

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

People's Democratic republic of Algeria

وزارة التعليم العالي و البحث العلمي

Ministry of Higher Education and Scientific Research

جامعة عبد الحميد بن باديس - مستغانم

Abdelhamid Ibn Badis University - Mostaganem

كلية العلوم و التكنولوجيا

Faculty of Sciences and Technology

قسم هندسة الطرائق

Department of Process Engineering



*Department of Process Engineering*

قسم هندسة الطرائق

The Date

التاريخ :

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

رقم : ..... / ج .م / ك.ع.ت // 2023

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

**Filière : Génie des procédés**

**Option: Génie Chimique**

**Thème**

### **Etude de l'extraction de l'éthane au niveau du complexe GL1/Z**

Présenté par

1- ORIBI Abderrahmane

2- MERALET Mohamed Elamine

Soutenu le 20/06/ 2023 devant le jury composé de :

Président : BENDENIA Souhila

Professeur

Université de Mostaganem

Examineur : MOHAMED SEGHIR Zahira

MCB

Université de Mostaganem

Rapporteur : FEDDAL Imene

MCA

Université de Mostaganem

Année Universitaire 2022/2023

# ***Remerciements***

Nous tenons tout d'abord à remercier Dieu le tout puissant et miséricordieux, qui nous a donné la force et la patience d'accomplir ce Modest travail.

En second lieu, nous tenons à remercier notre encadreur Mme FEDDAL pour son précieux conseil et son aide durant toute la période du travail.

Nos vifs remerciements vont également aux membres du jury Mme BENDENIA, et Mme MOHAMED SEGHIR pour l'intérêt qu'ils ont porté à notre recherche en acceptant d'examiner notre travail et de l'enrichir par leurs propositions.

Nous tenons également à remercier toutes les employés du complexe GL1/Z qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Nous n'oublions pas nos parents pour leur contribution, leur soutien et leur patience.

Nous souhaitons adresser ici tous nos remerciements aux personnes qui ont apporté leur aide et qui ont ainsi contribué à l'élaboration de ce mémoire.

Enfin, nous s'adressons nos plus sincères remerciements à tous nos proches et amis, qui ont toujours nous soutenue et encouragée au cours de la réalisation de ce mémoire.

**Merci à tous et à toutes**

# *Dédicaces*

*Nous dédions notre modeste mémoire, l'aboutissement de longues années d'études, en premier lieu à :*

*Nos chers parents, à qui nous devons beaucoup, pour leurs sacrifices, leur amour, leurs aides et leurs soutiens afin de nous voir parvenir à ce que nous sommes devenus aujourd'hui, et qui nous ont soutenus tout le long de ce parcours, ce qui nous a donné la volonté de continuer et de finir ce travail.*

*A notre encadreur de mémoire **Mme FEDDAL Imene** que Dieu la protège et la donne pleine de santé et l'aide dans son travail*

*Nous dédions également ce travail à nos familles, nos professeurs qui nous ont donné de leurs temps pour nous inculquer tout le savoir cumulé au long de notre cursus universitaire et à tous nos amis(es) et camarades.*

***Un spécial dédicace de la part de ORIBI Abderrahmane :***

*Perdre un père c'est perdre une partie de soi.*

*Je dédie ces mots, sincères et doux, en hommage à mon **PAPA**. Ton souvenir reste gravé dans mon cœur, ton sourire, ta voix, tes gestes si tendres sont des trésors que je garde en mémoire, tu m'as fourni tout ce qu'un enfant peut demander, et encore plus, ce qui m'a permis de devenir ce que je suis aujourd'hui.*

*Tu restes toujours dans mon cœur, merci à toi Papa, je voulais seulement te dire que je t'aime et tu me manques trop.*

## Résumé

Le complexe GL1/Z est un exemple de complexe d'extraction d'éthane qui utilise des procédés spécifiques pour séparer l'éthane du gaz naturel brut. L'étude d'extraction de l'éthane au niveau du complexe GL1/Z vise à améliorer l'efficacité et l'augmentation de l'extraction de l'éthane à partir du gaz naturel brut. En se concentrant sur l'optimisation des processus et des technologies utilisés, cette étude cherche à maximiser le rendement de l'éthane extrait tout en réduisant les pertes et les inefficacités. En identifiant les facteurs clés qui influent sur l'extraction de l'éthane, cette étude vise à améliorer la productivité globale du complexe GL1/Z, répondre à la demande croissante en éthane et contribuer au développement durable de l'industrie pétrochimique.

## Abstract

The GL1/Z complex is an example of an ethane extraction complex that uses specific processes to separate ethane from raw natural gas. The ethane extraction study at the GL1/Z complex aims to improve the efficiency and increase the extraction of ethane from raw natural gas. By focusing on the optimization of the processes and technologies used, this study seeks to maximize the yield of extracted ethane while reducing losses and inefficiencies. By identifying the key factors that influence ethane extraction, this study aims to improve the overall productivity of the GL1/Z complex, meet the growing demand for ethane and contribute to the sustainable development of the petrochemical industry.

## ملخص

مجمع تمييع الغاز الطبيعي بأرزيو هو مثال على مجمع استخراج الإيثان الذي يستخدم عمليات محددة المستخرجة لفصل الإيثان عن الغاز الطبيعي الخام، و تهدف الدراسة إلى تحسين الكفاءة و زيادة كمية الإيثان من الغاز الطبيعي الخام من خلال التركيز على تحسين العمليات والتقنيات المستخدمة. تسعى هذه الدراسة إلى تعظيم عائد الإيثان المستخرج مع تقليل الخسائر وعدم الكفاءة. من خلال تحديد العوامل الرئيسية التي تؤثر على استخراج الإيثان ، تهدف هذه الدراسة إلى تحسين الإنتاجية الإجمالية للمجمع، وتلبية الطلب المتزايد على الإيثان والمساهمة في التنمية المستدامة لصناعة البتروكيماويات.

## Sommaire

Liste d'abréviations

Liste des figures

Liste des tableaux

### INTRODUCTION GENERALE

Introduction générale ..... 1

## Chapitre I : Présentation de complexe GL1/Z

I.1. Présentation de complexe GLI/Z : ..... 3

I.2. Plan général du complexe GL1/Z : ..... 4

I.2.1. Fiche technique ..... 4

I.3. Description du procédé de liquéfaction : ..... 5

I.3.1. Zone d'utilités ..... 6

I.3.2. Zone de process : ..... 6

I.3.3. Zone de stockage ..... 7

I.3.4. Zone de pompage : ..... 7

I.4. Description du procédé de liquéfaction ..... 7

I.4.1. Section de décarbonatation : ..... 10

I.4.2. Section de déshydratation : ..... 11

I.4.3. Section de démercurisation : ..... 11

I.4.4. Section de refroidissement : ..... 11

I.4.5. Section de séparation et tour de lavage ..... 12

I.4.6. Section de fractionnement ..... 12

Déméthanisation F721 ..... 13

Déethanisation F731 ..... 13

Dépropanisation F741 ..... 13

Débutanisation F751 ..... 13

I.4.7. Section de liquéfaction ..... 15

## Chapitre II : Notions générales sur l'éthane

II.1. Généralité: ..... 16

II.2. Propriétés physico-chimiques : ..... 16

II.3. Caractéristiques de l'éthane : ..... 16

II.4. Fabrication industrielle : ..... 17

II.5. Utilisations de l'éthane : ..... 18

II.6. Utilisations de l'éthane au niveau du complexe GL1/Z : ..... 18

II.6.1. Appoint vers la boucle MCR : ..... 18

II.6.2. Vers l'échangeur principal E-520 (PCS) :	19
II.6.3. Vers fuel gaz :	19
II.6.4. Vers la ligne inter-trains :	19
II.7. Situations de dééthaniseur dans le train :	19
II.7.1. Les majeurs équipements dans le système dééthaniseur :	20
II.7.2. Le rôle de la colonne du dééthaniseur :	20
II.7.3. Le circuit du dééthaniseur :	20

## Chapitre III : Calculs et simulation

III.1. Problématique :	22
III.2. Conversion de la quantité d'éthane :	23
III.2.1 Calcul du Débit d'éthane dans la charge d'alimentation GN du tour de lavage (4) (T=40°C et P=40 bars) :	23
III.2.2. Calcul du Débit d'éthane dans le recyclage entré au tour de lavage (90) :	24
III.2.3. Calcul du Débit d'éthane dans le GNT vers l'échangeur principal (700):	24
III.2.4 Calcul du Débit d'éthane dans le produit de tête du déméthaniseur DC1 (35):	25
III.2.5. Calcul du Débit d'éthane dans le produit de tête du dééthaniseur DC2 vers stockage (49):	25
III.2.6. Calcul du Débit d'éthane dans le résidu du dééthaniseur DC2 (Alimentation DC3) (55):	26
III.2.7. Résultats et commentaires :	26
III.3. Calcul le pouvoir calorifique supérieure PCS du GNT vers échangeur principal (700):	29
III.4. Introduction à la simulation :	30
III.4.1. Définition :	30
III.5. Présentation du logiciel Aspen HYSYS :	30
III.5.1. Principe d'utilisation de HYSYS :	30
III.5.2. Modèles thermodynamiques :	31
III.6. Fonctionnement de HYSYS :	31
III.7. Description de notre procédé :	32
III.8. Résultats de la simulation :	33
III.8.1 Cas Design (100 %) :	33
III.8.1.1 Résultat de recyclage :	33
III.8.1.2. Résultat après modification sur le déméthaniseur DC1 :	33
III.8.1.3. Résultat après modification sur le reflux du déméthaniseur DC1 :	34
III.8.1.4 Calcul de la quantité d'éthane extraite :	35
III.8.1.5. Résultats de la simulation cas design :	35
III.8.1.6. Calcul le pouvoir calorifique supérieure PCS du GNT vers l'échangeur principal (700):	36
III.8.2. Cas Actuel :	36
III.8.2.1. Résultat de recyclage :	37
III.8.2.2. Résultat après modification sur le déméthaniseur DC1 :	37
III.8.2.3. Résultat après modification sur le reflux du déméthaniseur DC1 :	38

III.8.2.4. Calcul de la quantité d'éthane extraite : .....	39
III.8.2.5. Résultats de la simulation cas actuel : .....	39
III.8.2.6. Calcul le pouvoir calorifique supérieure PCS du GNT vers échangeur principal (700): .....	39
III.9. Résultats et commentaires : .....	40
III.9.1. Commentaires : .....	41
III.10. Conclusion : .....	42
Références bibliographiques	
Annexes	

## **LISTE D'ABREVIATIONS**

**SONATRACH** : société national pour le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures.

**GN** : gaz naturel

**GNL** : gaz naturel liquéfié.

**GL1/Z** : complexe de liquéfaction du gaz naturel n°1 Arzew

**MEA** : mono éthanol Amin

**MCR** : multi composant réfrigérant

**PCS** : pouvoir calorifique supérieur

**APCI** : atmospheric pressure chemical ionization

**GPL** : gaz pétroliers liquéfié

**BTU** : british thermal unite

**EP** : échangeur principale

**P** : pression.

**T** : température.

**V** : volume.



## LISTE DES FIGURES

Figure I.1:Position Géographique du complexe GL1/Z .....	4
Figure I.2 : Plan générale du complexe GL1/Z.....	5
Figure I.3 : Vue général de procède de liquéfaction .....	9
Figure I.4 : Section de décarbonatation.....	10
Figure I.5 : Section de déshydratation .....	11
Figure I.6 : Section de séparation .....	12
Figure I.7 : Section de fractionnement .....	14
Figure I.8: Section de liquéfaction .....	15
Figure III.1: Schéma synoptique de procédé de liquéfaction.....	27
Figure III.2: Schéma HYSYS de notre procédé.....	32
Figure III.3: Schéma HYSYS de notre procédé(solution).....	32
Figure III.4 : Quantité de C2 récupéré .....	41

## LISTE DES TABLEAUX

Tableau I-1 : Composition chimique du gaz naturel.....	8
Tableau III-1 : exigences du procédé d'extraction.....	22
Tableau III- 2 Composition de la charge GN du design.....	23
Tableau III-3 : Résultats récapitulatif.....	27
Tableau III-4 : Avantages et les inconvénients de l'extraction.....	28
Tableau III-5 : Composition de GNT et le PCS de chaque constituant.....	29
Tableau III-6 : Débits de recyclage et la quantité de C2 extraite (cas design).....	33
Tableau III-7: Température de rebouilleur DC1 et la quantité de C2 extraite (cas design).....	34
Tableau III-8: Débit de reflux DC1 et la quantité de C2 extraite (cas design).....	35
Tableau III-9: Composition de GNT et le PCS de chaque constituant (cas design).....	36
Tableau III-10: Composition de GN d'alimentation tour de lavage.....	37
Tableau III-11: Débits de recyclage et la quantité de C2 extraite (cas actuel).....	38
Tableau III-12: Température du rebouilleur DC1 et la quantité de C2 extraite (cas actuel).....	39
Tableau III-13: Débit de reflux DC1 et la quantité de C2 extraite (cas actuel).....	39
Tableau III-14: Composition de GNT et le PCS de chaque constituant (cas actuel).....	40
Tableau III-15 : Résultats récapitulatif.....	41

# **INTRODUCTION GENERALE**

## **Introduction générale**

---

### **Introduction générale**

L'extraction de l'éthane est un processus crucial dans l'industrie du gaz naturel liquéfié (GNL) et du pétrole, et l'Algérie joue un rôle significatif dans cette activité. L'Algérie, en tant que pays riche en ressources énergétiques, possède d'importantes réserves de gaz naturel, dont une partie significative est constituée d'éthane.

L'éthane est un composant essentiel du gaz naturel et peut être extrait pour être utilisé dans diverses applications industrielles. L'un des principaux objectifs de l'extraction de l'éthane est de produire du GNL, qui est un carburant propre et efficace utilisé dans le transport maritime et le secteur énergétique mondial.

L'Algérie est reconnue comme un acteur clé dans l'industrie du GNL, étant l'un des principaux producteurs et exportateurs mondiaux de gaz naturel liquéfié. Son expertise dans l'extraction de l'éthane et dans la production de GNL a contribué à renforcer sa position sur le marché international de l'énergie.

De plus, l'Algérie est également connue pour ses réserves de pétrole, qui sont exploitées et utilisées pour répondre aux besoins nationaux en énergie et pour l'exportation. L'activité pétrolière en Algérie est une composante essentielle de son économie et contribue significativement à ses revenus.

En résumé, l'Algérie occupe une place importante dans l'extraction de l'éthane, la production de GNL et l'activité pétrolière. Ses réserves de gaz naturel et de pétrole font du pays un acteur majeur sur le marché énergétique mondial, participant ainsi à la satisfaction des besoins énergétiques mondiaux [1].

En raison de la grande quantité d'éthane présente dans le GNL, plusieurs études ont été menées pour comprendre la possibilité d'extraction au niveau des deux complexes GL1Z et GL2Z en vérifiant les quantités nécessaires pour réaliser des projets de vapocraquage tout en maintenant la qualité du GNL.

Dans le cadre d'investissements dans de nouveaux projets dans des activités AVAL, le projet TECHNIP a redémarré l'extraction d'éthane et est en phase d'ingénierie avec pour objectif de

## Introduction générale

---

récupérer l'éthane excédentaire des trains de liquéfaction des complexes GL1/Z et GL2/Z. Les conditions de cette étude étaient :

- ❖ Les aspects technico-économique.
- ❖ La faisabilité technique (implantation et modification).
- ❖ La quantité et qualité du GNL produit.

L'étude de l'impact de l'extraction d'éthane sur la qualité et la quantité du GNL est l'objectif essentiel de notre travail réalisé au niveau du complexe GL1/Z selon les deux (02) options proposées par TECHNIP :

- Extraction d'éthane en amont de la tour de lavage.
- Extraction d'éthane en aval de la tour de lavage.

L'objectif de notre travail est d'essayer d'augmenter la récupération d'éthane au niveau du complexe G.L.1/Z sans pour autant nuire, au bon fonctionnement des trains de production, pour ce cela nous allons montrer l'intérêt de l'éthane en pétrochimie, et présenter le procédé de liquéfaction concerné par cette récupération ce qui nous permettra de déterminer avec précision le point où devrait se faire cette augmentation d'extraction [2].

**CHAPITRE I**  
**PRESENTATION DE COMPLEXE**  
**GL1/Z**

### **I.1. Présentation de complexe GLI/Z :**

La mission dévolue à SONATRACH lors de sa création le 31 Décembre 1963, étant le transport et la commercialisation des hydrocarbures Algérien. Cette mission s'élargit à la mise en œuvre de toutes les formes possibles que pouvait prendre la valorisation de cette richesse, et c'est dans le cadre de cette politique que le 09 Octobre 1969 un contrat, a été signé entre la SONATRACH et la société Américaine EL PASO NATURAL GAZ COMPANY portant sur la livraison de dix milliards de mètres cube de gaz naturel liquéfié par année pendant une durée de vingt cinq ans.

Pour répondre à ce contrat, une usine appelée (Project GNL1) a été crée par décision numéro A.0016 du Avril 1971 et dénommée le complexe GL1Z.

Sa construction fut confiée par SONATRACH à la société Américaine CHEMICO suite à la signature du contrat les liant en date du 26 Avril 1971, la date de démarrage des travaux eu lieu le 16 Juin 1973.

La SONATRACH a confie par le contrat signé le 21 Janvier 1976, l'achèvement de la construction du complexe à la société Américaine BECHTEL, à partir du Mai 1976 l'entrée en exploitation du complexe ayant débuté le 25 Novembre 1978 ainsi que la satisfaction du contrat EL PASO dès l'année 1979.

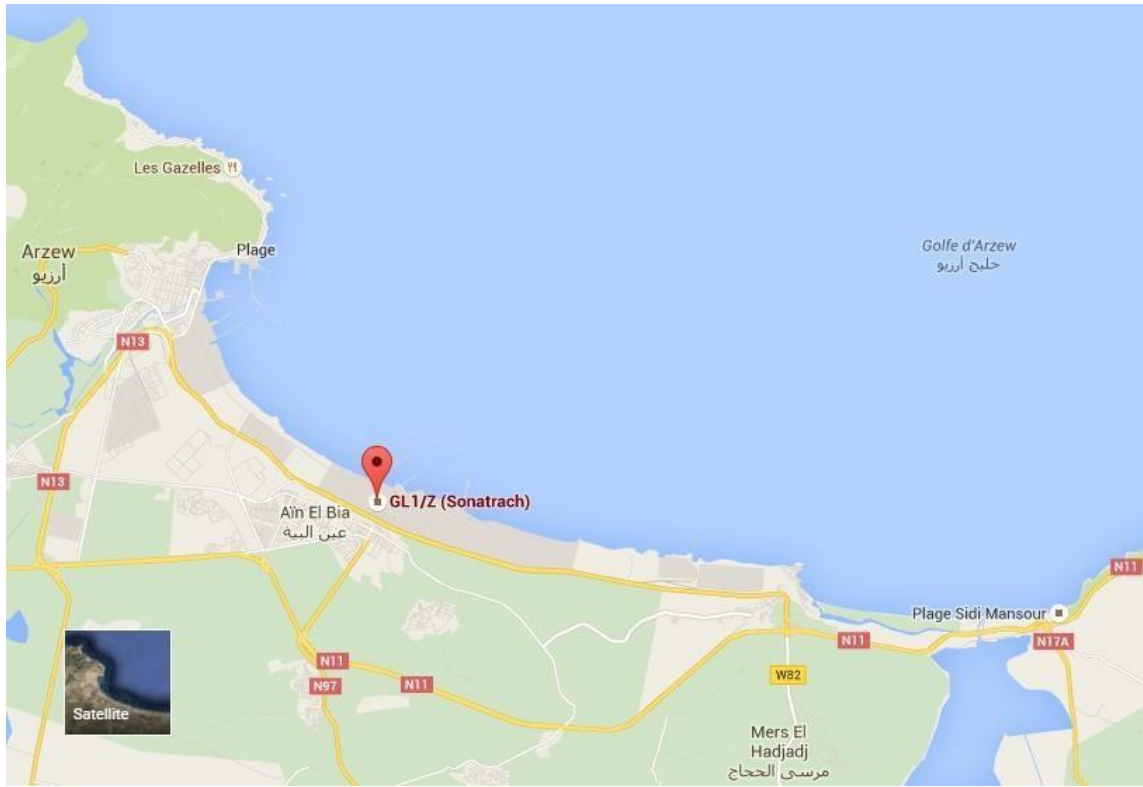
Compte tenu de la demande internationale en matière de besoin de gaz naturel liquéfié SONATRACH a décidé de rénover ces installations pour:

- Réhabiliter et augmenter la capacité d'installée à **110 %**.
- Fiabiliser les installations.
- Actualiser la technologie.

La production du complexe de liquéfaction est au dessous de la capacité initialement installée, ceci est due à plusieurs facteurs dont:

- Vieillessement des équipements.
- Technologie ancienne des années 1970.

La phase de rénovation est lancée par la signature du contrat entre la SONATRACH et la société Américaine BECHTEL en date 04 Février 1991, les travaux ont été entrepris par la même société en septembre 1993, et sont supervisés par une direction de projet attachée à la Division Etude et Développement de la branche.



**Figure I.1: Position Géographique du complexe GL1/Z**

## I.2. Plan général du complexe GL1/Z :

Le complexe GL1/Z est situé sur la côte ouest du littoral algérien à 8 Km de la ville d'Arzew et à 2 Km au nord de la ville de Bethioua, et il couvre une superficie de 72 hectares, et se compose notamment de plusieurs zones.

### I.2.1. 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<sup>3</sup> de GNL.
- Température de chargement du produit : -162 °C.

Le complexe comprend :

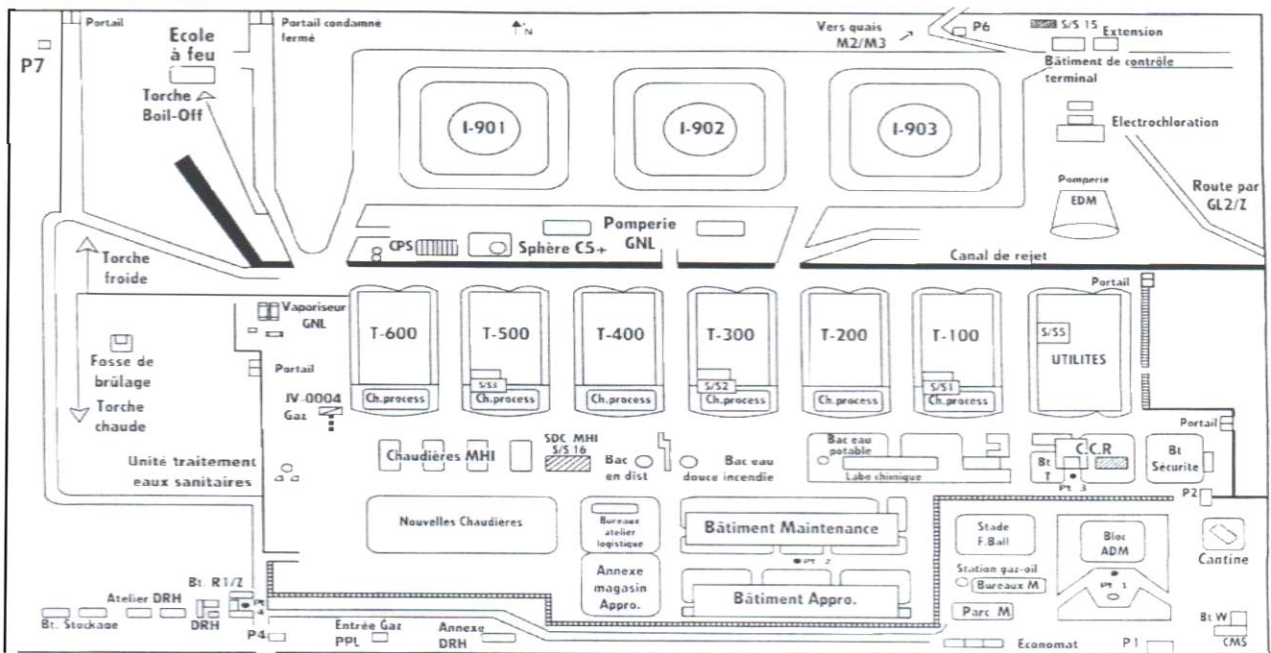
- Six unités de production identiques et fonctionnant en parallèle appelés trains.
- Une unité de production de vapeur, d'énergie électrique, d'air instrument et de pompage d'eau de refroidissement et l'azote pour les besoins des trains appelé utilités.
- Une zone de stockage et chargement des navires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

### I.3. Description du procédé de liquéfaction :

Le complexe GL1/Z comprend quatre zones:

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

Figure I.2 : Plan générale du complexe GL1/Z



### **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, en eau distillée et d'azote.

Au niveau de cette zone on rencontre essentiellement :

- Les chaudières.
- Les turbos générateurs
- Les compresseurs d'air
- Les sécheurs pour le traitement de l'air instrument
- Les unités de dessalements.
- Les installations servant pour la production d'azote

Donc cette zone fait la production de :

- ❖ Production de vapeur
- ❖ Production d'électricité
- ❖ Circuit eau de mer
- ❖ Production d'eau dessalée
- ❖ Electro-Chloration
- ❖ Production d'azote
- ❖ Production d'air comprimé

### **I.3.2. Zone de process :**

Constituée de six unités de liquéfaction identiques appelées trains, tant dans leur design que dans leurs fonctionnement. En effet, vu de près, les caractéristiques et les configurations, issus d'un même engineering industriel, explique leur autonomie de fonctionnement pour la liquéfaction du gaz naturel, et chaque train de liquéfaction est composé de huit sections et d'un circuit de refroidissement à savoir :

- Section de décarbonatation (élimination du CO<sub>2</sub>).
- Section de déshydratation (élimination de H<sub>2</sub>O).
- 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 m<sup>3</sup>, et le complexe dispose de deux postes de chargements pour méthaniers de 50.000 m<sup>3</sup> à 125.000 m<sup>3</sup>. Le GNL est stocké sous une pression de 1,03 bar et à une température de -162°C.

### I.3.4. Zone de pompage :

C'est une zone qui sert à l'acheminement du GNL des bacs de stockage vers les pieds de chargement.

## I.4. Description du procédé de liquéfaction [3]

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

**Tableau I-1 : Composition chimique du gaz naturel.**

COMPOSANT	NOMENCLATURE	% MOLLAIRE EN MOYENE
N <sub>2</sub>	AZOTE	6
He	HELIUM	0,21
CO <sub>2</sub>	Dioxyde de carbone	0,3
C <sub>1</sub>	Methane	84.6

C <sub>2</sub>	Ethane	6.77
C <sub>3</sub>	Propane	1.48
iC <sub>4</sub>	iso butane	0.8
nC <sub>4</sub>	Butane	0.3
iC <sub>5</sub>	iso pentane	0.07
nC <sub>5</sub>	Pentane	0.07
C <sub>6+</sub>	les essences	0

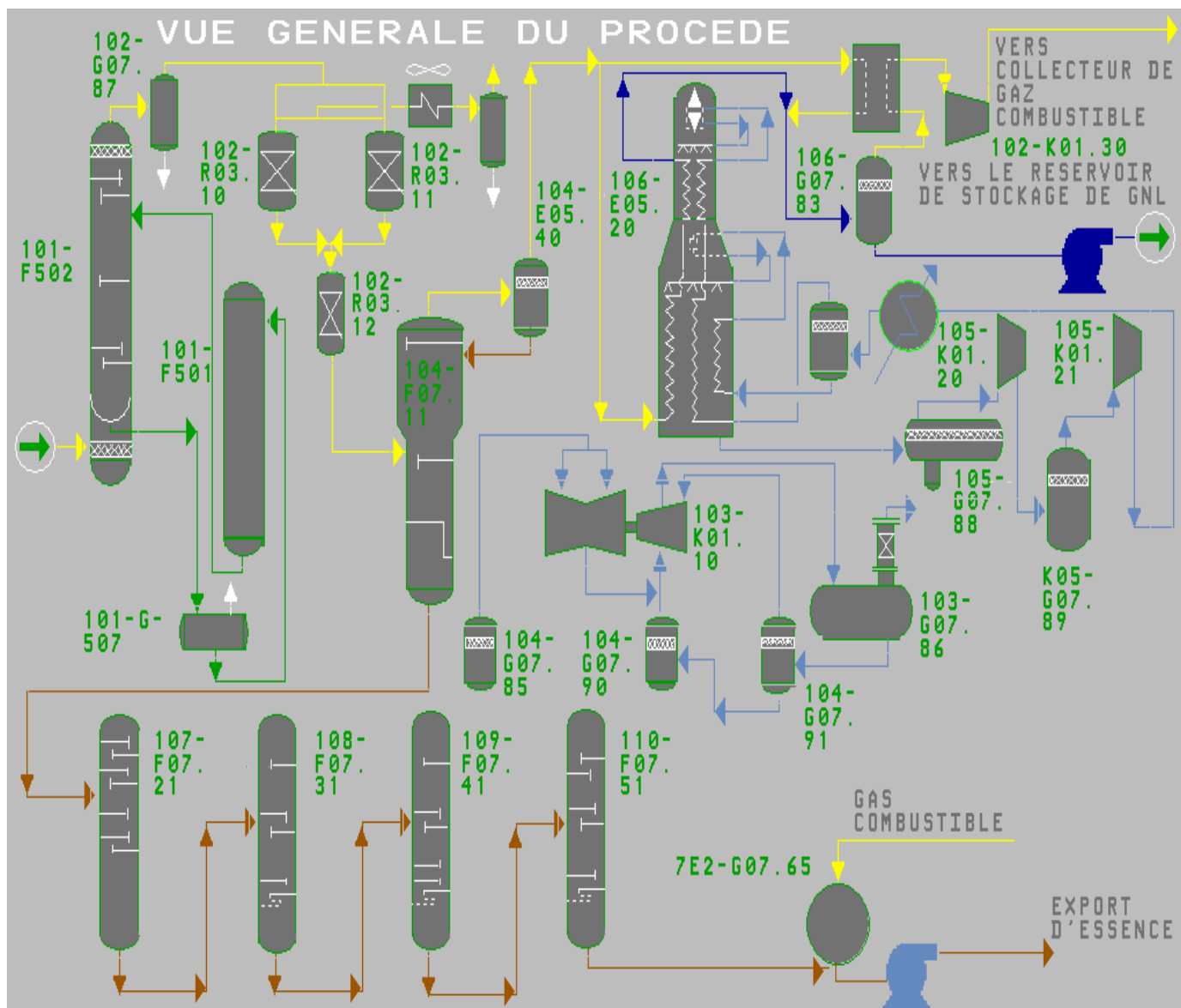
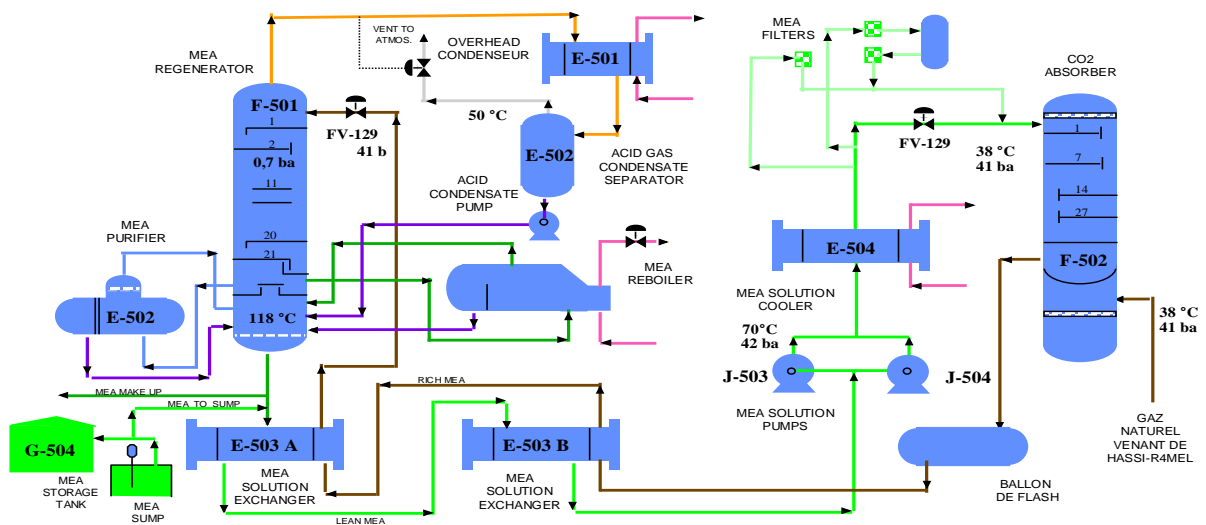


Figure I.3 : Vue général de procédé de liquéfaction

### I.4.1. Section de décarbonatation :

La fonction de cette section consiste en l'élimination du CO<sub>2</sub> contenu dans le gaz naturel, car CO<sub>2</sub> porté à une basse 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 CO<sub>2</sub> a un comportement assez particulier en matière de corrosion où la pression partielle du CO<sub>2</sub> contrôle le phénomène de corrosion, pour ce traitement de la décarbonatation il est fait usage d'une amine appelée (MEA) soit le Monoéthanolamine (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>ONH<sub>2</sub>) cette amine a le pouvoir de capter le CO<sub>2</sub> existant dans le gaz naturel. Cette section comporte deux étapes importantes à savoir : **(Figure 4)**

- L'absorption ;
- La régénération ;

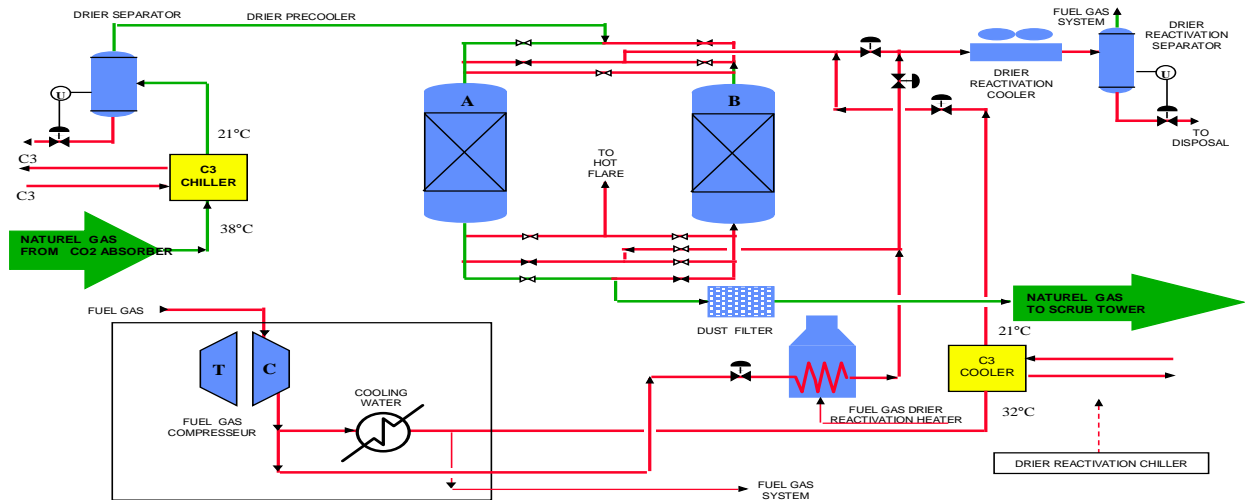


Établi par AO/PP/GL.1Z le 1/10/99 après rénovation

Figure I.4 : Section de décarbonatation

### 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 sécheurs à tamis moléculaires dont un sécheur est en service normal et le second est en régénération (**Figure 5**).



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

**Figure I.5 : Section de déshydratation**

### 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. Le GNT passe à travers un démercuriseur 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 Nm<sup>3</sup> est envoyé vers la section de refroidissement.

### I.4.4. Section de refroidissement :

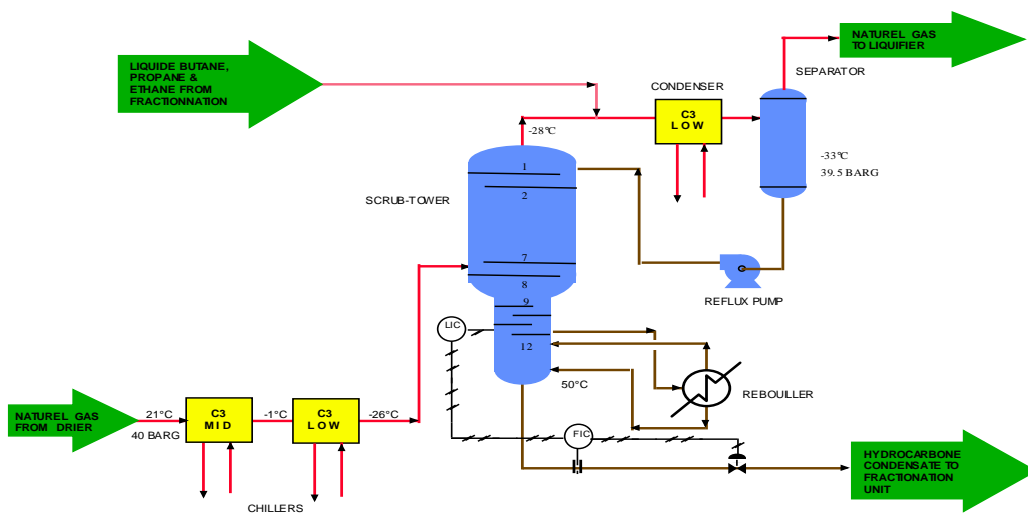
Avant d'introduire le gaz naturel dans la section de séparation de la tour de lavage, il subit un pré-refroidissement pour que sa température soit portée à (-34°C) dans les deux échangeurs E522 puis l'E524. Ce pré-refroidissement s'opère dans des échangeurs cryogéniques appelés communément Schiller. 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  $-26^{\circ}\text{C}$  par la TV442.

#### I.4.5. 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 léger.

Le produit lourd sera acheminé vers la section de fractionnement et le produit léger (gaz) suivra son chemin vers la section de liquéfaction (**Figure 6**).



Etalbi par AO/PP/CL/Z le 1/10/99 après énovation

**Figure I.6: Section de séparation**

#### I.4.6. 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 processus. Cette section est constituée de quatre colonnes de distillation, et chaque colonne a un rebouilleur, un condenseur et un ballon de reflux (**Figure.7**).



**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)

**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.

**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.

**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 refroidi puis envoyé vers le stockage de gazoline dans une sphère composée en essence des  $C_{5+}$ .

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

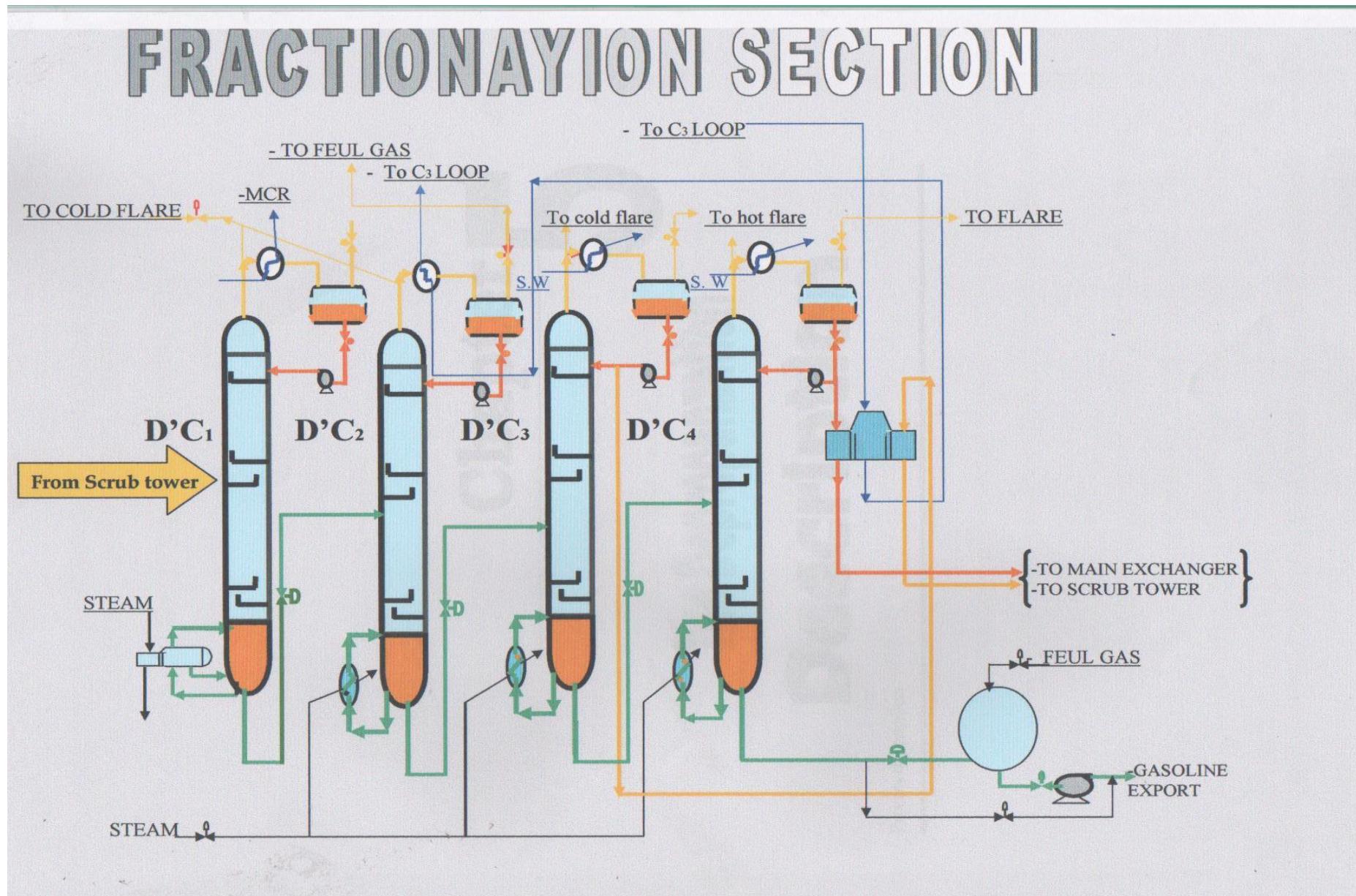


Figure I.7 : section de fractionnement.

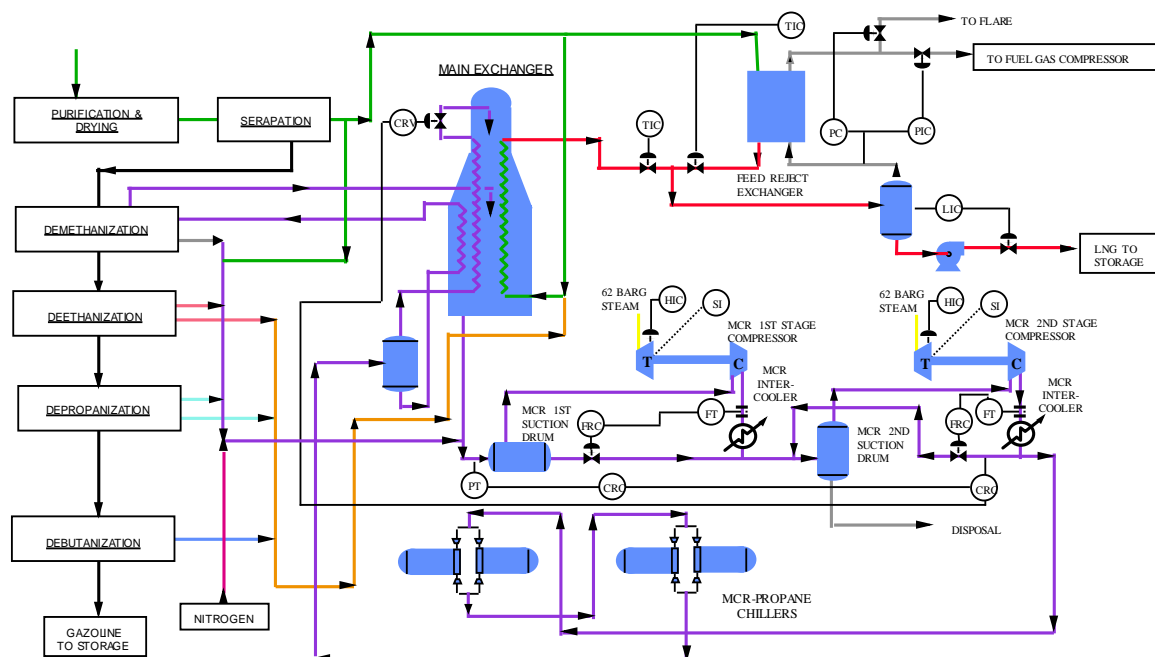
### I.4.7. Section de liquéfaction

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 8)**

Le gaz naturel traité (GNT) provenant de la tour de séparation est envoyé dans l'échangeur cryogénique principal, où il est refroidi à  $-148^{\circ}\text{C}$  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  $-161^{\circ}\text{C}$ ) 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.



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

**Figure I.8: Section de liquéfaction**

**CHAPITRE II**

**NOTIONS GENERALES SUR  
L'ETHANE**

## II.1. Généralité: [4]

L'éthane est un hydrocarbure aliphatique de la famille des alcanes de formule brute  $C_2H_6$ , ces principaux synonymes Biméthyle, Diméthyle, Hydrure d'éthyle Il produit de l'éthylène et de l'hydrogène lorsqu'il se décompose à haute température et faible pression.

C'est un gaz peut engendrer de l'énergie thermique par combustion, comme il est incolore et inodore que l'on peut trouver dans le gaz naturel et aussi dans les gaz du pétrole.

L'éthane pur est inodore, toutefois dépendant de sa qualité il peut présenter une légère odeur douçâtre ou une odeur d'essence selon le type d'impureté qu'il contient

L'éthane est un gaz hautement inflammable. Il brûle en produisant une flamme faiblement lumineuse. Il peut s'enflammer facilement en présence d'une charge d'électricité statique, d'une étincelle, d'une flamme nue ou d'une autre source d'ignition ou d'inflammation.

Il sert aussi comme une matière première pour la fabrication :

- De l'éthylène  $C_2H_4$
- Du polyéthylène
- Du mono éthylène glycol  $C_2H_6O_2$

## II.2. Propriétés physico-chimiques :

L'éthane se décompose à partir d'une température de 500 °C. Sa solubilité dans l'eau et dans l'alcool est meilleure que celle du méthane puisque, à 20 °C, celle-ci est de 4,7 cm<sup>3</sup> pour 100 cm<sup>3</sup> d'eau et de 150 cm<sup>3</sup> pour 100 cm<sup>3</sup> d'alcool [5].

## II.3. Caractéristiques de l'éthane :

### Propriétés du gaz :

- Poids moléculaire : 30.069 g/mol.
- Température d'ébullition : - 127,48 °F
- Température de congélation : -297,04 °F

### Phase solide :

- Point de fusion : -183.3 °C
- Chaleur latente de fusion (1,013 bar, au point triple) : 94.977 kJ/kg

**Phase liquide :**

- Masse volumique de la phase liquide (1,013 bar au point d'ébullition) : 546.49 kg/m<sup>3</sup>
- Point d'ébullition (1,013 bar) : -88.7 °C
- Chaleur latente de vaporisation (1,013 bar au point d'ébullition) : 488.76 kJ/kg
- Pression de vapeur (à 21 °C) : 38.3 bars

**Point critique :**

- Température critique : 32.2 °C
- Pression critique : 48.839 bars

**Phase gazeuse :**

- Masse volumique du gaz (1,013 bar au point d'ébullition) : 2.054 kg/m<sup>3</sup>
- Masse volumique de la phase gazeuse (1,013 bar et 15 °C) : 1.282 kg/m<sup>3</sup>
- Facteur de compressibilité (Z) (1,013 bar et 15 °C) : 0.9912
- Volume spécifique (1,013 bar et 21 °C) : 0.799 m<sup>3</sup>/kg
- Chaleur spécifique à pression constante (Cp) (1 bar et 25 °C) : 0.053 kJ/ (kmole.)
- Chaleur spécifique à volume constant (Cv) (1 bar et 25 °C) : 0.044 kJ/ (mole.K)
- Rapport des chaleurs spécifiques (Gamma: Cp/Cv) (1 bar et 25 °C) : 1.193258
- Viscosité (1,013 bar et 0 °C) : 0.0000855 Poise
- Conductivité thermique (1,013 bar et 0 °C) : 18 mW/(m.K).

**II.4. Fabrication industrielle :**

L'éthylène est produit lors du vapocraquage des hydrocarbures, qui sont obtenus par distillation du pétrole. La formation d'éthylène à partir des hydrocarbures saturés est favorisée par des températures élevées. En particulier, à partir de l'éthane il faut que la température de craquage soit supérieure à 800°C. En Europe l'éthylène est obtenu à 71 % à partir de naphta, à 12% à partir de gaz de pétrole liquéfié, à 10 % à partir de gazole et à 7 % à partir d'éthane. Aux États-Unis, l'éthylène est obtenu à 52 % à partir d'éthane, à 22 % à partir de naphta et de gazole, à 21% à partir de propane et à 5 % à partir de butane.

## II.5. Utilisations de l'éthane :

La principale utilisation de l'éthane est dans l'industrie chimique dans la production de l'éthylène (éthylène) par vapocraquage. Après dilution avec de la vapeur et chauffée brièvement à des températures très élevées (900°C ou plus), des hydrocarbures lourds se décomposent en hydrocarbures plus légers, et les hydrocarbures saturés deviennent insaturés.

L'éthane est favorisé pour la production de l'éthylène, car le craquage à la vapeur de l'éthane est relativement sélectif pour l'éthane, tandis que le vapocraquage d'hydrocarbures plus lourd conduit à un mélange du produit pauvre en éthane, plus lourds et plus riche en oléfines (alcènes), tels que propène (propylène), et butadiène, et des hydrocarbures aromatiques

Expérimentalement, l'éthane est sous étude comme matière première pour d'autres produits chimiques de base. Actuellement l'Arabie saoudite (Cabinet SABIC) a annoncé la construction d'une usine de 30 000 tonnes par an pour produire de l'acide acétique par oxydation d'éthane au Yanbu'. La viabilité économique de ce processus peut s'appuyer sur le faible cout de l'éthane à proximité des champs de pétrole saoudiens.

L'éthane peut être utilisé comme réfrigérant dans les systèmes de réfrigération cryogénique. Sur une échelle beaucoup plus petite, dans la recherche scientifique, de l'éthane liquide est utilisé pour vitrifier échantillons riches en eau pour Microscopie électrique (Cryo-microscopie électrique).

## II.6. Utilisations de l'éthane au niveau du complexe GL1/Z :

### II.6.1. Appoint vers la boucle MCR :

La boucle MCR (multi-composant réfrigérant) est un système de réfrigération utilisé dans la liquéfaction de gaz naturel. Dans ce système, un mélange de fluides frigorigènes est utilisé pour refroidir le gaz naturel traité (GNT) et le liquéfié (GNL)

Parmi le principal composé dans ce réfrigérant c'est le C<sub>2</sub>. Il est utilisé dans la boucle MCR en raison de leur capacité à abaisser la température du gaz naturel liquéfié

Lorsque la boucle MCR commence à chauffer, il est nécessaire d'ajouter des composés C<sub>2</sub> pour réduire la température. Pour ce faire une vanne doit être ouverte pour permettre l'entrée des composés C<sub>2</sub> dans la boucle MCR. Il est important de veiller à ce que la quantité de

composés C<sub>2</sub> ajoutée ne dépasse pas 50%.

**II.6.2. Vers l'échangeur principal E-520 (PCS) :**

le pouvoir calorifique supérieur (PCS) est une mesure de la qualité d'énergie produite lors de la combustion d'un carburant l'augmentation de PCS lié à l'injection des hydrocarbure plus lourds dans le GNL plus on injecte des composés lourds dans le gaz naturel liquéfié (GNL) plus le pouvoir calorifique supérieur (PCS) du GNL augmente cela est dû au fait que les composés lourds ont une densité énergétique plus élevée que les composés légers, ce qui signifie qu'ils contiennent plus d'énergie par unité de volume. Ce pendant l'ajout de composés lourds peut également augmenter le coût de production du GNL.

La densité énergétique des composés C<sub>2</sub> est proche de celle des composés C<sub>1</sub>, ce qui signifie que l'ajout de composés C<sub>2</sub> dans le gaz naturel liquéfié (GNL) peut augmenter le pouvoir calorifique supérieur (PCS) de GNL l'augmentation le coût. L'injection de C<sub>2</sub> dans le GNL dans notre complexe lié à la demande des tanger qui volent un teneur en C<sub>2</sub> dans le GNL pour augmenter le PCS de GNL et donc son prix.

**II.6.3. Vers fuel gaz :**

Le fuel gaz se réfère à un combustible gazeux, principalement le gaz naturel utilisé pour la production d'énergie. Le rôle de fuel gaz dans le complexe GNL1/Z est qu'il prend les constituants (C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub>, C<sub>3</sub>), se chauffe à une température 33°C puis passe vers la chaudière pour produire un gaz combustible pour obtenir un triangle de feu.

**II.6.4. Vers la ligne inter-trains :**

Utilisez cette nouvelle ligne inter-trains dans le complexe GNL1/Z au cas où quelqu'un aurait besoin d'un autre train l'éthane dans fuel gaz ou PCS, MCR que nous envoyons par cette ligne.

**II.7. Situations de dééthaniseur dans le train :**

La colonne de dééthaniseur n'a aucun rapport avec le chemin d'écoulement d'alimentation en gaz naturel. Cependant, la colonne fait partie du système de fractionnement et est placée en aval de la colonne de déméthaniseur et en amont de la colonne de dépropaniseur.



**II.7.1. Les majeurs équipements dans le système dééthaniseur :**

- X08-F-07.31 La colonne de dééthaniseur
- X08-G-07.34 Le ballon de reflux
- X08-G-07.36 Le séparateur de propane
- X08-J-07.35/40 La pompe de reflux
- X08-E-07.32 Le condenseur de tête
- X08-E-07.33 Le rebouilleur

**II.7.2. Le rôle de la colonne du dééthaniseur :**

Le rôle de la colonne du dééthaniseur est de séparer l'éthane (extraction) des composés plus lourds pour qu'il soit utilisé dans d'autres parties de l'usine.

**II.7.3. Le circuit du dééthaniseur :**

Le flux d'hydrocarbures lourds issu du fond de la colonne du dééthaniseur alimente le dixième plateau de la colonne du dééthaniseur F-07.31 cette colonne fonctionne à une pression d'environ de 20 bars effectifs dans cette colonne l'éthane composant léger se sépare du flux d'hydrocarbures lourds d'alimentation et monte au sommet de la colonne à contre-courant de reflux d'éthane qui descend en cascade d'un plateau à l'autre de la colonne dééthaniseur

Les vapeurs de tête de la colonne sont condensées en totalité dans le condenseur du dééthaniseur E07.34 par du réfrigérant au propane et se rassemblent dans le ballon de reflux de dééthaniseur G07.34

Le liquide issu du ballon de reflux est séparé en deux flux. Le premier est renvoyé par pompage au dééthaniseur sous régulation de débit comme liquide de reflux tandis que le deuxième est distribué à la tour de lavage, à l'échangeur principale et au stockage d'éthane. Ce dernier flux quitte le ballon de reflux du dééthaniseur et refroidi à -33 °C dans le sous-refroidisseur des retours d'éthane E-07.39.

La pression de la colonne du dééthaniseur est réglée en renvoyant les vapeurs du ballon de reflux dans le réseau de gaz combustible. Il est aussi prévu d'envoyer les vapeurs de tête quand il y a une production d'éthane en excès dans une usine. Cette dernière solution n'est pas recommandée pour des raisons économiques.

Une partie du liquide du fond de la colonne du déethaniseur entre dans le rebouilleur du déethaniseur E733 ou elle se vaporise. Les vapeurs issues du rebouilleur retournent à la colonne du déethaniseur au-dessous du dernier plateau inférieur ou vingt sixième plateau. La vapeur produite dans le rebouilleur s'élève dans la colonne pour séparer efficacement l'éthane du liquide qui s'écoule dans les plateaux de la colonne et qui est essentiellement débarrassé d'éthane. Tandis que le reste du liquide du fond de la colonne est envoyé dans la colonne du dépropaniseur par une vanne de régulation.

**CHAPITRE III**

**CALCULS ET SIMULATION**

### III.1. Problématique :

Le complexe GL1/Z d'Arzew produit une quantité appréciable d'éthane. Donc il est utile de développer la problématique du sujet ainsi que les résultats escomptés, sur la base de l'évolution de la composition de la charge actuelle en sélectionnant le point idéal du soutirage de la charge permettant une récupération optimale d'éthane.

Pour cela, nous allons établir quelques bilans de matière sur l'éthane au niveau de la charge d'entrée GN, de l'alimentation de la tour de lavage (F-711), du déethaniseur (DC2) ainsi que du GNL.

L'objectif est d'identifier des solutions qui permettent d'optimiser l'extraction de l'éthane, de manière à augmenter la quantité d'éthane récupérée par rapport aux méthodes et aux technologies actuellement utilisées. Cela pourrait contribuer à améliorer l'efficacité globale du complexe GL1/Z et à maximiser la rentabilité de l'opération d'extraction d'éthane.

Cette étude est conditionnée par les différents aspects à savoir [3] :

- La garantie de la qualité de GNL.
- La faisabilité technique (implantation).
- La quantité optimale d'éthane à récupérer.

Notre étude va dépendre des exigences fixées par le maître d'œuvre qui est la société TOTAL et garantir le PCS de GNL par le fournisseur qui est le complexe GL1/Z.

**Tableau III-1** : exigences du procédé d'extraction :

<b>Pureté de l'extraction C2</b>	97 – 99%
<b>PCS GNL (Valeur process)</b>	10.56 TH/Nm <sup>3</sup> ----- 10.77TH/Nm <sup>3</sup>

Et pour cela nous allons suivre l'évolution de l'éthane dans le procédé, du GN jusqu'à sa transformation d'état (GNL) en passant par son traitement, afin de déterminer notre point optimal de soutirage.

### III.2. Conversion de la quantité d'éthane :

Nous allons montrer la quantité d'éthane présente dans l'alimentation du tour de lavage (l'alimentation de GN au tour de lavage (4) et le débit de recyclage (90)) va rester conservé dans les procédés qui suit les produits du tour de lavage (Vers échangeur principal (700), produit de tête du déméthaniseur (35), produit de tête du dééthaniseur stockage (49) et le résidu du dééthaniseur DC2 (Alimentation DC3) (55)).

$$4 + 90 = 700 + 35 + 49 + 55 \quad \text{III.(1)}$$

#### III.2 .1 Calcul du Débit d'éthane dans la charge d'alimentation GN du tour de lavage (4) (T=40°C et P=40 bars) :

Nous allons présenter le tableau ci-dessous les compositions de la charge du design.

**Tableau III- 2** Composition de la charge GN du design

Composant	Désigne Charge lourde % molaire	Désigne Charge légère % molaire
N2	3 .33	6.02
He	0.11	0.21
C1	85.06	84.85
<b>C2</b>	<b>7.92</b>	<b>6.8</b>
C3	2.15	1.48
iC4	0.4	0.2
nC4	0.5	0.3
iC5	0 .16	0.07
nC5	0.17	0.07
C6 <sup>+</sup>	0.2	0
<b>Total</b>	1	1

Tout d'abord on va préciser qu'on va travailler avec la charge lourde.

Le débit de gaz naturel qui alimente la tour de lavage est mesuré en Kmole/h et égale a :

$$Q_{GN} = 10840.7 \text{ Kmole/h}$$

La fraction de l'éthane dans l'alimentation du tour de lavage est égale a :

$$Y_{c2} = 7.92\% = 0.0792$$

Débit molaire de l'éthane dans le GN :

$$Q_{C_2/GN} = Q_{GN} * y_{C_2}$$

$$Q_{C_2/GN} = 10840.7 * 0.0792 = 858.58 \text{ kmole/h}$$

Débit massique :

$$m_{C_2} = Q_{C_2/GN} * M_{C_2}$$

$$m_{C_2} = 858.58 \text{ Kmole/h} * 30 = 25757.4 \text{ kg/h}$$

$$m_{C_2} = 25.75 \text{ T/h.}$$

### III.2.2. Calcul du Débit d'éthane dans le recyclage entré au tour de lavage (90) :

Le débit de recyclage qui alimente le tour de lavage est mesuré en Kmole/h et égale a :

$$Q_{Re} = 61.7 \text{ Kmole/h}$$

La fraction de l'éthane dans Le recyclage est égale a :

$$Y_{C_2} = 0\% = 0$$

Débit molaire de l'éthane dans le GN :

$$Q_{C_2/Re} = Q_{Re} * y_{C_2}$$

$$Q_{C_2/Re} = 61.7 * 0 = 0 \text{ kmole/h}$$

Débit massique :

$$m_{C_2} = 0 \text{ T/h.}$$

### III.2.3. Calcul du Débit d'éthane dans le GNT vers l'échangeur principal (700):

Le débit de GNT qui alimente vers l'échangeur principal est mesuré en Kmole/h et égale a :

$$Q_{GNT} = 10605.37 \text{ Kmole/h}$$

La fraction de l'éthane dans le GNT vers l'échangeur principal est égale a :

$$Y_{C_2} = 7.44\% = 0.0744$$

Débit molaire de l'éthane dans le GN :

$$Q_{C_2/GNT} = Q_{GNT} * y_{C_2}$$

$$Q_{C_2/GNT} = 10605.37 * 0.0744 = 789.04 \text{ kmole/h}$$

Débit massique :

$$m_{C2} = Q_{c2/EP} * M_{C2}$$

$$m_{C2} = 789.04 \text{ Kmole/h} * 30 = 23671.4 \text{ kg/h}$$

$$m_{C2} = 23.67 \text{ T/h}$$

### III.2.4 Calcul du Débit d'éthane dans le produit de tête du déméthaniseur DC1 (35):

Le débit de produit de tête du déméthaniseur DC1 est mesuré en Kmole/h et égale a :

$$Q_{DC1} = 58.7 \text{ Kmole/h}$$

La fraction de l'éthane dans le produit de tête du déméthaniseur DC1 est égale a :

$$Y_{c2} = 2.81\% = 0.0281$$

Débit molaire de l'éthane dans le GN :

$$Q_{c2/DC1} = Q_{DC1} * Y_{C2}$$

$$Q_{C2/DC1} = 58.7 * 0.0281 = 1.65 \text{ kmole/h}$$

Débit massique :

$$m_{C2} = Q_{c2/DC1} * M_{C2}$$

$$m_{C2} = 1.65 \text{ Kmole/h} * 30 = 49.48 \text{ kg/h}$$

$$m_{C2} = 0.04948 \text{ T/h}$$

### III.2.5. Calcul du Débit d'éthane dans le produit de tête du dééthaniseur DC2 vers stockage (49):

Le débit de produit de tête du dééthaniseur DC2 vers stockage est mesuré en Kmole/h et égale a :

$$Q_{DC2} = 66.82 \text{ Kmole/h}$$

La fraction de l'éthane dans le produit de tête du dééthaniseur DC2 vers stockage est égale a :

$$Y_{c2} = 95.44\% = 0.9544$$

Débit molaire de l'éthane dans le GN :

$$Q_{c2/DC2} = Q_{DC2} * Y_{C2}$$

$$Q_{C2/DC2} = 66.82 * 0.9544 = 63.773 \text{ kmole/h}$$

Débit massique :

$$m_{C2} = Q_{C2/DC2} * M_{C2}$$

$$m_{C2} = 63.773 \text{ Kmole/h} * 30 = 1913.19 \text{ kg/h}$$

$$m_{C2} = 1.913 \text{ T/h}$$

**III.2.6. Calcul du Débit d'éthane dans le résidu du dééthaniseur DC2 (Alimentation DC3) (55):**

Le débit du résidu du dééthaniseur DC2 (Alimentation DC3) mesuré en Kmole/h et égale a :

$$Q_{DC3} = 250.8 \text{ Kmole/h}$$

La fraction de l'éthane dans le produit de tête du dééthaniseur DC2 vers stockage est égale a :

$$Y_{C2} = 0.08\% = 0.0008$$

Débit molaire de l'éthane dans le GN :

$$Q_{C2/DC3} = Q_{DC3} * Y_{C2}$$

$$Q_{C2/DC3} = 250.8 * 0.0008 = 0.2 \text{ kmole/h}$$

Débit massique :

$$m_{C2} = Q_{C2/DC3} * M_{C2}$$

$$m_{C2} = 0.2 \text{ Kmole/h} * 30 = 6 \text{ kg/h}$$

$$m_{C2} = 0.006 \text{ T/h}$$

**III.2.7. Résultats et interprétations :**

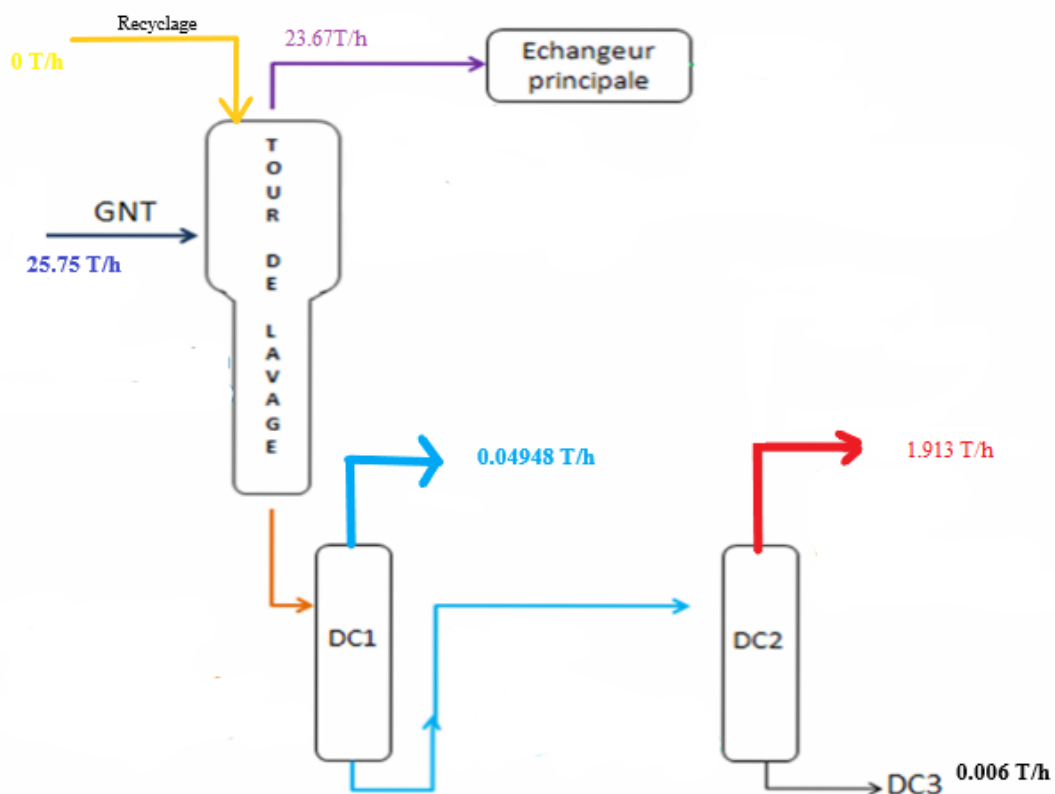
**Tableau III-3 : Résultats récapitulatif :**

	<b>4</b>	<b>90</b>	<b>700</b>	<b>35</b>	<b>49</b>	<b>55</b>
<b>Débit horaire C2v (T/h)</b>	25.75	0	23.67	0.049	1.913	0.006
	Total = 25.75		Total = 25.64			



- **Résultat et interprétations :**

Au vue du tableau des résultats nous remarquons qu'il y a une quantité importante d'éthane à extraire et aussi que le débit d'éthane présente dans l'alimentation du tour de lavage (l'alimentation de GN au tour de lavage (4) et le débit de recyclage (90)) va rester conservé dans les procédés qui suit les produits du tour de lavage (Vers échangeur principal (700), produit de tête du déméthaniseur (35) et produit de tête du dééthaniseur (49)). Donc on va augmenter la quantité d'éthane extraite mais nous sommes conditionnés par le bon fonctionnement du GNL qualité et quantité.



**Figure III.1:** Schéma synoptique de procédé de liquéfaction

Le point de soutirage optimum sera en fonction de ces conditions et pour cela nous allons citer les avantages et les inconvénients de chaque point.

Tableau III-4 : Avantages et les inconvénients de l'extraction

Extraction de C2	Avantages	Inconvénient
A partir du GN	-Quantité suffisante	-Gaz non traité -Gaz chaud a40°C -Nécessité des équipements supplémentaires (Echangeurs) -Diminution du PCS
A partir de la tour de lavage	- Quantité suffisante -Gaz traité (GNT) -Température du service (-30°C) -Pas nécessité des équipements supplémentaires	-Diminution du PCS
A partir du dééthaniseur	-Gaz traité (GNT)	-Quantité insuffisante
A partir du GNL	-Quantité suffisante -Gaz traité (GNT)	-Très basse température - 162°C -Nécessité des équipements supplémentaires (Echangeurs) --Diminution du PCS

A partir de ce tableau on peut situer notre meilleur point de soutirage, qui sera la tour de lavage, malgré la diminution de PCS on peut le compenser par l'injection de C4 au niveau de l'échangeur principale. Il faut rappeler que la tour de lavage a un rôle essentiel dans le procédé de liquéfaction ou elle est conçue pour séparer les légers C1, C2 des fractions lourds C4 et C5+ surtout ce dernier qui se solidifie dans les basses températures. Donc nous allons récupérer l'éthane en tête de colonne.

### III.3. Calcul le pouvoir calorifique supérieure PCS du GNT vers échangeur principal (700):

**Tableau III-5 :** Composition de GNT et le PCS de chaque constituant :

Constituants	Composition $Y_i$ (%)	PCS <sub>i</sub> (TH/Nm <sup>3</sup> )
C1	87.15	9.530
C2	7.44	16.860
C3	1.41	24.350
IC4	0.24	31.5700
NC4	0.22	32.060
IC5	0	40.155
NC5	0	40.060

Le pouvoir calorifique d'un gaz est la chaleur dégagée lors de la combustion d'un mètre cube de gaz dans les conditions normales.

Le calcul du PCS total du GNT ce fait comme suit :

$$PCS_t = \sum Y_i * PCS_i$$

Avec :

$Y_i$  : La fraction molaire de chaque constituant

PCS<sub>i</sub> : Pouvoir calorifique de chaque constituant

La fourchette de PCS de notre gaz est dans l'intervalle suivant :

$$10.56 \text{ TH/Nm}^3 \text{ ----- } 10.77 \text{ TH/Nm}^3$$

Le pouvoir calorifique du gaz va dépendre de sa composition et d'après le tableau ci-dessus si une charge contient un taux élève du C2+ son PCS augmente.

$$PCS_t = Y_{C1}.PCS_{C1} + Y_{C2}.PCS_{C2} + Y_{C3}.PCS_{C3} + Y_{IC4}.PCS_{IC4} + Y_{NC4}.PCS_{NC4} + Y_{IC5}.PCS_{IC5} + Y_{NC5}.PCS_{NC5}$$

$$\rightarrow 10.58 \text{ TH/Nm}^3$$

### **III.4.Introduction à la simulation :**

Depuis quelques années, les simulateurs sont devenus des outils indispensables dans un grand nombre d'industries qui utilisent la technologie de pointe, dans l'ingénierie ainsi que dans la recherche scientifique, l'enseignement et formation

#### **III.4.1.Définition :**

La simulation permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Autrement dit, la simulation permet de représenter les différents phénomènes (transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement), qui se produisent dans les différentes opérations unitaires, par des modèles mathématiques qui traduisent leurs comportements par l'intermédiaire d'équations analytiques et leurs résolutions

### **III.5.Présentation du logiciel Aspen HYSYS :**

Le simulateur Aspen HYSYS est un simulateur de génie des procédés initialement développé par HYPROTECH.A. Après plusieurs années d'amélioration, il fut racheté par ASPENTECH. Ce n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. HYSYS a été développé pour l'industrie pétrolière bien qu'il soit utilisé aussi dans d'autres types de procédés chimiques.

Les simulations sont accomplies en utilisant les outils affichés sur les nombreux menus déroulants dont dispose le simulateur. De plus, il présente une interface graphique pour la construction du diagramme des procédés (PFD)

Les étapes nécessaires pour réaliser une simulation sont expliquées dans les paragraphes suivants :

#### **III.5.1. Principe d'utilisation de HYSYS :**

Pour que le logiciel HYSYS puisse résoudre le schéma de procédé et/ ou même dimensionner quelques équipements de ce procédé, l'utilisateur doit préalablement :

- Spécifier, les constituants du gaz, du liquide ou du mélange à traiter
- Sélectionner les constituants du gaz, du liquide ou du mélange

- Choisir un modèle thermodynamique
- Spécifier les courants et les unités
- Interpréter les résultats

### **III.5.2. Modèles thermodynamiques :**

Un modèle thermodynamique est un ensemble d'équations qui décrivent le comportement d'un système ou d'un sous-système (opération unitaire, ballon, échangeur de chaleur, compresseur, etc.

Les équations sont des relations de conservation :

1. De masse
2. D'énergie
3. De quantité de mouvement

Parmi les modèles thermodynamiques existants, il y a lieu de citer ceux de :

- Peng Robinson (PR)
- Peng Robinson (PRSV)
- Soave Riedlich Kwong (SRK)
- Lee Kessler Plocker

Pour les mélanges d'hydrocarbures légers, les équations d'état telles que celle de Peng-Robinson ou Soave-Riedlich-Kwong sont couramment utilisées.

### **III.6. Fonctionnement de HYSYS :**

- L'utilisateur doit choisir un modèle thermodynamique et ses constituants.
- Il doit établir le schéma de procédés (PFD).
- Il doit aussi spécifier les paramètres nécessaires de chaque opération.
- HYSYS résous le schéma de procédés.
- Les résultats seront des bilans de matière et d'énergie.
- Il peut aussi dimensionner des équipements.

III.7. Description de notre procédé :

Le complexe GNL1/Z fonctionne avec ce procédé :

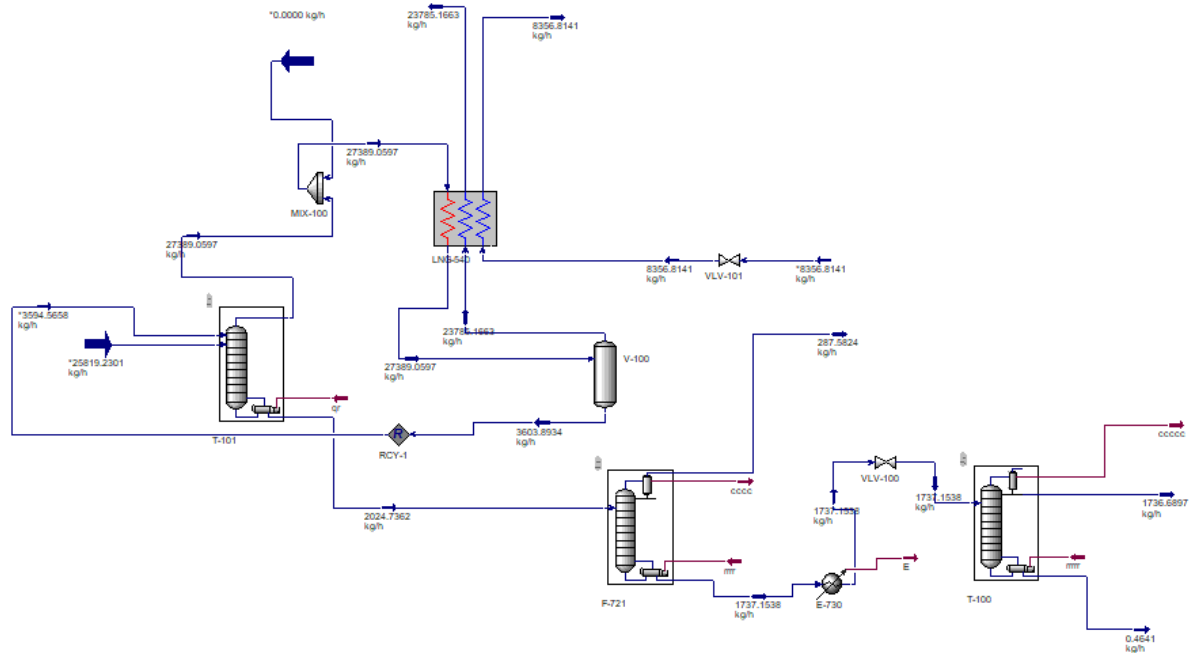


Figure III.2: Schéma HYSYS de notre procédé

Dans notre étude, le point de soutirage se situe au niveau du fond de ballon de séparation avec le résidu de tour de lavage et après se pénètre vers le fractionnement qui alimente la colonne de déméthaniseur puis il entre dans la colonne de dééthaniseur. L'éthane se récupère en tête de (DC<sub>2</sub>) et le résidu fractionne vers DC<sub>3</sub>.

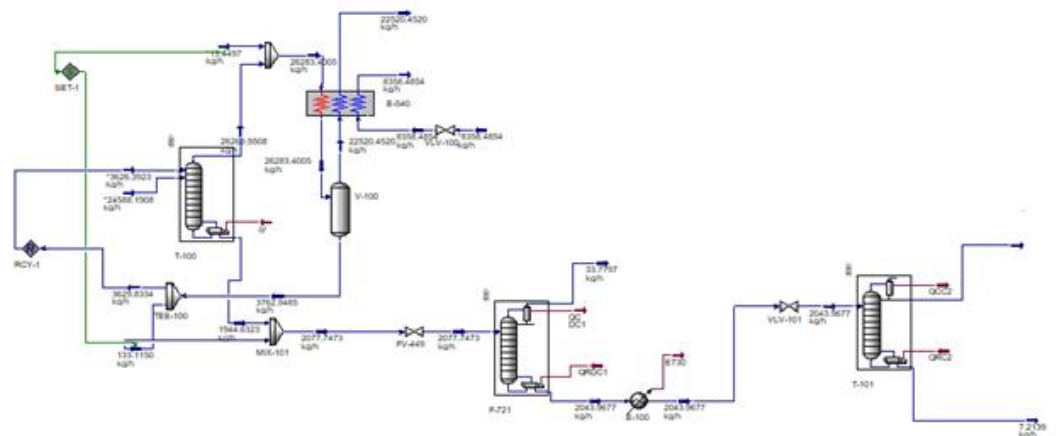


Figure III.3: Schéma HYSYS de notre procédé (solution).

- Le GNT sort en tête de ballon de séparation passe par échangeur à plaque (E540) pour le refroidissement puis vers l'échangeur principal pour la liquéfaction (GNL)

### III.8. Résultats de la simulation :

#### III.8.1 Cas Design (100 %) :

##### III.8.1.1 Résultat de recyclage :

Pour augmenter le débit de l'éthane récupéré en tête DC2, on va augmenter le débit de recyclage (90). Dans le cas design, on a :

$$Q_{\text{rec}}=61.7 \text{ kmole/h}$$

On augmente le débit de recyclage et on contrôle le produit de tête DC2

**Tableau III-6 :** Débits de recyclage et la quantité de C2 extraite (cas design) :

$Q_{\text{rec}}$ (kmole/h)	Débit de produit de tête DC2 (kg/h)	Fraction C2 (%)	$Q_{\text{C2/DC2}}$ (kg/h)
61.7	1717.82	96.58	1659.07
65	1770.05	96.93	1715.71
70	1855.87	97.54	1810.21
75	1929.14	98.05	1891.52
80	2025.74	98.64	1998.19
81	2033.19	98.70	2006.75
<b>82</b>	<b>2063.88</b>	<b>98.82</b>	<b>2039.53</b>
83	2070.06	98.65	2042.11
84	2075.79	98.44	2043.40
85	2082.85	98.21	2045.57

##### - Résultat et interprétations :

On distingue que lorsqu'on augmente le débit de recyclage, la quantité de C2 extraite dans la tête de DC2 augmente. Mais lorsqu'on dépasse le débit de  $Q_{\text{Rec}}= 82 \text{ kmole /h}$ , la pureté du C2 dans le produit de tête DC2 va se diminuer malgré que la quantité totale extraite du produit de tête continue à augmenter. Donc notre débit de recyclage est  $Q_{\text{Rec}}= 82 \text{ kmole/h}$ .

##### III.8.1.2. Résultat après modification sur le déméthaniseur DC1 :

Dans le **cas design** on a la température du rebouilleur DC1 :

$$T_{\text{reb/DC1}}= 88^{\circ}\text{C}$$

On va jouer sur la température du rebouilleur DC1 et optimiser les autres paramètres de notre système :

**Tableau III-7:** Température de rebouilleur DC1 et la quantité de C2 extraite (cas design)

Température Rebouilleur DC1 (°C)	Débit de produit de tête DC2 (kg/h)	Fraction C2 (%)	Q <sub>C2/DC2</sub> (kg/h)
88	2063.88	98.82	2039.53
<b>89</b>	<b>2052.53</b>	<b>99.61</b>	<b>2044.52</b>
90	1997.43	99.86	1974.66

**- Résultat et interprétations :**

Lorsqu'on a augmenté la température du rebouilleur DC1 a 89°C, la quantité d'éthane extraite au produit de tête DC2 a augmenté aussi avec une pureté parfaite. Mais on ne peut pas augmenter plus parce que comme le tableau montre, le débit de produit de tête DC2 va diminuer.

Notre point optimum pour la température de rebouilleur DC1 est  $T_{\text{reb/DC1}} = 89^\circ\text{C}$

**III.8.1.3. Résultat après modification sur le reflux du déméthaniseur DC1 :**

Dans le **cas design**, le débit de reflux de DC1 est égal à :

$$Q_{\text{reflux DC1}} = 142.3 \text{ kmole/h}$$

On augmente le débit de reflux DC1 et on contrôle la quantité de C2 extraite et la fraction de C2 dans le produit de tête DC1 :

**Tableau III-8:** Débit de reflux DC1 et la quantité de C2 extraite (cas design)

Débit de reflux DC1 (kmole/h)	Débit de produit de tête DC2 (kg/h)	Fraction C2 Dans Produit Tête DC1 (%)	Fraction C2 (%)	Q <sub>C2/DC2</sub> (kg/h)
142.3	2052.53	2.48	99.61	2044.52
160	2060.68	2.05	99.72	2054.91
180	2066.45	1.76	99.80	2062.32
200	2069.89	1.58	99.84	2066.58
240	2073.63	1.39	99.89	2071.34
260	2074.70	1.33	99.91	2072.83
<b>280</b>	<b>2075.46</b>	<b>1.28</b>	<b>99.92</b>	<b>2073.80</b>
285	2075.63	1.28	99.92	2073.95



- **Résultat et interprétations :**

Le point optimal est  $Q_{\text{reflux DC1}}=280$  kmole /h. Lorsqu'on augmente le débit de reflux DC1, la quantité d'éthane extraite en tête DC2 augmente et sa pureté augmente aussi, sans oublier que la quantité d'éthane dans le produit de tête DC1 va se diminuer car on a augmenté le débit de reflux donc on n'a pas une perte d'éthane.

**III.8.1.4 Calcul de la quantité d'éthane extraite :**

La quantité d'éthane extraite au niveau de déethaniseur

$$Q_{C2/DC2} = Y_{C2} * Q_{DC2}$$

$$Q_{C2/DC2} = 0.9992 * 2075.46 \text{ (kg/h)}$$

$$Q_{C2/DC2} = 2073.80 \text{ (kg/h)}$$

$$Q_{C2/DC2} = 2.07 \text{ T/h}$$

**III.8.1.5. Résultats de la simulation cas design :**

Calcul quantité de C2 obtenu :

$$\begin{aligned} Q_{C2/DC2} \text{ obtenu (kg/h)} &= Q_{C2/DC2} \text{ avec solution (kg/h)} - Q_{C2/DC2} \text{ sans solution (kg/h)} \\ &= 2073.80 - 1913.19 \end{aligned}$$

$$Q_{C2/DC2} \text{ obtenu (kg/h)} = 160.61 \text{ kg/h}$$

$$\% \text{ de C2} = ((Q_{C2/DC2} \text{ (kg/h)} \text{ avec solution} - Q_{C2/DC2} \text{ (kg/h)} \text{ sans solution}) * 100) / Q_{C2/DC2} \text{ (kg/h)} \text{ sans solution}$$

$$\% \text{ de C2} = ((2073.80 - 1913.19) * 100) / 1913.19$$

$$\% \text{ de C2} = 8.39\%$$

### III.8.1.6. Calcul le pouvoir calorifique supérieure PCS du GNT vers l'échangeur principal (700):

**Tableau III-9:** Composition de GNT et le PCS de chaque constituant (cas design)

Constituants	Composition $Y_i$	PCS <sub>i</sub> (TH/Nm <sup>3</sup> )
C1	86.19	9.53
C2	7.10	16.86
C3	1.71	24.35
IC4	0.46	31.57
NC4	0.05	32.06
IC5	0	40.15
NC5	0	40.06

Nous pouvons calculer le PCS du GNT par la formule suivante :

$$PCSt = \sum PCS_i * Y_i$$

$$PCS_{GNT} = Y_{C1}.PCS_{C1} + Y_{C2}.PCS_{C2} + Y_{C3}.PCS_{C3} + Y_{IC4}.PCS_{IC4} + Y_{NC4}.PCS_{NC4} + Y_{IC5}.PCS_{IC5} + Y_{NC5}.PCS_{NC5}$$

$$PCS_{GNT} = 9.99 \text{ TH/Nm}^3$$

Nous remarquons que le PCS du GNT obtenu n'est pas dans les tolérances admises d'où la nécessité d'injecter le C4 dans l'échangeur principal pour améliorer le PCS du GNT jusqu'à 10.56 TH /Nm<sup>3</sup>

$$10.56 - 9.99 = 0.57$$

$$PCSt = (\sum PCS_i * Y_i) + (PCS_{C4} * Y_{C4})$$

$$PCSt = 9.99 + 31.570 * Y_{C4} = 10.56 \text{ TH /Nm}^3$$

$$Y_{C4} * 31.570 = 0.57$$

$$Y_{C4} = 0.018$$

### III.8.2. Cas Actuel :

Le débit de GN entré en tour de lavage dans le **cas actuel** égale a :

$$Q_{GN} = 8912 \text{ kmole/h}$$

**Tableau III-10:** Composition de GN d'alimentation tour de lavage

Constituants	Composition $Y_i$
C1	0.8402
C2	0.0803
C3	0.0177
IC4	0.0023
NC4	0.0030
IC5	0.0006
NC5	0.0007

**III.8.2.1. Résultat de recyclage :**

Pour augmenter le débit de l'éthane récupéré en tête DC2, on va augmenter le débit de recyclage (90). Dans le cas actuel, on a :

$$Q_{\text{rec}}=61.7 \text{ kmole/h}$$

On augmente le débit de recyclage et on contrôle le produit de tête DC2

**Tableau III-11:** Débits de recyclage et la quantité de C2 extraite (cas actuel)

$Q_{\text{rec}}$ (kmole/h)	Débit de produit de tête DC2 (kg/h)	Fraction C2 (%)	$Q_{\text{C2/DC2}}$ (kg/h)
61.7	1559.59	97.63	1522.63
65	1610.76	98.07	1579.67
68	1661.66	98.44	1635.74
69	1680.29	98.60	1656.77
<b>70</b>	<b>1699.88</b>	<b>98.72</b>	<b>1678.12</b>
71	1719.97	97.91	1684.02
72	1725.98	97.65	1685.42

**- Résultat et interprétations :**

On constate que lorsqu'on augmente le débit de recyclage (90), la quantité de C2 extraite dans la tête de DC2 augmente. Lorsqu'on arrive à notre point optimum qui est  $Q_R=70$  kmole /h, la pureté du C2 dans le produit de tête DC2 va se diminuer malgré que la quantité totale extraite du produit de tête continue à augmenter. Donc notre débit est :

$$Q_R=70 \text{ kmole/h}$$

**III.8.2.2. Résultat après modification sur le déméthaniseur DC1 :**

Dans le cas design on a la température du rebouilleur DC1 :

$$T_{\text{reb/DC1}} = 88^{\circ}\text{C}$$

On va jouer sur la température du rebouilleur DC1 et optimiser les autres paramètres de notre système :

**Tableau III-12:** Température du rebouilleur DC1 et la quantité de C2 extraite (cas actuel)

Température Rebouilleur DC1 (°C)	Débit de produit de tête DC2 (kg/h)	Fraction C2 (%)	Q <sub>C2/DC2</sub> (kg/h)
88	1699.88	98.72	1678.12
<b>89</b>	<b>1691.71</b>	<b>99.60</b>	<b>1684.94</b>
90	1651.38	99.93	1650.22

- **Résultat et interprétations :**

Lorsqu'on a augmenté la température du rebouilleur DC1 à 89°C, la quantité d'éthane extraite au produit de tête DC2 a augmenté aussi avec une pureté parfaite. Mais on ne peut pas augmenter plus parce que comme le tableau montre, le débit de produit de tête DC2 va diminuer.

D'où notre point optimum pour la température du rebouilleur DC1 est  $T_{\text{reb/DC1}} = 89^{\circ}\text{C}$

### III.8.2.3. Résultat après modification sur le reflux du déméthaniseur DC1 :

Dans le cas design, le débit de reflux de DC1 est égal à :

$$Q_{\text{reflux DC1}} = 142.3 \text{ kmole/h}$$

On augmente le débit de reflux DC1 et on contrôle la quantité de C2 extraite ainsi que la fraction de C2 dans le produit de tête DC1 :

**Tableau III-13:** Débit de reflux DC1 et la quantité de C2 extraite (cas actuel)

Débit de reflux DC1 (kmole/h)	Débit de produit de tête DC2 (kg/h)	Fraction C2 Dans Produit Tête DC1 (%)	Fraction C2 (%)	Q <sub>C2/DC2</sub> (kg/h)
142.3	1691.71	1.30	99.60	1684.94
160	1697.02	0.94	99.68	1691.59
180	1701.20	0.66	99.75	1696.95
200	1704.19	0.46	99.80	1700.78
250	1708.90	0.13	99.87	1706.68
270	1710.14	0.05	99.89	1708.26
<b>280</b>	<b>1710.64</b>	<b>0.00</b>	<b>99.90</b>	<b>1708.93</b>
285	1710.82	0.00	99.90	1709.10

- **Résultat et interprétations :**

Le point optimal est  $Q_{\text{reflux DC1}}=280$  kmole /h. Lorsqu'on augmente le débit de reflux DC1, la quantité d'éthane extraite en tête DC2 augmente et sa pureté augmente aussi, sans oublier que la quantité d'éthane dans le produit de tête DC1 va se diminuer car on a augmenté le débit de reflux donc on n'a pas une perte d'éthane.

**III.8.2.4. Calcul de la quantité d'éthane extraite :**

La quantité d'éthane extraite au niveau de déethaniseur

$$Q_{C2/DC2} = Y_{C2} * Q_{DC2}$$

$$Q_{C2/DC2} = 0.9990 * 1710.64 \text{ (kg/h)}$$

$$Q_{C2/DC2} = 1708.93 \text{ (kg/h)}$$

$$Q_{C2/DC2} = 1.71 \text{ T/h}$$

**III.8.2.5. Résultats de la simulation cas actuel :**

Calcul quantité de C2 obtenu :

$$\begin{aligned} Q_{C2/DC2} \text{ obtenu (kg/h)} &= Q_{C2/DC2} \text{ avec solution (kg/h)} - Q_{C2/DC2} \text{ sans solution (kg/h)} \\ &= 1708.93 - 1528.75 \end{aligned}$$

$$Q_{C2/DC2} \text{ obtenu (kg/h)} = 180.18 \text{ kg/h}$$

$$\% \text{ de C2} = ((Q_{C2/DC2} \text{ (kg/h)} \text{ avec Solution} - Q_{C2/DC2} \text{ (kg/h)} \text{ sans Solution}) * 100) / Q_{C2/DC2} \text{ (kg/h)} \text{ sans Solution}$$

$$\% \text{ de C2} = ((1708.93 - 1528.75) * 100) / 1528.75$$

$$\% \text{ de C2} = 11.78\%$$

**III.8.2.6. Calcul le pouvoir calorifique supérieure PCS du GNT vers échangeur principal (700):**

**Tableau III-14:** Composition de GNT et le PCS de chaque constituant (cas actuel) :

Constituants	Composition $Y_i$	PCS <sub>i</sub> (TH/Nm <sup>3</sup> )
C1	0.8402	9.53
C2	0.0803	16.86
C3	0.0177	24.35
IC4	0.0023	31.57

NC4	0.0030	32.06
IC5	0.0006	40.15
NC5	0.0007	40.06

Nous pouvons calculer le PCS du GNT par la formule suivante :

$$PCSt = \sum PCSi * Yi$$

$$PCSGNT = Y_{C1}.PCSC1 + Y_{C2}.PCSC2 + Y_{C3}.PCSC3 + Y_{iC4}.PCSiC4 + Y_{NC4}.PCSN4 + Y_{IC5}.PCSiC5 + Y_{NC5}.PCSN5$$

$$PCSGNT = 10.01 \text{ TH/Nm}^3$$

Nous remarquons que le PCS du GNT obtenu n'est pas dans les tolérances admises d'où la nécessité d'injecter le C4 dans l'échangeur principal pour améliorer le PCS du GNT jusqu'à 10.56 TH /Nm<sup>3</sup>

$$\text{Nous avons un écart de : } 10.56 - 10.01 = 0.55 \text{ TH/Nm}^3$$

$$PCSt = (\sum PCSi * Yi) + (PCSC4 * Y_{C4})$$

$$PCSt = 9.99 + 31.570 * Y_{C4} = 10.56 \text{ TH /Nm}^3$$

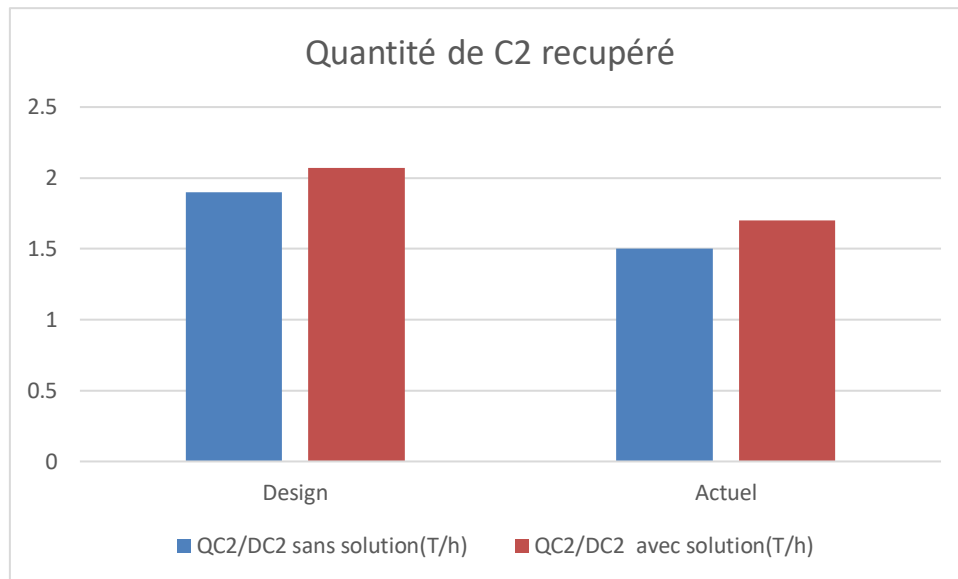
$$\text{On aura } Y_{C4} * 31.570 = 0.55$$

$$Y_{C4} = 0.017$$

### III.9. Résultats et interprétations :

**Tableau III-15 :** Résultats récapitulatif

	Débit de l'alimentation GN du tour de lavage kmole/h	QC2/DC2 sans solution (kg/h)	QC2/DC2 avec solution (kg/h)	% de C2 extrait
<b>Design</b>	10840.7	1913.19	2073.80	8.39%
<b>Actuel</b>	8912.00	1528.75	1708.93	11.78%



**Figure III.4 :** Quantité de C2 récupéré

### III.9.1. interprétations :

Les résultats obtenus à partir de ce tableau sont prometteurs et démontrent un réel potentiel pour accroître la quantité d'éthane extraite dans les deux cas (design et actuel). Les résultats de cette étude démontrent clairement que notre proposition d'extraction de l'éthane est une avancée majeure dans le domaine. En améliorant le rendement global et la pureté de l'éthane extrait, parce qu'on a un pourcentage influent d'éthane extrait après notre solution.

### III.10. Conclusion :

Notre étude vise à réaliser une extraction efficace de l'éthane au sein du complexe GL1/Z tout en cherchant à optimiser les paramètres de fonctionnement. L'objectif principal est d'atteindre la quantité optimale d'éthane extrait. Cependant, nous accordons également une grande importance à maintenir la qualité du gaz naturel liquéfié (GNL) produit. Ainsi, tout en cherchant à maximiser la production d'éthane, nous nous assurons de ne pas compromettre la qualité du GNL.

Nous avons réalisé cette étude de manière méthodique, en commençant par effectuer une simulation de la nouvelle unité d'extraction d'éthane. Cette approche nous a permis d'obtenir une évaluation qualitative des gains en éthane prévus pour la production. À la fin de notre étude, nous avons pu identifier les principaux résultats suivants :

- ❖ Pour obtenir la quantité maximale de C2, le train doit travailler à 100% de sa capacité (cas design).
- ❖ Les pertes de production de GNL constatées après l'extraction sont équilibrées par les quantités d'éthane récupérées.
- ❖ Une purification parfaite de l'éthane avec une bonne qualité de GNT.
- ❖ Une augmentation dans l'extraction de l'éthane sans une nécessité des équipements supplémentaires.

En conclusion, nous pouvons affirmer que l'impact de l'extraction d'éthane au sein du complexe GL1/Z est optimal tant sur le plan qualitatif que quantitatif, répondant ainsi aux exigences du maître d'œuvre.



## Références bibliographiques:

- [1] International Energy Agency (IEA). "Algeria." World Energy Outlook 2021.
- [2] Operatoir Manual Process Volume I, Plant Natural Gas Liquefaction, LNG1, compagne Bechtel.
- [3] Manuel opératoire du procédé de liquéfaction du complexe GL1 /Z.
- [4] applilocale.ac-besancon.fr a été indexé pour la première fois par Google en January 2017
- [5] Fiche toxicologique (FT 146) de MEA, établie par les services techniques et médicaux de l'INRS, édition 2005.

# **ANNEXES**

## Annexe A1 : Section demethanisation

**Les principaux appareils constituant cette sous-section sont :**

**F.721** colonne de déméthanisation

**E.723** rebouilleur du déméthaniseur

**E.722** condenseur du déméthaniseur

**G.724** ballon de reflux

**E.730** refroidisseur de fond de déméthaniseur

**J.725/J.727** pompe a reflux

**Paramètre de fonctionnement :**

### **Température**

<b>TI 7101</b>	Alimentation de la colonne	45 °C
<b>TI 7108</b>	MCR entrée E.522	-105 °C
<b>TI 7109</b>	MCR sortie E.722	-85°C a – 90°C
<b>TI 7110</b>	ballon de reflux	- 85°C
<b>TI 7111</b>	sortie échangeur E.730 ver DC2	45°C

### **Pression**

<b>PIC 703</b>	29.3 bars	pression de service
<b>PIC 7114</b>	3.45 bars	pression de vapeur d'eau

### **Niveau**

<b>LIC 709</b>	fond de la colonne	70%
<b>LIC 717</b>	ballon de reflux	50%

## Annexe A2 : section dééthanisation

**Equipements**

**F.731** colonne de dééthanisation  
**G.736** séparateur du propane  
**G.734** ballon de reflux  
**E.732** condenseur de tête de colonne  
**E.739** sous refroidisseur de retour d'éthane  
**E.733** rebouilleur du fond de la colonne  
**J.735/J.740** pompe de reflux  
**J.737** pompe de retour d'éthane

### **Paramètres de fonctionnement**

#### **Température**

<b>TI 8108</b>	alimentations de la colonne	22°C
<b>TI 8104</b>	alimentations du rebouilleur	94°C
<b>TI 8106</b>	tête de la colonne	- 5°C
<b>TI 8107</b>	ballon de reflux	-9°C

#### **Pression**

<b>PIC.825</b>	ballon de reflux	19.3 bars
<b>PIC.802</b>	tête de la colonne	19 bars

#### **Niveau**

<b>LIC.812</b>	séparateur G.736	65%
<b>LIC.808</b>	Fond de la colonne	70%
<b>LIC.831</b>	ballon de reflux	50%

#### **Débit**

<b>FIC.814</b>	reflux vers la colonne	1200 kg / h
----------------	------------------------	-------------

### **Annexe A3 : section dépropaniseur**

#### **Equipements**

**F.741** colonne de dépropanisation

**G.744** ballon de reflux

**E.742** condensateur de tête de la colonne

**E.743** rebouilleur du fond de la colonne

**J.745/J.748** pompe de reflux

**J.747** pompe de retour du propane

## **Paramètres de fonctionnement**

### **Température**

**TI9101** Alimentation colonne 93°C

**TI8106** Tête de colonne 45°C

**TI8107** ballon de reflux 44°C

### **Pression**

**PIC.912** ballon de reflux 15.3 bars

**PIC.901** tête de la colonne 16.2 bars

### **Niveau**

**LIC.914** fond de la colonne 70%

**LIC.831** ballon de reflux 50%

### **Débit**

**FIC.1019** recyclage vert la tour de lavage 30000kg/h

## **Annexe A4 : section de débutanisation**

### **Equipements**

**F.751** colonne de débutanisation

**G.754** ballon de reflux

**E.752** condenseur de tête de la colonne

**E.753** rebouilleur du fond de la colonne

**J.755/J.762** pompe de reflux

**J.757/J.761** pompe de retour du propane

### **Paramètres de fonctionnement**

#### **Niveau**

**LIC.1005** fond de la colonne 70%

**LIC.1044** ballon de reflux 50%

#### **Débit**

**FIC.1010** débit de reflux

**FIC.100** débit vers F.G en cas d'excès

### **Données géométrique de divers équipements de la tour de lavage F711 :**

Nombre de plateau réels : 12

Plateau d'alimentation : n°9

Diamètre de la section supérieur de la colonne (m) : 2.74

Diamètre de la section inférieur de la colonne (m) : 1.22

Hauteur de la colonne (m) : 14.17

Chute de pression de la colonne (bar) : 0.3

Diamètres du ballon de reflux (m) : 3.05

Hauteur du ballon de reflux (m) : 3.05

Différence de pression donnée par la pompe (bar) : 3.15

### **Spécifications techniques des équipements du déméthaniseur F721 :**

Nombre de plateaux réels : 17

Plateau d'alimentation : n° 9

Diamètres de la colonne (m) : 1.067

Hauteur de la colonne (m) : 16.256

Chute de pression de la colonne (bar) : 0.69

Diamètres du ballon de reflux (m) : 1.067

Hauteur du ballon de reflux (m) : 1.753

Différence de pression donnée par la pompe (bar) : 1.9

### **Spécifications techniques des équipements du dééthaniseur F731 :**

Nombre de plateaux réels : 26

Plateau d'alimentation : n°10

Diamètre de la section supérieur de la colonne (m) : 0.883

Diamètres de la section inférieure de la colonne : 1.072

Hauteur de la colonne (m) : 20.929

Chute de pression dans la colonne : 0.69

### **Spécifications techniques des équipements du dépropaniseur F741 :**

Nombre de plateaux réels : 31

Plateau d'alimentation : n°13

Diamètre de la colonne (m) : 1.828

Hauteur de la colonne (m) : 20.904

Chute de pression dans la colonne : 0.69

**Donnes géométrique du débutaniseur F751 :**

Nombre de plateaux réels : 26

Plateau d'alimentation : n°16

Diamètre de la colonne (m) : 1.067

Hauteur de la colonne (m) : 21.934

Chute de pression dans la colonne : 0.61