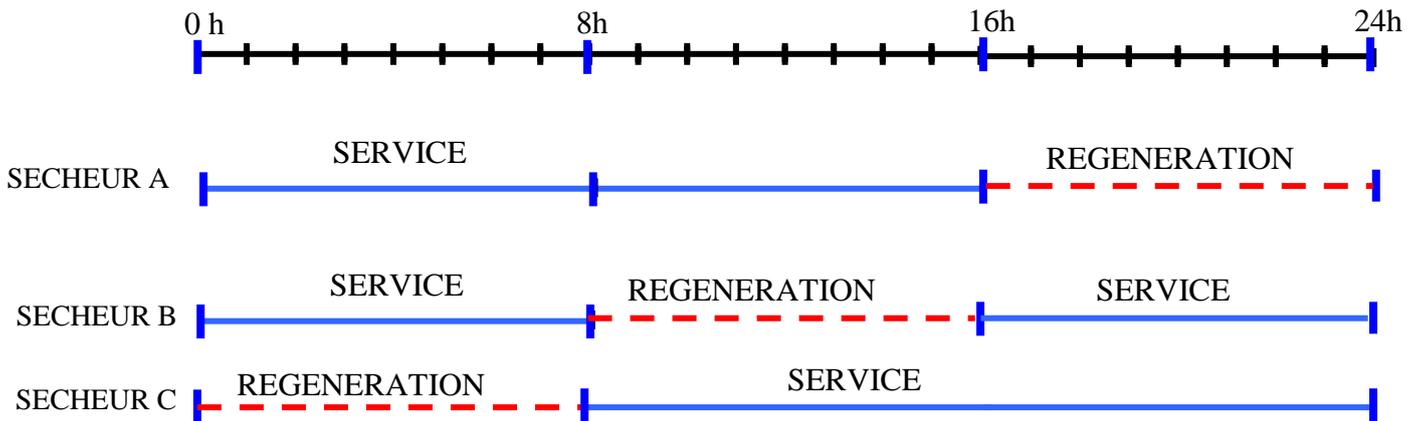
Construction d'un sécheur

Le lit d'un tamis est supporté par une grille métallique, en plus le fond du sécheur est rempli de deux couches de billes d'alumine servant également de support :

- Une couche de 150 mm composée de billes de 6 à 13 mm de diamètre.
- Une couche composée de billes de 13 à 25 mm de diamètre.

Le dessus du lit est également maintenu par une couche de 150 mm composée de billes de 13 à 25 mm de diamètre.

Les sécheurs ont une hauteur de 6544mm et un diamètre de 2895mm (voir annex7). Pour permettre un bon fonctionnement continu, chaque train possède trois sécheurs identiques montés en parallèle. Deux sont en service, le troisième en régénération suivant le rythme programmé suivant :



Chaque sécheur travaillera 16 heures et passera 8 heures en régénération. La régénération se découpe comme suit :

- 3 h 30 de régénération chaude (MOV 213 ouverte, MOV 214 fermée).
- 2 h 30 de refroidissement (MOV 214 ouverte, MOV 213 fermée).
- 2 h 00 d'attente (sécheur isolé).

La capacité réelle des lits est supérieure à 16 heures. Ce rythme offre donc une sécurité de fonctionnement.

Chapitre II. Les problèmes rencontrés dans la section de déshydratation

PRINCIPE DE COMMANDE DES SECHEURS :

Les différentes positions des sècheurs sont déterminées par le positionnement des MOV. Ces MOV peuvent être commandées de différentes façons :

- Automatique intégral
- Semi-automatique appelé manu
- Manuel local

Ces choix seront déterminés par différents HS :

HS 220 salle DCS permet de choisir entre l'automatisme intégral ou le semi-automatique

HS local de chaque vanne (local, distance et arrêt)

Position automatique (HS 220 en auto):

Dans ce cas, toutes les séquences se déroulent automatiquement dans le temps et l'ordre voulu sans intervention du tableautiste.

Position semi-automatique (HS 220 en manuel) :

Dans ce cas, le tableautiste commande manuellement le lancement de chaque séquence par HS 216 A, B ou C suivant le sécheur (service, régénération chaude, régénération froide ou attente). Mais le changement de position des MOV se feront automatiquement.

Une anomalie de déroulement des séquences est signalée par UA.

II.6.Problèmes de blocage des vannes motorisées

Les MOV 204/205/206 et cisaillement de leurs tiges.

Recommandation

Systeme interlock

Pour éviter toute fausse manœuvre (par exemple passer un sécheur en régénération alors qu'il est en service), un système de verrouillage interdit toute manœuvre de la MOV d'un circuit (régénération ou service) tant que les MOV de l'autre circuit ne sont pas fermées.

Par exemple, pour ouvrir MOV 201 (ou 207), il faut que les MOV 204 **et** MOV 210 soient complètement fermées.

Ce système est commandé par des contacts de fin de course situés sur chaque vanne motorisée (ZSC et ZSO).

Les MOV 213 et 214 ne sont pas reliées à ce système.

Chapitre II. Les problèmes rencontrés dans la section de déshydratation

Rôle des by-pass des MOV sorties sécheurs

La pression du sécheur en attente doit être égale à la pression de service. Le by-pass d'équilibrage (deux vannes et un RO) des MOV sortie GN de chaque sécheur, doit être toujours maintenu ouvert (pour éviter un à-coup lors de la mise en service d'un sécheur).

II.7. PARAMETRES DE MARCHE

Sécheurs

Perte de charge : 0.36 bar

GN sortie : humidité inférieure à 1 ppm 141 L

Perte de charge : 0.3 bar

température sortie vapeur : 288 °C

Définition 141JA

141 JA : compresseur de gaz de régénération qui permet de renvoyer ce gaz vers : l'absorbeur, car il contient beaucoup de CO₂, en marche normale.

le 141 C, pour ne pas surcharger l'absorbeur, en cas de déclenchement du train.

C'est un compresseur centrifuge à un étage entraîné par un moteur électrique. Un multiplicateur permet une vitesse de 22669 rpm et une pression au refoulement de 41.8 bars.

Lubrification par circuit d'huile avec une pompe attelée. Une pompe auxiliaire permet la lubrification au démarrage. L'accouplement du type flébox n'est pas lubrifié.

Etanchéité par garniture mécanique côté gaz et côté huile.

Ce compresseur ne s'arrête pas. Pendant l'attente, il tourne en recyclage.

II.8. Phénomène de pompage dans le compresseur :

Théoriquement, Il n'y aura pas de pompage sur un compresseur centrifuge qui comprime un gaz parfait avec un débit et une vitesse constantes même si celui-ci était au maximum sur sa courbe de performance.

Le pompage serait donc la conséquence de plusieurs facteurs dont les plus importants sont : la vitesse, le débit et le taux de compression. Le taux de compression est causé principalement par la variation du poids moléculaire du gaz comprimé, donc : la densité.

L'anti-pompage : Pour éviter d'être en pompage quand le compresseur tourne à une vitesse constante et que le taux de compression change. Il suffit ; pour s'éloigner de la courbe de pompage : d'augmenter le débit à l'aspiration du compresseur.

Pour cela, il suffit de dévier une partie du débit de refoulement vers l'aspiration du compresseur.

Chapitre II. Les problèmes rencontrés dans la section de déshydratation

Pour qu'un compresseur fonctionne normalement : il faudrait que le débit soit suffisant de telle façon que la pression à la sortie du dernier impulseur soit supérieure à celle du circuit au refoulement, et ainsi l'écoulement sera à sens unique de l'aspiration au refoulement.

L'augmentation de pression du gaz sera obtenue par la diminution de volume à la sortie de l'impulseur, c'est à dire dans le diffuseur.

Explication du phénomène de pompage

Le débit gaz dans l'impulseur étant insuffisant, le travail à fournir par l'impulseur diminue, d'où l'augmentation de la vitesse de rotation ; c'est à dire la diminution de la résistance du gaz, ceci implique en conséquence une réduction du débit vapeur vers la turbine.

$P_2 > P_1$, la pression dans l'impulseur étant inférieure à celle du diffuseur et du circuit.

La réduction de vitesse de la turbine entraîne une chute de vitesse de l'impulseur : cette chute de vitesse implique un retour rapide du gaz contenu à l'intérieur de l'impulseur, c'est de cette manière que $P_1 = P_2$, d'où un ralentissement brutal de la machine. A cet instant, il existera suffisamment de gaz dans l'impulseur, qui va être comprimé sous l'action de la force centrifuge.

La continuité du travail pour réaliser la compression demande une augmentation de vitesse de la turbine, d'où une augmentation du débit vapeur. Nous aurons finalement $P_1 > P_2$. Ceci se traduira par une variation de vitesse : le compresseur va alors gronder et vibrer ; ce qui entraînera l'endommagement des parties mécaniques et en particulier les labyrinthes.

II.9. Le problème de l'indisponibilité du compresseur de régénération X41JA.

Recommandation

-L'anti-pompage assurera un bon écoulement du gaz à travers le compresseur et ce en ramenant du gaz du refoulement vers l'aspiration par le recyclage.

-En cas d'indisponibilité, la régénération pourra se faire en envoyant le gaz vers :

- Circuit FG par HV 222.
- Torche chaude par PV 209.

Conclusion Général

Conclusion Général

À l'issue de notre étude réalisée au sein du complexe GL2/Z, nous avons pu effectuer un travail dont le contexte est l'étude des problèmes rencontrés au niveau des sections de Traitement du gaz et on essaie de proposer des solutions pour éviter ces problèmes

Pour mener à bien nos investigations, nous avons dû suivre les étapes suivantes :

- Bien assimiler le fonctionnement de la zone de procédé concerné (décarbonations et déshydratations).
- Effectuer des recherches afin d'identifier précisément l'origine de ces problèmes.

Nous avons conclu que l'origine de ces problèmes est due à la dégradation, moussage, l'effritement des Tamis moléculaires, la dépressurisation des sécheurs, et le phénomène de pompage dans les deux sections.

Ces problèmes affectent directement la production en GNL et sont à l'origine de l'augmentation de l'autoconsommation du train de liquéfaction.

Alors, pour éviter les conséquences de ces problèmes il faut :

En Décarbonatation :

- Assurer le bon fonctionnement de skid d'injection anti mousse.
- Contrôler les concentrations des composés corrosifs comme les ions Cl^- et minimiser le maximum.
- Mettre le vaporisateur en service continu.

En déshydratation :

- Respecter les paramètres de régénération (pression, température...)
- Assurer la disponibilité de compresseur 41j.
- Respecter le temps de régénération des sécheurs.

Références

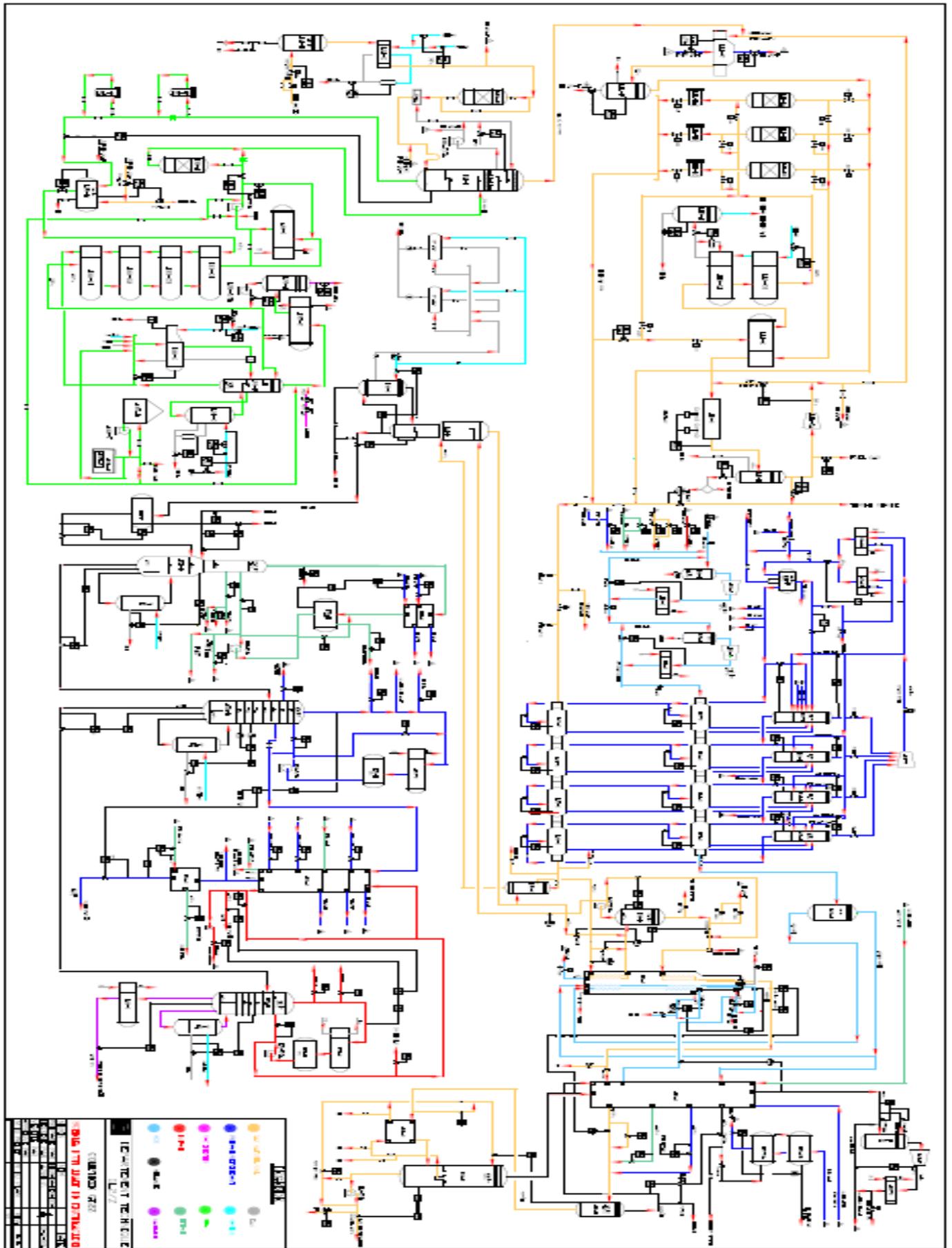
REFERENCES

- [1] Manuel de service IAP 2011.
- [2] Manuel de service formation GL2/Z « Soft (procédé de Liquéfaction du gaz naturel) process ».
- [3] Manuel opératoire du complexe GL2/Z, 1993.
- [4] Manuel opératoire de procédé « section traitement », volume I , 1981.
- [5] Manuel de service de formation GL2/Z « soft(procède de Liquéfaction du gaz naturel) Process », 1992.
- [6] Manuel opératoire GL2/Z, « section fractionnement », Volume III, 1981.
- [7] Manuel opératoire du procédé de liquéfaction complexe GL2/Z.mars1979 p 2-174.
- [8] Manuel de formation Industrie, « Décarbonatation du gaz Naturel », UFR/Gaz Engineering & Refining.
- [9] <http://scientificsentence.net/chemistry/absorbeur.jpg>
- [10] The down chemical, “company,thealkanoamines” HAND-BOOK.

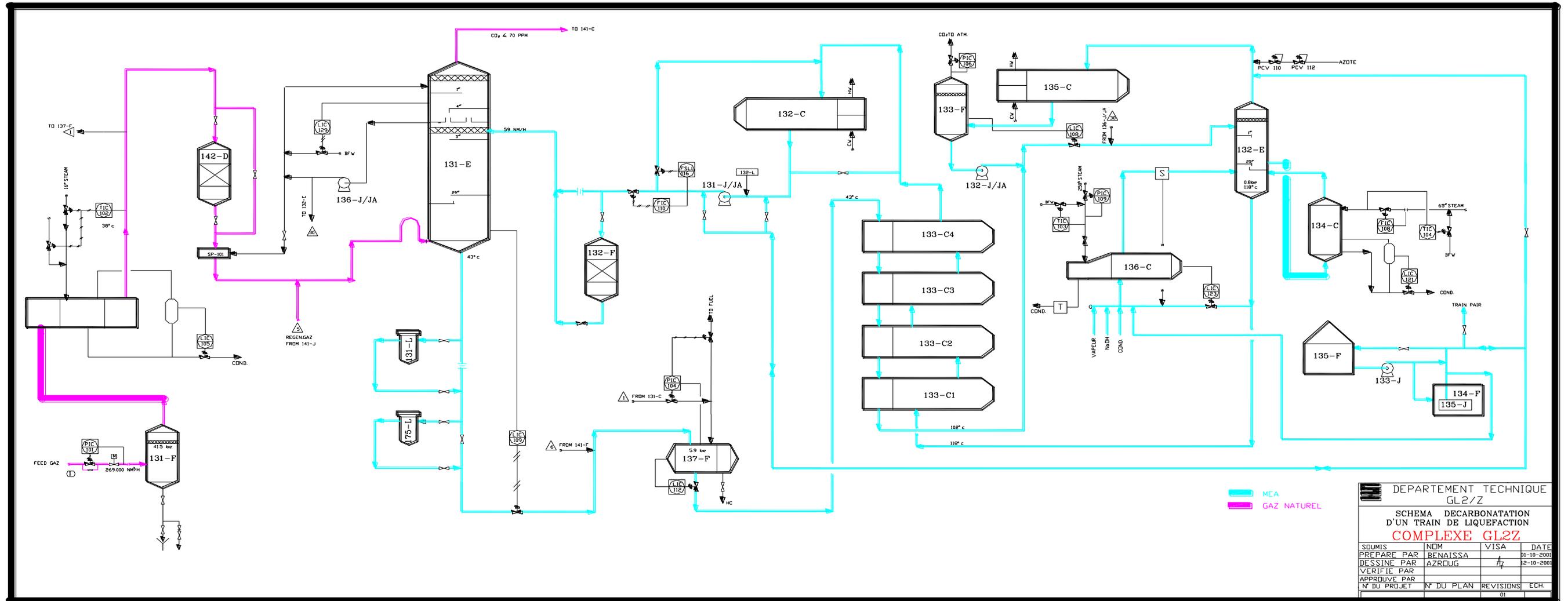
Référence

- [11] Document soft formation ingénieur, bloc 11 module 02,1992.
- [12] Manuel d'information et de sensibilisation. Service prévention complexe GL2/Z. Thèse Avril 2008.
- [13] Manuel de formation GL2/Z « Soft Traitement De Gaz », 2010.

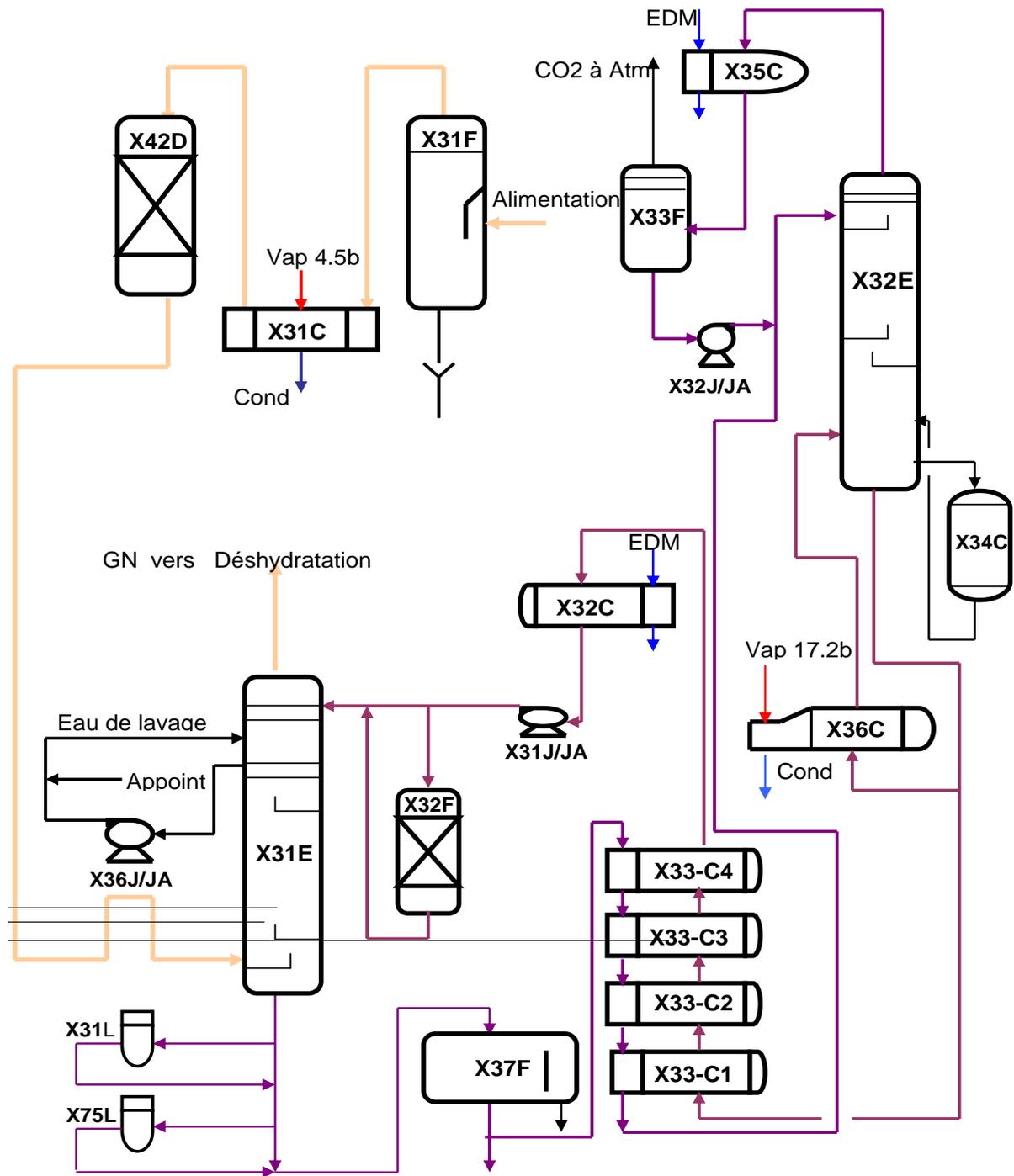
Annexes



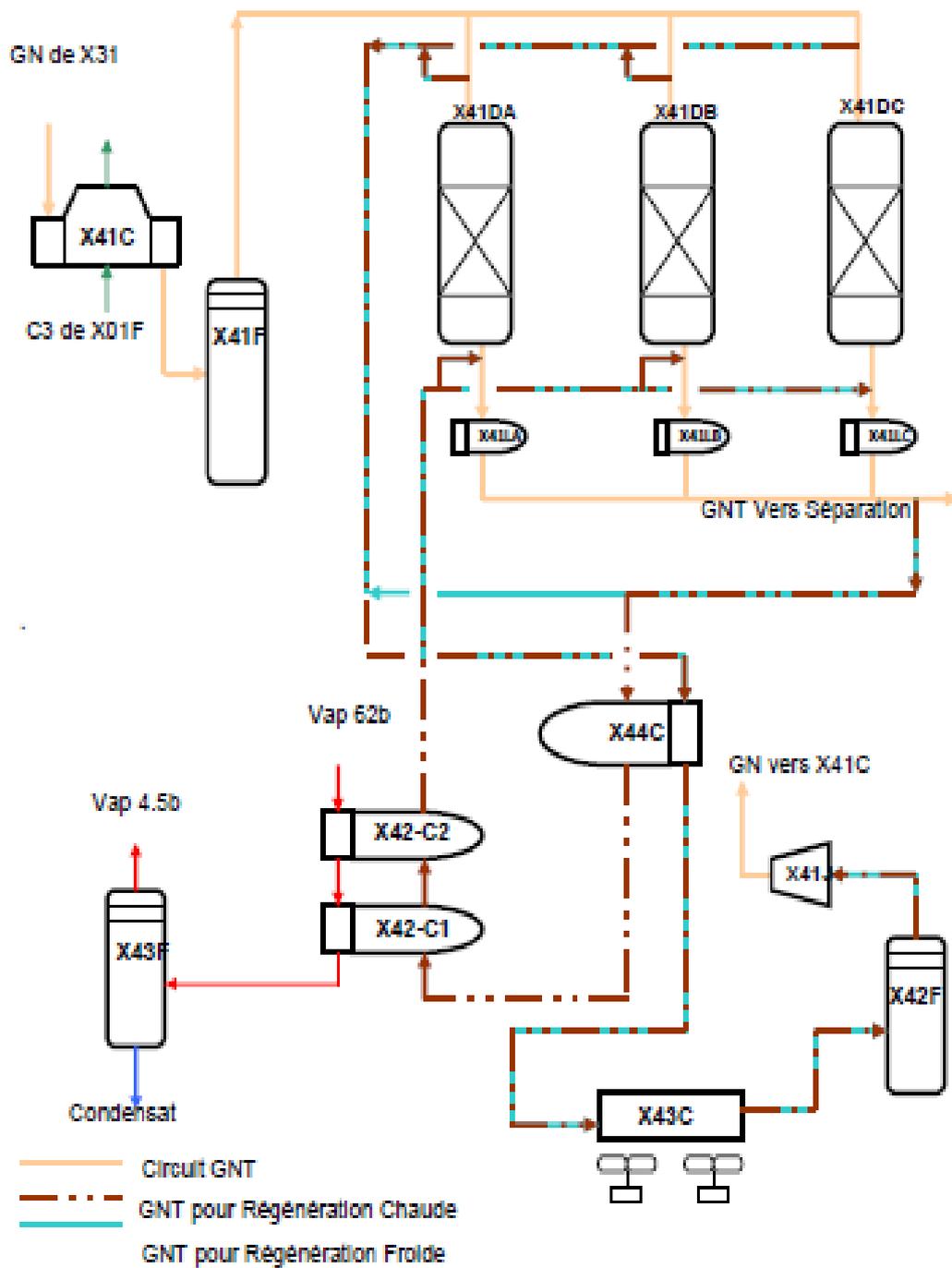
annexe 1 : procédée générale de complexe



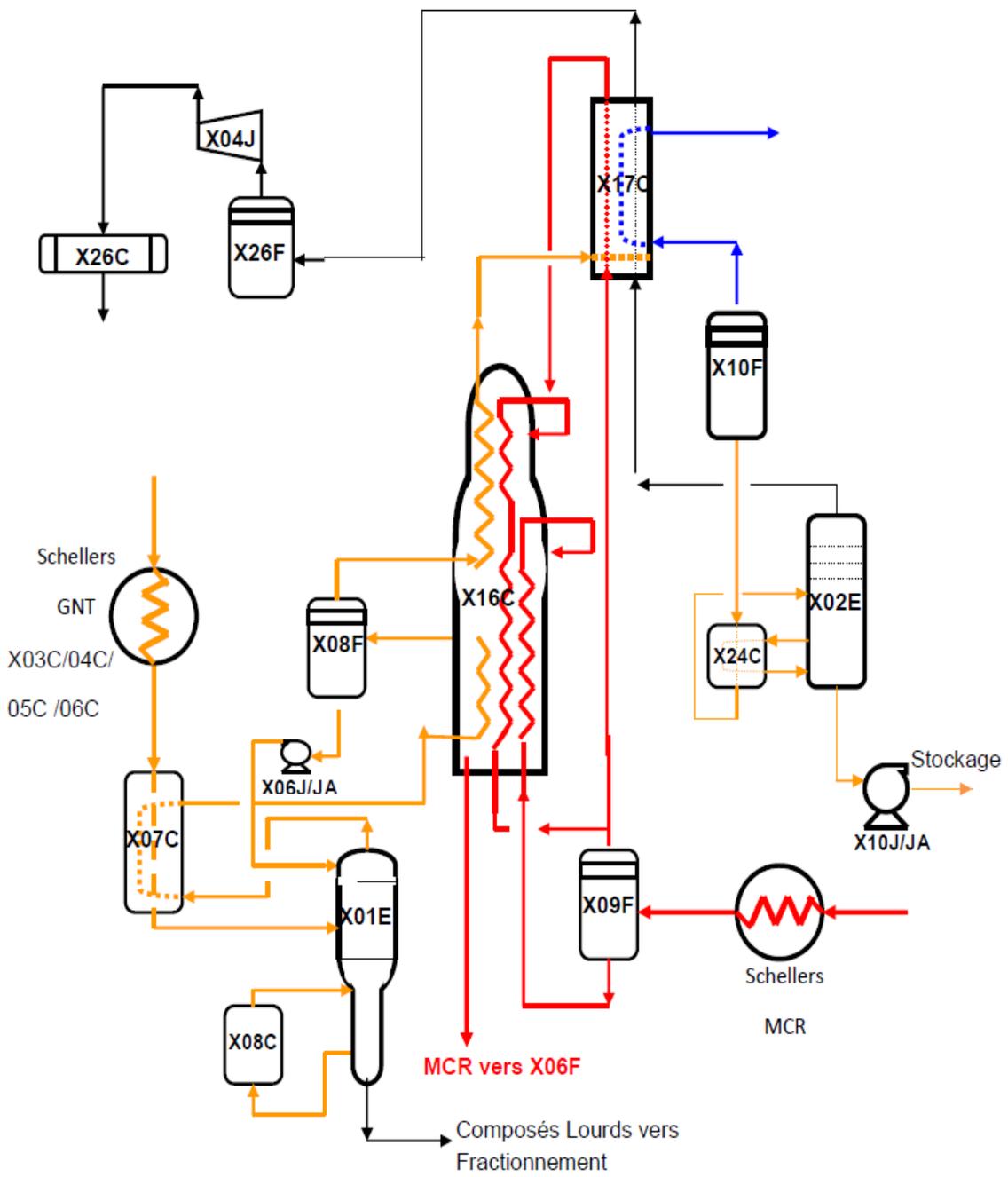
Annexe 2' :Section traitement de gaz



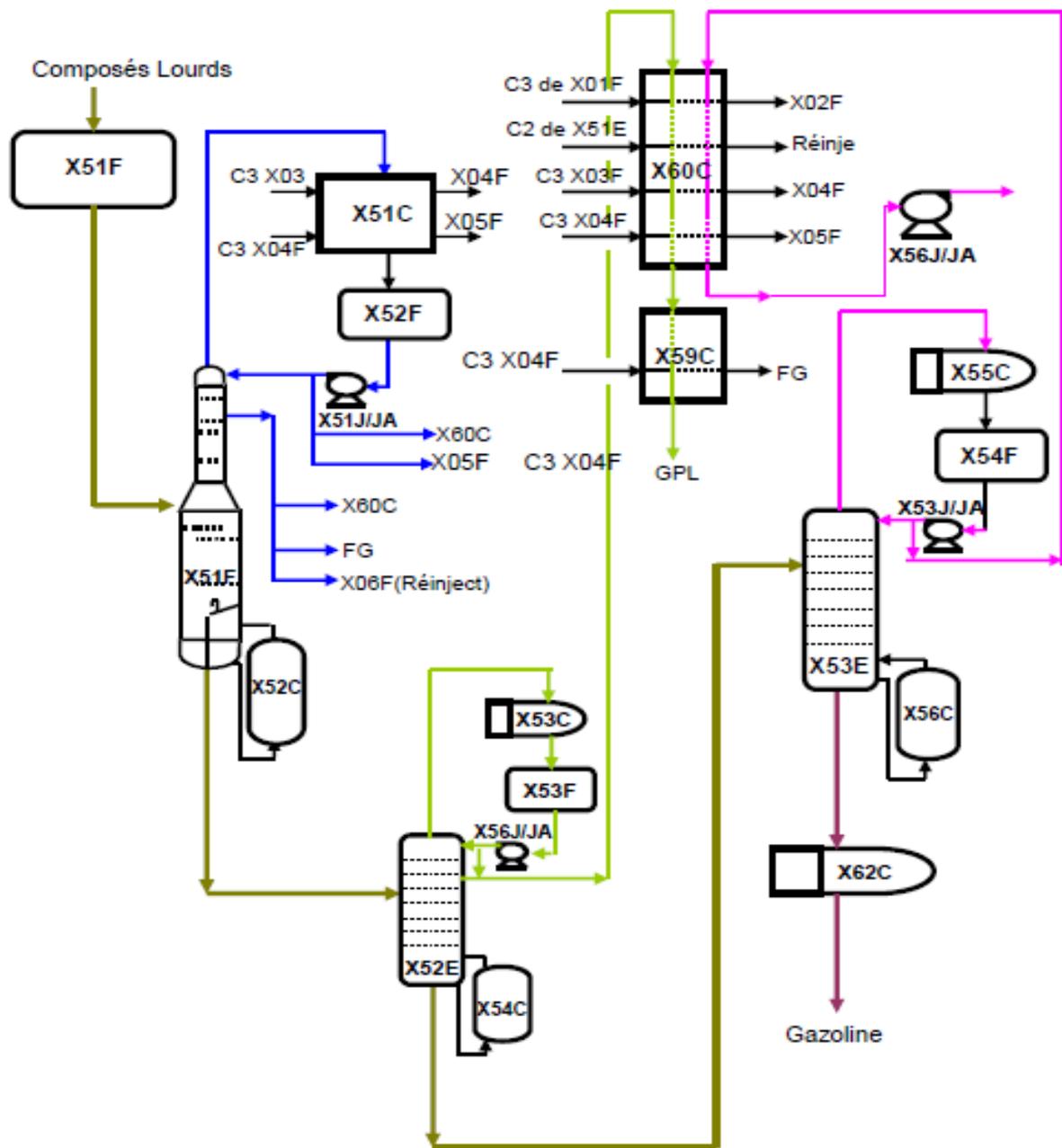
Annexe 2: Section d'absorption CO₂ et régénération MEA



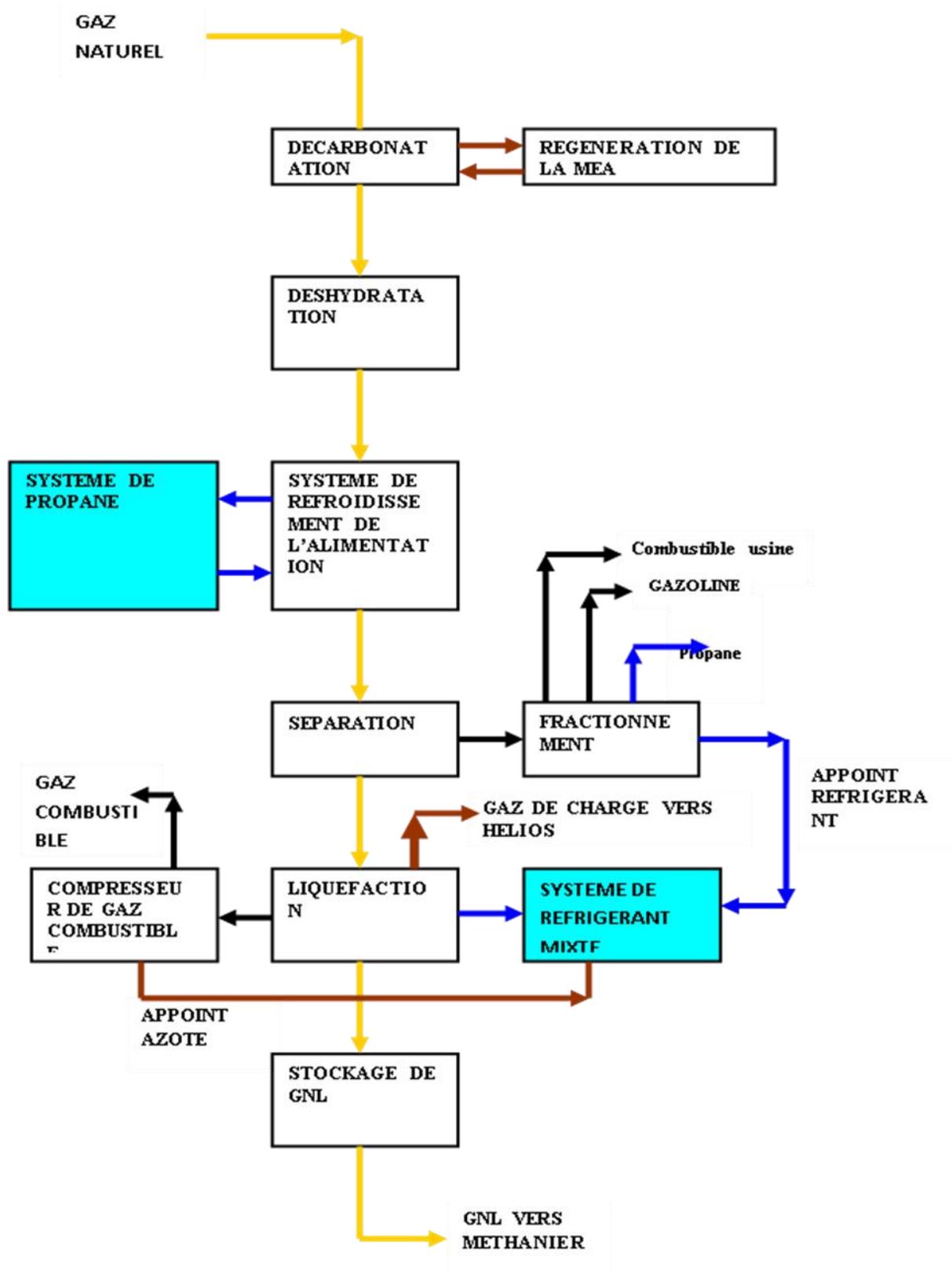
Annexe 3 : Section de déshydratation



Annexe 4 : Séparation et liquéfaction



Annexe 5: Fractionnement



Annexe 6 : organigramme représente le schéma de gaz



Annexe 7 : Les sècheurs de la section de déshydratation G12/Z