



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



N° d'ordre : M2...../GC/2021

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DEMASTER ACADIMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie Chimique

Thème

**Etude de l'augmentation cyclique de CO₂ au niveau de la section de
décarbonatation du complexe GL1/Z**

Présenté par

-BENSEBBANE Mahmoud

Soutenu le 11/09/ 2021 devant le jury composé de :

Président :	Pr M. GHEZZAR	Université de Mostaganem
Examinatrice :	Mme. Z. M ^{ed} Seghir	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Dr S. Terkhi	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2020/2021



Remerciements

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

*Nous adressons nos vifs remerciements à nos
encadreurs pour leurs compréhensions, leurs
patiences, leurs remarques qui ont été précieuses et
leurs soutiens dans des moments très difficiles.*

*Nos plus sincères remerciements vont également
à tous les enseignants qui nous aidés, conseillés et
guidés a fin de finaliser se présent mémoire dans des
bonnes conditions.*

*Sans oublier de remercier l'ensemble des
personnels de complexe de liquéfaction de gaz naturel
GL1/Z de BETHIOUA pour leurs encouragements.*

*Ainsi que à tous ceux qui nous aidés de près ou de
loin.*

*Nous remercions également les membres du jury qui
nous ferons l'honneur de juger notre travail.*

Résumé

L'unité de décarbonatation est l'une des unités de traitements de gaz naturel conçue pour l'élimination d'une grande partie du gaz carbonique «CO₂». Suite à des problèmes d'exploitation, le complexe GL1/Z nous a confiés d'étudier le problème de déstabilisation de la section de décarbonatation lors de la permutation des sécheurs. Pendant la période de chauffage du cycle de régénération, la concentration en CO₂ du gaz de régénération sortant des sécheurs pendant 10 à 15 min atteint une valeur maximale supérieure à celle de la valeur maximale traitée par l'absorbeur. On conclure d'après les tests que La désorption rapide du CO₂ provoque un pic de la concentration de CO₂ dans le gaz de régénération dirigé vers le gaz d'alimentation de la colonne de décarbonatation. Lors de la première heure de régénération des sécheurs, Il faut donc évacuer le gaz de régénération vers le réseau fuel gaz (gaz process GP) du sécheur contaminé ou vers torche (si le réseau de gaz GP est saturé).

Abstract

The decarbonation unit is one of the naturel gas treatment units designed for the elimination of a large part of the carbon dioxide «CO₂». Following operational problems, the GL1/Z complex asked us to study the problem of destabilization of the decarbonation section during the changeover of the dryers. During the heating period of the regeneration cycle, the CO₂ concentration of the regeneration gas leaving the dryers for 10 to 15 minutes reaches a maximum value greater than that of the maximum value processed by the absorber. It is concluded from the tests that the rapid desorption of CO₂ causes a peak in the regeneration gas directed to the feed gas of the decarbonation column. During the first hour of regeneration of the dryers, the regeneration gas must therefore be envcuated to the fuel gas network (GP process gas) of the contaminated dryer or to the torch (if the GP gas network is saturated).

المخلص

وحدة إزالة الكربون هي إحدى وحدات معالجة الغاز الطبيعي المصممة للتخلص من جزء كبير من ثاني أكسيد الكربون «CO₂». بعد المشاكل التشغيلية، طلب منا مجمع دراسة مشكلة زعزعة إستقرار قسم إزالة الكربون أثناء المجففات. خلال فترة التسخين لدورة التجديد، يصل تركيز غاز ثاني أكسيد الكربون الذي يترك المجففات لمدة 10 إلى 15 دقيقة إلى قيمة قصوى أكبر من القيمة القصوى التي تتم معالجتها بواسطة جهاز الإمتصاص. يستنتج من الإختبارات أن الإمتصاص السريع لثاني أكسيد الكربون يتسبب في ذروة تركيز ثاني أكسيد الكربون في غاز التجديد الموجه إلى غاز التغذية لعمود إزالة الكربون. خلال الساعة الأولى من تجديد المجففات، يجب تفريغ غاز الإسترجاع إلى شبكة غاز الوقود (غاز معالجة GP) في المجفف الملوث أو إلى الشعلة (إذا كانت شبكة غاز GP مشبعة).

SOMMAIRE

Introduction générale	1
Problématique.....	3

CHAPITRE I : PRÉSENTATION DU COMPLEXE

I-1 Introduction	5
I-2 Plan général du complexe GL1/Z	5
I-2 Organisation du complexe	6
I-2 Description du procédé de liquéfaction	10

CHAPITRE II : DESCRIPTION DE LA SECTION DE DÉCARBONATATION

II-1 Rôle de la section de décarbonatation.....	20
II-2 Caractéristique de la réaction chimique	20
II-3 Différentes équipements de la section	20
II-4 Procédé d'absorption du CO ₂	21
II-5 Régénération de la solution de MEA	21
II-6 Epuraton de la solution de MEA	23
II-7 Stockage de la solution	23

CHAPITRE III : DESCRIPTION DE LA SECTION DE DÉSHYDRATATION

III-1 Rôle de la section de déshydratation	25
III-2 Equipements utilisés dans la déshydratation.....	25
III-3 Description du procédé de déshydratation.....	27
III-4 Tamis moléculaires.....	28

CHAPITRE IV : PARTIE CALCULES ET RESULTATS

IV-1 Introduction	33
IV-1 Analyse des causes probables	33
IV-2 Résultats d'analyses.....	34
IV-3 Calcul de la teneur maximale de CO ₂ à l'entrée de l'absorbeur.....	36
IV-4 Interprétation des résultats.....	40

Conclusion	41
-------------------------	----

Recommandation	43
-----------------------------	----



*INTRODUCTION GENERALE
& PROBLEMATIQUE*



INTRODUCTION GÉNÉRALE

La liquéfaction du gaz naturel est un impératif lié au transport du gaz naturel. Cette liquéfaction ne peut s'effectuer qu'à la suite d'un certain nombre de traitements préliminaires destinés à purifier le gaz naturel de composants qui peuvent être source de graves problèmes dans le train de liquéfaction, tels que le dioxyde de carbone, l'eau, le mercure.

L'unité de décarbonatation est l'une des unités de traitements du gaz naturel conçue pour l'élimination d'une grande partie du gaz carbonique «CO₂» contenu dans le gaz d'alimentation, le passage des températures ambiantes aux températures cryogéniques (-162°C) pour sa liquéfaction impose la nécessité d'éliminer ce gaz carbonique de la composition initiale afin d'éviter la formation de glace carbonique dans l'extrémité froide des sections cryogéniques de l'installation. Pour cela, une solution chimique appelée Monoéthanolamine (MEA) à 15% en poids est utilisée comme solvant dans une colonne d'absorption.

Aussi, Parmi les traitements nécessaires que subit le gaz naturel avant qu'il entre dans la chaîne cryogénique, on distingue la déshydratation, la démercurisation et l'élimination des hydrocarbures lourds.

Dans ce contexte, le but de ce travail est de localiser le problème de passage de CO₂ à travers la section de décarbonatation de l'ensemble des trains de production du complexe GL1Z.

Ce travail est présenté, Outre l'introduction générale, sous forme de quatre parties.

- ✚ La première partie traite des généralités sur le gaz naturel et une description du procédé de gaz naturel liquéfié au niveau du complexe GL1/Z.
- ✚ La seconde partie décrit le choix de l'absorbant, la description de la section de décarbonatation et les problèmes rencontrés dans cette unité.
- ✚ La troisième partie est consacrée à la description de la section de déshydratation et expliquer le phénomène de passage de CO₂ au niveau de la section de décarbonatation.
- ✚ La dernière partie contient des calculs et leur interprétation, conclusion et une recommandation.

PROBLEMATIQUE

Le complexe GL1/Z connaît parfois des phases à marche réduite de production de 70% (minimum technique) par train, pour réduire la teneur en CO₂, suite à des problèmes rencontrés dans les sections des unités de traitement et de liquéfaction du gaz naturel tel que la formation de givre au niveau des sections cryogéniques (extrémité froide des échangeurs principaux, filtres des pompes GNL).

La section décarbonatation durant ces dernières années a rencontré plusieurs problèmes, on cite permis eux :

- Passage de CO₂ à la tête d'absorbeur,
- L'engorgement fréquent des colonnes d'absorption et de régénération,
- La mauvaise régénération de la solution MEA,
- La contamination et la dégradation de la solution MEA,
- Et la corrosion au niveau du circuit MEA.

La décarbonatation et la déshydratation deux traitements nécessaires que subit le gaz naturel avant qu'il entre dans la chaîne cryogénique et cela pour éviter le bouchage dans les conduites et les tubes des échangeurs principaux des unités de liquéfaction.

Suite à des problèmes d'exploitation, le complexe GL1/Z nous a confiés d'étudier le problème de déstabilisation de la section de décarbonatation lors de la permutation des sécheurs.

La présente étude a été menée dans l'objectif d'étudier le passage de CO₂ en tête de la colonne de décarbonatation X01-F-502 au complexe GL1/Z.



*PRÉSENTATION DU
COMPLEXE GL_1/\mathbb{Z}*

Introduction

Le complexe industriel de GNL GL1/Z est, parmi les plus importantes réalisations industrielles de la chaîne de transformation des hydrocarbures, exploitée par la société SONATRACH en Algérie. Il a été conçu pour assurer le transport sous forme liquide du gaz naturel provenant de HASSI R'MEL par gazoducs.

La liquéfaction du gaz naturel, industrie induite par l'émergence du marché mondial du gaz, fait partie de cette branche d'activité. L'appareil de production de GNL est composé de trois complexes dénommés par codification : **GL1/Z**, **GL2/Z**, et **GL3/Z**, leurs implantations font partie du pôle industriel pétrochimique et gazier de la région, une des plus importantes concentrations industrielles du pays.

Comme toute création industrielle d'envergure, le complexe GL1/Z a franchi des étapes qui sont autant d'événements marquants de son histoire récente.

Le 16 juin 1973, le défunt président Houari Boumediene pose la première pierre pour la construction de l'usine. En charge du projet, et pour le compte de SONATRACH, la société américaine BECHTEL, engage les travaux de réalisation le 20 février 1978.

Cinq années après, le complexe entre en production et les premières livraisons de GNL sont effectuées à destination des Etats Unis.

En janvier 1993, les travaux du projet de rénovation du complexe sont lancés, avec comme objectifs : la fiabilité, la sécurité et l'augmentation à 110% de la capacité de production de l'unité.

I.1 Plan général du complexe GL1/Z

Le complexe GL1/Z est situé au nord de Bethioua, à 7 Km de la ville d'Arzew, et il couvre une superficie de 72 hectares, et se compose notamment de plusieurs zones.

Fiche technique

- superficie	: 72 hectares
- construction par	: Chemical Incorporation et Bechtel.
- date de démarrage	: février 1978.
- alimentation en gaz naturel	: à partir de HASSI R'MEL.
- procédé	: APCI.
- nombre de train	: 06.
- capacité de stockage	: 300.000 m ³ de GNL.
- température de chargement du produit	: -162 °C.

Le complexe comprend :

- Six unités de production identiques et fonctionnant en parallèle appelés trains.
- Une unité de production de vapeur, d'énergie électrique, d'air instrument et de pompage d'eau de refroidissement et l'azote pour les besoins des trains appelé utilités.
- Une zone de stockage et chargement des navires du produit fini appelé terminal.

I.2 Organisation du complexe

Le complexe GL1/Z comprend trois zones:

- Zone d'utilités.
- Zone de process.
- Zone de stockage.

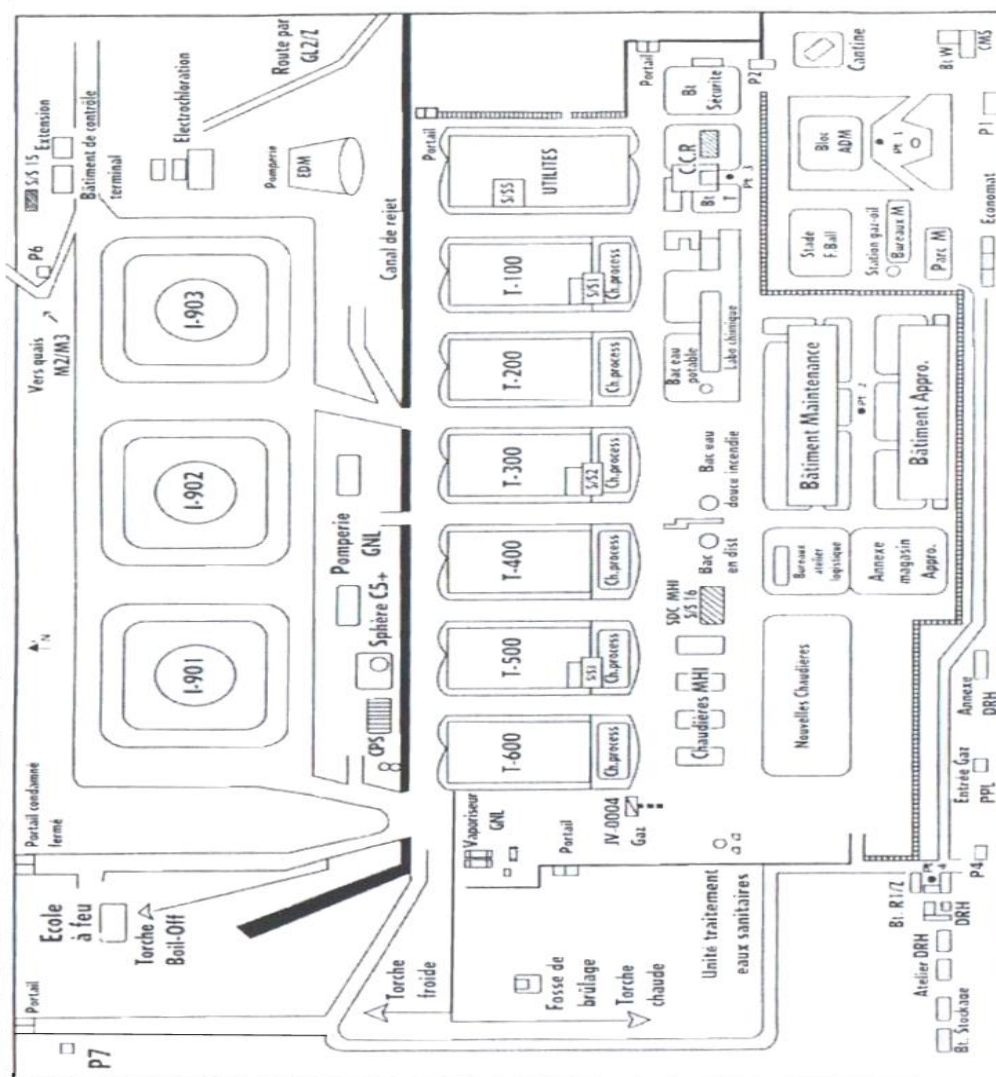


Fig 1: Plan générale du complexe GL1/Z

1- Zone d'utilités

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

Au niveau de cette zone on rencontre essentiellement :

- ❑ Les chaudières
- ❑ Les unités de dessalements
- ❑ Les installations servant pour la production d'azote

1.1 Production de vapeur

La production de la vapeur joue un rôle important en tant que source d'énergie pour le fonctionnement de divers équipements à savoir :

- les turbos générateurs : production d'électricité
- les turbos compresseurs : compression de gaz KT (110/120/121/130)
- les réchauffeurs : pour l'échange de chaleur
- les turbos pompes : pour le fonctionnement des pompes
- Cette vapeur est produite par un ensemble de :
 - 17 chaudières capables de produire 115 tonnes de vapeur/heure à 62 bars avec une température de l'ordre de 442 degrés.
 - 04 chaudières de 400 tonnes/heure chacune à 62 bars avec une température de l'ordre de 442 degrés.
 - 03 chaudières de 91 tonnes/heure chacune à 62 bars avec une température de l'ordre de 442 degrés.
 - 01 chaudière basse pression capable de produire 51 tonnes de vapeur/heure à 27 bars.

1.2 Production d'électricité

La production d'électricité est assurée par trois turbo générateur (TG) de puissance de 18 M watts chacun.

Les besoins de complexe sont de l'ordre de 36 M watts, en plus de la production des TG nous disposons d'une source complémentaire (réseau SONELGAZ) pour une éventuelle compensation de l'énergie en cas de nécessité.

1.3 Circuit eau de mer

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

1.4 Production d'eau dessalée

L'eau dessalée est produite à partir des unités de dessalement, cette aire comprend six unités de dessalements en parallèle produisant 45 m³ d'eau dessalée chacun. À noter que le complexe s'est doté récemment d'un nouveau type de dessaleur soit l'ejecto-compresseur.

Cette eau sert à alimenter les chaudières pour la production de vapeur, entre autre cette eau dessalée est utilisée aussi comme fluide de refroidissement pour certain équipement mécanique tel que les pompes...etc.

1.5 Electro-Chloration

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

1.6 Production d'azote

L'azote est utilisé dans le complexe comme fluide de sécurité pour les opérations d'inertage lors des démarrages des unités d'exploitation. L'azote est produit à partir de l'air ambiant, faisant l'objet d'un traitement de séparation à noter que cette installation est à l'arrêt et ce pour des raisons de défaillance mécanique des compresseurs.

1.7 Production d'air comprimé

Les organes d'instrumentation telle que les régulateurs et les différentes vannes sont à commande pneumatiques. L'air instrument subit au préalable un séchage et ce pour éviter une corrosion ou une dégradation des organes d'instrumentation.

Les besoins du complexe sont estimés à 4600 m³ d'air, cet air est fourni par cinq compresseurs centrifuges avec une pression de refoulement de 10 bars stocké au niveau des ballons récepteurs d'air instrument.

2- Zone de process

Constituée de six unités de liquéfaction identiques appelées trains, et chaque train de liquéfaction est composé de huit sections et d'un circuit de refroidissement à savoir :

- Section de décarbonatation (élimination du CO₂).
- Section de déshydratation (élimination de H₂O).
- Section de démercurisation (élimination d'Hg).
- Section de refroidissement.
- Section séparation et tour de lavage.
- Section de fractionnement.
- Section de refroidissement au propane.
- Circuit de refroidissement mixte.
- Section de liquéfaction.

3- Zone de stockage

Face aux trains, côté mer, se trouve la zone de stockage et d'expédition du GNL. Cette zone comprend trois bacs aériens de GNL d'une capacité de 100.000 m³, et le complexe dispose de deux postes de chargements pour méthaniers de 50.000 m³ à 125.000 m³. Le GNL est stocké sous une pression de 1,03 bar et à une température de -162°C.

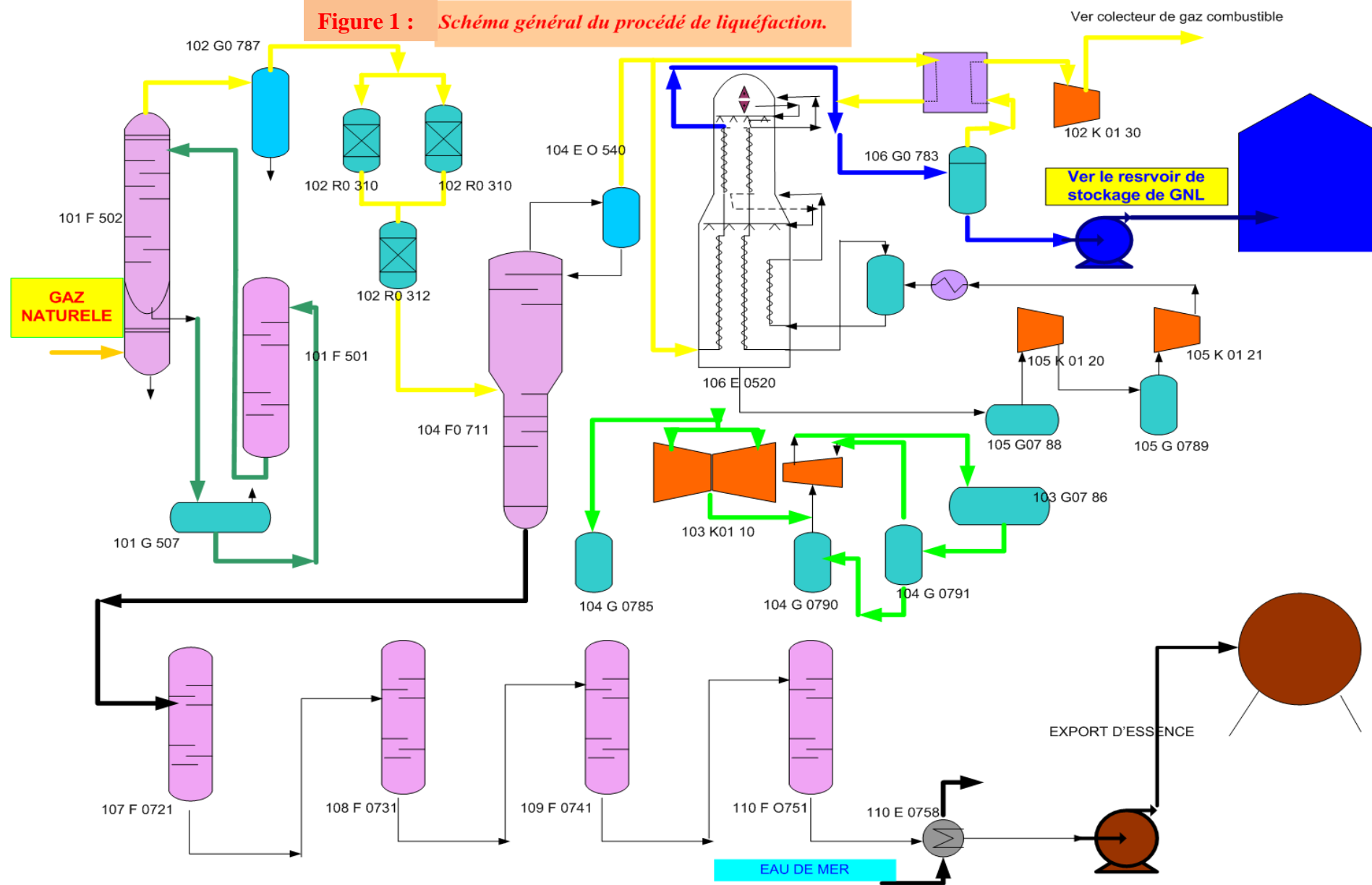
I.3 Description du procédé de liquéfaction

Avant d'entamer la description du procédé de liquéfaction, il est utile de connaître la composition du gaz naturel.

COMPOSANT	NOMENCLATURE	% MOLLAIRE EN MOYENE
N ₂	AZOTE	5,80
He	HELIUM	0,19
CO ₂	Dioxyde de carbone	0,21
C ₁	Methane	83,00
C ₂	Ethane	7,10
C ₃	Propane	2,25
iC ₄	iso butane	0,40
nC ₄	Butane	0,40
iC ₅	iso pentane	0,12
nC ₅	Pentane	0,15
C ₆₊	les essences	0,18
<i>TOTAL</i>		100,00

Tableau N° 1 : Composition chimique du gaz naturel.

Figure 1 : Schéma général du procédé de liquéfaction.

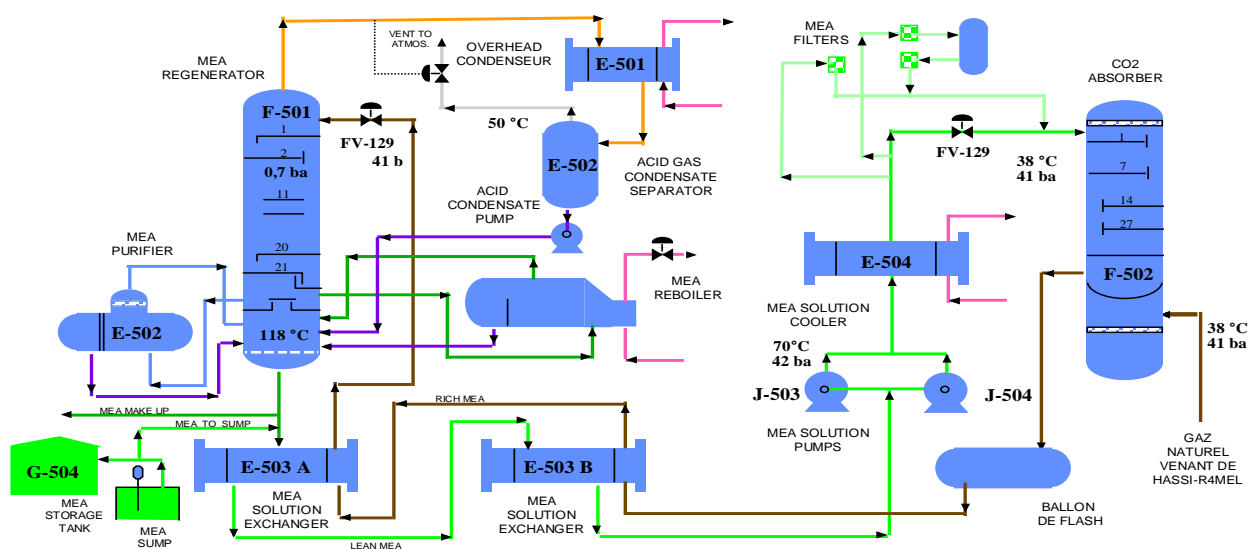


I.3.1 Section de décarbonatation

La fonction de cette section consiste en l'élimination du CO₂ contenu dans le gaz naturel, car CO₂ porté à une base température de l'ordre de (-70°C) se solidifie et forme des bouchons de glace causant une obstruction des canalisations de service, par ailleurs le CO₂ a un comportement assez particulier en matière de corrosion où la pression partielle du CO₂ contrôle le phénomène de corrosion, pour ce traitement de la décarbonatation il est fait usage d'une amine appelée (MEA) soit le Monoéthanolamine (C₂H₅ONH₂) cette amine a le pouvoir de capter le CO₂ existant dans le gaz naturel. Cette section comporte deux étapes importantes à savoir (**Figure 2**).

- L'absorption ;
- La régénération ;

Cette section sera détaillée dans le chapitre II.



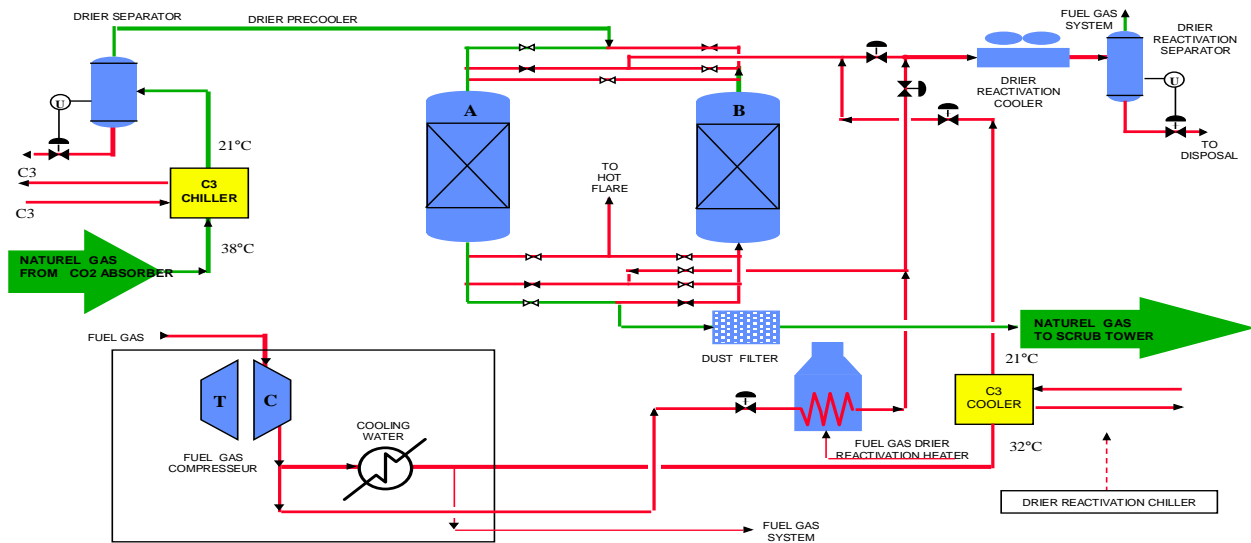
Etalbi par AO/PP/GLIZ le 1/10/99 après rénovation

Figure 2 : Section de décarbonatation

I.3.2 Section de déshydratation

Après la section de décarbonatation le gaz naturel est acheminé vers une seconde section de (déshydratation). Cette section consiste à éliminer de l'eau contenue dans le gaz naturel. Pour cela il est fait usage de deux sécheurs à tamis moléculaires dont un sécheur est en service normal et le second est en régénération (**Figure 3**).

Cette section sera détaillée dans le chapitre III.



Etabli par AO/PP/GL1Z le 1/10/99 après rénovation

Figure 3 : Section de déshydratation

I.3.3 Section de démercuration

La dernière étape de traitement est l'élimination du mercure. Elle consiste à piéger le mercure contenu dans le gaz pour éviter la corrosion des équipements en aluminium comme le cas de l'échangeur principal de la section de liquéfaction. Le GNT passe à travers un démercureur en charbon à base de soufre, et passe ensuite à travers deux filtres. Il sort de cette section avec une teneur de mercure inférieure à 7 nano gramme par Nm³ est envoyé vers la section de refroidissement.

I.3.4 Section de refroidissement

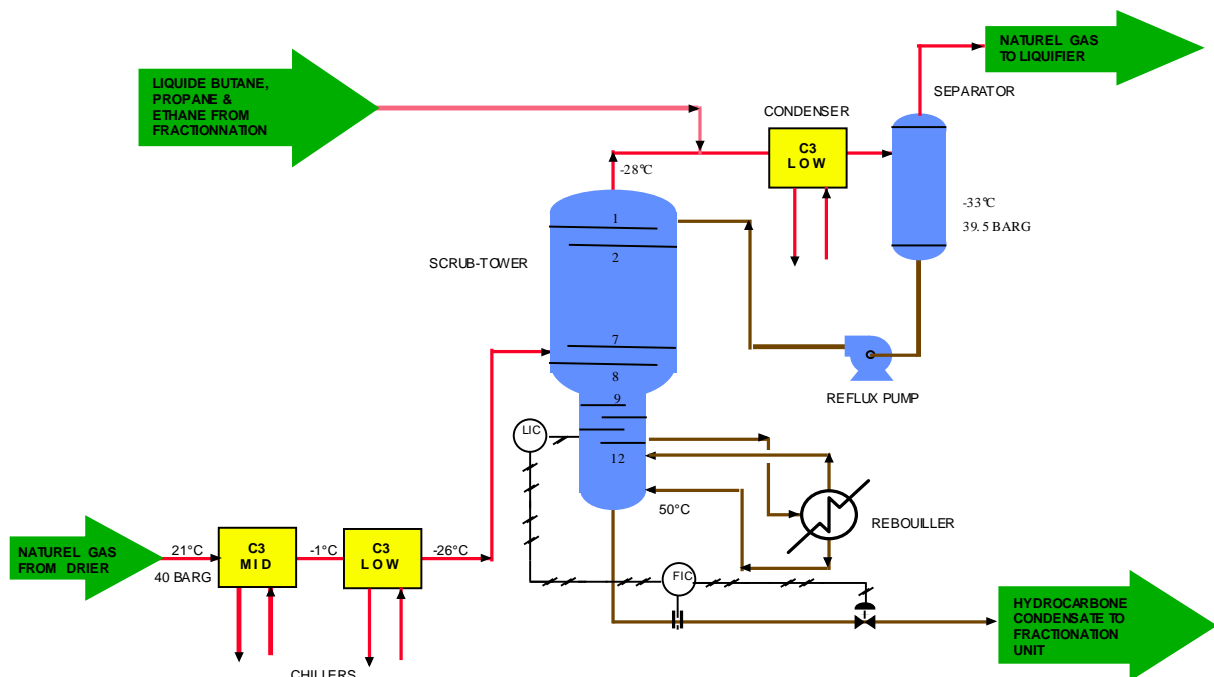
Avant d'introduire le gaz naturel dans la section de séparation de la tour de lavage, il subit un pré-refroidissement pour que sa température soit portée à (-34°C) dans les deux échangeurs E522 puis l'E524. Ce pré-refroidissement s'opère dans des échangeurs cryogéniques appelés

communément Schiller. Ces équipements sont des échangeurs classiques sauf que leur l'isolation thermique compte énormément afin d'éviter les pertes frigorifiques. Le pré-refroidissement s'effectue à l'aide du propane comprimé à partir d'un turbocompresseur K01.10, le GNT entre ensuite dans la tour de lavage après avoir été mélangé avec du gaz moins froid à une température de -26°C par la TV442.

I.3.5 Section de séparation et tour de lavage

La séparation est une étape importante dans le cycle de liquéfaction du gaz naturel. Après pré-refroidissement, le gaz est acheminé dans une tour de séparation F711. A ce stade la séparation est une distillation classique qui sépare le produit en deux phases bien distinctes : produits lourds et produits légers.

Le produit lourd sera acheminé vers la section de fractionnement et le produit léger (gaz) suivra son chemin vers la section de liquéfaction (**Figure 4**).



Établi par AO/PP/GL/Z le 1/10/99 après rénovation

Figure 4 : Section de séparation

I.3.6 Section de fractionnement

Cette section a pour but de fractionner le produit de fond de la tour de lavage afin d'alimenter le circuit de réfrigération et d'appoint dans les différentes sections du process. Cette section est constituée de quatre colonnes de distillation, et chaque colonne a un rebouilleur, un condenseur et un ballon de reflux. (Figure.5)

a) Déméthanisation F721

Les composés légers, méthane en majorité, sont séparés des hydrocarbures lourds et passent vers la colonne à contre courant par rapport à un débit de reflux.

Les vapeurs de tête sont partiellement condensées dans un condenseur sous l'effet de réfrigérant puis séparées dans le ballon de reflux. Les vapeurs non condensées fournissent une source d'appoint en méthane alternative au système de compression de MCR (MULTI COMPOSANTS REFRIGÉRANTS)

b) Dééthanisation F731

Le débit d'hydrocarbure lourd venant de la colonne de Déméthanisation est à son tour fractionné dans le Dééthaniseur à fin de produire essentiellement de l'éthane comme produit de tête. L'éthane obtenu sert comme appoint au réfrigérant mixte (MCR), à la tour de lavage et pour le contrôle de qualité de GNL particulièrement à l'amélioration de son pouvoir calorifique PCS.

Le pouvoir calorifique supérieur (PCS) : C'est l'énergie thermique libérée par la réaction de combustion d'un kilogramme de combustible. Cette énergie comprend la chaleur sensible, mais aussi la chaleur latente de vaporisation de l'eau, généralement produite par la combustion.

c) Dépropanisation F741

La colonne de Dépropanisation est alimentée par un courant continu d'hydrocarbure venant de la colonne d'éthanisation.

La section Dépropanisation a pour but de produire du propane pour les appoints PCS et un appoint pour le circuit de réfrigération de propane.

d) Débutanisation F751

Les fractions lourdes de la colonne de Dépropanisation constituent une alimentation pour la dernière colonne de distillation de la section de fractionnement. Le produit débutanisé du fond est refroidit puis envoyé vers le stockage de gazoline dans une sphère compose en essence les C₅₊ .

Le butane produit est utilisé pour les appoints PCS et alimentations chaudières.

FRACTIONATION SECTION

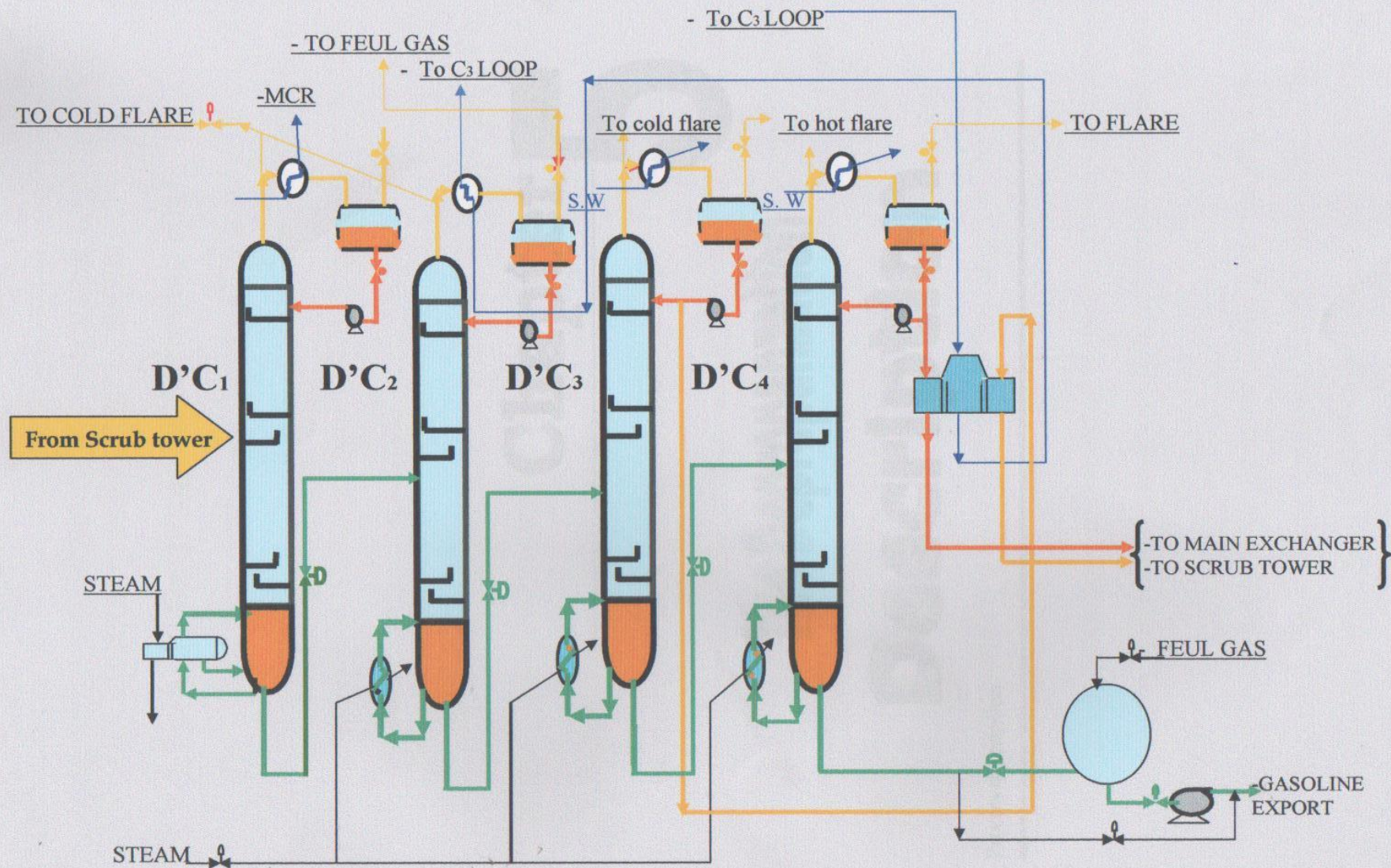


Figure 5 : section de fractionnement.

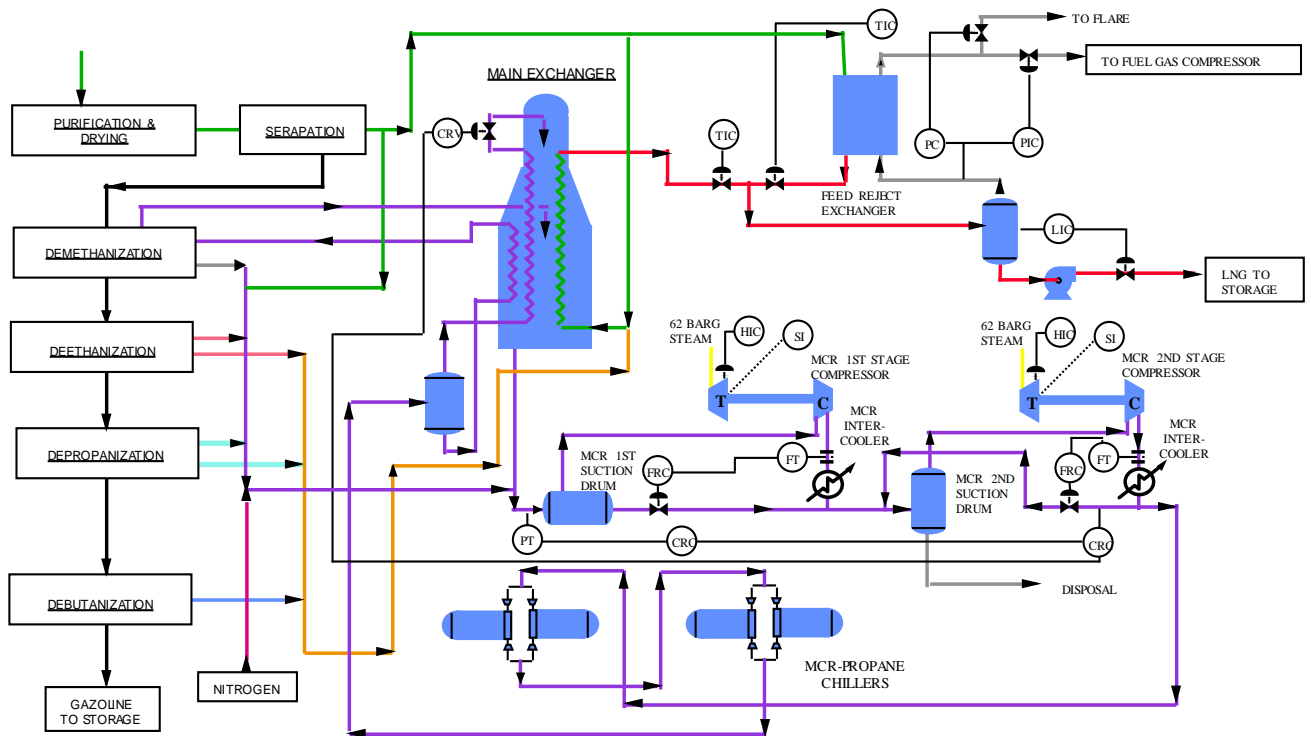
I.3.7 Section de liquéfaction

Cette section représente la partie la plus importante du procès du faite qu'elle permet de réaliser l'objectif principal du complexe qui consiste à liquéfier le gaz naturel. (Figure 6)

Le gaz naturel traité (GNT) provenant de la tour de séparation est envoyé dans l'échangeur cryogénique principal, où il est refroidi à -148°C et sous une pression de 25 Bars par le réfrigérant mixte MCR (Multi Composant Réfrigérants) qui s'écoule vers le bas du côté calandre de l'échangeur.

Le GNL est détendu à travers la vanne jusqu'à 0,45 Bars (et une température de -161C°) et envoyé dans le ballon de détente d'azote où la pression est de 0,3 Bars.

Le GNL recueilli au fond du ballon est envoyé aux réservoirs de stockage.



Etalhi par AO/PP/GLI.Z le 1/10/99 après rénovation

Figure 6 : Section de liquéfaction



*DESCRIPTION DE LA
SECTION DE
DÉCARBONATATION*

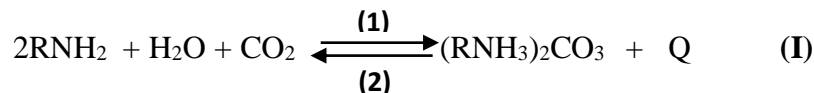
II.1 Rôle de la section de décarbonatation

Cette épuration se fait dans le but d'éviter le colmatage du système par la solidification du CO₂ dans les sections froides situées en aval du procédé de liquéfaction.

Le principe d'élimination du gaz carbonique à une teneur maximale de 90 ppm est mis en œuvre par un procédé d'absorption conduit dans une colonne d'absorption **F-502** à 27 plateaux à haute pression (42 bars) et basse température (38°C).

II.2 Caractéristiques de la réaction chimique

La principale réaction par laquelle le CO₂ est absorbé par la solution de MEA peut être représentée comme suite :



R: C₂H₄OH.

Cette étape comporte une étape intermédiaire dans laquelle l'eau et le CO₂ donnent l'acide carbonique.



L'équilibre de la réaction (I) se déplace dans le sens (1) à haute pression et basse température (condition de l'absorption), et dans le sens (2) à basse pression et haute température (condition de désorption, régénération de MEA).

II.3 Différents équipements de la section

- La colonne d'absorption, appelée absorbeur F-502.
- La colonne de régénération F-501.
- Système de lavage incorporé dans la partie supérieure de l'absorbeur.
- Ballon de détente de MEA G-507.
- Epurateur de MEA E-505.
- Echangeurs en série de solution de MEA E-503/A et B.
- Filtre à cartouche actif P-501.

- Filtre à cartouche P-502.
- Condenseur de tête E-501.
- Rebouilleur de MEA E-502.
- Ballon de gaz acide G-502.
- Pompe de lavage J-510/511.
- Turbo pompe MEA J-503.
- Pompe MEA J-504.
- Puisard G-504.
- Pompe du puisard J-505.
- Bac d'anti mousse R-502.

II.4 Procédé d'absorption du CO₂

Le gaz naturel d'alimentation pénètre dans l'unité avec une pression contrôlée à 42 bars. Le gaz et tout d'abord admis dans une section de séparation rapide située au fond de l'absorbeur **F-502**, section dans laquelle les liquides sont entraînés puis séparés du débit du gaz d'alimentation.

Après séparation, le liquide est envoyé vers le système de décantation des hydrocarbures, tandis que le gaz est acheminé vers le haut de l'absorbeur par le préchauffeur **E-506**.

Le gaz naturel pénètre dans l'absorbeur à 38°C et circule vers le haut à travers 25 plateaux à clapets, circule à contre courant par rapport à une solution aqueuse de Monoéthanolamine (MEA) à 15% qui s'écoule vers le bas de la colonne. Cette solution de MEA pauvre en CO₂, pénètre elle aussi dans l'absorbeur à 38°C et une pression légèrement supérieure à 42 bars, et son débit est régulé à 54.000 Kg/h. Le gaz d'alimentation ainsi purifié sort par la partie supérieure de l'absorbeur après son passage à travers deux plateaux destinés au lavage, et passe ensuite dans les sécheurs à tamis moléculaire.

II.5 Régénération de la solution MEA

De grandes quantités de chaleur sont nécessaires à la régénération de la solution riche, cette chaleur sert à :

➤ Chauffer la solution à une température suffisante pour permettre la désorption des gaz acides.

➤ Générer des vapeurs d'extraction pour produire une solution ayant une teneur en gaz acide suffisamment basse.

La solution de MEA riche quitte l'absorbeur **F-502** par le fond avec une température de 43°C, elle subit une détente rapide de 42 à 8 bars au niveau du ballon de détente **G-507**, elle est ensuite chauffée jusqu'à 93°C par échange thermique avec les liquides résiduels du régénérateur dans les échangeurs **E-503 A** et **B**. Puis par la vanne **FV-121**, la pression est réduite à 0,7 bar, enfin entre dans le régénérateur **F-501** par le haut, cette alimentation assure le reflux du régénérateur.

La solution riche passe en cascade dans les 21 plateaux à clapets du régénérateur pour être recueillie sous forme de solution de MEA pauvre au fond de ce dernier.

Après son passage sur le déversoir, la solution coule vers la section inférieure du régénérateur où la température est maintenue à 118°C par le rebouilleur **E-502** avec de la vapeur d'eau d'une pression effective de 3,45 bars et une température de 148°C.

La vapeur présente au sommet du régénérateur qui se compose principalement de CO₂ et de vapeur d'eau, quitte la colonne à 107°C puis elle est refroidie à l'eau de mer jusqu'à 50°C dans le condenseur de tête **E-501**, la vapeur ainsi condensée s'accumule dans le ballon gaz acide **G-502**, où la partie vapeur constituée essentiellement de CO₂ est rejetée vers l'atmosphère.

La phase liquide est envoyée vers le fond du régénérateur par la pompe **J-506**.

La solution de MEA pauvre passe du côté calandre des échangeurs **E-503 A** et **B** où sa température est réduite à 70°C, puis par l'une des pompes **J-503** ou **J-504** où sa pression augmente jusqu'à 42 bars. En exploitation normale la pompe **J-503** est en service tandis que la **J-504** est réglée à démarrer automatiquement en cas de chute de pression de la solution pauvre, puis elle passe par un échangeur à eau de mer **E-504** pour amener sa température à 38°C. C'est la température d'entrée dans l'absorbeur.

Un système de filtrage double est prévu pour éviter l'accumulation des impuretés solides dans la solution de MEA qui risquerait de provoquer le moussage dans l'absorbeur et le régénérateur. Environ 84 % de la solution de MEA pauvre refroidie est continuellement filtrée par le filtre Charbon **P-501** renfermant du charbon actif et protégé de part et d'autre part des filtres à cartouche.

II.6 Epuration de la solution de MEA

L'épurateur de MEA **E-505** est installé pour assurer la récupération de la MEA et l'extraction des impuretés contenue dans la solution.

À la suite d'une période d'utilisation prolongée, la solution de MEA se détériore à cause de l'accumulation progressive des produits de nature acide, et formeraient des dépôts bitumineux ou boueux s'il n'était pas éliminés. Ces contaminants sont des substances non volatiles et forment des sels par réaction chimique avec le carbonate de sodium anhydre. Au fur et à mesure du développement du cycle de récupération de MEA, les sels s'accumulent dans l'épurateur, ce qui fait monter la température d'ébullition de la solution de MEA, une fois que la température atteint 150°C, l'épurateur cesse de fonctionner et doit être nettoyé avant le cycle suivant.

II.7 Stockage de la solution

On stocke la solution de MEA de concentration de **15 %** à **20 %** dans deux réservoirs **G-501** et **G-505**, le réservoir **G-501** fournit la solution de base et d'appoint des trains **100**, **200**, **300**, tandis que le **G-505** dessert les trains **400**, **500**, **600**. Des puisards et des pompes sont associés aux réservoirs pour le transfert de la solution, et la dilution de MEA pour le cas échéant.



CHAPITRE III

*DESCRIPTION DE LA
SECTION DE
DÉSHYDRATATION*

III.1 Rôle de la section de déshydratation

Après avoir éliminé le CO₂ dans l'étape de décarbonatation, le gaz passe à la déshydratation dans le but de retirer toute trace d'eau susceptible de se solidifier dans les équipements cryogéniques.

Deux sécheurs sont installés dans chaque train de liquéfaction, l'un est en séchage, pendant que l'autre est en régénération pour une utilisation subséquente.

Le gaz en service à un débit nominal de 264100Nm³/h. Les desséchants utilisés pour éliminer l'eau par le principe d'adsorption sont des tamis moléculaires de types 4A° DG-TRISIV.

III.2 Equipements utilisés dans la déshydratation

III.2.1 Refroidisseur à propane : X04-E05.21

Le refroidisseur à propane est un échangeur de chaleur qui fait circuler le propane liquide à haute pression coté calandre, et le gaz d'alimentation coté tube avant son admission dans les sécheurs.

Le gaz est refroidi à 38°C à son admission, à 21°C à sa sortie de refroidisseur. A ce stade les 70% d'eau contenue dans le gaz se condensent.

III.2.2 Séparateur des sécheurs X02-G07.87

Le gaz sortant se dirige en suite vers le ballon séparateur des sécheurs X02-G07.87 (ballon flash) où les hydrocarbures lourds et l'eau libre condensée se séparent et sont envoyés vers le décanteur des hydrocarbures.

Le gaz sortant du ballon séparateur est envoyé vers le sécheur en service X02-R3.10 où la vapeur d'eau contenue dans le gaz est adsorbée par la couche de tamis moléculaire.

III.2.3 Sécheur du gaz d'alimentation X02-R3.10 et X02-R3.11

Les sécheurs X02-R3.10 et X02-R3.11 ont pour fonction de retirer toute l'eau restante dans le gaz d'alimentation après absorption de son CO₂ par le système Mono éthanol amine (MEA) et son refroidissement dans le refroidisseur X04-E05.21.

Les sècheurs X02-R3.10 et X02-R3.11 sont des sècheurs à lit fixe dans lesquels sont disposés des tamis moléculaires 4A° DG-TRISIV destinés à adsorber les molécules d'eau contenues dans le courant du gaz. En fonctionnement, pendant que l'un des sècheurs est en cycle d'adsorption, l'autre est en régénération. Le gaz d'alimentation à la sortie du tamis, il contient une teneur inférieure à 1ppm en volume d'eau.

III.2.4 Filtre à poussière X02-P-03.12 A/B

Les solides en aval des sècheurs peuvent gêner une exploitation efficace de l'unité cryogénique. Les poussières de desséchant peuvent être éliminées de manière efficace au moyen de filtre en aval des sècheurs. Le filtre utilisé sont des filtres à cartouche.

L'élément filtrant doit pouvoir enlever les particules solides plus grandes que 5 microns.

III.2.5 Echangeur et soufflante de réactivation des sècheurs X02-E-03.17 et X02-K03.01

Après la phase de séchage, le sécheur entre en phase de régénération durant laquelle il est réchauffé à une température de 280°C avec du gaz sec.

Le gaz de régénération est pris en amont du démercuriseur en suite il est véhiculé par la soufflante X02-K03.01 vers le réchauffeur de réactivation X02-E-03.17.

Le gaz réchauffé passe vers le bas du sécheur en régénération pour réchauffer les tamis moléculaires. L'eau adsorbée par le desséchant est évaporée.

III.2.6 Refroidisseur et séparateur du gaz de régénération X02-E-03.15 et X02-G-03.14

Des aérorefrigérants sont généralement utilisés pour refroidir le gaz de régénération. Ce type d'échangeur peut être utilisé pour conserver l'énergie. Le refroidisseur est nécessaire pour condenser l'eau, les hydrocarbures lourds et d'autres contaminants afin qu'ils puissent être éliminés dans le séparateur du gaz de régénération.

Le séparateur X02-G-03.14 doit être inspecté, nettoyé et maintenu en bon état de marche. Le ballon doit être dimensionné pour le cas où le gaz de régénération a une teneur maximale d'eau.

III.3 Description du procédé de déshydratation

III.3.1 Adsorption

Après traitement du gaz naturel d'alimentation pour réduire sa teneur en CO₂ à un niveau inférieur à 90ppm en volume, il passe à la déshydratation ou il monte dans le premier circuit de séchage et le refroidisseur à propane des sécheurs.

Au stade du refroidisseur le gaz d'alimentation passe dans le faisceau de l'échangeur, dont les tubes sont immergés dans un bain de propane liquide, il est refroidi à 21°C. Cette dernière température est la plus faible que l'on puisse utiliser sans risque de formation d'hydrate dans le refroidisseur. Après son passage dans le réfrigérant, le gaz naturel entre dans le séparateur contenant de l'eau liquide qui a été condensé dans le circuit précédent. La séparation de l'eau du gaz s'effectue par différence de densité, sachant que la densité de l'eau est égale à 1 alors que celle du gaz est de 0.6 avec une pression de 41.6 bars.

Le niveau de l'eau est maintenu dans le gaz séparateur à un taux de 50% à 60% par une vanne de régulation, pour éviter que le gaz naturel ne s'échappe vers les systèmes de décantation des hydrocarbures lourds.

A sa sortie du séparateur, le gaz naturel passe à travers les sécheurs à tamis moléculaire X02-R-03.10 et X02-R-03.11 après qu'un maximum d'eau (environ 60%) est séparé du gaz naturel. Les sécheurs adsorbent les 40% d'eau restante dans le gaz jusqu'à ce que ce dernier ne contient qu'une teneur en eau inférieure de 1 ppm en volume, pour empêcher toute congélation du côté froid du processus.

Le gaz naturel entre dans les sécheurs à tamis moléculaire à une température de 21°C et sous une pression de 41.6 bars. Le gaz naturel entre par le haut et passe des différentes couches de tamis où l'eau est extraite du gaz par adsorption et sort par le fond des sécheurs en service.

La pression de sortie du gaz est de 41.2 bars. La perte de charge, à la sortie, ne doit pas dépasser 0.4 à 0.6 bars. Après la saturation du tamis, le sécheur doit passer au cycle de régénération. En aval des sécheurs, il est installé un filtre à poussière qui a pour but d'éliminer tous les solides ayant pu être entraînés dans le courant du gaz.

III.3.2 La régénération

La régénération des lits se fait en boucle ouverte. Le réchauffement est assuré par prélèvement d'une certaine quantité de gaz sur la conduite de refoulement du compresseur X02-K-03.01.

Au cours de la phase de réchauffage, le gaz de réactivation passe dans les tubes du réchauffeur de régénération 7X3-E-03.17 où sa température est augmentée jusqu'à 280°C sous une pression 44.4 bars. A sa sortie du réchauffage, le gaz passe du bas vers le haut à travers le lit en cours de réactivation, puis il passe dans le refroidisseur où il est refroidi par les aéroréfrigérants X02-E-03.15, jusqu'à 55°C afin de condenser l'eau entraînée hors du dessiccateur.

Le condensât est séparé du gaz dans le séparateur de réactivation X02-G-03.14 et est envoyé vers le collecteur des hydrocarbures, à une pression de 43.2 bars. Il est ensuite renvoyé généralement vers la colonne d'absorption de l'étape de décarbonatation.

Après la fin de la phase de réchauffage de 7 heures, une phase de refroidissement commence. Le gaz en provenance du refoulement de la soufflante à une pression de 44.7 bars pénètre dans les sécheurs par le haut. En suite, il descend à travers la couche filtrante avant d'entrer dans le refroidisseur de régénération des sécheurs, puis dans le séparateur de régénération. Il retourne par la suite vers l'absorbeur de l'étape de décarbonatation.

La durée de la phase de réchauffage est de 7 heures tandis que celle de phase de refroidissement est de 5 heures.

III.4 Tamis moléculaires

Les tamis moléculaires sont utilisés dans une large gamme industrielle pour le séchage. Ils servent aussi à la purification et la séparation de large variété de gaz et de liquides. Ils retiennent et attirent certaines substances à leurs surfaces comme l'eau par exemple.

Par ce procédé nous réalisons le séchage. Il est appelé adsorption. En l'additionnant plusieurs poussières fines aux poussières du tamis moléculaire, pour capter les contaminants qui peuvent détruire la structure du tamis moléculaire.

Dans notre processus, les tamis moléculaires est dans une colonne cylindrique ayant un diamètre à 4 Å. Ce matériau desséchant adsorbe les molécules ayant un diamètre < 4 Å y compris CO₂, H₂S (**Tableau N° 2**).

Tableau N° 2 : Diamètre critique de certaines molécules

Molécule	Diamètre critique (Å)
Hydrogène	2,4
Oxygène	2,8
Monoxyde de carbone	2,8
Dioxyde de carbone	2,8
Eau	2,8
Sulfure d'hydrogène	3,6
Azote	3,0
Ammoniac	3,6
Méthane	4,0
Ethane	4,4
Propane	4,9
Butène	5,1
Benzène	6,7
Toluène	6,7



Schéma des structures de zéolithes de type A (à gauche) et de type X (à droite)

+ Caractéristiques du tamis moléculaire :

- Diamètre nominal des pores : 4 Å
- Diamètre des particules : 3,2 mm
- Densité du tamis moléculaire : 641 Kg/m³
- Diamètre du tamis moléculaire : 3,2 m
- Chaleur d'adsorption de l'eau : 4 186 Kj/Kg d'eau
- Humidité à l'emballage : 1.5 %
- Humidité à l'équilibre : 22 % Mesuré à 17.5 mm Hg et 25 °C
- Formule chimique : M_x [(AlO₂)_x (SiO₂)_y]. zH₂O [M = Na]

III.4.1 Définition des tamis moléculaire :

Les tamis moléculaires sont des aluminosilicates composés d'alumine, de silice, d'oxygène et de sodium. Ces éléments sont combinés pour former des mélanges céramiques stables. La cellule de base est un type de tamis moléculaire cristallin.

C'est une structure poreuse. Un fluide comme l'eau par exemple, peut être adsorbée, à travers une des ouvertures, ou des pores.

Les molécules du fluide plus grandes que les pores des tamis moléculaires ne peuvent pas entrer dans les pores. Plusieurs types de tamis moléculaires cristallins peuvent être manufacturés avec différentes tailles des pores.

III.4.2 Le rôle des tamis moléculaires

Les tamis moléculaires sont utilisés pour sécher, purifier et séparer une large gamme de gaz et de liquides. Ils peuvent faire ces opérations à cause de certaines propriétés :

1. comme attraction : le tamis moléculaire attire fortement certains types de molécules.
2. comme tamis : les tamis criblent les molécules plus grandes que leurs pores.

Les molécules comme l'eau et le méthanol ont des pôles électriques positifs et négatifs (dipolaires). Ces molécules dipolaires sont attirées fortement par les tamis moléculaires. Contrairement, les molécules non polarisées, comme le méthane ou l'éthane sont beaucoup plus faiblement attirées.

Le tamis moléculaire enlève les molécules comme celle de l'eau, du circuit gaz, le séchage est alors réalisé. Dans plusieurs systèmes, la température du courant du circuit augmente seulement de quelques degrés. Cependant, à une grande concentration (plus grande que 0.5 %) la molécule est adsorbée par une forte attraction, la température peut alors remonter à 38 °C. A une température (ambiante inférieure à 66 °C) les tamis moléculaires ont une capacité relativement élevée pour des fluides comme l'eau. A une température entre 150 et 345 °C, la capacité est plus inférieure. Pour cette raison, quand les tamis moléculaires sont saturés, les molécules adsorbantes peuvent être sorties par le chauffage du tamis moléculaire avec un courant de gaz de 150 à 345 °C. Cette opération est appelée régénération.

Après la phase de réchauffage, les tamis moléculaires sont refroidis avec des aéroréfrigérants. Pour atteindre une température ambiante avant d'être remis en service.

L'opération continue est maintenue par l'utilisation des deux sécheurs. Un en service et l'autre en régénération. Grâce à sa forme particulière, l'adsorbant 4A° DG-TRISIV à une capacité d'adsorption supérieure à celle des particules de forme conventionnelles. Le trajet à parcourir par une molécule d'eau depuis la phase gazeuse jusqu'à l'intérieur de l'adsorbant est réduit. De ce fait il faudra une quantité moindre d'adsorbant pour réduire la teneur en eau du gaz jusqu'aux spécifications désirées.

Les adsorbants utilisés industriellement sont des solides microporeux, généralement de synthèse : charbon actifs, alumine activée, gel de silice, terres décolorante, tamis moléculaires. Ils sont le plus souvent agglomérés souvent sous forme de billes, extrudés, pastilles, de taille appropriée à l'application envisagée.

Les caractéristiques physiques les plus importantes des adsorbants sont (**Tableau N° 3**)

- ✓ **Le volume poreux**
- ✓ **La distribution poreuse**
- ✓ **La surface spécifique.**

Adsorbant	Surface BET (m ² /g)	Volume des microspores (cm ³ /100g)	Diamètre des micropores (Å)	Principales applications
Charbon actif	300-500	50-60	10-30	Organiques/air, organiques/eau, CH ₄ , CO/H ₂
Tamis carboné	1200-2000	15-25	3,5- 6,5	O ₂ /N ₂
Alumine activée	250-350	20-35	10-80	H ₂ O/gaz et liquides
Silicagel	700-850	40-50	22-26	H ₂ O/gaz
Zéolithes 3A (K)	500-600	28	3	H ₂ O/oléfines, alcool
Zéolithes 4A (Na)	500-600	28	4	H ₂ O, CO ₂ , H ₂ S/gaz naturel, air, solvant
zéolithes 5A (Ca/Na)	500-600	28	5	H ₂ O, CO ₂ , H ₂ S/gaz Naturel, N ₂ /O ₂ , CH ₄ , CO/H ₂ , n/isoparaffines
Zéolithes 13X(Na)	500-600	30	10	H ₂ O, H ₂ S, RSH/gaz naturel, LPG, H ₂ O, CO ₂ /air
Zéolithes X ou Y 5Ba)	500-600	30	10	Praxylène/C ₈ aromatiques

Tableau N° 3 : Caractéristiques des tamis moléculaires



CHAPITRE IV

PARTIE CALCULS ET RESULTATS

IV.1 Introduction

Après l'étude, analyse et suivi de problème de passage de CO₂ dans la section de décarbonation (tête absorbeur X-01-F-502) on a trouvé que les principales causes qui favorisent ce passage sont les suivants:

- Des pics de CO₂ dans l'alimentation du GN (% CO₂ > 0,32% molaire c'est la teneur maximale qui peut être traité dans l'absorbeur).
- Défaillance de l'absorbeur.
- La contamination de gaz de régénération des sécheurs.

Ces causes nous conduisent à porter une solution pour éliminer cette quantité de CO₂ afin de vérifier et d'apporter une solution à ce problème.

IV.2 Analyse des causes probables

D'après les analyses du GN au laboratoire suivi durant 1 mois, nous avons pu identifier les 3 causes suivantes :

IV.2.1 Gaz d'alimentation du complexe (RTO)

Durant les analyses du GN au laboratoire la teneur de CO₂ (entre 0,21÷0,22 % molaire) est inférieure à celle de la valeur maximale traitée par l'absorbeur (3200 ppm, 0,32% molaire).

Tableau N° 4 : Analyses de GN

Date de prise des échantillons	% Molaire de CO ₂ dans le GN
01/05/2021	0,21
02/05/2021	0,21
03/05/2021	0,21

Donc, cette cause n'est pas la source de ce phénomène.

IV.2.2 Défaillance mécanique au niveau de l'absorbeur :

Après une inspection de contrôle au niveau de l'absorbeur X01-F-502 du train 200 depuis 6 mois, ils n'ont rien trouvé comme défaillance mécanique responsable de passage du CO₂.

Dans le cas contraire si l'absorbeur est défaillant on aura le passage permanent de CO₂. Par la suite de cette inspection, la défaillance mécanique de l'absorbeur n'est pas la cause de l'augmentation cyclique de CO₂.

IV.2.3 Contamination du gaz de régénération des sécheurs

Dans les cycles de régénération à boucle fermée, le gaz de tête provenant du ballon séparateur est envoyé vers la colonne d'absorption de CO₂ pour décarbonatation. Cette opération donne un pic important de CO₂.

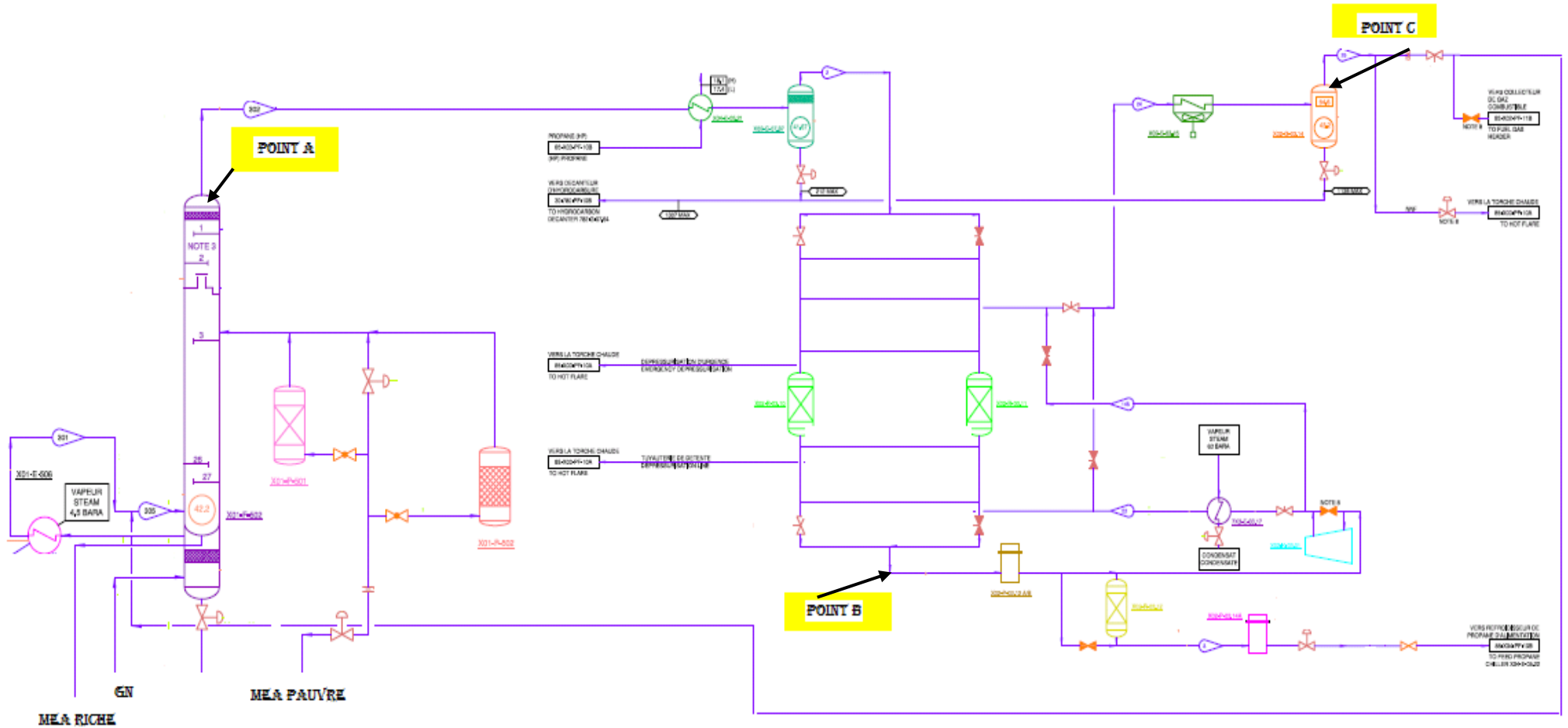
Les analyses confirment que pendant la période de ce pic, il existe une certaine quantité de CO₂ retenue dans le sécheur. Ce CO₂ sort des sécheurs en valeur maximale pendant les premières 30 min de chauffage du cycle de régénération, ce phénomène se répète toujours au moment de permutation des sécheurs qui provoque un nouveau phénomène appelé l'Augmentation Cyclique de la teneur de CO₂.

IV.3 Résultats d'analyses

Suite à cette augmentation cyclique, des tests ont été conduits sur le train 200. Ces tests avaient pour but de connaître la concentration de CO₂ dans les points A, B et C lors des pics de CO₂ hors et au moment de permutation des sécheurs :

- Point A : GN sortie absorbeur.
- Point B : GN sortie sécheurs vers la section de liquéfaction.
- Point C : gaz de régénération vers absorbeur.

Les points de prise des échantillons sur site



Les résultats des tests sont regroupés dans le *tableau N°4* suivant :

Analyse de CO ₂ en ppm					
N	Date	Heure	A sortie absorbeur	B sortie sécheur	C sortie ballon G-314
1	01/05/2021	10h10	217	77	1000
		14h30	32	17	10
2	02/05/2021	10h30	230	24	914
		14h30	12	11	14
3	03/05/2021	10h35	232	18	33183 (3,3183%)
		14h30	14	12	31

Les analyses effectuées sur le train 200 sont enregistrés environ 50 minutes à une heure après le début des phases de régénération des sécheurs (entre 10h30 et 10h35) et plus précisément quant les températures du gaz de régénérations sortant des sécheurs dépasse les 30 °C. Pour connaitre le pic maximum de l'allure de CO₂, des analyses supplémentaires concernant le point C ont été pris pendant les deux derniers jours.

D'autres analyses sont enregistrées (14h30) afin de confirmer qu'il n'y a pas un passage de CO₂ hors moment de permutation des sécheurs (< 90 ppm).

IV.4 Calcul de la teneur maximale de CO₂ à l'entrée de l'absorbeur

Chaque appareil statique dans l'industrie de raffinage et pétrochimie doit être obligatoirement calculé technologiquement afin d'estimer sa rentabilité de fonctionnement.

A partir de ce calcul on peut déterminer la quantité de CO₂ à l'entrée de l'absorbeur et vérifier avec la teneur maximale qui peut être traité par ce dernier.

IV.4.1 Données de calculs

Alimentation GN

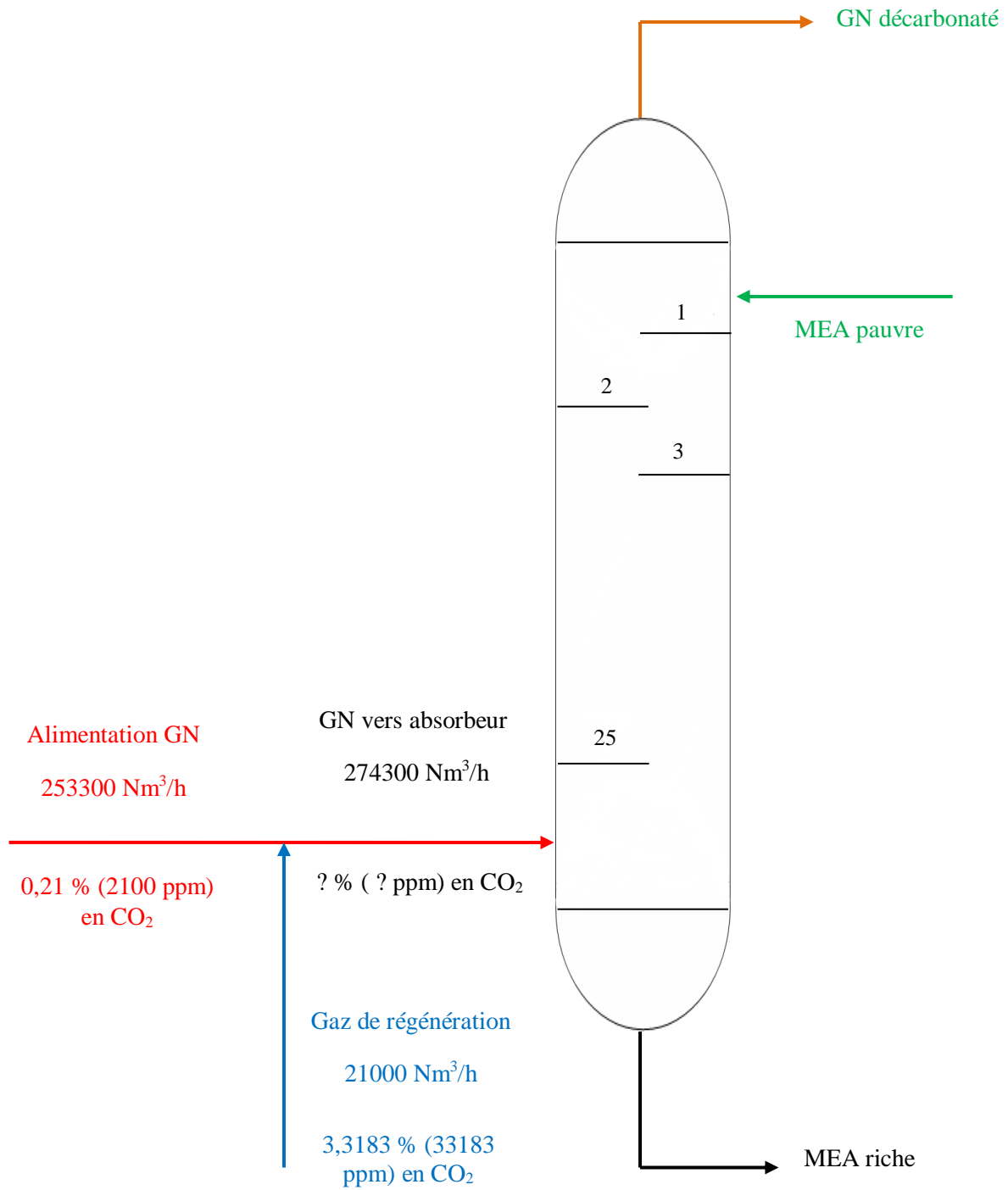
Tableau N° 05

Débit du gaz d'alimentation	253300 Nm ³ /h
La température d'entrée du gaz	38°C
La pression d'entrée du gaz	42,2 bars
La température d'entrée de la MEA	38°C
Teneur du gaz en CO ₂ en % molaire	0,21%
Concentration molaire de CO ₂ dans le gaz pauvre	< 90ppm
Concentration massique de la MEA en %	15%
Débit de MEA pauvre	61000 Kg/h
Température de sortie de MEA	43°C

Gaz de régénération

Tableau N° 06

Débit du gaz de régénération	21000 Nm ³ /h
La température du gaz	54,4°C
La pression du gaz	43,2 bars
Teneur du gaz en CO ₂ en % molaire	3,3183% (33183 ppm)



IV.4.2 Calcul de quantité de CO₂ à l'entrée de l'absorbeur

a- Cas au moment du pic de CO₂

D'après la formule suivante :

$$G_{GN} \times y_{CO_2}^{GN} = G_{Alim} \times y_{CO_2}^{Alim} + G_{G.Régé} \times y_{CO_2}^{Régé}$$

$$y_{CO_2}^{GN} = \frac{G_{Alim} \times y_{CO_2}^{Alim} + G_{G.Régé} \times y_{CO_2}^{Régé}}{G_{GN}}$$

$$y_{CO_2}^{GN} = \frac{(253300 \times 2100) + (21000 \times 33183)}{274300} = 4480,43 \text{ ppm}$$

$$y_{CO_2}^{GN} = 0,448043\% = 4480,43 \text{ ppm}$$

Cette valeur est supérieure à celle de la valeur maximale traitée par l'absorbeur (3200 ppm).

La différence entre les deux valeurs est:

$$y_{CO_2}^{en \text{ tête absorbeur}} = y_{CO_2}^{GN} - 3200 = 4480,43 - 3200 = 1280,43 \text{ ppm}$$

$$y_{CO_2}^{en \text{ tête absorbeur}} = 0,128043 \% = 1280,43 \text{ ppm}$$

Une partie de cette quantité est adsorbée par le tamis moléculaire tandis que l'autre partie est passée vers la section cryogénique.

b- Cas hors moment de permutation

D'après la formule suivante :

$$G_{GN} \times y_{CO_2}^{GN} = G_{Alim} \times y_{CO_2}^{Alim} + G_{G.Régé} \times y_{CO_2}^{Régé}$$

$$y_{CO_2}^{GN} = \frac{G_{Alim} \times y_{CO_2}^{Alim} + G_{G.Régé} \times y_{CO_2}^{Régé}}{G_{GN}}$$

$$y_{CO_2}^{GN} = \frac{(253300 \times 2100) + (21000 \times 14)}{274300} = 1941,06 \text{ ppm}$$

$$y_{CO_2}^{GN} = 0,194106\% = 1941,06 \text{ ppm}$$

Cette valeur est inférieure à celle de la valeur maximale traitée par l'absorbeur (3200 ppm).

IV.5 Interprétation des résultats

D'après les résultats obtenus de suivi d'analyse au laboratoire on remarque ;

Pendant la période de chauffage du cycle de régénération, la concentration en CO₂ du gaz de régénération sortant des sècheurs pendant 10 à 15 min atteint une valeur maximale supérieure à celle de la valeur maximale traitée par l'absorbeur (**0,32% molaire**) ce phénomène est justifié par l'augmentation de la température de sécheur qui libère le CO₂ à une température entre 30 et 110°C.

Hors période de permutation, les analyses expérimentales montrent l'absence quasi-totale de CO₂ dans le point C (gaz de régénération) à cause de la libération presque totale du CO₂, par ailleurs pendant la permutation, on remarque que les sècheurs adsorbent des quantités importantes de CO₂ provenant de gaz de tête de l'absorbeur.

D'après les résultats du calcul, on a remarqué qu'une quantité importante en CO₂ passe à travers l'absorbeur, une partie de cette quantité est captée par les sècheurs, cela signifie que les tamis moléculaires est le responsable majeure d'adsorption de ces molécules CO₂ (voir partie déshydratation). Le reste de la quantité de CO₂, traversant les sècheurs, provoque des problèmes de formation des givres aux extrémités froides (section cryogénique) de l'installation.

Les tests menés montrent aussi que durant les cycles de régénérations, le CO₂ adsorbé lors de cycle du séchage est éliminé du lit sur un intervalle de temps court dépendant des conditions de régénération. La désorption rapide du CO₂ provoque un pic de la concentration de CO₂ dans le gaz de régénération dirigé vers le gaz d'alimentation de la colonne de décarbonatation.



CONCLUSION

Conclusion

Au cours de ce travail nous avons étudié la section de décarbonatation, cette étude consiste à suivre le phénomène d'augmentation cyclique de la teneur en CO₂ pour cela :

- ❑ Nous avons suivi, analysé le passage CO₂ aux niveaux des deux sections de décarbonatation et la déshydratation,
- ❑ Nous avons aussi démontré leurs causes probables.
- ❑ Ainsi on est parvenu à quantifier et à localiser la teneur en CO₂ en forte proportion.

On conclure d'après les tests que durant les cycles de régénérations, le CO₂ adsorbé lors du cycle de séchage est éliminé du lit sur un intervalle de temps court dépendant des conditions de régénération. La désorption rapide du CO₂ provoque un pic de la concentration de CO₂ dans le gaz de régénération dirigé vers le gaz d'alimentation de la colonne de décarbonatation.

Enfin, nous avons pu suggérer une solution comme recommandation à court terme, il s'agit de l'évacuation de ce gaz en forte proportion de teneur en CO₂ vers GP (gaz de process) ou vers torche (si le réseau de gaz GP est saturé). D'autres recommandations de long terme seront proposées, à la fin de ce mémoire pour le bon fonctionnement de la section de décarbonatation.



RECOMMENDATIONS

Quelque soit l'origine de la perturbation de la section de décarbonatation surtout en cas de passage important de CO₂. Une fois que les pics répétitifs de CO₂ apparaissent à la sortie de la colonne de décarbonatation, il est recommandé de faire attention aux points suivants pour les deux passages de CO₂ permanent et cyclique.

Recommandation à court terme: (passage cyclique de CO₂)

Lors de la première heure de régénération des sécheurs, Il faut donc :

- Evacuer le gaz de régénération vers le réseau fuel gaz (gaz process GP) du sécheur contaminé ou vers torche (si le réseau de gaz GP est saturé). **Figure .7**
- Rediriger par la suite le gaz de régénération vers l'absorbeur lorsque sa température atteint les 100 °C observée sur les indicateurs de température de la section de déshydratation le TI-X027.61 ou TI-X02.762 selon le sécheur contaminé. A cette température la totalité du CO₂ adsorbé par les tamis moléculaire sera libérée.

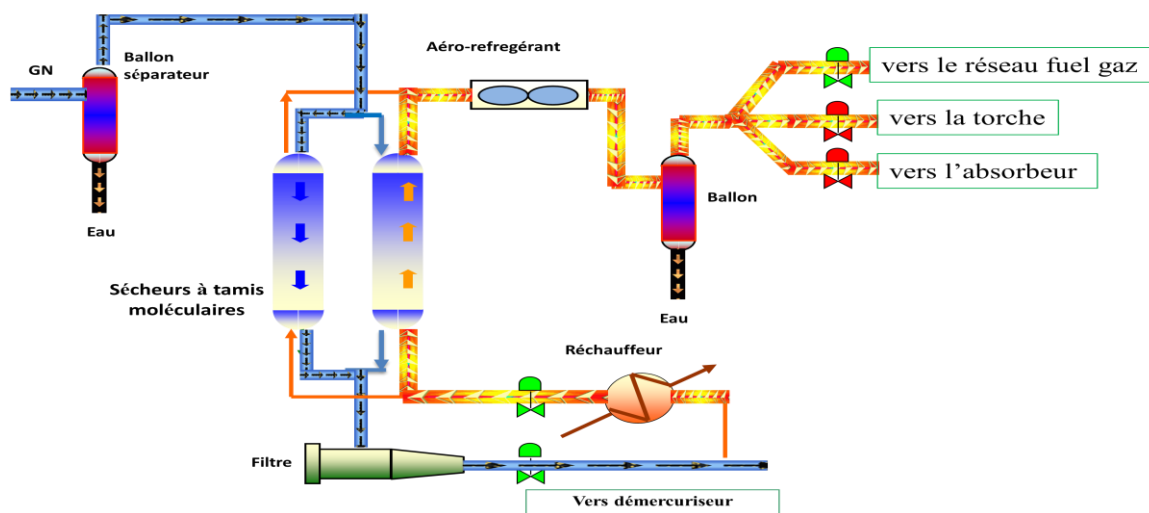


Figure .7 : Schéma d'évacuation de gaz de régénération vers GP (Gaz Process)

Remarque :

Faire l'opération une seule fois pour chaque sécheur contaminé et suivre l'évolution de la concentration de CO₂ à la sortie de l'absorbeur lors des prochaines permutations des sécheurs.

Recommandations à long terme: (passage permanent de CO₂)

- Assurer en premier lieu, que la totalité des plateaux et les clapets dans les deux colonnes F-501 et F502 sont en bonne état.
- Assurer le bon fonctionnement des vannes automatiques de niveau tel que la LV-121 (régule le niveau du fond absorbeur F-502), la LV-1218 (régule le niveau du ballon de détente G-507) et la LV-1204 (régule le niveau des pots tête absorbeur).
- Mettre en marche les systèmes de filtration de la solution MEA pour l'ensemble des trains en production.
- Mettre les systèmes d'injection des produits chimiques anti-corrosion et anti-moussage opérationnels pour l'ensemble des trains en production.
- Mettre en fonctionnement des épurateurs de la MEA de l'ensemble des trains.
- Respectée la température de contact GN/MEA dans l'absorbeur.
- Eviter la dégradation thermique de la MEA en respectant la température de la vapeur (3,45 barg) utilisée au niveau du rebouilleur E-502 qui est de l'ordre de 148°C au lieu de 300°C actuellement utilisée.
- Elimination du système de lavage à eau en tête d'absorbeur et le substitue par les 2 plateaux qui sont supprimés pendant la dernière rénovation, et cela pour but d'augmenter le rendement de la colonne.
- Assurer le nettoyage chimique du système dans le but de passiver le métal et d'enlever la rouille. Cette procédure doit être effectuée à chaque fois que l'inspection en détermine le besoin.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] *www.techno-science.net*
- [2] *www.gazdefrance.fr*
- [3] *www.ifp.fr*
- [4] *www.algerie-dz.com*
- [5] *www.google.fr / Journal LIBERTE, 30/04/2007, page 24.*
- [6] *Manuel opératoire du procédé de liquéfaction du complexe **GL1 /Z**.*
- [7] *Fiche toxicologique (FT 146) de MEA, établie par les services techniques et médicaux de l'INRS, édition 2005.*
- [8] *Fiche de données de sécurité (selon 91/155/CEE), **INTERCHIMIE**, version (13/07/2001).*