

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

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

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : GÉNIE DES PROCÉDÉS
Option: GÉNIE CHIMIQUE

**Etude du Problème de l'augmentation cyclique de la teneur en CO₂
dans la section de la décarbonatation du gaz naturel**

Présenté par :

Yahiaoui chaimaa

Bellakahl Lamia

Soutenu le 14 / 06/ 2026 devant le jury composé de :

Président :	MOHAMED SEGHIR Zahira	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	FARES Zineb	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	MEZOUAGH Amina	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2025/2026

Remerciements

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

Nous exprimons nos sincères remerciements à Madame MEZOUAGH pour son encadrement son aide précieuse, ainsi que pour ses conseils et son orientation qui nous ont permis d'achever ce travail dans les meilleures conditions.

Nous tenons à exprimer notre profonde gratitude aux membres du jury, le Dr MOHAMED SEGHIR Zahira et le Dr FARES Zineb pour avoir accepté d'évaluer notre travail.

Nous tenons aussi à remercier tous nos enseignants pour leur aides continues ainsi que le département de génie des procédés pour l'opportunité qu'il nous a offert pour travailler sur ce projet.

Nous tenons remercier nos familles qui nous ont soutenue tout le long de nos études, Sans oublier de remercier l'ensemble des personnels de complexe de liquéfaction de gaz naturel GL1/Z de BETHIOUA pour leurs encouragements.

Résumé :

L'unité de décarbonatation est un élément clé du traitement du gaz naturel, car elle est spécialement conçue pour retirer la plus grande partie du dioxyde de carbone CO_2 . À la suite de difficultés rencontrées lors de l'exploitation, le complexe GL1/Z nous a sollicités pour analyser l'instabilité qui survient dans la section de décarbonatation au moment de la permutation des sécheurs. On a remarqué que durant la phase de chauffage du cycle de régénération, la teneur en CO_2 du gaz qui sort des sécheurs augmente fortement pendant 10 à 15 minutes, atteignant un pic bien plus élevé que ce que l'absorbeur peut normalement traiter. Les tests effectués permettent de conclure qu'une désorption brutale du CO_2 crée une surcharge de gaz carbonique dans le flux de régénération, qui finit par perturber le gaz envoyé vers la colonne de décarbonatation. Pour corriger ce problème, il est nécessaire durant les 30 premières minutes où l'on régénère les sécheurs de ne pas renvoyer ce gaz pollué dans le circuit principal. Il faut donc diriger le gaz de régénération du sécheur concerné vers le réseau de gaz de procédé (Fuel Gas GP) ou si ce réseau est déjà plein et ne peut plus rien recevoir vers la torche afin d'évacuer l'excès de CO_2 .

Mote clé : CO_2 , décarbonatation, Fuel Gas GP

المخلص:

تُعتبر وحدة إزالة ثاني أكسيد الكربون من أهم مراحل معالجة الغاز الطبيعي، حيث تهدف أساساً إلى خفض نسبة CO_2 إلى مستويات مقبولة. ونظراً للمشاكل التي ظهرت أثناء الاستغلال في مركب GL1/Z ، طُلب إجراء دراسة لتحليل حالة عدم الاستقرار التي تحدث في قسم نزع الكربونات عند تبديل المجففات.

وقد بيّنت الملاحظات أنّه خلال مرحلة التسخين من دورة تجديد المجففات، ترتفع نسبة CO_2 في الغاز الخارج بشكل كبير لمدة تتراوح بين 10 و15 دقيقة، حيث تصل إلى قيم أعلى من قدرة الامتصاص العادية للعمود. وأظهرت نتائج الاختبارات أنّ السبب في ذلك يعود إلى تحرير مفاجئ لكمية من CO_2 الممتص داخل المجففات، مما يؤدي إلى زيادة كبيرة في تركيزه داخل غاز التجديد، وبالتالي التأثير سلباً على الغاز المتجه نحو عمود نزع الكربونات.

وللحد من هذه الظاهرة يجب خلال الثلاثين دقيقة الأولى من عملية التجديد تجنب إعادة هذا الغاز المحمل بـ CO_2 إلى الدارة الرئيسية. لذلك يُوصى بتوجيه غاز التجديد الخاص بالمجفف المعني نحو شبكة غاز العملية (GP) ، أو إلى الشعلة في حال كانت الشبكة مشبعة وذلك للتخلص من الكمية الزائدة من CO_2 ومنع تأثيرها على أداء وحدة نزع الكربونات.

Summary:

The decarbonation unit is a key component of natural gas treatment, as it is specifically designed to remove the majority of carbon dioxide (CO_2). Following operational difficulties encountered, the GL1/Z complex asked us to analyze the instability occurring in the decarbonation section during dryer switching. It was observed that during the heating phase of the regeneration cycle, the CO_2 content of the gas leaving the dryers increases sharply for 10 to 15 minutes, reaching a peak far higher than what the absorber can normally handle. The tests carried out lead to the conclusion that a sudden desorption of CO_2 creates a carbon dioxide overload in the regeneration stream, which ultimately disturbs the gas sent to the decarbonation column. To correct this problem, it is necessary, during the first 30 minutes of dryer regeneration, to avoid sending this contaminated gas back into the main circuit. The regeneration gas from the dryer in question must therefore be routed to the process gas network (Fuel Gas GP) or, if this network is already at capacity and can not accept any more, to the flare in order to vent the excess CO_2 .

SOMMAIRE

Liste d'abréviations

Liste des figures

Liste des tableaux

Introduction générale.....1

Problématique..... 2

Chapitre I : Présentation du complexe GL1/Z

I.1.Introduction.....3

I.2 Plan général du Complexe GL1/Z3

I.3 Organisation du complexe.....4

I.3.1 Zone d'utilités.....5

I.3.1.1 Production de vapeur5

I.3.1.1.aVapeur haute pression HP5

I.3.1.1.bVapeur basse pression BP5

I.3.1.2 Production d'électricité5

I.3.1.2.a Circuit eau de mer5

I.3.1.2.b Production de l'eau distillée (Unités de dessalement).....6

I.3.1.3 Production d'air instrument et d'azote6

I.3.1.3.a Production d'air comprimé6

I.3.1.3.b Production Azote6

I.3.2 Zone de process6

I.3.3 Zone de stockage7

I.4 Description du procédé de liquéfaction7

I.4.1 Section de décarbonatation7

I.4.2 Section de déshydratation	8
I.4.3 Section de démercurisation.....	8
I.4.4 Section de refroidissement.....	8
I.4.5 Section de séparation (tour de lavage).....	8
I.4.6 Section de Fractionnement	10
I.4.6. a Déméthaniser (F721)	10
I.4.6. b Déséthaniseur (F731)	10
I.4.6. c Dépropaniseur (F741)	10
I.4.6. d Débutaniseur (F751)	10
I.4.7 Section de liquéfaction	11

Chapitre II : Description de la section de décarbonatation et la section de Déshydratation

II.1 La section de décarbonatation	13
II.1.1 Rôle de la section de décarbonatation	13
II.1.2 Caractéristiques de la réaction chimique	13
II.1.3. Différents équipements de la section	14
II.1.4 Procédé d'absorption du CO ₂	14
II.1.5. Régénération de la solution MEA.....	15
II.1.6. Epuration de la solution de MEA	17
II.1.7. Stockage de la solution	17
II.2 Section de Déshydratation	18

II.2.1. Rôle de la section de déshydratation	18
II.2.2 Equipements utilisés dans la déshydratation	18
II.2.3 Adsorption.....	19
II.2.4 La régénération	19
II.2.5 Tamis moléculaires	20
II.2.5.1 Définition des tamis moléculaire.....	20
II.2.5.2 Caractéristique du tamis moléculaire	21
II.2.5.3 Le rôle des tamis moléculaires	21

Chapitre III : Calculs et résultats

III.1 Introduction.....	22
III.2 Analyse des causes probables.....	22
III.2.1 Gaz d'alimentation.....	22
III.2.2 Défaillance mécanique au niveau de l'absorbeur.....	23
III.2.3 Contamination du gaz de régénération des sécheurs.....	23
III.3 Résultats d'analyses.....	23
III.3.1 Analyses de MEA	26
III.3.1.1 interprétation.....	28
III.3.2 Analyses de CO ₂	29

III.4 Calcul de la teneur maximale de CO ₂ à l'entrée de l'absorbeur	30
III.4.1 Données de calculs	30
III.4.2 Les calculs	32
III.4.2.1 Calcul de débit massique du GN.....	32
III.4.2.2 Calcul de quantité de CO ₂ à l'entrée de l'absorbeur.....	34
III.4.2.2 .a Cas au moment du pic de CO ₂ (permutation)	34
III.4.2.2 .b Cas hors moment de permutation (cas normale)	35
III.5.Interprétation des résultats	35
Conclusion	37
Recommandation	38-39
Annexes	
Bibliographie	

Liste des abréviations

Symbole et désignations :

CO₂ : Dioxyde de carbone

GN : Gaz naturel

GNL : Gaz naturel liquéfié

GNT : Gaz naturel traité

GES : Gaz à effet de serre

MEA : Mono éthanol amine

MCR : Réfrigérant multi composants

CH₄: Ethane

C₂H₆: Methane

C₃H₈: Propane

N₂ : Azote

Liste des figures

Figure 1.1	Organigramme du Complexe.....	4
Figure I.2	Schéma de la section de séparation.....	9
Figure I.3	Schéma de la section de liquéfaction I.....	12
Figure I.4	Schéma de la section de liquéfaction II.....	12
Figure II.1	Schéma de la section d'absorption.....	15
Figure II.2	Schéma de la section de régénération.....	17
Figure II.3	Schéma de la section de déshydratation.....	18
Figure III.1	Les points de prise des échantillons sur site.....	24
Figure III.2	Les points de prise des échantillons.....	25
Figure III.3	Concentration de MEA en fonction de temps de permutation.....	27
Figure III.4	Teneur de CO ₂ en fonction de temps de permutation.....	27
Figure .1	Schéma d'évacuation de gaz de régénération vers GP (Gaz Process)	38

Liste des tableaux

Tableau N° II 1	Diamètre critique de certaines molécules.....	20
Tableau N °III 1	Analyses de gaz d'alimentation.....	22
Tableau N °III 2	Densité de MEA avant et après permutation.....	26
Tableau N °III 3	Les normes de MEA pauvre et riche.....	26
Tableau N° III 4	Quantité de CO ₂ en ppm dans les points A, B, C.....	29
Tableau N °III 5	Paramètres de GN d'alimentation	30
Tableau N °III 6	Paramètres de gaz de régénération.....	30
Tableau N° III 7	Composition chimique du gaz naturel.....	31
Tableau N° III 8	Masse molaire des composants de GN.....	31



INTRODUCTION GENERALE

Depuis les années 1970, le gaz naturel s'est imposé comme l'énergie fossile affichant la croissance la plus dynamique. Grâce à un équilibre optimal entre rentabilité économique et performance écologique, il suscite un intérêt croissant à l'échelle mondiale. Ses caractéristiques intrinsèques en font aujourd'hui une ressource aussi fiable qu'incontournable, se hissant désormais au deuxième rang des sources d'énergie les plus consommées sur la planète, juste après le pétrole.

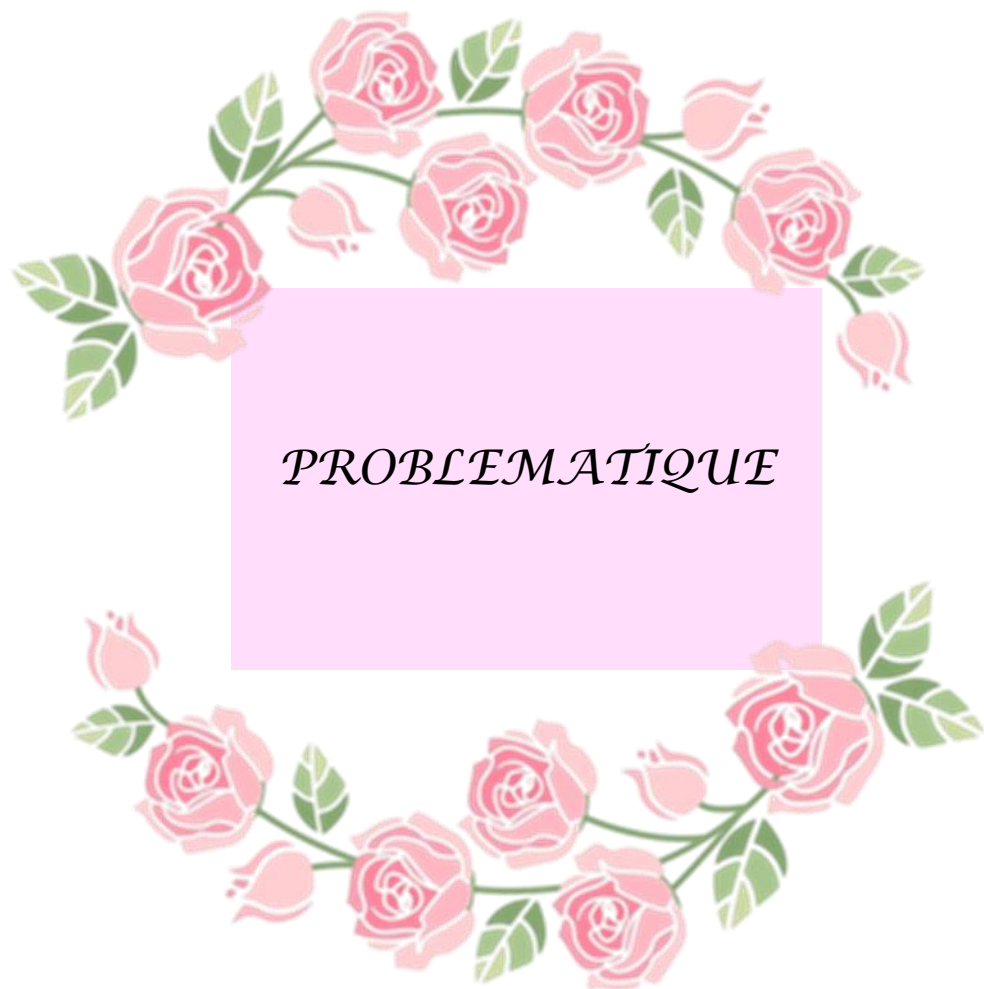
La décarbonatation constitue une étape critique du prétraitement du gaz naturel, visant l'extraction du dioxyde de carbone (CO_2) afin de prévenir tout risque de solidification lors de la liquéfaction à -162°C . La formation de glace carbonique dans les sections cryogéniques représenterait en effet un danger majeur pour l'intégrité des installations. Ce procédé repose sur l'utilisation d'une solution de Monoéthanolamine (MEA) à 15% en poids comme solvant d'absorption. En amont de la liquéfaction, ce traitement est complété par la déshydratation, la démercurisation et le fractionnement des hydrocarbures lourds.

Dans ce cadre, le but de ce travail est de localiser le problème de passage de CO_2 à travers la section de décarbonatation de l'ensemble des trains de production du complexe GL1Z.

Notre mémoire comprend trois chapitres :

- 1^{er} chapitre : description du complexe GL1/Z.
- 2^{ème} chapitre : Description de la section de décarbonatation et la section de déshydratation.
- 3^{ème} chapitre : partie calculs et résultats.

Cette étude a été achevée par une conclusion générale et des recommandations.



Problématique

Le gaz naturel avant d'être liquéfié doit subir une série de traitements rigoureux parmi lesquels la décarbonatation occupe une place centrale. Cette étape vise à réduire la teneur en CO₂ à un seuil inférieur à 90 ppm afin d'éviter toute solidification dans les sections cryogéniques. Elle repose sur l'utilisation d'une solution de Monoéthanolamine (MEA) à 15 % dans une colonne d'absorption fonctionnant à haute pression (42 bars). En aval, le gaz passe par des sécheurs à tamis moléculaires pour éliminer les traces d'humidité résiduelles avant d'entrer dans la chaîne de liquéfaction. Ce procédé bien que techniquement éprouvé reste particulièrement sensible aux variations de la qualité du gaz entrant dans la colonne d'absorption.

C'est précisément dans ce contexte que le complexe GL1/Z de Béthioua, opéré par SONATRACH est confronté à un phénomène récurrent et préoccupant : l'apparition de pics cycliques de CO₂ à la sortie de la colonne d'absorption X01-F-502 dépassant la capacité maximale traitable fixée à 3200 ppm. Les analyses ont révélé que ces pics peuvent augmenter au moment de la permutation des sécheurs, entraînant la formation de glace carbonique dans les échangeurs, la dégradation de la solution MEA et une réduction forcée de la charge de production à 70 % par train. Dès lors on est amené à se poser la question suivante : Quelles sont les causes exactes du passage excessif et cyclique du CO₂ à travers la section de décarbonatation lors de la permutation des sécheurs, et quelles solutions techniques peuvent être mises en place pour maîtriser ce phénomène et garantir la continuité et la sécurité du procédé de liquéfaction au sein du complexe GL1/Z ?



PRÉSENTATION
DU COMPLEXE
 $G\mathcal{L}_1/\mathbb{Z}$

I.1.Introduction :

Le complexe GL1/Z opéré par la SONATRACH constitue l'un des piliers majeurs de la chaîne de transformation des hydrocarbures en Algérie. Intégré au pôle industriel d'Arzew aux côtés des unités GL2/Z et GL3/Z.

Ce site assure la liquéfaction du gaz naturel en provenance de Hassi R'Mel pour son exportation vers les marchés mondiaux. L'histoire de cette infrastructure d'envergure débute le 16 juin 1973 sous l'égide du président Houari Boumediene, suivie par une phase de construction lancée en février 1978 par la société américaine Bechtel.

Après cinq années de travaux, le complexe est entré en exploitation marquant ses premières livraisons de GNL vers les États-Unis. Afin de maintenir sa compétitivité, un vaste programme de rénovation a été entrepris en janvier 1993, visant à renforcer la sécurité la fiabilité opérationnelle et à porter la capacité de production à 110 % de son potentiel initial. [5]

I.2 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. [5]

Fiche technique : [7]

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. [5]

I.3 Organisation du complexe :

Le complexe GL1/Z comprend trois zones :

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

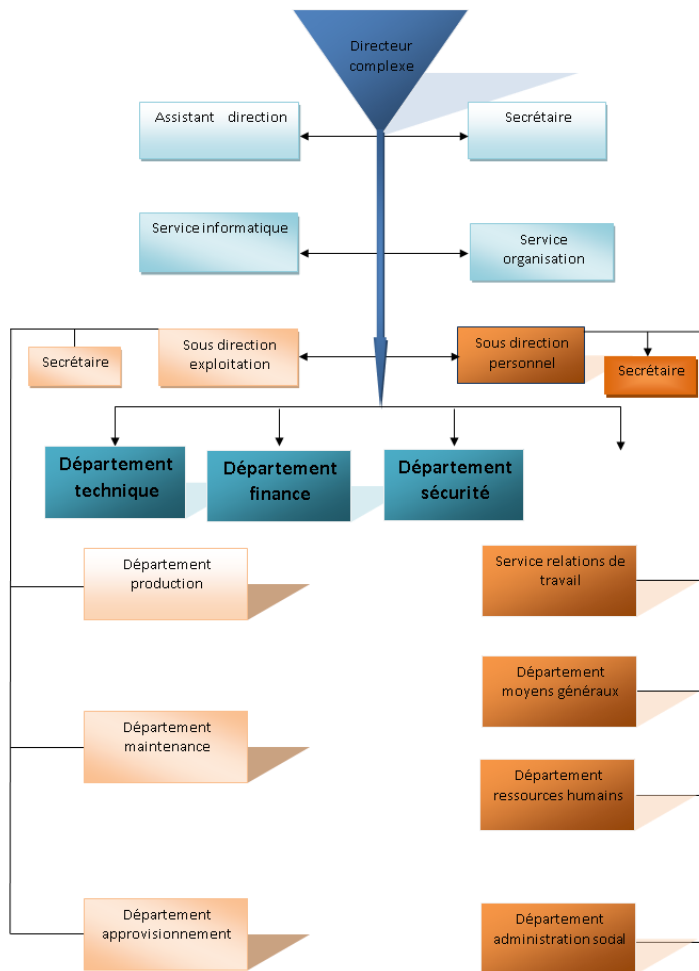


Figure 1.1 : Organigramme du Complexe

I.3.1 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. [5]

I.3.1.1 Production de vapeur :

I.3.1.1.a Vapeur haute pression HP :

Les vapeurs HP sont utilisées pour l'entraînement des turbines des compresseurs, Elles sont produites par les chaudières process qui sont au nombre de 17 chacune d'une capacité de 136t/h de vapeurs à 62 bars et 442°C par 06 chaudières de 400t/h et trois chaudières de 91t/h. [1]

I.3.1.1.b Vapeur basse pression BP :

Elle est obtenue après détente par des vannes PV et désurchauffée par des vannes TV pour obtenir successivement 16.5bars, 10.3bars et 3.45 bars utilisées pour l'entraînement des turbo pompes MEA, turbo-pompes d'huile et fuel gaz des éjecteurs pour la création du vide au niveau des condenseurs à surface, épurateur MEA et rebouilleurs, ainsi qu'une chaudière de 51t/h à 27 bars. [1]

I.3.1.2 Production d'électricité :

La production d'électricité est assurée par trois (03) alternateurs entraînés par des turbines à vapeurs. Les turbo-alternateurs fournissent l'énergie de 18 MW par générateur en plus d'un branchement Sonalgaz. [1]

I.3.1.2.a 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]

I.3.1.2.b Production de l'eau distillée (Unités de dessalement) :

L'eau distillée est utilisée essentiellement pour générer de la vapeur ou comme réfrigérant dans les échangeurs et les condenseurs sensibles à la corrosion (CCW).

La production d'eau distillée est assurée par six dessaleurs dont cinq utilisent le procédé MSF et un la compression de vapeur. [1]

I.3.1.3 Production d'air instrument et d'azote :**I.3.1.3.a Production d'air comprimé :**

L'air instrument est utilisé pour l'alimentation des instruments de contrôle et les machines de régulation pneumatique. L'air de service est utilisé pour le nettoyage. Une fois comprimé l'air instrument subit un séchage préalable pour éviter la corrosion des organes d'instrumentation. Le besoin du complexe est 4600 m³/h. Cet air comprimé est assuré par un ensemble de cinq (5) compresseurs centrifuges avec une pression de refoulement de 10 bars. [2]

I.3.1.3.b Production Azote :

L'azote est utilisé sous forme de vapeur pour purger les circuits et pour certaines opérations de liquéfaction. Il est obtenu sous forme gazeuse ou liquide dans l'unité d'azote à partir du fractionnement de l'air, Il est liquéfié et stocké sous forme liquide. [2]

I.3.2 Zone de process :

Constituée de six unités de liquéfaction identiques appelées trains, et chaque train de liquéfaction est composée 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.

I.3.3 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. [5]

I.4 Description du procédé de liquéfaction :**I.4.1 Section de décarbonatation :**

Cette étape consiste à retirer le dioxyde de carbone (CO₂) du gaz naturel pour deux raisons principales. Premièrement, à très basse température (environ -70°C), le CO₂ se transforme en glace ce qui risque de boucher les tuyaux et d'arrêter la production. Deuxièmement, le CO₂ est un gaz corrosif dont l'agressivité sur l'acier dépend de sa pression. Pour ce traitement on utilise une solution chimique appelée Monoéthanolamine (MEA), capable de capturer les molécules de CO₂. Le fonctionnement de cette section repose sur deux phases clés.

- L'absorption (où l'on récupère le gaz)
- La régénération (où l'on nettoie la solution pour la réutiliser). [3]

Cette section sera détaillée dans le chapitre II.

I.4.2 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 sècheurs à tamis moléculaires dont un sécheur est en service normal et le second est en régénération. [3]

Cette section sera détaillée dans le chapitre II.

I.4.3 Section de démercurisation :

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. L'adsorbant utilisé est le charbon à base de soufre, et passe ensuite à travers deux filtres. Le GNT sortant de cette section avec une teneur de mercure inférieure à 7 nano gramme par Nm^3 est envoyé vers la section de refroidissement. [2]

I.4.4 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 $(-34^{\circ}C)$ 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 mixé avec du gaz moins froid a une température de $-26^{\circ}C$ par la vanne TV442. [2]

I.4.5 Section de séparation (tour de lavage) :

La section de séparation a pour objectif de séparer le GNT en composants lourds et composants légers.

Le gaz refroidi subit une séparation (flash) dans la tour de lavage F-711 au niveau du 9ème plateau. La phase vapeur riche en méthane et éthane s'élève à travers huit plateaux supérieurs de la colonne, les vapeurs de tête subissent une condensation dans l'échangeur à propane jusqu'à une température de $-40^{\circ}C$ où les vapeurs sont partiellement condensées pour être séparées dans le

ballon de flash. Le liquide est refoulé vers la tour de lavage comme un reflux et les vapeurs de tête s'écoulent vers la section de liquéfaction, le liquide de fond de la tour de lavage passe par un rebouilleur partiel au butane E-713 (70°C), le butane est chauffé dans un échangeur à vapeur d'eau E-717 (117°C), puis s'écoule vers la section de fractionnement. [2]

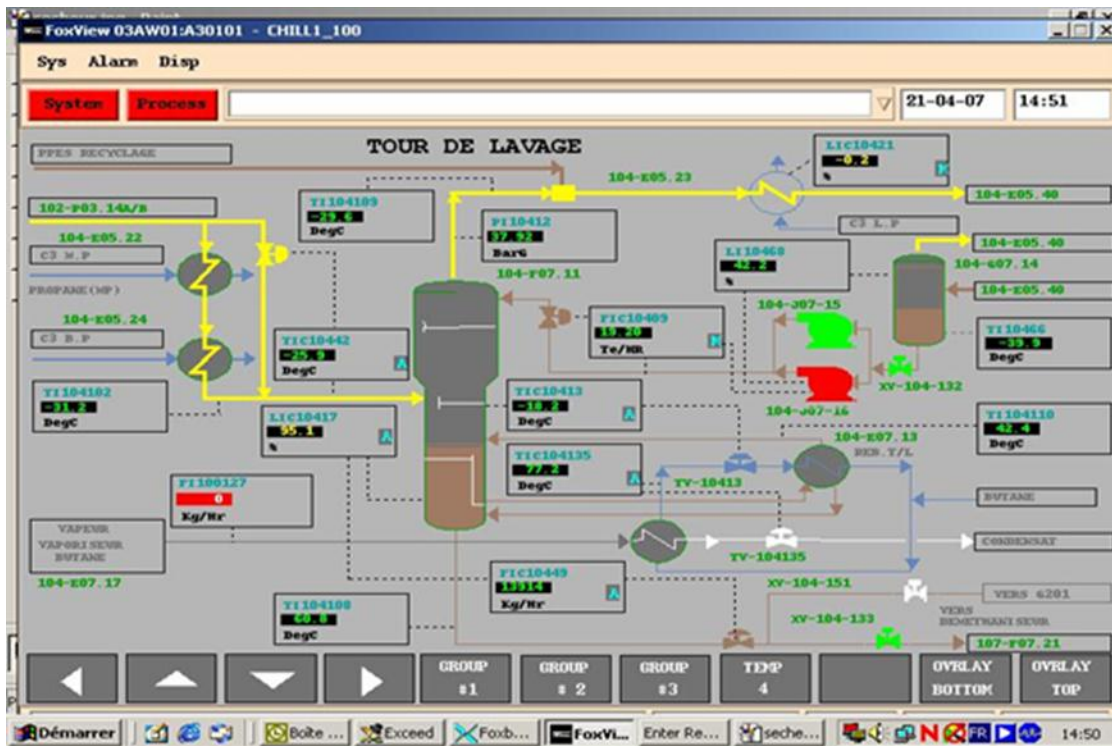


Figure I.2 : Schéma de la section de séparation

I.4.6 Section de Fractionnement :

La section de fractionnement a pour objectif de séparer les constituants du mélange issu du fond de la tour de lavage. Cette étape est cruciale pour produire les différents hydrocarbures nécessaires au circuit de réfrigération et pour ajuster la qualité du produit final. Elle repose sur quatre colonnes de distillation, chacune équipée d'un rebouilleur, d'un condenseur et d'un ballon de reflux. [2]

I.4.6. a Déméthaniser (F721) :

Cette colonne assure la séparation des composés les plus légers, principalement le méthane, des hydrocarbures plus lourds. Les vapeurs de tête sont condensées pour être séparées dans le ballon de reflux. Le méthane ainsi récupéré sert d'appoint pour le système de réfrigération mixte (MCR). [3]

I.4.6. b Déséthaniseur (F731) :

Le flux d'hydrocarbures lourds provenant du déméthaniseur est ensuite traité pour extraire l'éthane. Ce produit remplit trois fonctions majeures :

- Appoint pour le réfrigérant mixte (MCR).
- Alimentation de la tour de lavage.
- Ajustement du Pouvoir Calorifique Supérieur (PCS) du GNL (Gaz Naturel Liquéfié). [3]

I.4.6. c Dépropaniseur (F741) :

Alimentée par le fond du déthaniseur, cette colonne sépare le propane. Le propane obtenu est utilisé d'une part pour le circuit de réfrigération spécifique au propane, et d'autre part comme appoint pour stabiliser le PCS. [3]

I.4.6. d Débutaniseur (F751) :

Dernière étape du fractionnement, cette colonne traite les fractions lourdes restantes pour isoler le butane.

En tête : Le butane produit sert d'appoint pour le PCS et de combustible pour les chaudières.

En fond : Le produit débutanisé (composé d'hydrocarbures lourds de type C5+) est refroidi puis stocké en tant que gazoline (essence) dans des sphères de stockage. [3]

I.4.7 Section de liquéfaction :

Cette section représente la partie la plus importante du process 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 -161°C) 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. [5]

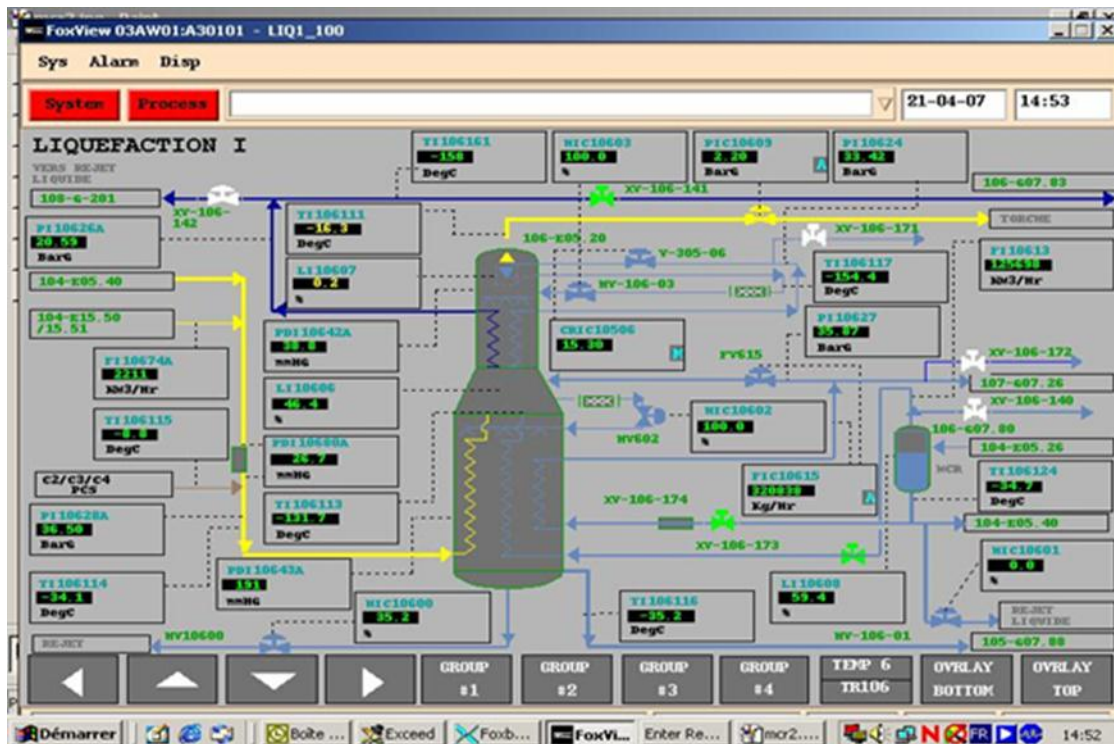


Figure I.3 : Schéma de la section de liquéfaction I

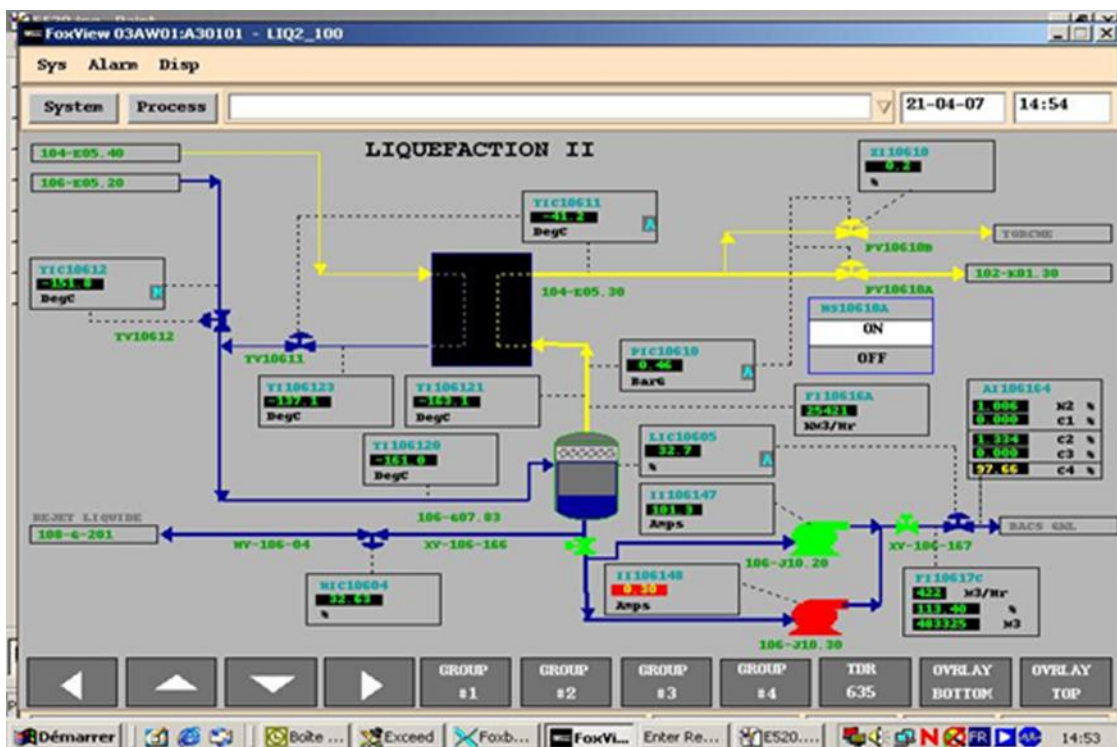


Figure I.4: Schéma de la section de liquéfaction II.



Chapitre 2 :
DESCRIPTION DE
Les SECTIONS DE
DÉCARBONATATION
ET LA
DÉSHYDRATATION

II.1 La section de décarbonatation :

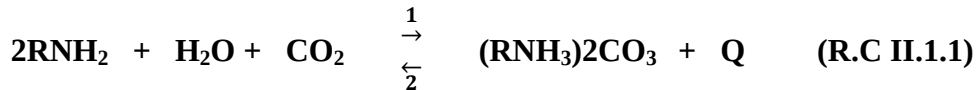
II.1.1 Rôle de la section de décarbonatation :

Cette épuration se fait dans le but d'éviter 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).

[1]

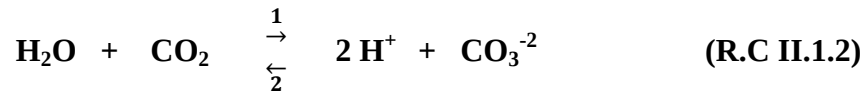
II.1.2 Caractéristiques de la réaction chimique :

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



Avec (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). [2]

II.1.3. 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**. [3]

II.1.4 Procédé d'absorption du CO₂ :

Le gaz naturel pénètre dans l'unité à une pression régulée de 42 bars et subit d'abord une séparation primaire au fond de l'absorbeur F-502 pour éliminer les hydrocarbures liquides entraînés. Après cette phase de décantation le gaz est acheminé vers le corps de la colonne où il circule de bas en haut à travers 25 plateaux à clapets, entrant en contact à contre-courant avec une solution aqueuse de Monoéthanolamine (MEA) à 15 %. Cette amine injectée à un débit de 54000Kg/h et à une température de 38°C, capte sélectivement le CO₂ présent dans le flux gazeux. Enfin, le gaz ainsi purifié traverse deux plateaux de lavage en tête de colonne pour limiter les pertes en solvant, avant d'être dirigé vers les sécheurs à tamis moléculaires pour l'étape suivante du procédé. [1]

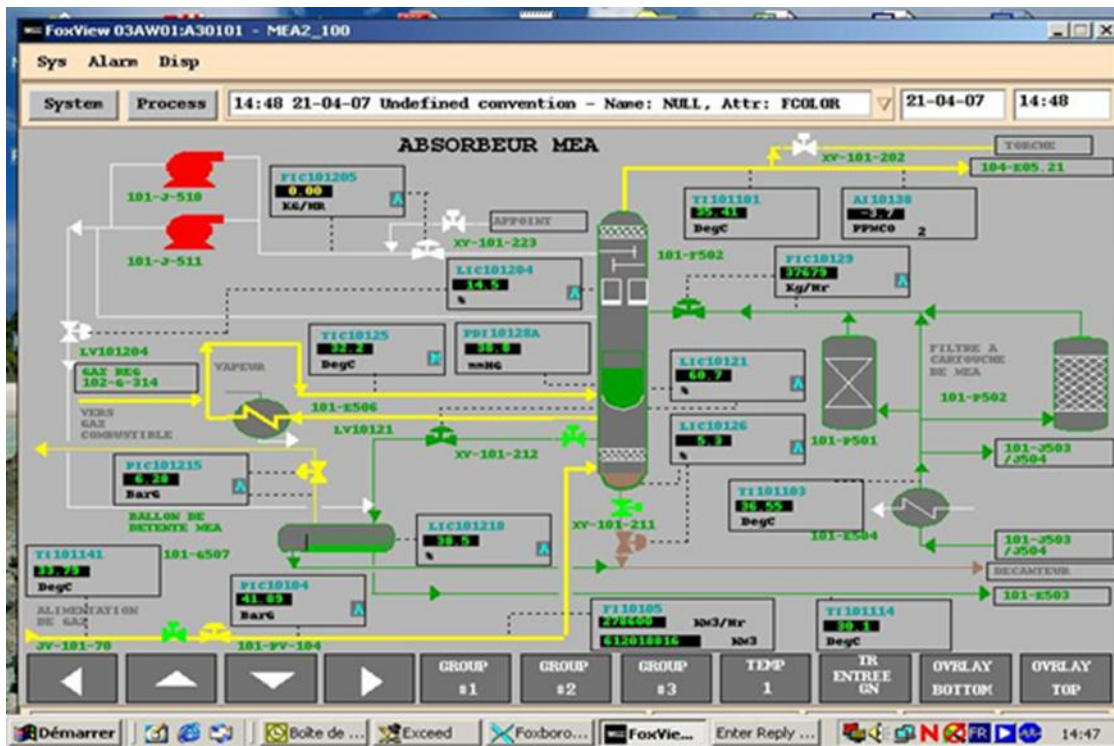


Figure II.1 : Schéma de la section d'absorption.

II.1.5. 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 acide.
- Générer des vapeurs d'extraction pour produire une solution ayant une teneur en gaz acide suffisamment basse.

La solution de MEA « riche » quitte le fond de l'absorbeur F-502 à une température de 43°C avant de subir une première détente rapide, passant de 42 à 8 bars au sein du ballon de détente G507. Elle est ensuite préchauffée jusqu'à 93°C dans les échangeurs thermiques E-503 A/B par récupération de chaleur sur le flux de MEA pauvre issu du régénérateur. Après une réduction finale de sa pression à 0.7 bar via la vanne de contrôle FV-121, la solution est introduite en tête de la colonne de régénération F-501, où cette alimentation assure simultanément la fonction de reflux pour stabiliser le profil de température et de concentration en sommet de colonne.

Chapitre II Description de la section de décarbonatation et la section de déshydratation

La solution de MEA riche s'écoule en cascade à travers les 21 plateaux à clapets du régénérateur afin d'être transformée en solution pauvre en fond de colonne. Après son passage sur le déversoir, elle atteint la section inférieure où sa température est maintenue à 118°C par le rebouilleur E-502, alimenté par de la vapeur d'eau à 3.45 bars et 148°C. Ce chauffage permet de libérer le CO₂ et la vapeur d'eau qui s'échappent par le sommet de la colonne à 107°C. Ce flux gazeux est ensuite refroidi à 50°C par de l'eau de mer dans le condenseur de tête E-501, puis dirigé vers le ballon de gaz acide G-502. Dans ce séparateur, la phase vapeur, composée essentiellement de CO₂ est évacuée vers l'atmosphère, tandis que la phase liquide condensée est récupérée.

La phase liquide est acheminée vers la partie inférieure du régénérateur à l'aide de la pompe J-506. La solution de monoéthanolamine (MEA) pauvre circule ensuite du côté calandre des échangeurs E-503 A et B, où sa température est abaissée à environ 70 °C. Elle est par la suite envoyée vers l'une des pompes J-503 ou J-504, permettant d'élever sa pression jusqu'à 42 bars. En conditions normales d'exploitation, la pompe J-503 est en service, tandis que la pompe J-504 est configurée pour démarrer automatiquement en cas de chute de pression de la solution pauvre. La solution traverse ensuite l'échangeur à eau de mer E-504, où sa température est réduite à 38°C, correspondant à la température d'entrée dans l'absorbeur. Par ailleurs, un système de double filtration est mis en place afin de prévenir l'accumulation d'impuretés solides dans la solution de MEA, susceptibles d'engendrer des phénomènes de moussage dans l'absorbeur et le régénérateur. Ainsi, environ 84 % de la solution de MEA pauvre refroidie est continuellement filtrée à travers le filtre à charbon P-501, contenant du charbon actif et protégé en amont et en aval par des filtres à cartouche. [3]

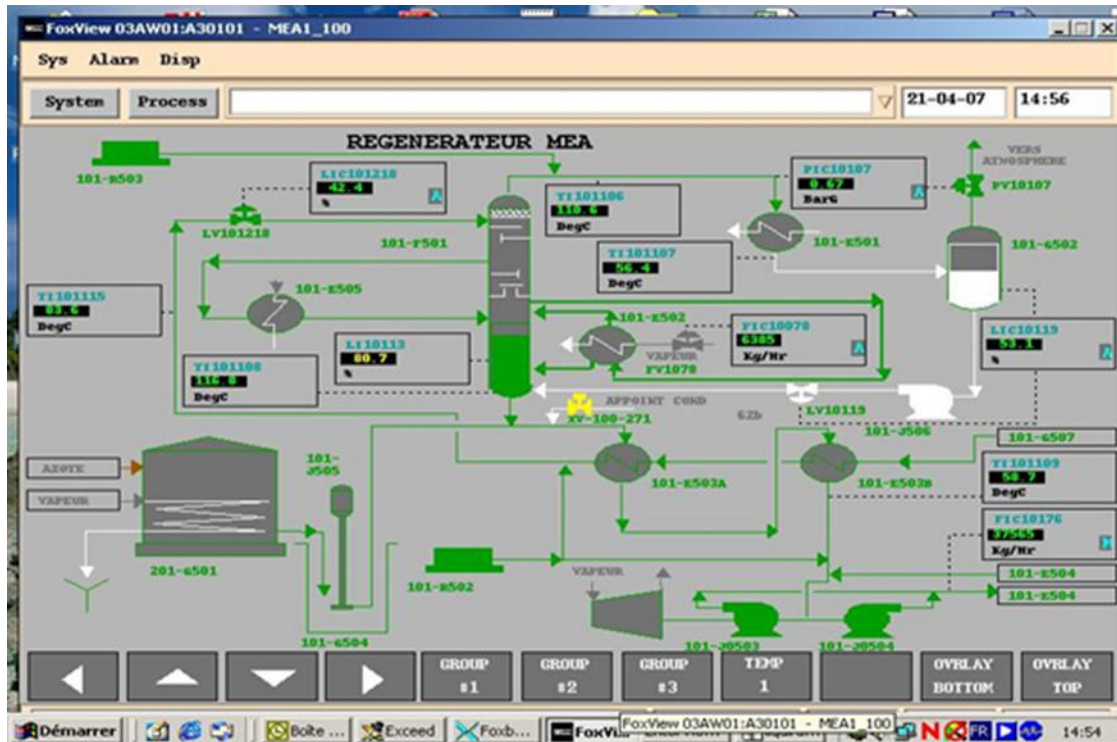


Figure II.2 : Schéma de la section de régénération.

II.1.6. Epuration de la solution de MEA :

L'épuration de MEA E-505 est installée pour récupérer la MEA et éliminer les impuretés dans la solution. Avec le temps, la solution de MEA se dégrade en raison de l'accumulation de composés acides, pouvant former des dépôts boueux ou bitumineux s'ils ne sont pas éliminés. Ces impuretés, non volatiles, réagissent avec le carbonate de sodium anhydre pour former des sels. Au cours du processus de récupération, ces sels s'accumulent dans l'épuration, ce qui entraîne une augmentation de la température d'ébullition de la solution. Lorsque celle-ci atteint 150 °C, l'épuration doit être arrêtée et nettoyée avant de reprendre son fonctionnement. [3]

II.1.7. Stockage de la solution :

La solution de MEA de concentration de 15 % à 20 % est stockée dans deux réservoirs G501 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. [3]

II.2 Section de Déshydratation :

II.2.1. 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 est des tamis moléculaires de types 4A° DG TRISIV. [5]

II.2.2 Equipements utilisés dans la déshydratation :

- Refroidisseur à propane : X04-E05.21.
- Séparateur des sécheurs X02-G07.87.
- Sécheurs du gaz d'alimentation X02-R3.10 et X02-R3.11.
- Filtre à poussière X02-P-03.12 A/B.
- Echangeur et soufflante de réactivation des sécheurs X02-E-03.17 et X02-K03.01.
- Refroidisseur et séparateur du gaz de régénération X02-E-03.15 et X02-G-03.14.

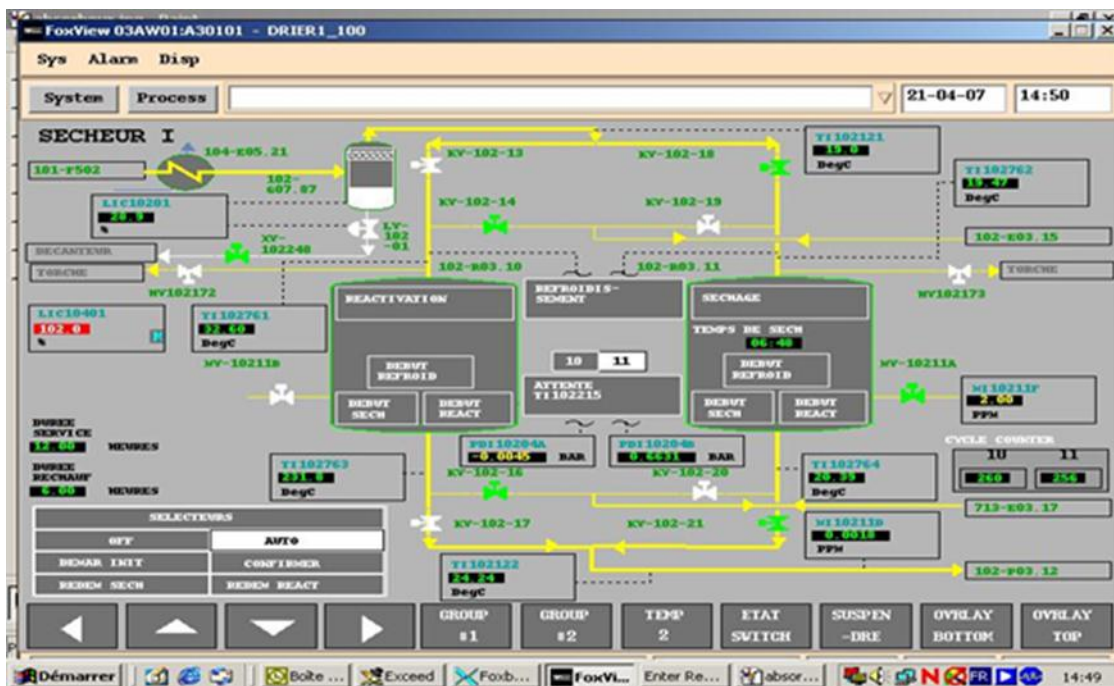


Figure II.3 : Schéma de la section de déshydratation

II.2.3 Adsorption :

Après le traitement du gaz naturel pour réduire sa teneur en CO₂ à moins de 90 ppm, celui-ci est envoyé vers l'unité de déshydratation. Il traverse d'abord un refroidisseur à propane, où il circule dans les tubes d'un échangeur immergé dans un bain de propane liquide, ce qui permet de le refroidir jusqu'à 21 °C, sans risque de formation d'hydrates.

À la sortie du refroidisseur, le gaz passe dans un séparateur où l'eau condensée est éliminée par différence de densité. La densité de l'eau étant supérieure à celle du gaz, elle se dépose au fond. Le niveau d'eau dans le séparateur est maintenu entre 50 % et 60 % grâce à une vanne de régulation, afin d'éviter tout entraînement vers les étapes suivantes.

Le gaz naturel, déjà débarrassé d'environ 60 % de son eau, est ensuite dirigé vers les sécheurs à tamis moléculaire (X02-R-03.10 et X02-R-03.11). Ces derniers adsorbent l'humidité restante jusqu'à atteindre une teneur en eau inférieure à 1 ppm, évitant ainsi tout risque de congélation dans les parties froides du procédé. Le gaz entre dans les sécheurs par le haut, traverse les couches de tamis où l'eau est retenue, puis sort par le bas.

Les conditions d'entrée sont de 21 °C et 41.6 bars, tandis que la pression de sortie est d'environ 41.2 bars, avec une perte de charge limitée entre 0.4 et 0.6 bars. Une fois saturés, les sécheurs sont régénérés. Enfin, un filtre à poussière est installé en aval pour éliminer les particules solides éventuellement entraînées par le gaz. [4]

II.2.4 La régénération :

La régénération des lits de séchage se fait en boucle ouverte. Le chauffage est assuré par le prélèvement d'une partie du gaz à la sortie du compresseur X02-K-03.01.

Pendant la phase de réchauffage, le gaz de régénération circule dans le réchauffeur 7X3-E-03.17, où sa température est portée à environ 280 °C sous une pression de 44.4 bars. Il traverse ensuite le lit à régénérer de bas en haut, puis passe dans un refroidisseur (Aéroréfrigérants X02-E-03.15) où il est refroidi jusqu'à 55 °C afin de condenser l'eau extraite du dessiccateur.

Le condensat formé est séparé dans le séparateur X02-G-03.14 et envoyé vers le collecteur des hydrocarbures à une pression de 43.2 bars, puis généralement recyclé vers la colonne d'absorption de l'étape de décarbonatation.

Chapitre II Description de la section de décarbonatation et la section de déshydratation

Après une phase de réchauffage d'environ 7 heures, la phase de refroidissement commence. Le gaz provenant de la soufflante, à une pression de 44.7 bars, entre par le haut du sécheur, traverse le lit, puis passe dans le refroidisseur et le séparateur avant d'être renvoyé vers l'absorbeur de décarbonatation.

La durée de la phase de refroidissement est d'environ 5 heures. . [5]

II.2.5. Tamis moléculaires :

II.2.5.1 Définition des tamis moléculaire :

Les tamis moléculaires sont des aluminosilicates constitués principalement d'alumine, de silice, d'oxygène et de sodium, formant des structures céramiques stables. Leur structure est cristalline et présente un réseau de pores.

Ces pores permettent l'adsorption de petites molécules, comme l'eau, qui peuvent pénétrer à travers leurs ouvertures. En revanche, les molécules de taille supérieure à celle des pores ne peuvent pas y accéder. Il existe plusieurs types de tamis moléculaires caractérisés par des tailles de pores différentes, adaptées à des applications spécifiques.

Dans notre processus, les tamis moléculaires est dans une colonne cylindrique [4]

Ayant un diamètre à 4 Å. Ce matériau desséchant adsorbe les molécules ayant un diamètre < 4 Å y compris CO₂ H₂S. [6]

Tableau N° II 1 : Diamètre critique de certaines molécules.

Molécule	Diamètre critique (Å)
Hydrogène	2.4
Oxygène	2.8
Dioxyde de carbone	2.8
Eau	2.8
Sulfure d'hydrogène	3.6
Azote	3.0
Méthane	4.0
Ethane	4.4
Propane	4.9

II.2.5.2 Caractéristique du tamis moléculaire :

- Diamètre nominal des pores : 4 Å.
- Diamètre des particules : 3.2 mm.
- Densité du tamis moléculaire : 641Kg/m³.
- Diamètre du tamis moléculaire : 3.2m.
- Chaleur d'adsorption de l'eau : 4186Kj/Kg d'eau.
- Humidité à l'emballage : 1.5%.
- Humidité à l'équilibre : 22% Mesuré à 17.5mmHg et 25°C.
- Formule chimique : $M \times [(AlO_2)_x (SiO_2)_y].zH_2O$ [M=Na]

II.2.5.3 Le rôle des tamis moléculaires :

Les tamis moléculaire 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 détruites la structure du tamis moléculaire.

Les tamis moléculaires permettent d'éliminer efficacement l'eau du gaz, assurant son séchage. En général, cette adsorption entraîne une légère élévation de température, mais lorsque la concentration en eau est élevée (supérieure à 0.5 %), l'adsorption devient plus intense et la température peut atteindre environ 38 °C. À température ambiante (inférieure à 66 °C), les tamis présentent une forte capacité d'adsorption, qui diminue lorsque la température augmente entre 150 et 345 °C.

Pour cette raison, une fois saturés, les tamis moléculaires sont régénérés par chauffage à l'aide d'un courant de gaz chaud (entre 150 et 345 °C), ce qui permet de désorber les molécules retenues. Après cette étape, ils sont refroidis généralement à l'aide d'aéroréfrigérants , afin de revenir à une température proche de l'ambiante avant leur remise en service. Le fonctionnement continu est assuré par l'utilisation de deux sécheurs en alternance : l'un en service, l'autre en régénération.[6]



Chapitre III :
CALCULS ET
RESULTATS

III.1 Introduction :

Après étude, analyse et suivi du problème de passage du CO₂ au niveau de la section de décarbonatation (tête de l'absorbeur X-01-F-502), plusieurs causes principales ont été identifiées:

- La présence de pics de CO₂ dans l'alimentation en gaz naturel, dépassant la limite maximale traitable de 0.32 % molaire.
- Un dysfonctionnement de l'absorbeur.
- Une contamination du gaz de régénération des sécheurs.

Ces facteurs contribuent au passage du CO₂ dans le procédé, ce qui nécessite la mise en place de solutions adaptées pour réduire sa concentration et améliorer les performances de l'unité.

III.2 Analyse des causes probables:

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

III.2.1 Gaz d'alimentation:

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 ° III 1 : Analyses de gaz d'alimentation. [7]

Date de prise des échantillons	% Molaire de CO₂ dans le GN
09/02/2026	0.21
10/02/2026	0.22
11/02/2026	0.22
12/02/2026	0.21

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

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

Après une inspection approfondie de l'absorbeur X01-F-502 du train 200 durant la période de stage, aucune défaillance mécanique n'a été détectée. Les différents contrôles réalisés n'ont révélé aucun problème pouvant expliquer le passage du CO₂ .

En effet, si l'absorbeur présentait une défaillance mécanique, le passage du CO₂ serait continu et non intermittent. Or, l'augmentation observée est de nature cyclique. Par conséquent, on peut conclure que le problème ne provient pas d'un défaut mécanique de l'absorbeur, mais plutôt d'autres facteurs liés aux conditions de fonctionnement ou au procédé. [5]

III.2.3 Contamination du gaz de régénération des sécheurs:

Dans les cycles de régénération en boucle fermée, le gaz de tête provenant du ballon séparateur est recyclé vers la colonne d'absorption de CO₂ pour être traité. Cette opération provoque un pic important de CO₂ .

Les analyses montrent que durant cette période une certaine quantité de CO₂ est retenue dans les sécheurs. Lors du début du chauffage, ce CO₂ est libéré en grande quantité surtout pendant les 30 premières minutes du cycle de régénération. Ce phénomène se reproduit à chaque permutation des sécheurs, entraînant ainsi une augmentation cyclique de la teneur en CO₂ . [5]

III.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.

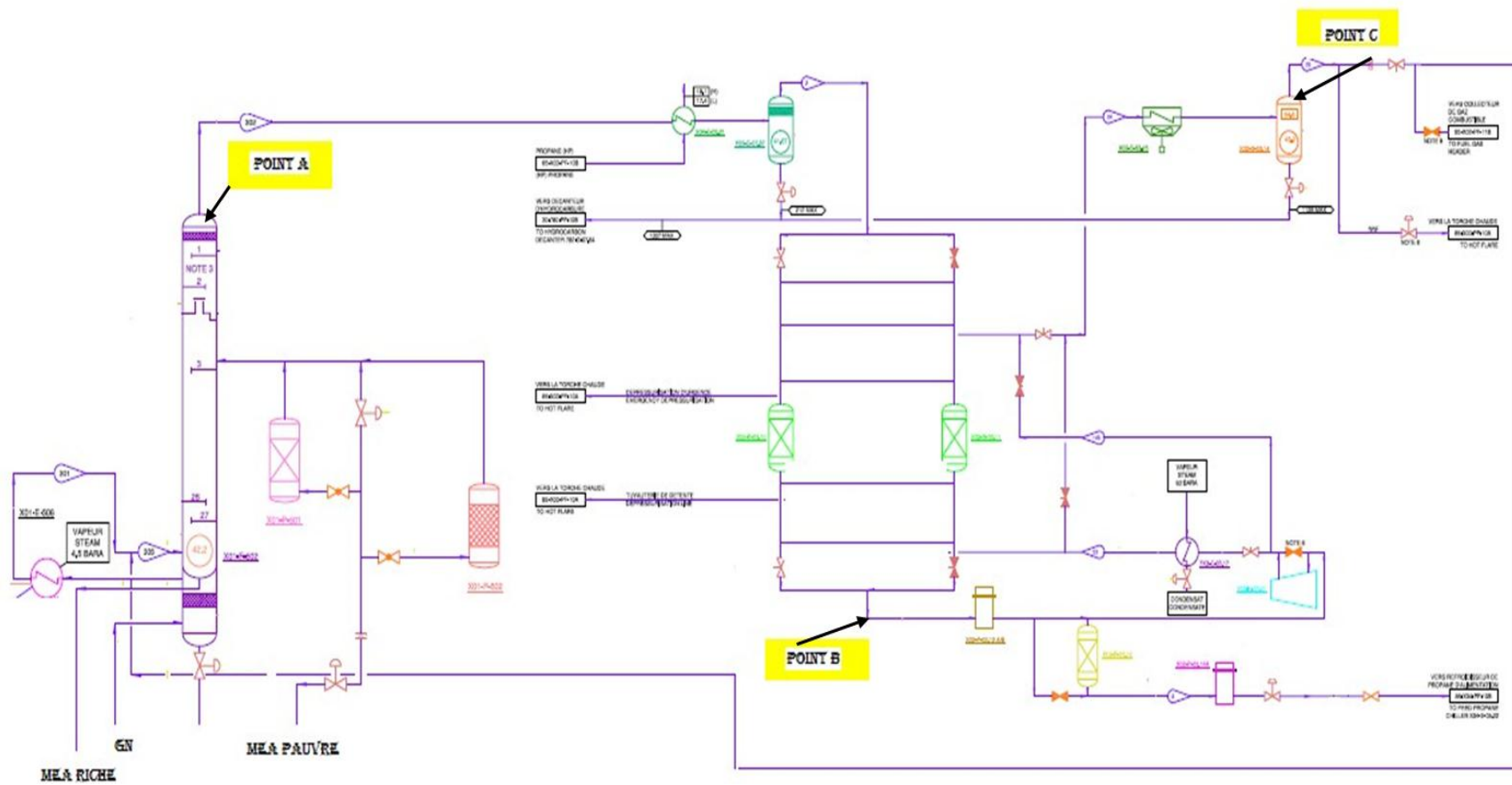


Figure III.1 : Les points de prise des échantillons sur site



Point A



Point B



Point C

Figure III2 : Les points de prise des échantillons.

III.3.1 Analyses de MEA :

Tableau N °III 2 : Densité de MEA avant et après permutation. . [7]

Temps	Paramètre	MEA pauvre		MEA riche
Avant permutation	Densité	1.022		1.036
	Concentration	13.6		13.6
	Moussage	110		130
	% CO ₂	1.13		4.61
Après 10 min	Densité	1.041		1.059
	Concentration	8.63		8.63
	Moussage	>250		>250
	% CO ₂	3.33		5.81
Après 20 min	Densité	1.034		1.051
	Concentration	9.83		9.83
	Moussage	>250		>250
	% CO ₂	3.11		5.28
Après 30 min	Densité	1.028		1.043
	Concentration	12.13		12.13
	Moussage	>250		>250
	% CO ₂	1.18		4.5

Tableau N °III 3 : Les normes de MEA pauvre et riche. [7]

Les normes	MEA Pauvre	MEA Riche
Concentration	12-15%	12-15%
Densité	1.012-1.030	1.030-1.050
Moussage	100-130	100-180
% CO ₂	≤4.80	≤1.30

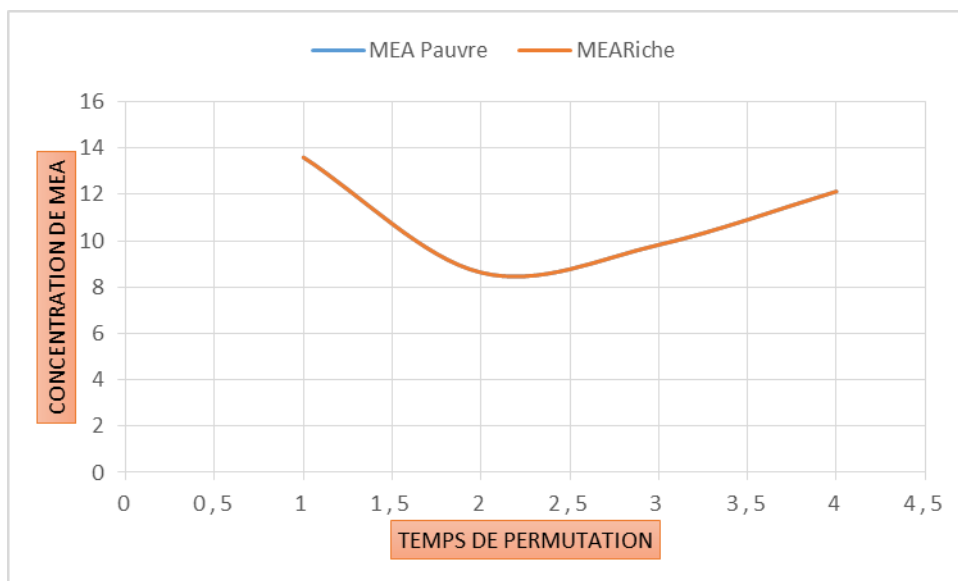


Figure III3 : Concentration de MEA en fonction de temps de permutation.

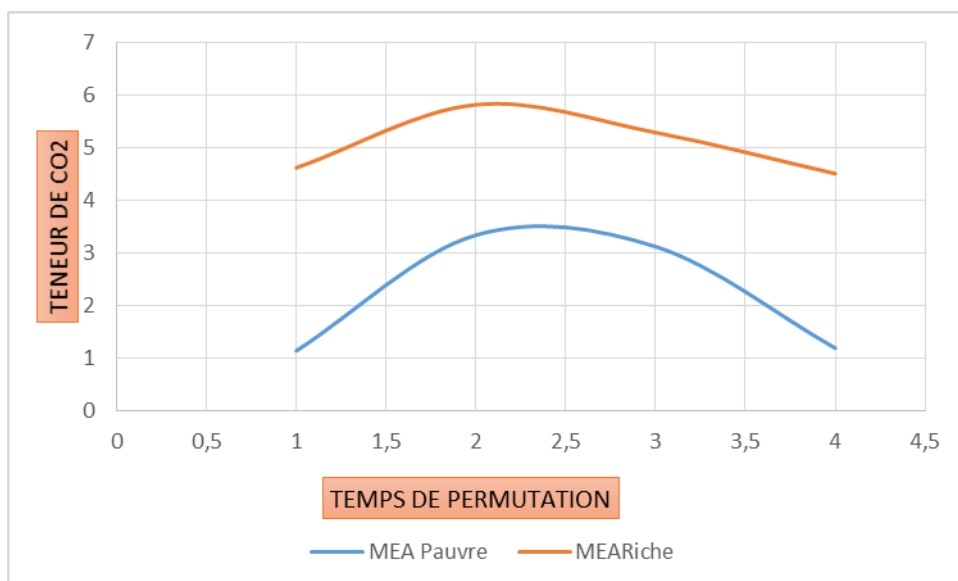


Figure III4 : Teneur de CO₂ en fonction de temps de permutation.

III.1.1 interprétation :

Les analyses de la solution MEA avant et après la permutation des sécheurs montrent clairement une perturbation grave et simultanée de tous les paramètres durant les 10 à 20 premières minutes suivant la permutation. En effet, avant la permutation, tous les paramètres sont dans les normes : la densité (1.022 / 1.036), la concentration (13.6%), le moussage (110 / 130) et le taux de CO₂ (1.13% / 4.61%).

Cependant , dès les 10 premières minutes, la densité dépasse les normes (1.041 / 1.059), la concentration de MEA chute brutalement de 13.6% à 8.63% indiquant une dilution importante de la solution par l'eau provenant du gaz de régénération , le moussage explose au-delà de 250 dépassant largement la limite maximale de 180 ce qui provoque l'engorgement des colonnes et empêche une bonne absorption, et enfin le taux de CO₂ dans la MEA pauvre atteint 3.33% soit plus du double de la limite autorisée de 1.30%, signifiant que la MEA est saturée et incapable d'absorber davantage de CO₂ . L'ensemble de ces dérèglements simultanés explique directement le passage cyclique du CO₂ à travers l'absorbeur lors de chaque permutation des sécheurs, confirmant ainsi les résultats obtenus dans la partie calculs du mémoire. Après 30 minutes, les paramètres reviennent progressivement à la normale, ce qui confirme le caractère temporaire mais répétitif du phénomène.

III.3.2 Analyses de CO₂ :Tableau N° III4 : Quantité de CO₂ en ppm dans les points A, B, C. [7]

	Analyse de CO ₂ en ppm				
N	Date	Heure	A Sortie absorbeur	B sortie sécheur	C sortie ballon G-314
1	01/02/2026	10h10	217	77	1000
		14h30	32	17	10
2	02/02/2026	10h30	230	24	914
		14h30	12	11	14
3	03/02/2026	10h35	232	18	33183
		14h30	14	12	31
4	04/02/2026	10h17	232	33	1612
		10h20	307	11	1813
		10h23	235	100	272
		10h26	212	70	106
		14h30	28	15	30
5	05/02/2026	10h20	400	105	215
		10h21	500	114	216
		10h23	650	36	406
		10h27	550	65	395

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

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.

III.4.1 Données de calculs :**Tableau N ° III 5 : Paramètres de GN d'alimentation. [7]**

Débit du gaz d'alimentation	253400 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 CO₂ en % molaire	0.21%
Concentration molaire de CO₂ 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

Tableau N ° III 6 : Paramètres de gaz de régénération . [7]

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 CO₂ en % molaire	3.3183% (33183 ppm)

Tableau N° III 7 : Composition chimique du gaz naturel [6]

Composants	% Molaire
N ₂	5.80
He	0.19
CO ₂	0.21
C ₁	83.00
C ₂	7.10
C ₃	2.25
iC ₄	0.40
nC ₄	0.40
iC ₅	0.12
nC ₅	0.15
C ₆ ⁺	0.18
TOTAL	100.00

Tableau N° III 8 : Masse molaire des composants de GN. [6]

Composants	N ₂	He	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆ ⁺
Masse molaire (g/mol)	28.01	4.003	44.01	16.04	30.07	44.1	58.12	58.12	72.1	72.1	86.178

III.4.2 Les calculs :

III.4.2.1 Calcul de débit massique du GN :

D'après la loi d'Avogadro on a :

$$G'_R = \frac{V_o}{22,4}$$

$$G'_R = \frac{243400}{22,4} = 10866.07143 \text{ kmol/h}$$

$$G'_R = 10866.07143 \text{ kmol/h}$$

G'_R : quantité molaire du gaz riche

$$G_R = G'_R \times M_m$$

M_m : La masse moléculaire moyenne de GN égale 18,97 kg/kmoles.

G_R : quantité massique du gaz riche.

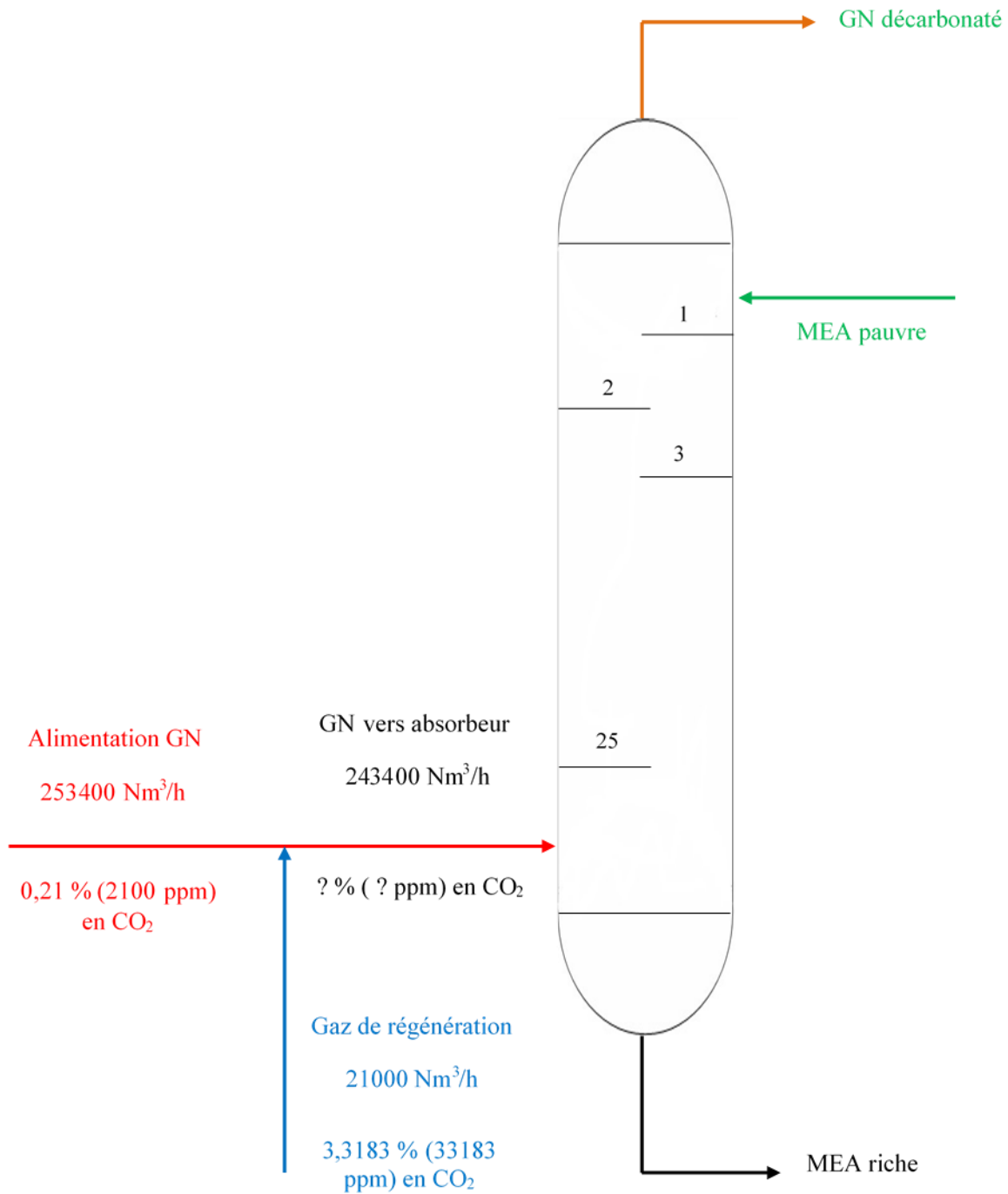
$$M_m = \sum_{i=1}^n Y'_i \cdot M_i$$

$$M_m = (5.8 \cdot 28.01) + (0.19 \cdot 4.003) + (0.21 \cdot 44.01) + (83 \cdot 16.04) + (7.1 \cdot 30.07) + (2.25 \cdot 44.1) + (0.4 \cdot 58.12) \\ + (0.4 \cdot 58.12) + (0.12 \cdot 72.1) + (0.15 \cdot 72.1) + (0.18 \cdot 86.178)$$

$$M_m = 18.97 \text{ kg/kmoles}$$

Donc :

$$G_R = 10866.07143 \times 18,97 = 206129.375 \text{ kg/h}$$



III.4.2.2 Calcul de quantité de CO₂ à l'entrée de l'absorbeur :III.4.2.2 .a Cas au moment du pic de CO₂ (permutation) :

D'après le bilan suivant :

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

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

$$y_{CO_2}^{GN} = \frac{(253400 \times 2100) + (21000 \times 33183)}{(243400)} = 5049.23 \text{ ppm}$$

$$y_{CO_2}^{GN} = 0.504923\% = 5049.23 \text{ ppm}$$

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

La différence entre les deux valeurs est :

$$y_{CO_2}^{en\ tét\ absorbeur} = y_{CO_2}^{GN} - 3200 = 1849.23$$

$$y_{CO_2}^{en\ tét\ absorbeur} = 0.184923\% = 1849.23 \text{ ppm}$$

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

III.4.2.2 .b Cas hors moment de permutation (cas normale) :

D'après le bilan suivant :

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

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

$$y_{CO_2}^{GN} = \frac{(253400 \times 2100) + (21000 \times 14)}{(243400)} = 2187.49 \text{ ppm}$$

$$y_{CO_2}^{GN} = 0.218749\% = 2187.49 \text{ ppm}$$

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

III.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 teneur 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 (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 sécheurs 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 CO_2 passe à travers l'absorbeur, une partie de cette quantité est captée par les sécheurs, cela signifie que les tamis moléculaires est le responsable majeure d'adsorption de ces molécules CO_2 (voir partie déshydratation). Le reste de la quantité de CO_2 , traversant les sécheurs 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 CO_2 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 CO_2 provoque un pic de la concentration de CO_2 dans le gaz de régénération dirigé vers le gaz d'alimentation de la colonne de décarbonatation.



Conclusion

Au cours de ce travail, nous avons étudié la section de décarbonatation en nous concentrant sur le phénomène d'augmentation cyclique de la teneur en CO_2 . À cet effet, nous avons suivi et analysé le passage du CO_2 au niveau des deux sections de décarbonatation ainsi que de la section de déshydratation. Nous avons également identifié et examiné les causes probables de ce phénomène.

Cette analyse nous a permis de quantifier et de localiser les zones présentant une forte concentration en CO_2 . Après élimination des hypothèses liées à la qualité du gaz d'alimentation et à une éventuelle défaillance mécanique de l'absorbeur, les investigations ont mis en évidence que la désorption brutale du CO_2 retenu dans les tamis moléculaires, lors de la phase de chauffage du cycle de régénération, constitue la cause principale de ce dysfonctionnement. Le CO_2 adsorbé lors du cycle de séchage est désorbé sur un intervalle de temps relativement court, dépendant des conditions de régénération. Cette désorption rapide engendre un pic de concentration de CO_2 dans le gaz de régénération, lequel est ensuite dirigé vers le gaz d'alimentation de la colonne de décarbonatation.

Enfin, à court terme, nous recommandons l'évacuation de ce gaz à forte teneur en CO_2 vers le réseau de gaz de procès (GP) ou vers la torche, dans le cas où le réseau GP est saturé. D'autres recommandations à plus long terme seront proposées à la fin de ce mémoire afin d'assurer un fonctionnement optimal de la section de décarbonatation.



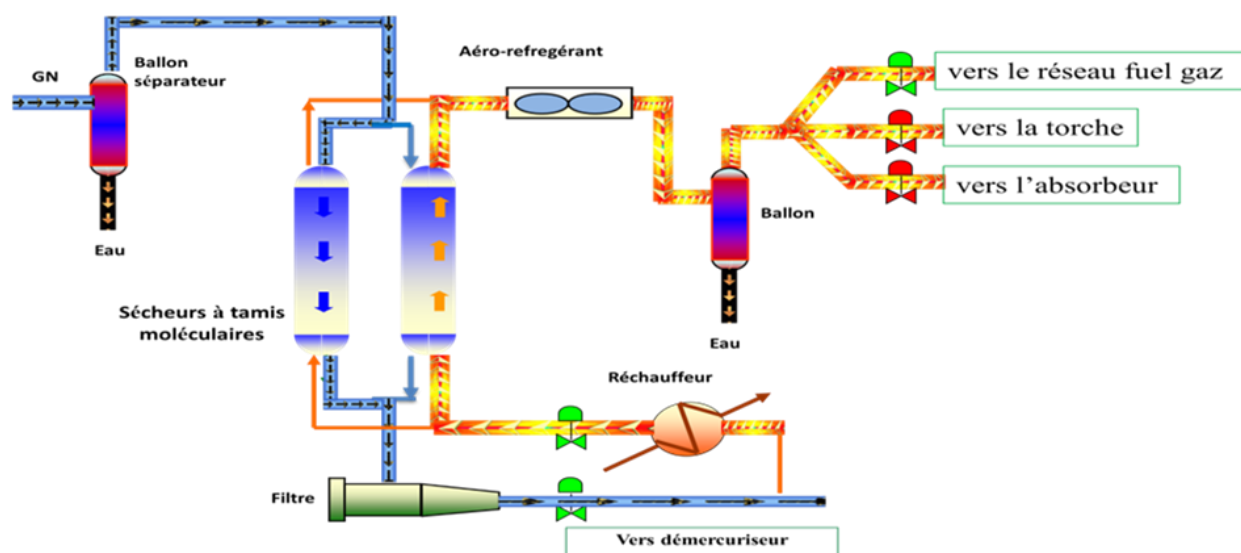
Recommandations

Quelle que soit l'origine de la perturbation dans la section de décarbonation, en particulier lors d'un passage important de CO_2 , l'apparition de pics répétitifs de CO_2 à la sortie de la colonne nécessite une attention particulière. Il est alors essentiel de prendre en compte les recommandations suivantes, valables pour les passages de CO_2 de nature permanente ou cyclique.

Recommandations à court terme (cas du passage cyclique de CO_2).

Au cours de les 30 premières minutes de régénération des sécheurs, il est recommandé de :

- Évacuer le gaz de régénération vers le réseau de fuel gas (gaz de procès, GP) du sécheur contaminé, ou vers la torche si le réseau GP est saturé.
- Rediriger ensuite le gaz de régénération vers l'absorbeur lorsque sa température atteint environ $100\text{ }^\circ\text{C}$, valeur relevée au niveau des indicateurs de température de la section de déshydratation (TI-X027.61 ou TI-X02.762, selon le sécheur concerné). À cette température, la totalité du CO_2 adsorbé par les tamis moléculaires est libérée.



Recommandations

Figure .1 : Schéma d'évacuation de gaz de régénération vers GP (Gaz Process).

Recommandations

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 anticorrosion et anti moussage opérationnels pour l'ensemble des trains en production.
- 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 bar) utilisée au niveau du rebouilleur E-502 qui est de l'ordre de 148°C au lieu de 300°C actuellement utilisée.
- 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.

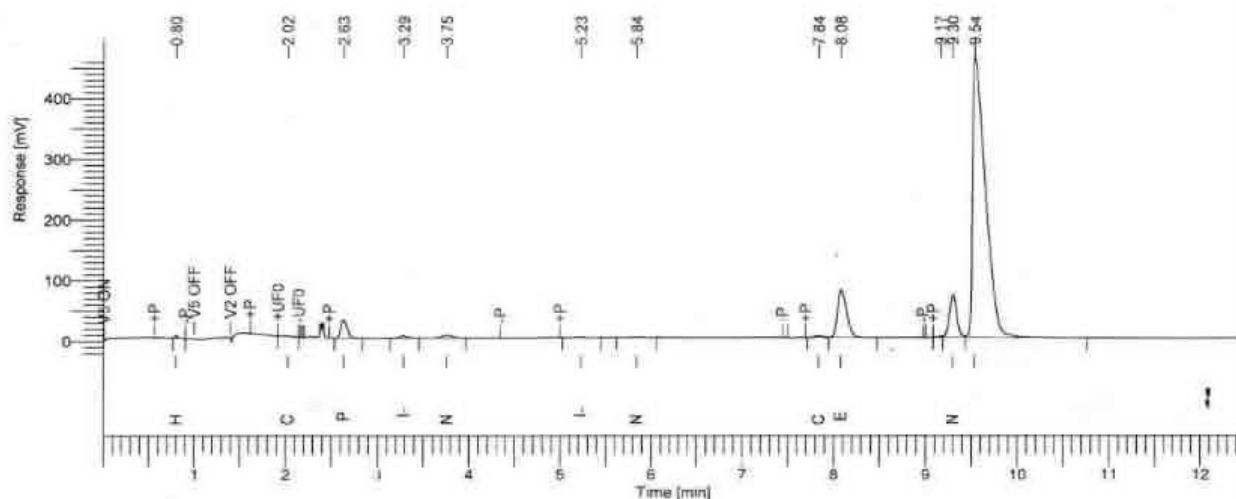


Annexe 1

Page 1 of 1

Software Version : 6.3.2.0646 Date : 09/02/2026 11:11:18
Sample Name : SORTIE ABSORBEUR A Data Acquisition Time : 09/02/2026 10:46:16
Instrument Name : CLARUS 580 GC3 Channel : A
Rack/Vial : 0/0 Operator : ANALYSTE
Sample Amount : 1.000000 Dilution Factor : 1.000000
Cycle : 1

Result File : C:\Data\Mai_Juin_Juillet_2025\SORTIE ABSORBEUR A_A_001.rst
Sequence File : C:\Sequences\Clarus580_TMP-20260209-100050.SEQ



Rapport Analyse GN

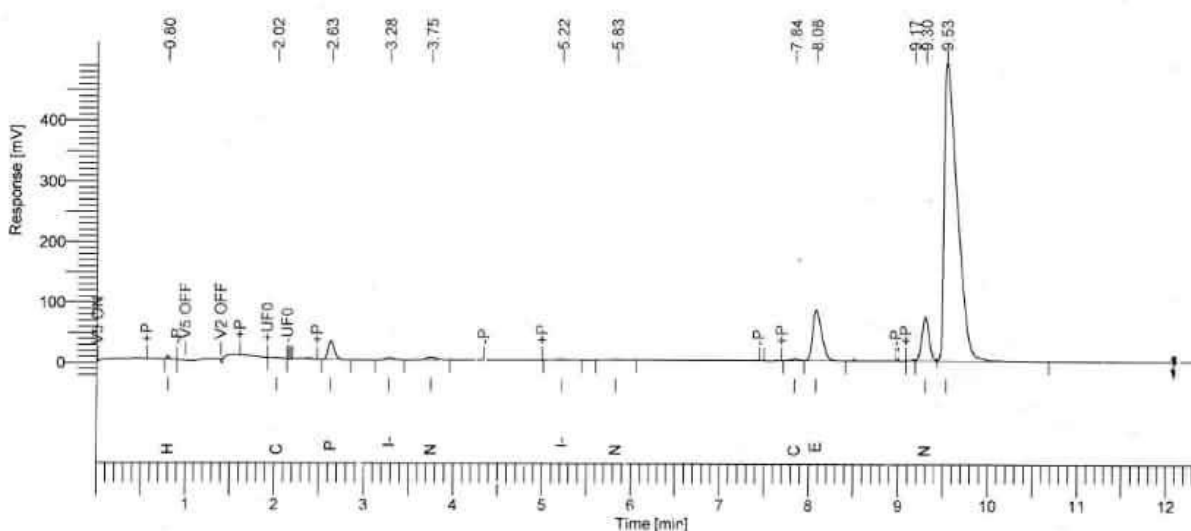
Peak #	Component Name	Time [min]	Area [uV*sec]	Adjusted Amount	Amount [Norm. %]
1	He	0.801	8401.20	0.1904	0.181
2	C 6+	2.023	0.15	0.0000	0.032
3	propane	2.633	141466.81	1.8534	1.758
4	i-butane	3.287	22251.10	0.2396	0.227
5	n-butane	3.755	33569.09	0.3431	0.325
6	i-pentane	5.227	6009.74	0.0551	0.052
7	n-pentane	5.838	6902.83	0.0609	0.058
8	CO2	7.838	14414.02	0.2331	0.001
9	ethane	8.079	540080.03	7.6452	7.251
11	nitrogen	9.296	390115.33	6.2193	5.898
12	methane	9.537	4548879.90	88.5997	84.029
			5712090.20	105.4397	100.000

Annexe 2

Page 1 of

Software Version	: 6.3.2.0646	Date	: 09/02/2026 11:57:51
Sample Name	: SORTIE BALLON G314 C	Data Acquisition Time	: 09/02/2026 11:37:06
Instrument Name	: CLARUS 580 GC3	Channel	: A
Rack/Vial	: 0/0	Operator	: ANALYTE
Sample Amount	: 1.000000	Dilution Factor	: 1.000000
Cycle	: 1		

Result File : C:\Data\Mai_Juin_Juillet_2025\SORTIE BALLON G314 C_A_001.rst
Sequence File : C:\Sequences\Clarus580_TMP-20260209-103254.SEQ



Rapport Analyse GN

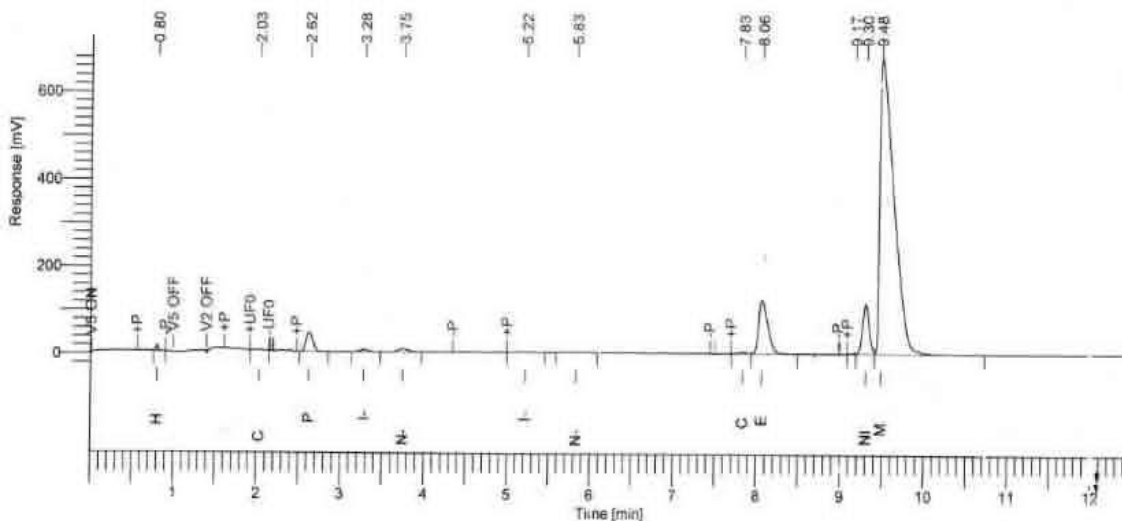
Peak #	Component Name	Time [min]	Area [uV*sec]	Adjusted Amount	Amount [Norm. %]
1	He	0.802	10076.25	0.2283	0.199
2	C 6+	2.024	4406.75	0.0379	0.033
3	propane	2.630	153335.78	2.0089	1.752
4	i-butane	3.282	23434.33	0.2524	0.220
5	n-butane	3.749	35271.83	0.3606	0.315
6	i-pentane	5.219	6591.10	0.0604	0.053
7	n-pentane	5.830	7386.64	0.0652	0.057
8	CO2	7.839	14989.33	0.2424	0.493
9	ethane	8.078	583939.41	8.2661	7.211
11	nitrogen	9.298	407434.77	6.4954	5.666
12	methane	9.530	4960444.98	96.6158	84.282
			6207311.17	114.6333	100.000

Annexe 3

Page 1 of 1

Software Version	: 6.3.2.0646	Date	: 09/02/2026 11:46:11
Sample Name	: SORTIE SECHEUR B	Data Acquisition Time	: 09/02/2026 11:22:18
Instrument Name	: CLARUS 580 GC3	Channel	: A
Rack/Vial	: 0/0	Operator	: ANALYSTE
Sample Amount	: 1.000000	Dilution Factor	: 1.000000
Cycle	: 1		

Result File : C:\Data\Mai_Juin_Juillet_2025\SORTIE SECHEUR B_A_001.rst
Sequence File : C:\Sequences\Clarus580_TMP-20260209-101654.SEQ



Rapport Analyse GN

Peak #	Component Name	Time [min]	Area [uV*sec]	Adjusted Amount	Amount [Norm. %]
1	He	0.802	23188.68	0.5255	0.289
2	C 6+	2.027	7952.93	0.0685	0.038
3	propane	2.623	241941.62	3.1698	1.741
4	i-butane	3.280	37155.23	0.4001	0.220
5	n-butane	3.747	55039.69	0.5626	0.309
6	i-pentane	5.217	10263.65	0.0941	0.052
7	n-pentane	5.831	11827.76	0.1044	0.057
8	CO2	7.834	23799.82	0.3848	0.000
9	ethane	8.060	924140.02	13.0818	7.186
11	nitrogen	9.302	626100.10	9.9814	5.483
12	methane	9.484	7890494.10	153.6851	84.415

9851903.60 182.0581 100.000

BIBLIOGRAPHIE

- [1]** : Formation Ingénieur: Bloc 11, module 02: décarbonatation, volume 26.
- [2]** : Manuel Opérateur process, volume 4, Décembre 1977.
- [3]** : Manuel Opérateur du procédé de liquéfaction du complexe GNL1/Z, 1994.
- [4]**: Perry's Chemical Engineers: Hand Book 5th, Edition 1973.
- [5]**: Manuel Opérateur Process, volume 1, Complexe de liquéfaction GNL1/Z Bethioua, Algerie.
- [6]**: Formation Ingénieur: module propriétés physiques, Edition GL1/Z, volume 2.
- [7]**: Documentation et des rapports de complexe de liquéfaction de gaz naturel GNL1/Z.