



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



N° d'ordre : M2.. / GPE/2019

## MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

**Filière :** Génie des procédés

**Option:** Génie des procédés de l'environnement

### Thème

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

### Présenté par :

1. MESLEM Ahlam
2. BOUDJELTIA Zahra

Soutenu le 01/07/ 2019 devant le jury composé de :

Président :	Mme MELLOUK Senia	Grade : MCA	Université de Mostaganem
Examineur :	Mme BOULAKOUD Manel	Grade : MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Mme BOUBEGRA Naima	Grade : MCA	Université de Mostaganem

# *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 BOUBEGRA, son précieux conseil et son aide durant toute la période du travail.*

*Nos vifs remerciements vont également aux membres du jury Mme MELLOUK, et Mme BOULAKOUD 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 notre proches et amis, qui ont toujours soutenue et encouragée au cours de la réalisation de ce mémoire. Merci à tous et à toutes.*

## SOMMAIRE.

### Liste d'abréviation

### Liste des tableaux

### Liste des figures

### INTRODUCTION GENERALE ..... 1

## Chapitre I : Présentation du complexe GL1/Z

I.1. Situation géographique du complexe GLI/Z.....	4
I.2. Description du procédé de liquéfaction.....	4
I.3. Zone utilité.....	4
I.3.1. Production de vapeur.....	5
I.3.2. Production d'électricité.....	5
I.3.3. Circuit l'eau de mer.....	5
I.3.4. Production d'eau dessalée.....	5
I.3.5. Electro-Chloration.....	6
I.3.6. Production d'azote.....	6
I.3.7. Production d'air comprimé.....	6
I.4. Zone process.....	6
I.4.1. Section de décarbonatation.....	7
I.4.1.1. L'absorption.....	7
I.4.1.2. La régénération.....	7
I.4.2. Section de déshydratation.....	7
I.4.3. Régénération de sécheurs.....	8
I.4.4. Démercurisation .....	8
I.4.5. Pré-refroidissement .....	8
I.4.6. Description de la Tour de lavage F 7118.....	8
I.4.7. Section fractionnement.....	9
I.4.7.1. Déméthaniseur (F721) .....	9
I.4.7.2. Dééthaniseur (F731).....	9
I.4.7.3. Dépropaniseur (F741).....	10
I.4.7.4. Débutaniseur (F751) .....	10
I.4.8. Section liquéfaction .....	10
I.4.9. Stockage et chargement .....	10

## Chapitre II : Notions générales sur l'éthane

II.1. Définition.....	13
II.2. Propriétés physico-chimique.....	13
II.3. Caractéristiques de l'éthane .....	13
II.4. Fabrication industrielle.....	14
II.5. Utilisation.....	15
II.6. Utilisation de l'éthane au niveau du complexe GL1/Z.....	15

## Chapitre III : Calculs et Simulation

III.1. Problématique.....	17
III.2. Recherche du point optimum de soutirage au niveau de procédé actuel.....	18
III.2.1. Pouvoir calorifique supérieure des gaz.....	18
III.2.2. Calcul du Débit d'éthane dans La charge d'alimentation GN.....	20
III.2.2.1. Conversion du débit du gaz d'alimentation QGN en (K mole /h)...	20
III.2.3. Calcul du débit de l'éthane dans alimentation de la tour de lavage.....	21
III.2.4. Calcul du débit d'éthane dans l'alimentation de dééthaniseur.....	22
III.2.5. Calcul du débit de l'éthane dans Le gaz naturel liquéfié GNL.....	23
III.3. Résultat et commentaire.....	24
III.3.1. Commentaire.....	24
III.4. Introduction à la simulation.....	27
III.4.1. Modèle mathématique.....	27
III.4.2. Choix et validation du modèle thermodynamique.....	27
III.4.3. Equation de Van der Waals.....	27
III.5. Simulateur.....	28
III.5.1. Présentation du logiciel de simulation HYSYS.....	28
III.5.2. Fonctionnement de HYSYS.....	28
III.6. Description de notre procédé.....	29
III.6.1. Spécification pour la simulation des colonnes.....	29
III.7. Résultats de la simulation pour les colonnes.....	30
III.8. Résultats cas débit design.....	30
III.8.1. Résultats bilan matière DC1.....	30
III.8.2. Résultats bilan matière DC2.....	31
III.8.3. Calcul de la quantité d'éthane extraite.....	31
III.8.4. Calcul de la quantité de GNT perdu.....	31
III.8.5. Calcul du pouvoir calorifique supérieur (PCS) de GNT.....	32
III.8.6. Calcul de la quantité de C4 à injecter.....	32
III.9. Résultats de la simulation cas débit 110% au design.....	32
III.9.1. Résultats bilan matière DC1.....	32
III.9.2. Résultats bilan matière DC2.....	33
III.9.3. Calcul de la quantité d'éthane extraite.....	33
III.9.4. Calcul de la quantité de GNT perdu.....	33
III.9.5. Calcul du pouvoir calorifique supérieur (PCS) de GN.....	34
III.9.6. Calcul de la quantité de C4 à injecter.....	34
III.10. Résultats de la simulation cas débit actuel.....	34
III.10.1. Résultats bilan matière DC1.....	34

III.10.2. Résultats bilan matière DC2.....	35
III.10.3. Calcul de la quantité d'éthane extraite.....	35
III.10.4. Calcul de la quantité de GNT perdu.....	35
III.10.5. Calcul du pouvoir calorifique supérieur (PCS) de GNT.....	36
III.10.6. Calcul de la quantité de C4 à injecter.....	36
III.11. Résultats et commentaires.....	36
III.11.1. Commentaires.....	37
III.12. Variation de la fraction molaire C2 en tête du déméthaniseur .....	37
III.12.1. Commentaires.....	37

### **Chapitre III :Etude économique**

IV.1. Introduction.....	40
IV.2. Etude économique du cas 100% design.....	40
IV.2.1. Calcul du coût de GNT perdu.....	40
IV.2.2. Calcul du coût d' l'extraction de l'éthane.....	40
IV.3. Etude économique du cas 110% design.....	41
IV.3.1. Calcul du coût de GNT perdu.....	41
IV.4. Etude économique du cas débit actuel.....	42
IV.4.1. Calcul du coût de GNT perdu.....	42
IV.4.2. Calcul du coût d' l'extraction de l'éthane.....	42
IV.5. Résultats et commentaires.....	42
IV.5.1. Commentaires.....	43
<b>CONCLUSION.....</b>	<b>46</b>
<b>RECOMONDATION.....</b>	<b>47</b>
<b>BIBLOIGRAPHIE</b>	
<b>ANNEXE</b>	

## Liste d'abréviations

**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 tableaux

<b>Tableau III-1</b> : exigences du procédé d'extraction.....	18
<b>Tableau III-2</b> : Composition de la charge GN actuelle et celle du design.....	20
<b>Tableau III-3</b> : Débits partiels et composition dans l'alimentation de la tour de lavage.....	22
<b>Tableau III-4</b> : Débits partiels et composition de l'alimentation du deethaniseur.....	22
<b>Tableau III-5</b> : Composition du GNL produit actuellement et celle du design.....	23
<b>Tableau III-6</b> : Résultats récapitulatif.....	24
<b>Tableau III-7</b> : Les avantages et les inconvénients.....	25
<b>Tableau III-8</b> : La clef légère et la clef lourde de chaque colonne.....	29
<b>Tableau III-9</b> : Résultat récapitulatif.....	36
<b>Tableau IV-10</b> : Résultat récapitulatif.....	43

## Liste des figures

<b>Figure 1</b> : Position Géographique du complexe GL1 /Z.....	2
<b>Figure 2</b> : Vue général de procède.....	11
<b>Figure III.3</b> : voie de transmission de l'éthane dans le procédé.....	19
<b>Figure III.4</b> : Schéma synoptique de procédé de liquéfaction.....	26
<b>Figure III.5</b> : Schéma de la simulation de la nouvelle unité de récupération de l'éthane...30	
<b>Figure III.6</b> : Variation de la quantité de l'éthane récupéré en fonction de la fraction molaire déméthaniseur.....	38
<b>Figure III.7</b> : Variation du pourcentage de GNT perdu en fonction de la fraction molaire déméthaniseur.....	38
<b>Figure IV.8</b> : Montant gagné en fonction de la charge d'alimentation.....	43

# Introduction générale

---

Le commerce international du gaz naturel est en plein développement. Ces dernières années, l'Algérie y joue un rôle actif puisque son économie est basée essentiellement sur l'exportation des hydrocarbures, dont le gaz naturel liquéfié GNL qui présente la plus grande partie.

SONATRACH vise à développer l'activité aval en diversifiant ses produits. S'appuyant sur un potentiel économique où le gaz naturel est largement dominant, la SONATRACH s'est engagée dans un large programme d'investissement en pétrochimie. Parmi ces projets, une unité de vapocraquage de l'éthane est prévue pour produire du polyéthylène basse densité. L'éthane constitue la matière première pour cette unité. A cet effet l'implantation d'une unité d'extraction d'éthane devient une nécessité.

Du fait que l'éthane est présent en quantité appréciable dans le GNL, plusieurs études ont été élaborées pour voir la possibilité d'extraction au niveau des deux complexes GL1Z et GL2Z, en vérifiant les quantités nécessaires pour la réalisation du projet du vapocraquage tout en garantissant la qualité du GNL.

Dans le cadre d'investissement dans des nouveaux projet dans l'activité AVAL, le projet Extraction d'éthane a été relancé et il est en phase d'engineering par la société TECHNIP, dont le but est la récupération de l'excès d'éthane à partir des trains de liquéfaction des complexes GL1/Z et GL2/Z. Cette étude est conditionnée par :

- ❖ 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.

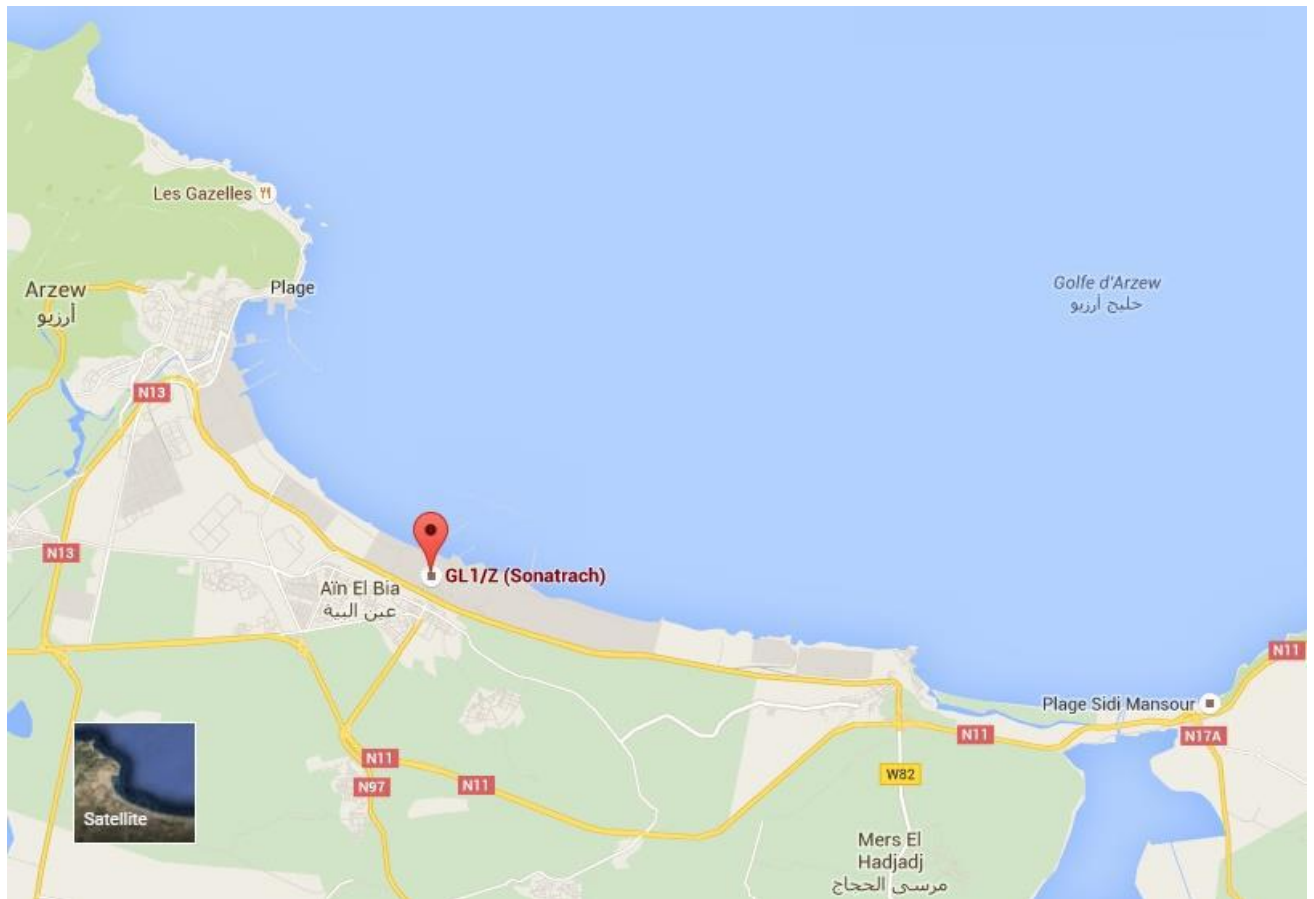
L'intérêt de cette étude et son application à l'échelle industrielle, sont les seules éventualités possibles qui sont techniquement réalisables et qui consistent à remplir les exigences des produits fournis qui doivent être conformes à des spécifications contractuelles en matière de qualités fixées par une réglementation.

# Introduction générale

---

Notre étude est axée sur deux volets afin de permettre à l'exploitant de considérer les conclusions dans sa prise de décision :

- Volets procédés.
- Volet économique.



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

### **I-1) Situation géographique du complexe GLI/Z :**

Le complexe de liquéfaction GLI/Z est implanté entre GL2/Z à l'est et GL4/Z à l'ouest. Il 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. Il couvre une superficie de 72 hectares dont 56 hectares sont occupés par les installations. Un gazoduc de 42 pouces de diamètre sur une longueur de 500 Km, doté de 5 stations de compression achemine le gaz de HASSI R'MEL au complexe. La date de démarrage de la construction du complexe remonte au 16/06/1973 et celle de sa mise en exploitation au 05/01/1978. Le complexe GLI/Z a pour objectif la liquéfaction du gaz naturel provenant de HASSI R'MEL pour faciliter son transport tout en réduisant son volume d'environ 600 fois [1].

### **I-2) Description du procédé de liquéfaction :**

Le complexe GLI/Z utilise un procédé de liquéfaction type APCI avec une capacité de production théorique de 53220 m<sup>3</sup>/ jour de GNL, avec ses six trains de liquéfaction à raison de 8870 m<sup>3</sup>/jour de GNL pour chaque train. Le complexe est doté de deux quais de chargement pour charger les méthaniers avec une capacité de stockage de 300.000 m<sup>3</sup> de GNL, le complexe GLI/Z est composé de trois zones distinctes [1] :

- ✓ Zone des utilités.
- ✓ Zone de process.
- ✓ Zone de stockage et d'expédition

### **I-3) Zone utilités :**

Cette zone assure la fourniture de toutes les utilités en ce qui concerne la production d'électricité, d'air instrument, d'eau distillée et d'azote. Au niveau de cette zone, on retrouve essentiellement les équipements suivants [1] :

- ✓ 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.

### **I-3-1) Production de vapeur :**

La production de la vapeur joue un rôle important en tant que source d'énergie pour le fonctionnement de divers équipements [1] à savoir :

- ✓ Les réchauffeurs : pour l'échangeur de chaleur.
- ✓ Les turbos pompes : pour le fonctionnement des pompes.
- ✓ Les turbos compresseurs.
- ✓ Le turbo générateur : production d'électricité.
- ✓ 06 chaudières de 400 tonnes /heure chacune à 62 bars avec une température de l'ordre de 442 degrés
- ✓ 17 chaudières capables de produire 115 tonnes de vapeur/heure à 62 bars avec une température de l'ordre de 442 degrés
- ✓ 03 chaudières de 91 tonnes/ heure chacune à 62 bars avec une température de l'ordre de 442 degrés.
- ✓ 01 chaudière basse pression capable de produire 51 tonnes de vapeur/heure à 27 bars.

### **I-3-2) Production d'électricité :**

La production d'électricité est assurée par trois (TG) turbo générateurs de puissance de 18 Méga watts chacun. Les besoins du complexe sont de l'ordre de 36 Méga watts, en plus de la production des TG, le complexe dispos d'une source complémentaire (réseau Sonelgaz) pour une éventuelle compensation de l'énergie en cas de nécessité [1].

### **I-3-3) Circuit l'eau de mer :**

L'eau de mer est utilisée dans le complexe comme réfrigérant dans les différentes unités du complexe particulièrement comme source froide des cycles frigorifique et comme source chaude des cycles de vapeur après son dessalement [1].

### **I-3-4) Production d'eau dessalée :**

L'eau dessalée est produite à partir des unités de dessalement. Cette aire comprend six unités de dessalements en parallèle, produisant 45 m<sup>3</sup> /h d'eau dessalée chacune. Cette eau sert à alimenter les chaudières pour la production de vapeur entre autre, elle est aussi utilisée comme fluide de refroidissement pour certains équipements mécaniques [1].

**I-3-5) Electro-Chloration :**

La chloration des eaux de mer a pour but d'empêcher le développement et la prolifération des substances marines vivantes telles que les moules pouvant causer des bouchage ou une obstruction au niveau des filtres et les tubes des échangeurs de chaleur[1].

**I-3-6) Production d'azote :**

L'azote est utilisé dans le complexe comme fluide de sécurité pour les opérations d'inertage (rejet de l'oxygène) pouvant être présent lors du démarrage des unités d'exploitation. L'azote est produit à partir de l'air ambiant, faisant l'objet d'un traitement de séparation [1].

**I-3-7) Production d'air comprimé :**

Les organes d'instrumentation tels que les régulateurs et les différentes vannes sont à commandes pneumatiques, l'air instrument subit au préalable un séchage pour éviter une corrosion ou une dégradation des organes de commandes d'instrumentation.

Les besoins du complexe sont estimés à 4600 mètres cubes d'air, cet air est fournis par cinq compresseurs centrifuges avec une pression de refoulement de 10 bars stocké au niveau des ballons récepteur d'air instrument[1].

**I-4) Zone process :**

Le complexe GL1/Z comprend six trains de liquéfaction identiques d'une production en parallèle, chaque train de liquéfaction est composé de huit sections à savoir [1] :

- ✓ La section de décarbonatation.
- ✓ La section de déshydratation.
- ✓ La section de démercurisation.
- ✓ Le pré refroidissement.
- ✓ La section séparation et tour de lavage.
- ✓ Le circuit de réfrigérant mixte
- ✓ La section de fractionnement.
- ✓ La section 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 le 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. Pour ce traitement de la décarbonatation on fait usage d'une amine appelée (MEA) soit le Mono éthanol amine, 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 [1] :

- ✓ L'absorption.
- ✓ La régénération.

#### **I-4-1-1) L'absorption :**

L'absorption est un transfert de matière qui consiste à déplacer le CO<sub>2</sub> du gaz naturel vers la MEA, et ce dans le but de purifier ce gaz. L'opération d'absorption se fait à basse température et sous une haute pression avec les paramètres suivants (Température : 38°C et une pression : 40 Bars).

#### **I-4-1-2) La régénération :**

La régénération de la MEA est une opération de distillation classique de la MEA qui consiste à purifier cette amine pour être réutilisée dans la section de décarbonatation. Cette opération de régénération s'effectue sous les conditions suivantes : (Une basse pression de 0,7 bar et une haute température de 107°C).

### **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 l'eau contenue dans le gaz naturel où il est refroidi jusqu'à 21 °C dans un refroidisseur en amont du dessiccateur E521, en utilisant le propane comme agent réfrigérant, l'eau condensée est éliminée du gaz dans le ballon séparateur G787, ensuite le gaz passe à travers les dessiccateurs à tamis moléculaire (lit fixe) qui absorbe l'eau jusqu'à ce que le gaz contienne moins de 1ppm d'eau. Quand l'un de ces sècheurs est en service, l'autre est en régénération [1].

**I-4-3) Régénération de sécheurs :**

En cours de production le sécheur en service, absorbe l'eau contenue dans le gaz naturel jusqu'à saturation, arrivé à cette étape le second sécheur est mis en exploitation pour assurer la continuité du process, une fois le sécheur saturé, il est mis en régénération qui consiste à l'élimination de l'eau adsorbée par le tamis moléculaire, sous l'effet du gaz naturel porté à une température de (260°C) et sous une pression de 40 bars, mais le gaz de circulation est disposé en sens inverse du circuit de fonctionnement dans l'enceinte du sécheur [1].

**I-4-4) Démercurisation :**

La démercurisation est une opération importante dans le traitement de transformation du gaz naturel. L'opération consiste à piéger le mercure (Hg) contenu dans le gaz et ce pour éviter qu'il n'attaque particulièrement les équipements en Aluminium (Al) comme c'est le cas de l'échangeur principal de la section de liquéfaction. Le démercuriseur est garni d'une charge interne d'un produit à base de carbone et de soufre servant à adsorber le mercure contenu dans le gaz naturel. Le gaz sortant de cette section ne doit pas dépasser une concentration de 7 nano grammes de mercure [1].

**I-4-5) Pré-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 (-26°C). Dans les deux échangeurs E522 puis le E524 Ce pré-refroidissement s'opère dans des échangeurs cryogéniques appelés communément Schiller. Ces équipements sont des échangeurs classiques, sauf que leur isolation thermique compte énormément car elle permet d'éviter les pertes frigorifiques. Le pré-refroidissement s'effectue à l'aide du propane comprimé à partir d'un turbo compresseur[1].

**I-4-6) Description de la Tour de lavage F 711 :**

La section de séparation représente la partie essentielle avant le processus de liquéfaction du gaz naturel. Elle permet l'obtention d'un gaz traité dont la composition est conforme aux spécifications, avant son entrée dans l'échangeur principal.

Cette séparation est une distillation classique qui sépare le produit en deux phases bien distinctes, les produits lourds et les produits légers. Le gaz entre dans la tour de lavage au niveau du 9ème plateau où il aura une séparation entre la phase légère et la phase lourde.

La phase lourde sera acheminée vers la section de fractionnement et la phase légère constituée essentiellement du méthane suivra son chemin vers la section de liquéfaction. La séparation dans la tour de lavage a pour objectifs dans le procédé les actions suivantes [1] :

- ✓ Récupérer le maximum de C1 en tête de colonne
- ✓ L'extraction impérative des fractions lourdes (C5+) en fond de colonne afin d'éviter leur solidification dans la section de liquéfaction et l'obturation des tubes dans l'échangeur principal.

#### **I-4-7) Section fractionnement :**

##### **I-4-7-1) Déméthaniseur (F721) :**

La section de démethanisation se compose d'une colonne de distillation de la section séparation, et ses équipements correspondants (le rebouilleur E-723, le condenseur de tête à MCR E722, le ballon de reflux G724, les deux pompes J725, J727. Le flux d'hydrocarbure lourd provenant du fond de la tour de lavage F-711 est dirigé sur le 9<sup>ème</sup> plateau de la colonne F721 à 17 plateaux qui fonctionne à une pression de 30 bars effectifs. Les composants légers principalement du méthane, sont séparés des hydrocarbures lourds de l'alimentation et s'élèvent jusqu'au sommet de la colonne à contre-courant d'un débit de reflux continu s'écoulant de plateau en plateau jusqu'au fond de la colonne. Le méthane est utilisé au niveau du procédé est utilisé pour [1] :

- ✓ Appoint vers la boucle MCR
- ✓ Appoint vers les réseaux fuel gaz
- ✓ Recyclage vers la tour de lavage
- ✓ Vers l'échangeur principal E-520
- ✓ Vers la ligne inter trains

##### **I-4-7-2) Dééthaniseur (F731) :**

Le débit d'hydrocarbure lourd venant de la colonne de démethanisation est à son tour fractionné dans la colonne de dééthanisation qui est composée de 26 plateaux afin de produire essentiellement de l'éthane comme produit de tête. L'éthane obtenu sert d'appoint réfrigérant (MCR), surtout pour le contrôle qualité (PCS du GNL) particulièrement en vue d'amélioration son pouvoir calorifique supérieur.

**I-4-7-3) Dépropaniseur (F741) :**

La colonne de dépropanisation est alimentée par un courant continu d'hydrocarbures venant de la colonne de déethanisation. La section de dépropanisation a pour but de produire du propane comme appoint pour le circuit de réfrigération de propane.

**I-4-7-4) Débutaniseur (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 debutanisé du fond est refroidi puis envoyé vers le stockage de gazoline dans une sphère [1].

**I-4-8) Section liquéfaction :**

Cette section représente la partie la plus importante avec le procédé américain APCI du fait qu'elle permet de réaliser l'objectif principal du complexe qui consiste à liquéfier le gaz naturel, et ce par l'usage d'un réfrigérant Multi Composés MCR (C1=40%, C2=55%, C3 = 3%, N2=2%). Le gaz naturel traité (GNT) provenant de la tour de lavage est alors prêt à être liquéfié ce gaz circule vers le haut en passant dans un faisceau de serpentins tubulaires où il est refroidi à (-148°C et 25Bars) par le réfrigérant mixte MCR qui s'écoule vers le bas du côté calandre de l'échangeur. Le GNL est détendu à travers la vanne Joule Thomson (TV 612) jusqu'à (0,45Bars, -161°C) et envoyé dans le ballon de détente d'azote (G783) où la pression est de (0,3Bars). Le GNL recueilli au fond du ballon déazoteur (G-783) est envoyé aux bacs de stockage (I-901, I-902 et I903) par l'intermédiaire des pompes de GNL (J1020 / J1030), la vapeur de détente composée d'Azote et de Méthane quitte le (G783) pour être utilisée comme réfrigérant, elle traverse l'échangeur du gaz de rejet (E530) afin de liquéfier un petit prélèvement du courant de GNT provenant de la (F711), le gaz réchauffé de (-160°C à -45°C) est envoyée dans le compresseur de gaz combustible (K130) et le courant du GNT liquéfié (-159°C) à débit réduit est gaz combustible (K130) et le courant du GNT liquéfié (-159°C) à débit réduit est détendu dans le ballon (G783) [1].

**I-4-9) Stockage et chargement :**

La zone de stockage du GNL est composée de trois bacs de stockage réservoir, d'une capacité de 100000m<sup>3</sup> chacun permettant de stocker le GNL à une pression atmosphérique et à une température de -162°C. Les installations de chargement permettent le transfert du GNL contenu dans les bacs de stockage vers les méthaniers par l'utilisation de cinq motos pompes qui effectuent le pompage du GNL et le refoulement à travers un collecteur commun jusqu'aux quatre bras de chargement installés sur le quai [1].

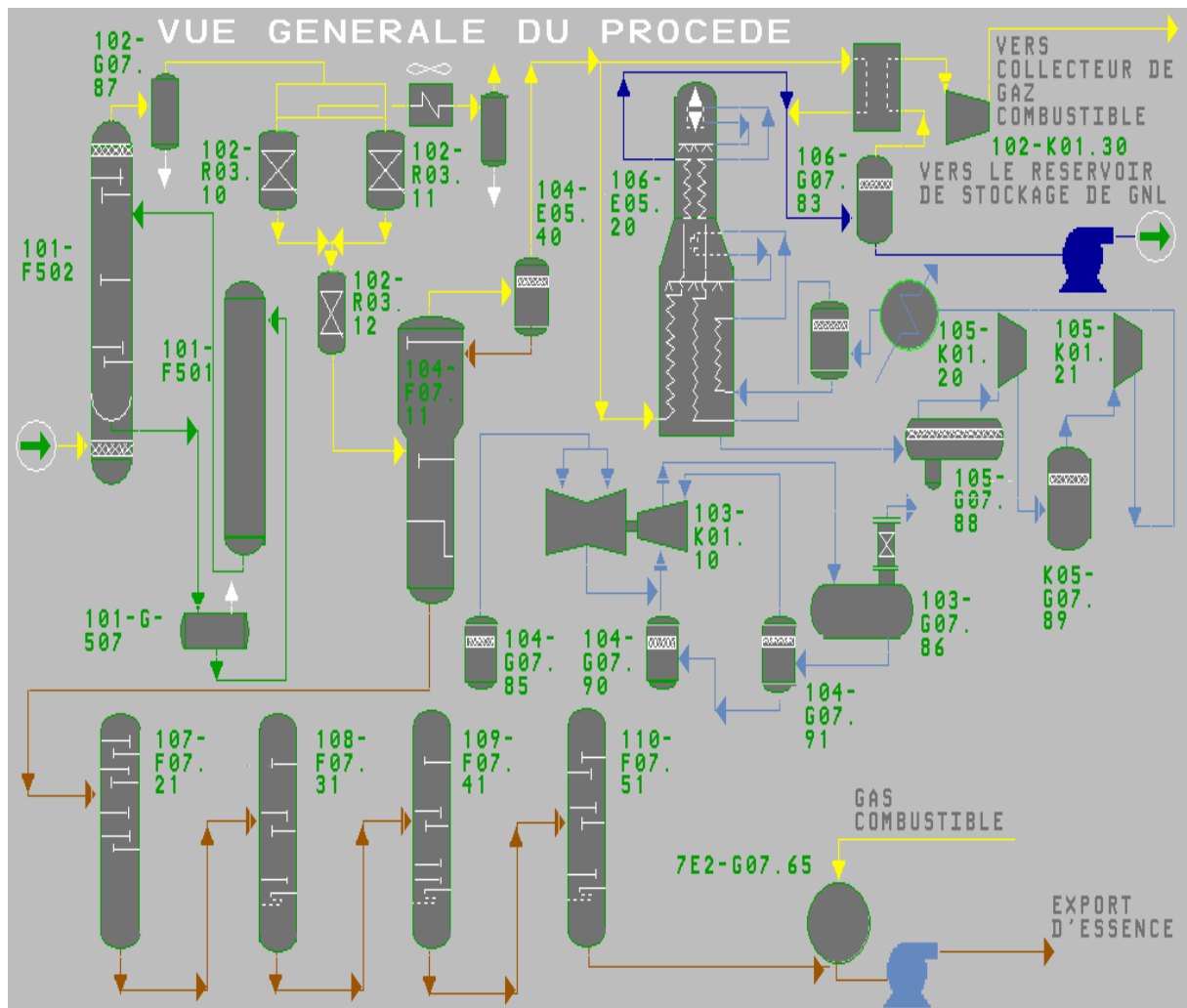


Figure2 : vue général de procédé

### II-1) Définition :

L'éthane est un hydrocarbure de la famille des alcanes de formule brute  $C_2H_6$ . C'est un gaz combustible, incolore et inodore que l'on peut trouver dans le gaz naturel et aussi dans les gaz du pétrole.

L'éthane est le réactif de base pour la synthèse de l'éthylène via le vapocraquage, de monochloro-, du 1,1-dichloro-, et du 1,1,1-trichloroéthane par chloration. En combinant la chloration avec l'oxychloration, le chlorure de vinyle peut être synthétisé et la réaction de l'éthane avec l'acide nitrique en phase gazeuse permet la formation du nitrométhane et du nitroéthane<sup>16</sup>. L'éthane est un constituant du gaz de pétrole liquéfié qui est un combustible utilisé comme remplaçant du gaz naturel pour des applications particulières.

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<sup>[8]</sup>.

### 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 :  $-183.3\text{ °C}$
- ✓ Chaleur latente de fusion (1,013 bar, au point triple) :  $94.977\text{ kJ/kg}$

### Phase liquide :

- ✓ Masse volumique de la phase liquide (1,013 bar au point d'ébullition) :  $546.49\text{ kg/m}^3$
- ✓ Point d'ébullition (1,013 bar) :  $-88.7\text{ °C}$
- ✓ Chaleur latente de vaporisation (1,013 bar au point d'ébullition) :  $488.76\text{ kJ/kg}$
- ✓ Pression de vapeur (à  $21\text{ °C}$ ) :  $38.3\text{ bars}$

### Point critique :

- ✓ Température critique :  $32.2\text{ °C}$
- ✓ Pression critique :  $48.839\text{ bars}$

### Phase gazeuse :

- ✓ Masse volumique du gaz (1,013 bar au point d'ébullition) :  $2.054\text{ kg/m}^3$
- ✓ Masse volumique de la phase gazeuse (1,013 bar et  $15\text{ °C}$ ) :  $1.282\text{ kg/m}^3$
- ✓ Facteur de compressibilité (Z) (1,013 bar et  $15\text{ °C}$ ) :  $0.9912$
- ✓ Volume spécifique (1,013 bar et  $21\text{ °C}$ ) :  $0.799\text{ m}^3/\text{kg}$
- ✓ Chaleur spécifique à pression constante ( $C_p$ ) (1 bar et  $25\text{ °C}$ ) :  $0.053\text{ kJ/(kmole.)}$
- ✓ Chaleur spécifique à volume constant ( $C_v$ ) (1 bar et  $25\text{ °C}$ ) :  $0.044\text{ kJ/(mole.K)}$
- ✓ Rapport des chaleurs spécifiques (Gamma:  $C_p/C_v$ ) (1 bar et  $25\text{ °C}$ ) :  $1.193258$
- ✓ Viscosité (1,013 bar et  $0\text{ °C}$ ) :  $0.0000855\text{ Poise}$
- ✓ Conductivité thermique (1,013 bar et  $0\text{ °C}$ ) :  $18\text{ mW/(m.K)}$  [2].

### 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  $800\text{ °C}$ . 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 [2].

### II-5) Utilisations :

Il est utilisé comme :

- ✓ Anesthésiant peu puissant.
- ✓ Comme fluide frigorigène.

Mais parmi ces utilisations industrielles principales on citera sa polymérisation en polyéthylène.

L'utilisation mondiale de l'éthylène lors de la dernière décennie a été répartir comme suite :

- ✓ Polyéthylène : 56 %.
- ✓ Oxyde d'éthylène : 12 %
- ✓ Dichloroéthylène : 15 %.
- ✓ Autres : 17 %, destinés à la fabrication du PVC[2].

### II-6) Utilisation de l'éthane au niveau du complexe GL1/Z :

- ✓ Appoint vers la boucle MCR
- ✓ Appoint vers les réseaux fuel gaz
- ✓ Recyclage vers la tour de lavage
- ✓ Vers l'échangeur principal E-520 (PCS)
- ✓ Vers la ligne inter trains

### III-1) Problématique :

Avant d'aborder cette étude, 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 dééthaniseur (DC2) ainsi que du GNL.

Tenons compte de la présence d'une quantité appréciable d'éthane dans le GN, notre étude consiste à voir la possibilité de sa récupération et à la détermination du point d'extraction optimum au niveau du complexe GL1/Z, tout en garantissant les quantités nécessaires pour la réalisation du projet de vapocraquage ainsi que la qualité du GNL produite après l'opération d'extraction de l'éthane. Le projet d'extraction d'éthane a été concrétisé et se trouve en phase d'engineering, par la société TECHNIP [3] dont le but est de récupérer l'excès d'éthane à partir des trains de liquéfaction du complexe GL1Z.

Cette étude est conditionnée par les différents aspects à savoir [1] :

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

### III-2) Recherche du point optimum de soutirage au niveau de procédé actuel :

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 [3] :

<b>Débit minimum à extraire de C2</b>	700 000 T / ans minimum
<b>Pureté de l'extraction</b>	96 – 98%
<b>PCS GNL (Valeur process)</b>	10.4 Th / 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 optimale de soutirage.

#### III-2-1) pouvoir calorifique supérieure des gaz :

<b>Constituants</b>	<b>PCS (TH/Nm3)</b>
C1	9.530
C2	16.860
C3	24.350
IC4	31.570
NC4	32.060
IC5	40.155
NC5	40.600

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 GN ce fait comme suit :

$$PCS_t = \sum Y_i . PCS_i$$

Avec :  $Y_i$  ; La fraction molaire de chaque constituant

$PCS_i$  : Pouvoir calorifique de chaque constituant

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



### III-2-2) Calcul du Débit d'éthane dans la charge d'alimentation GN (T=40°C et P=40 bars) :

Nous allons présenter dans le tableau ci-dessous les compositions de la charge actuelle et celles du design relatives à deux cas suivant la charge lourde et légère

**Tableau III- 2** Composition de la charge GN actuelle et celle du design :

Composants	Design Charge lourde % molaire	Design Charge légère % molaire	Charge actuelle % molaire
N <sub>2</sub>	3.32	6	5.54
He	0.11	0.21	0.18
C <sub>1</sub>	84.91	84.6	83.56
<b>C<sub>2</sub></b>	<b>7.9</b>	<b>6.77</b>	<b>7.59</b>
CO <sub>2</sub>	0.18	0.3	0.19
C <sub>3</sub>	2.15	1.48	1.99
iC <sub>4</sub>	0.4	0.8	0.29
nC <sub>4</sub>	0.5	0.3	0.43
iC <sub>5</sub>	0.16	0.07	0.09
nC <sub>5</sub>	0.17	0.07	0.10
C <sub>6</sub> <sup>+</sup>	0.2	0	0.04

L'examen du tableau III-2 montre que la charge actuelle se situe dans la fourchette permise par le design.

#### III-2-2-1) Conversion du débit du gaz d'alimentation Q<sub>GN</sub> en (K mole /h) :

Nous allons convertir le débit de GN en Kmole/h et en kg/h ,et calculer la quantité d'éthane présente dans la charge GN , dans la tour de lavage ;dans le dééthaniseur ainsi que dans le GNL. La conversion en débit molaire et massique s'écrit comme suit :

Le débit de gaz naturel qui alimente le train est mesuré en Nm<sup>3</sup> /h.

$$Q_{GN} \text{ (K mole /h)} = Q_{GN} \text{ (Nm}^3\text{/h)} / V_m \text{ (Nm}^3\text{/K mole)} \quad (1)$$

Avec :

**Q<sub>GN</sub>** : Débit d'alimentation du gaz naturel (Nm<sup>3</sup>/h).

**V<sub>m</sub>** : Volume molaire du gaz naturel (Nm<sup>3</sup>/K mole) à 0°C et 1.013 Bars.

$$V/n = RT/P = 8.31 \times 273 / 1.013 \times 10^5 = 22.39 \text{ Nm}^3\text{/K mole}$$

Nous avons le débit réel du GN à l'entrée d'un train en production en moyenne et égale

$$Q_{GN} = 255798 \text{ Nm}^3/\text{h}$$

$$V_m = 22.39 \text{ (Nm}^3/\text{K mole)}$$

En remplaçant dans l'équation (1), la valeur de  $Q_{GN}$  en Kmole/h

$$Q_{GN} = 255798 \text{ (Nm}^3/\text{h)} / 22.39 \text{ (Nm}^3/\text{K mole)} = 11424 \text{ (Kmole /h)}$$

$$Q_{GN} = 11424 \text{ (Kmole /h)}$$

$$Q_{C2/GN} = 11424 \times 0.0759 = 867 \text{ (Kmole/h)}$$

$$Q_{C2/GN} = 867 \text{ (K mole /h)}$$

Débit massique :

$$m_{C2} = Q_{GN} \cdot y_{C2} \cdot M_{C2}$$

$$m_{C2} = 11424 \times 0.0759 \times 30$$

$$m_{C2} = 26012.44 \text{ Kg/h} \quad \text{soit} \quad 26\text{T/h}$$

$$m_{C2} = 26\text{T/h}$$

### III-2-3) Calcul du débit de l'éthane dans alimentation de la tour de lavage :

Le débit de la tour de lavage est égal au débit GN moins le débit de  $\text{CO}_2$  extrait pendant le traitement du GN.

$$Q_{TL} = Q_{GN} - Q_{\text{CO}_2}$$

La quantité de  $\text{CO}_2$  extraite pendant le traitement du gaz naturel est :

$$Q_{\text{CO}_2} = y_{\text{CO}_2} \cdot Q_{GN}$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 0.0019 \cdot 11424$$

$$Q_{\text{CO}_2} = 21.7 \text{ K mole/hr}$$

**Tableau III-3** : Débits partiels et composition dans alimentation de la tour de lavage :

Constituants	Débits partiels (Kmole /h)	Composition (Actuelle)
N <sub>2</sub>	631.7	5.54
He	20.52	0.18
C <sub>1</sub>	9592.50	84.13
<b>C<sub>2</sub></b>	<b>818.66</b>	<b>7.18</b>
C <sub>3</sub>	226.9	1.99
iC <sub>4</sub>	34.20	0.30
nC <sub>4</sub>	51.31	0.45
iC <sub>5</sub>	11.16	0.09
nC <sub>5</sub>	11.4	0.10
C <sub>6</sub> <sup>+</sup>	4.5	0.04
<b>Total</b>	<b>11402</b>	<b>100</b>

La composition de la charge actuelle a été donnée au niveau du laboratoire par analyse d'échantillon

$$m_{C2/TL} = 818.66 \text{ kmole/hr} \times 30 \text{ kg/kmole} = 24560 \text{ kg/h}$$

<b><math>m_{C2/TL} = 24.56 \text{ T/hr}</math></b>
--

#### III-2-4) Calcul du débit d'éthane dans l'alimentation de dééthaniseur (T=40°C et P=30 bars) :

**Tableau III-4** : Débits partiels et composition de l'alimentation du deethaniseur.

Constituants	Débits partiels (Kmole /h)	Composition Actuelle
N <sub>2</sub>	0	0
He	0	0
C <sub>1</sub>	0.72	0.35
<b>C<sub>2</sub></b>	<b>46.81</b>	<b>22.5</b>
C <sub>3</sub>	54.25	26.08
iC <sub>4</sub>	25.60	12.30

nC <sub>4</sub>	43.60	20.96
iC <sub>5</sub>	11.50	5.53
nC <sub>5</sub>	11.56	5.56
C <sub>6</sub> <sup>+</sup>	13.80	6.63
<b>Total</b>	<b>208.05</b>	<b>100</b>

Nous avons le débit d'entre de la charge d'alimentation de la deethaniseur qui est de:

$$Q_{C_2} = 208.05 \text{ Kmole/hr}$$

$$m_{C_2/DC_2} = 46.81 \text{ kmole/h} \times 30 \text{ kg/kmole} = 1404.3 \text{ kg/h}$$

<b>m C<sub>2</sub>/DC<sub>2</sub> =1.40T/hr</b> <b>Soit 2560 kg/h</b>
--

### III-2-5) Calcul du débit de l'éthane dans Le gaz naturel liquéfié GNL :

Nous allons indiquer dans le tableau les compositions du GNL produit, ainsi que celles données par le design dans les cas d'une charge d'alimentation lourde et légère.

**Tableau III-5 :** Composition du GNL produit actuellement et celle du design  
(T=- 162°C et P = 0.3 bars)

Composants	Design Charge lourde % molaire	Design Charge légère % molaire	Charge actuelle % molaire
N <sub>2</sub>	1.06	1.79	1.147
He	0.00	0.00	0.00
C <sub>1</sub>	87.49	88.43	88
<b>C<sub>2</sub></b>	<b>8.24</b>	<b>7.71</b>	<b>7.5</b>
C <sub>3</sub>	2.19	1.49	2.011
iC <sub>4</sub>	0.45	0.23	0.295
nC <sub>4</sub>	0.56	0.34	0.410
iC <sub>5</sub>	0.01	0.01	0.00
nC <sub>5</sub>	0.00	0.00	0.00

Ici de même, on constate que la composition du GNL actuellement produit se situe dans la fourchette permise par le design.

Nous avons le débit de GNL sortie vers les bacs qui est égale:10771.75kmole/hr

$$m_{C2} = Q_{GNL} \cdot y_i \cdot M_i$$

$$m_{C2} = 10771.75 \times 0.075 \times 30 = 24236.43 \text{ kg/h}$$

$m_{C2} = 24.23 \text{ T/hr}$
-------------------------------

### III-3) Résultat et commentaire :

**Tableau III-6 :** Résultats récapitulatif :

	<b>Gaz d'alimentation</b>	<b>Alimentation Tour de Lavage</b>	<b>Alimentation Deethaniseur</b>	<b>Produit GNL</b>
<b>Débit horaire T/hr</b>	26	24.56	1.40	24.23
<b>Production annuelle pour les 06 trains T/ans</b>	1366560	1290873	73584	1273529

#### III-3-1) Commentaires :

Au vue du tableau des résultats nous remarquons qu'il y a une quantité importante d'éthane à extraire, mais nous sommes conditionnés par le bon fonctionnement du GNL qualité et quantité et d'assurer le charge nécessaire exige par le maître d'œuvre total qui d'environ **700 000 T/ans minimum.**

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-7** : les avantages et les inconvénients :

<b>. Extraction de C2</b>	<b>Avantages</b>	<b>Inconvénients</b>
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 basse températures. Donc nous allons récupérer l'éthane en tête de colonne.

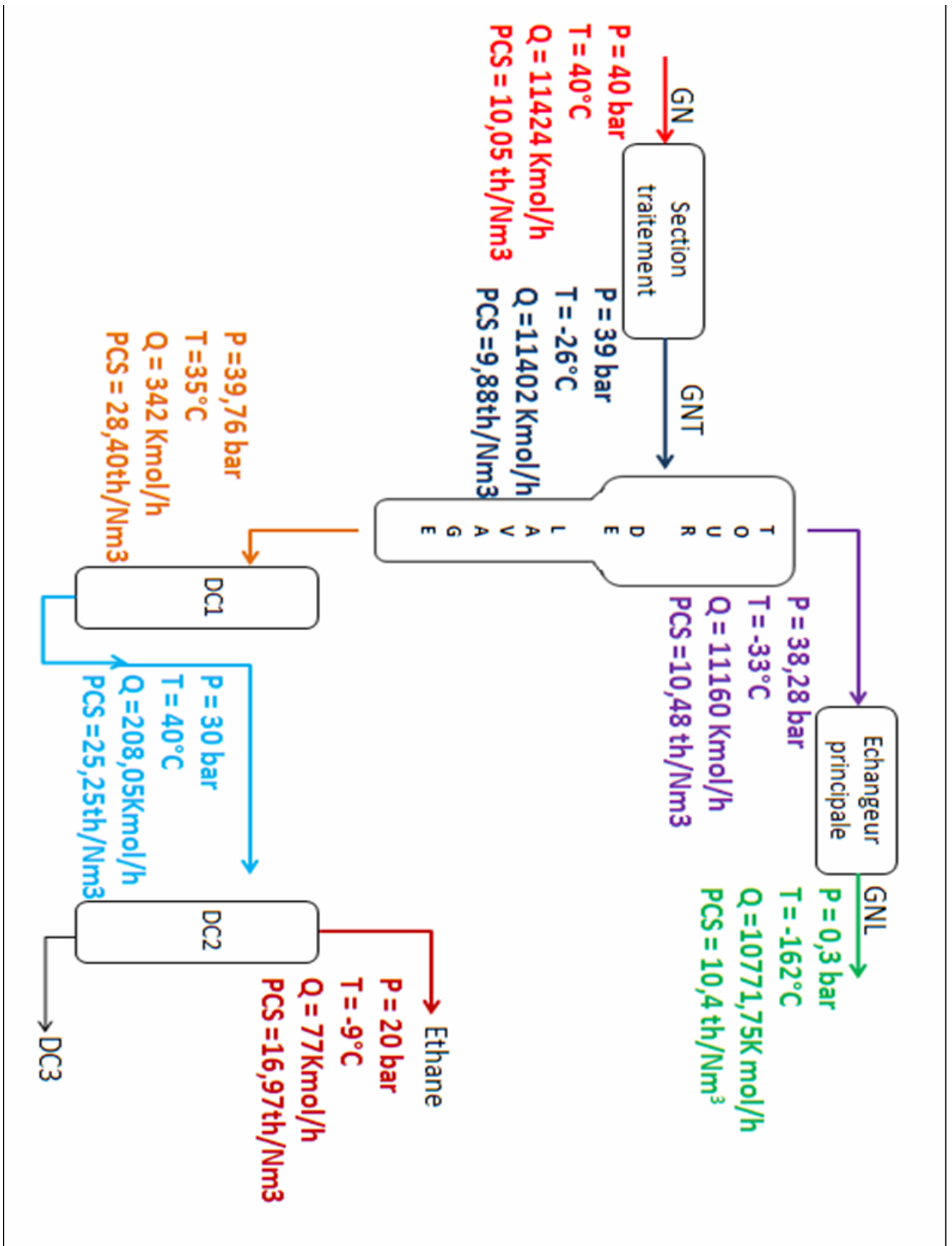


Figure III.4: Schéma synoptique de procédé de liquéfaction

### III-4) Introduction à la simulation :

Une simulation est une reconstitution assistée par ordinateur d'une ou de plusieurs opérations effectuées sur le champ réel par un équipement déterminé.

La simulation peut être considérée comme l'utilisation d'un modèle ou d'un ensemble de modèles mathématiques pour représenter le comportement d'un système (procédé), elle fournit un bon aperçu du comportement d'un système réel.

La modélisation d'un système physique repose sur la connaissance des propriétés thermodynamiques de transfert et des équilibres entre phases.

Le choix du modèle thermodynamique est principalement dicté par le souci de rigueur, de fiabilité et de validité dans le domaine opératoire du cas design [4].

#### III-4-1) Modèle mathématique :

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations qui décrivent le comportement d'un système. Les équations sont des relations de conservation de [4] :

- ✓ Masse.
- ✓ Energie.

#### III-4-2) Choix et validation du modèle thermodynamique :

Le travail de la simulation commence par le choix du modèle thermodynamique convenable à notre système, et qui assure le minimum d'écart de résultats par rapport aux données du design. Une équation d'état d'un corps pur est une relation mathématique qui relie la température T, la pression P et le volume molaire V. La plus simple est l'équation d'état d'un gaz parfait pur :  $PV = nRT$ .

#### III -4-3) Equation de Van der walls :

Van der walls a proposé pour la première fois une équation d'état, capable de représenter les propriétés d'un fluide, liquide et gaz dans la totalité du domaine (P, V, T), incluant l'équilibre liquide- vapeur, il s'agit de l'équation d'état suivante :

$$P(V, T) = (R*T) / (V-B) - (a / V^2)$$

Pour les applications de raffinage du pétrole , de traitement de gaz et de pétrochimie, l'équation d'état de Peng Robinson (PR) est généralement le modèle recommandé. Les améliorations apportées par hyprotech pour cette équation d'état lui permettent d'être exacte pour une variété de système sur un large domaine de conditions, elle résout rigoureusement tous les systèmes composés d'une seule phase, bi phasiques ou un système à trois phases avec un haut degré d'efficacité et de précision.

### III-5) Simulateur :

Le simulateur est un ensemble de modèles mathématiques décrivant des opérations unitaires, ou des équipements (ballons, colonnes de distillation, vannes, réacteurs etc..).

Ces opérations sont connectées dans un schéma de procédés (PFD) par les courants d'information générée dans ces opérations [4].

L'utilisation de la simulation peut se faire dans les domaines suivants :

- ✓ Engineering ;
- ✓ Etablissement des bilans matière et d'énergie d'un procédé industriel ;
- ✓ Dimensionnement des équipements ;
- ✓ Dans le suivi des procédés ;
- ✓ Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas de changements de composition de l'alimentation ;
- ✓ Détermination de la performance des équipements.

#### III-5-1) Présentation du logiciel de simulation HYSYS :

C'est un programme informatique utilisé pour la simulation des procédés [4] :

- ✓ A l'état stationnaire ;
- ✓ A l'état dynamique.

Développement pour la simulation :

- ✓ Des procédés de l'industrie de gaz ;
- ✓ Des procédés de raffinage et de la pétrochimie.

#### III-5-2) 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 résoud le schéma de procédés ;
- ✓ Les résultats seront des bilans de matière et d'énergie
- ✓ Il peut aussi dimensionner des équipements.

**III-6) Description de notre procédé :**

Notre point de soutirage se situe au niveau de la tête de la tour de lavage avec la composition suivante :

He	N2	C1	C2	C3	iC4	Nc4	iC5	Nc5
0.00	2.308	87.803	7.18	2.011	0.295	0.410	0.00	0.00

La composition de la charge d'alimentation du procédé contient un taux élevé de C1 et C2 d'où l'installation de deux nouvelles colonnes, un déméthaniseur et un dééthaniseur. Le produit de tête de la DC1 est le produit qui va vers la liquéfaction (GNL), le fond de colonne alimentera le deethaniseur pour distiller l'éthane et au fond de la DC2 on récupère le GPL.

**III-6-1) Spécification pour la simulation des colonnes :**

La clef légère et la clef lourde de chaque colonne sont spécifiées dans le tableau III-8 ci-dessous :

Les colonnes	déméthaniseur	dééthaniseur
Fraction molaire de la clé légère dans le résidu	C1=0.005	C2=0.02
Fraction molaire de la clé lourde dans le distillat	C2=0.04	C3=0.01
Pression du rebouilleur	38.10 bars	30.44 bars
Pression du condenseur	37.48 bars	30.28 bars

Pour la charge d'alimentation nous allons travailler avec trois cas :

**1 cas :** débit tête tour de lavage design : 11160 Kmole/hr

**2 cas :** débit tête de tour de lavage à 110% design : 12276 Kmole/hr

**3 cas :** débit réel tête tour de lavage : 10816 Kmole/hr

### III-7) Résultats de la simulation pour les colonnes :

Les colonnes	DC1	DC2
Hauteur de la colonne	13m	18m
Nombre de plateaux	25	25
Plateau d'alimentation optimal	4eme plateau	10eme plateau
Q (min) rebouilleur (kj/hr)	$1.54 \cdot 10^7$	$1.07 \cdot 10^7$
Q (min) condenseur (kj/hr)	$1.81 \cdot 10^7$	$6.5810^6$

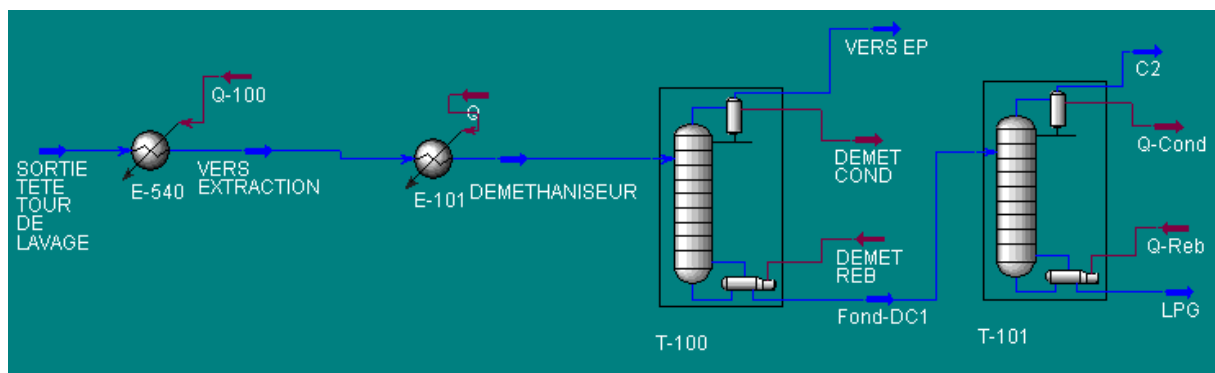


Figure III.5 : Schéma de la simulation de la nouvelle unité de récupération de l'éthane

### III-8) Résultats cas débit design :

#### III-8-1) Résultats bilan matière DC1 :

% Mole	Alimentation	GNT vers EP	Résidu vers DC2
C1	87.803	94.75	0.5
<b>C2</b>	<b>7.18</b>	<b>3.99</b>	<b>62.75</b>
C3	2.011	0.00	27.18
IC4	0.295	0.00	4
NC4	0.410	0.00	5.55
He	0.00	0.00	0.00
N2	2.308	1.24	0.00
Débit(K mole/hr)	11160	10340	823

**III-8-2) Résultats bilan matière DC2 :**

% Mole	Résidu vers DC2	ETHANE	GPL
C1	0.5	0.7	0.00
<b>C2</b>	<b>62.75</b>	<b>97.22</b>	<b>0.5</b>
C3	27.18	2.00	72.68
IC4	4	0.00	11.22
NC4	5.55	0.00	15.59
He	0.00	0.00	0.00
N2	0.00	0.00	0.00
Débit (K mole/hr)	823	530	293

**III-8-3) Calcul de la quantité d'éthane extraite :**

La quantité d'éthane extrait au niveau du nouveau dééthaniseur est égale à :

$$QC2 = 530 \text{ Kmole/h} * 0.9722 = 515 \text{ Kmole/hr}$$

$$QC2 = 515 \text{ Kmole/hr}$$

$C2 \text{ (extrait)} = \text{qte } C2 \text{ obtenue DC2} / \text{qte du } C2 \text{ (charge d'alimentation)}$

$$C2 \text{ (extrait)} = 530 \text{ (Kmole/h)} * 0.9722 / 11160 \text{ (Kmole/h)} * 0.0718$$

$$C2 \text{ (extrait)} \% = 64\%$$

**III-8-4) Calcul de la quantité de GNT perdu :**

Quantité de GNT perdu = qte GNT (actuel) – qte GNT après extraction du C2

$$\text{Quantité de GNT perdu} = 11160 \text{ kmole/h} - 10340 = 820 \text{ Kmole/h}$$

**Qte GNT perdu = 820 Kmole/hr**

$$\text{GNT perdu \%} = 11160 - 10340 / 11160 = 0.0734$$

$$\text{GNT perdu \%} = 7.34\%$$

**III-8-5) Calcul du pouvoir calorifique supérieur (PCS) de GNT :**

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

$$PCS_t = \sum PCS_i * Y_i = 9.530 * 0.94 + 16.860 * 0.04$$

$$PCS_t = 9.632 \text{ TH/Nm}^3$$

Nous remarquons que PCS du GNT obtenu n'est dans les tolérances admises d'où la nécessité d'injecter le C4 pour améliorer le PCS du GNT jusqu' à 10.40 TH/Nm<sup>3</sup>

**III-8-6) Calcul de la quantité de C4 a injecté :**

Nous avons un écart de :  $10.40 - 9.632 = 0.767 \text{ TH/Nm}^3$

$$PCS_t = \sum PCS_i * Y_i + Y_{C4} * 31.570 = 10.4 \text{ TH/Nm}^3$$

$$\text{On aura } Y_{C4} * 31.570 = 0.767$$

$$Y_{C4} (\text{min}) = 0.024$$

**III-9) Résultats de la simulation cas débit 110% au design :****III-9-1) Résultats bilan matière DC1 :**

% Mole	Alimentation en%	Gaz vers Echangeur principal (GNL) en%	Résidu vers DC2 en %
C1	87.803	94.75	0.5
<b>C2</b>	<b>7.180</b>	<b>3.99</b>	<b>62.75</b>
C3	2.011	0.00	27.18
IC4	0.295	0.00	4
NC4	0.410	0.00	5.55
He	0.00	0.00	0.00
N2	2.308	1.24	0.00
Débit (K mole/hr)	12276	11370	905

**III-9-2) résultats bilan matière DC2 :**

% Mole	Résidu vers DC2	ETHANE	GPL
C1	0.5	0.7	0.00
<b>C2</b>	<b>62.75</b>	<b>97.22</b>	<b>0.5</b>
C3	27.18	2.00	72.68
IC4	4	0.00	11.22
NC4	5.55	0.00	15.59
He	0.00	0.00	0.00
N2	0.00	0.00	0.00
Débit (K mole/hr)	905	583	322

**III-9-3) Calcul de la quantité d'éthane extraite :**

La quantité d'éthane extrait au niveau du nouveau dééthaniseur est égale à :

$$Q_{C2} = 583 \text{ Kmole/h} * 0.9722 = 566 \text{ Kmole/h}$$

$$Q_{C2} = 566 \text{ Kmole/h}$$

$C_2$  (extrait) = qte  $C_2$  obtenue DC2 / qte du  $C_2$  (charge d'alimentation)

$$C_2 \text{ (extrait)} = 583 \text{ (Kmole/h)} * 0.9722 / 12276 \text{ (Kmole/h)} * 0.0718$$

$$C_2 \text{ (extrait) \%} = 64\%$$

**III-9-4) Calcul de la quantité de GNT perdu :**

Quantité de GNT perdu = qte GNT (actuel) – qte GNT après extraction du  $C_2$

$$\text{Quantité de GNT perdu} = 12276 \text{ kmole/h} - 11370 = 906 \text{ Kmole/h}$$

$$Q_{te} \text{ GNT perdu} = 906 \text{ Kmole/h}$$

$$\text{GNT perdu \%} = 12276 - 11370 / 12276 = 0.0738$$

$$\text{GNT perdu \%} = 7.38 \%$$

**III-9-5) Calcul du pouvoir calorifique supérieur (PCS) de GN :**

Nous pouvons calculer le pcs du GNT

$$PCSt = \sum PCSi * Yi = 9.530 * 0.94 + 16.860 * 0.04$$

$$PCSt = 9.632 \text{ TH/Nm}^3$$

Nous remarquons que PCS du GNT obtenu n'est dans les tolérances admises d'où la nécessité d'injecter le C4 pour améliorer le PCS du GNT jusqu' a 10.40 TH/Nm<sup>3</sup>

**III-9-6) Calcul de la quantité de C4 à injecter :**

Nous avons un écart de :  $10.40 - 9.632 = 0.767 \text{ TH/Nm}^3$

$$PCSt = \sum PCSi * Yi + YC4 * 31.570 = 10.4 \text{ TH/Nm}^3$$

On aura  $YC4 * 31.570 = 0.767$

$$YC4 (\text{min}) = 0.024$$

**III-10) Résultats de la simulation cas débit actuel :****III-10-1) Résultats bilan matière DC1 :**

% Mole	Alimentation	GNT vers EP	Résidu vers DC2
C1	87.803	94.75	0.5
<b>C2</b>	<b>7.18</b>	<b>3.99</b>	<b>62.75</b>
C3	2.011	0.00	27.18
IC4	0.295	0.00	4
NC4	0.410	0.00	5.55
He	0.00	0.00	0.00
N2	2.308	1.24	0.00
Debit(K mole/hr)	10816	10020	796

**III-10-2) résultats bilan matière DC2 :**

% Mole	Résidu vers DC2	ETHANE	GPL
C1	0.5	0.7	0.00
<b>C2</b>	<b>62.75</b>	<b>97.22</b>	<b>0.5</b>
C3	27.18	2.00	72.68
IC4	4	0.00	11.22
NC4	5.55	0.00	15.59
He	0.00	0.00	0.00
N2	0.00	0.00	0.00
Débit (K mole/hr)	796	513	322

**III-10-3) Calcul de la quantité d'éthane extraite :**

La quantité d'éthane extrait au niveau du nouveau dééthaniseur est égale à :

$$QC_2 = 513 \text{Kmole/h} * 0.9722 = 498 \text{Kmole/hr}$$

$$QC_2 = 498 \text{Kmole/hr}$$

$$C_{2 \text{ (extrait)}} = \text{qte } C_2 \text{ obtenue DC2} / \text{qte du } C_2 \text{ (charge d'alimentation)}$$

$$C_{2 \text{ (extrait)}} = 513 (\text{Kmole/h}) * 0.9722 / 10816 (\text{Kmole/h}) * 0.0718 =$$

<b>% C<sub>2</sub> (extrait) = 64%</b>
--

**III-10-4) Calcul de la quantité de GNT perdu :**

Quantité de GNL perdu = qte GNT (actuel) – qte GNT après extraction du C<sub>2</sub>

$$\text{Quantité de GNL perdu} = 10816 \text{kmole/h} - 10020 = 796 \text{ Kmole/h}$$

$$\text{QTE GNL perdu} = 796 \text{Kmole/hr}$$

$$\% \text{ GNL perdu} = 10816 - 10020 / 10816 = 0.073$$

<b>% GNL perdu = 7.35 %</b>
-----------------------------

**III-10-5) Calcul du pouvoir calorifique supérieur (PCS) de GNT :**

Nous pouvons calculer le pcs du GNT

$$PCSt = \sum PCSi * Yi = 9.530 * 0.94 + 16.860 * 0.04$$

$$PCSt = 9.632 \text{ TH/Nm}^3$$

Nous remarquons que PCS du GNT obtenu n'est dans les tolérances admises d'où la nécessité d'injecter le C4 pour améliorer le PCS du GNT jusqu' a 10.40 TH/Nm3.

**III- 10-6) Calcul de la quantité de C4 à injecter :**

Nous avons un écart de :  $10.40 - 9.632 = 0.767 \text{ TH/Nm}^3$

$$PCSt = \sum PCSi * Yi + YC4 * 31.570 = 10.4 \text{ TH/Nm}^3$$

On aura  $YC4 * 31.570 = 0.767$

$$YC4 (\text{min}) = 0.024$$

**III-11) Résultats et commentaires :**

**Tableau III-9** : Résultat récapitulatif :

Charge	% C2 extrait	Quantité C2T/ans pour les six trains	Quantité du GNT perdu Kmole/hr/train	%GNT Perdu	%C4 à injecter
<b>100% design</b>	64	812052	820	7.3	2.4
<b>110% design</b>	64	892468	906	7.3	2.4
<b>Réel (96%)</b>	64	785246	796	7.3	2.4

**III-11-1) Commentaires :**

Nous remarquons d'après les résultats suivants qu'avec une spécification de 0.04 fraction de clé lourde de C2 dans le déméthaniseur, il y a une différence entre le cas design et le réel au niveau de l'extraction de C2 et cela est dû à la différence du débit de la charge d'alimentation de notre procédé ce qui influe aussi sur le taux de perte de GNT.

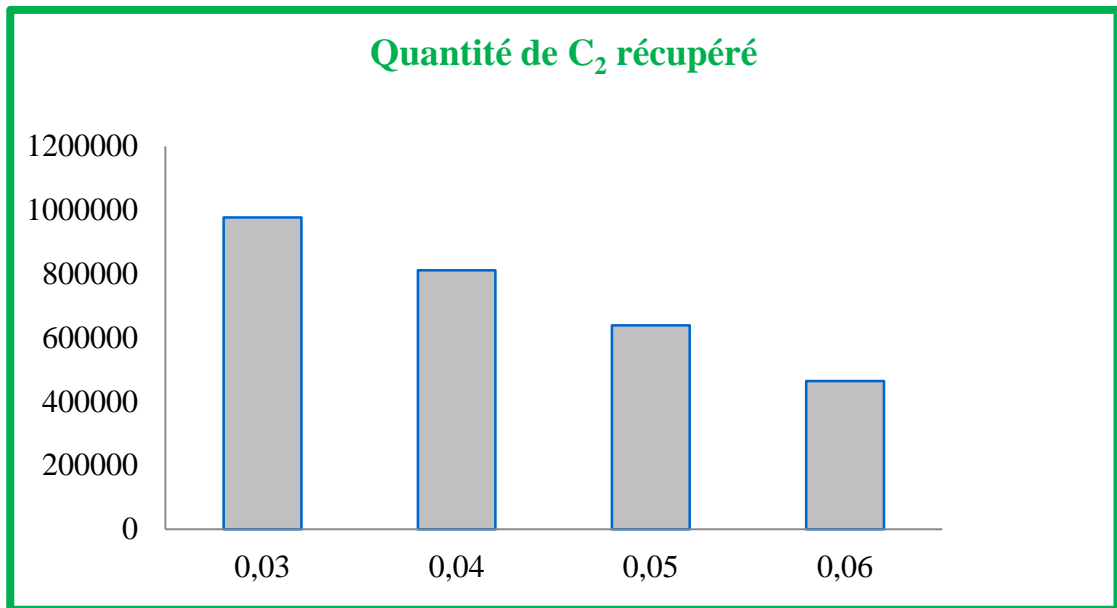
Nous allons faire varier la fraction lourde C2 de la première colonne de déméthaniseur avec le débit 100% design et voir son influence sur la quantité récupérée

**III-12) variation de la fraction molaire C<sub>2</sub> en tête du déméthaniseur (Cas 100% design) :**

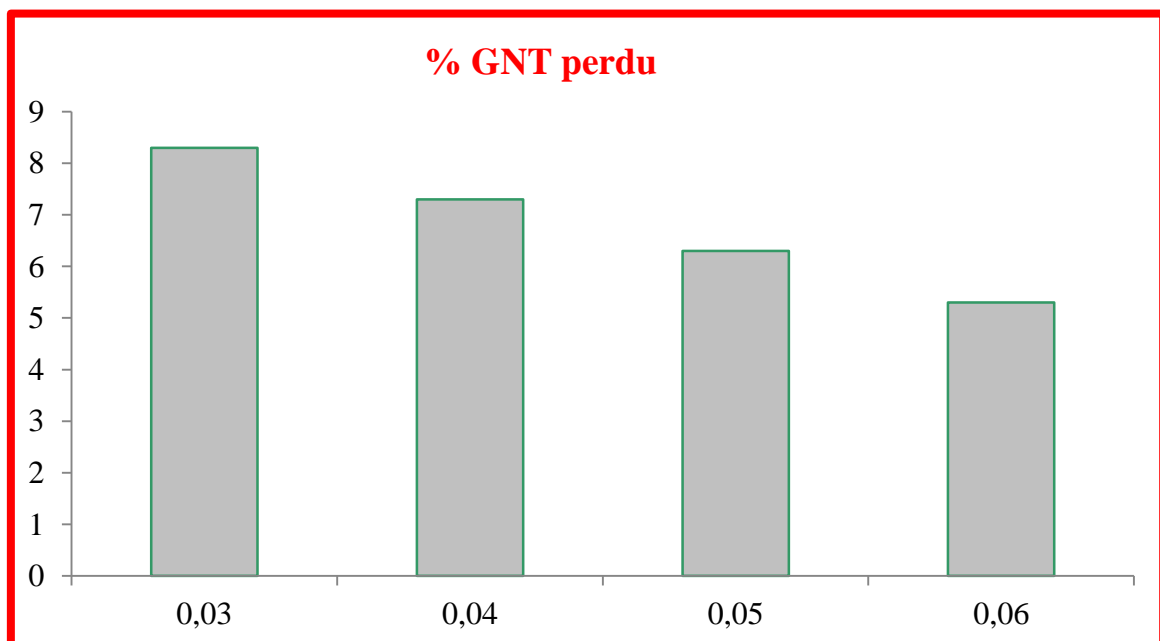
Fraction lourde C <sub>2</sub> de la DC <sub>1</sub>	Quantité de l'éthane récupérer	% de GNT perdu
0.03	977348T/ans	8.3
0.04	812052T/ans	7.3
0.05	639329T/ans	6.3
0.06	464966T/ans	5.3

**III-12-1) commentaires :**

Nous remarquons que plus on augmente le pourcentage de C2 dans la colonne de déméthaniseur la quantité d'éthane récupérée diminue et le % de GNT perdu diminue jusqu'à 4% on la quantité voulue.



**Figure III.6:** Variation de la quantité de l'éthane récupéré en fonction de la fraction molaire déméthaniseur



**Figure III.7 :** Variation du pourcentage de GNT perdu en fonction de la fraction molaire déméthaniseur

**IV-1) Introduction :**

Nous avons vu que le GNL tel qu'il est commercialisé actuellement renferme plusieurs hydrocarbures dont l'éthane présent en quantité appréciable. Or, ce constituant pourrait être extrait et vendu comme produit fini.

Mais la récupération de l'éthane engendre un taux de perte de GNL, et donc y'aurai un manque à gagner, mais qui est compenser par le gain réalisé par la production de l'éthane.

**IV-2) Etude économique du cas 100% design :****IV-2-1) Calcul du coût de GNT perdu :**

Nous avons une quantité de GNT perdu de 820 kmole/hr qui équivalente en mètre cube :  
 $820 * 22.39 = 18360 \text{ m}^3/\text{hr}$

Ce qui nous fait une quantité annuelle pour les six trains :  $18360 * 24 * 365 * 6$

Volume de GNT perdu =  $964991088 \text{ Nm}^3/\text{ans}$

Nous avons la valeur du PCS minimum toléré du GNT qui est de :  $10.40 \text{ Th}/\text{NM}^3$

On transforme le volume en thermie :  $964991088 * 10.4 = 10035907315 \text{ Th}/\text{an}$

Sachant que 1 MMBTU correspond à 252 thermies.

Donc ce taux de perte à une valeur énergétique de :  $39825029 \text{ MMBTU}/\text{an}$

Si l'on se base sur un prix de revient moyen du GNT de l'ordre de  $4 \text{ \$/MMBTU}$  [8]:

Le montant de GNT perdu :  $25012386 * 4 = 159300116 \text{ \$}$

<b>Montant GNT perdu = 159 Millions\$</b>
---

**IV-2-2) Calcul du coût d' l'extraction de l'éthane :**

Pour une quantité  $812052 \text{ T}/\text{ans}$  nous avons  $812052 * 1000/30 = 27068400 \text{ Kmole}/\text{an}$

En  $\text{m}^3 = 27068400 * 22.39 = 606061476 \text{ m}^3/\text{an}$

On transforme ce volume en thermie :  $606061476 * 16.86 \text{ th}/\text{nm}^3 = 10218196496 \text{ th}/\text{an}$

Sachant que 1 MMBTU = 252 thermie

$10218196496/252 = 40548398.7 \text{ MMBTU}/\text{an}$

On aura une valeur énergétique :  $40548398.7 \text{ MMBTU}/\text{an}$

Pour un prix de l'éthane  $6 \text{ \$/MMBTU}$  [8]

$40548398.7 * 6 = 243290392.5 \text{ \$}$

Montant de l'éthane récupérer =  $243290392.5 \text{ \$}$

<b>Montant de l'éthane récupéré = 243 Millions\$</b>
--

**IV-3) Etude économique du cas 110% design :****IV-3-1) Calcul du coût de GNT perdu :**

Nous avons une quantité de GNT perdu de 906 kmole/hr qui équivaut en mètre cube  
 $906 * 22.39 = 20285 \text{ m}^3/\text{hr}$

Ce qui nous fait une quantité annuelle pour les six trains  $20285 * 24 * 365 * 6$

Volume de GNT perdu =  $1066197470 \text{ m}^3/\text{ans}$

Nous avons la valeur du PCS minimum toléré du GNT qui est de :  $10.40 \text{ Th/NM}^3$

$$968521543 * 10.4 = 11088453692 \text{ Th/an}$$

Sachant que 1 MMBTU correspond à 252 thermies.

Donc ce taux de perte à une valeur énergétique de :  $44001800 \text{ MMBTU/an}$

Si l'on se base sur un prix de revient moyen du GNT de l'ordre de  $4 \text{ \$/MMBTU}$  : Le montant de GNT perdu :  $44001800 * 4 = 176007202 \text{ \$}$

**Montant GNT perdu = 176 Millions\$**

**IV-3-2) Calcul du coût d' l'extraction de l'éthane :**

Pour une quantité  $892468 \text{ T/ans}$  nous avons  $892468 * 1000/30 = 29748933 \text{ Kmole/hr}$

En  $\text{m}^3 = 29748933 * 22.39 = 666078617 \text{ m}^3$

On transforme ce volume en thermie  $666078617 * 16.86 \text{ th/nm}^3 = 11230085483 \text{ TH}$

Sachant  $1 \text{ MMBTU} = 252 \text{ thermie}$  on aura une valeur énergétique :

$11230085483/252 = 44563831 \text{ MMBTU}$  Pour un prix de l'éthane  $6 \text{ \$/MMBTU}$

Montant de l'éthane récupéré =  $44563831 * 6 = 267382988 \text{ \$}$

**Montant de l'éthane récupéré = 267 Millions\$**

**IV-4) Etude économique du cas débit actuel:****IV-4-1) Calcul du coût de GNT perdu :**

Nous avons une quantité de GNT perdu de 796 kmole/hr qui équivalent en mètre cube :

$796 * 22.39 = 17822 \text{ m}^3/\text{hr}$  ce qui nous fait une quantité annuelle pour les six trains

$$17822 * 24 * 365 * 6$$

Quantité de GNT perdu = 936747446 m<sup>3</sup>/ans

Nous avons la valeur du PCS GNT qui est de PCS = 10.40 Th/NM<sup>3</sup>

$$936747446 * 10.4 = 9742173443 \text{ Th}$$

Sachant que 1 MMBTU correspond à 252 thermies.

Donc ce taux de perte à une valeur énergétique de : 38659418 MMBTU

Si l'on se base sur un prix de revient moyen du GNT de l'ordre de 4\$/MMBTU,

Le montant de GNT perdu :  $38659418 * 4 = 154637673 \text{ \$}$

<b>Montant GNT perdu = 154 Millions\$</b>
---

**IV-4-2) Calcul du coût d' l'extraction de l'éthane**

Pour une quantité 785246 T/ans nous avons  $785246 * 1000/30 = 26174867 \text{ Kmole/an}$

En m<sup>3</sup> =  $26174867 * 22.39 = 586055265 \text{ m}^3$  On transforme ce volume en thermie

$586055265 * 16.86 \text{ th/nm}^3 = 9880891762 \text{ thermie}$  Sachant 1 MMBTU = 252 thermie On aura une valeur énergétique : 39209888 MMBTU

Pour un prix de l'éthane 6\$/MMBTU

Montant de l'éthane récupérer =  $39209888 * 6 = 235259328 \text{ \$}$

<b>Montant de l'éthane récupéré = 235 Millions\$</b>
--

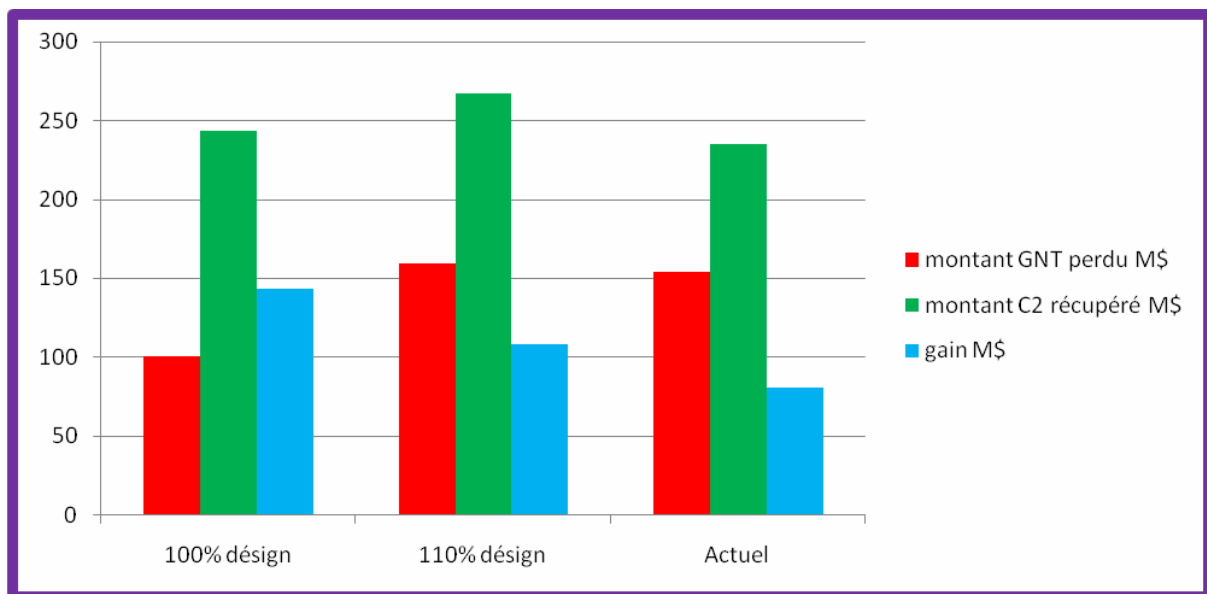
#### IV-5) Résultats et commentaires :

**Tableau IV-10** : Résultat récapitulatif :

Charge	Montant de GNT Perdu	Montant de l'éthane récupéré	Gain
Design 100%	159 M\$	243 M\$	84 M\$
Design a 110%	176M\$	267M\$	91 M\$
Réel 96%	154M\$	235 M\$	81 M\$

#### IV-5-1) Commentaires :

D'après ce tableau nous remarquons que pour un gain optimal il y a lieu de travailler en pleine capacité du train 110% pour une meilleur rentabilité de notre procédé.



**Figure IV.9** : Montant gagné en fonction de la charge d'alimentation

## CONCLUSION

---

Le but de notre étude est l'extraction de l'éthane au niveau du complexe GL1/Z, la conduite de cette étude générale fut réalisée dans un souci d'optimisation des paramètres de fonctionnement pour atteindre la quantité de 700 000 T/an d'éthane (objectifs du maître de l'œuvre), et en parallèle ne pas influencer la qualité de GNL produit.

Il était important pour nous d'effectuer cette étude méthodiquement en commençant par simuler la nouvelle unité d'extraction d'éthane, afin d'obtenir qualitativement les gains en éthane prévu pour la production, à l'issue de cette étude, nous avons pu dégager les principaux résultats suivants :

Les résultats obtenus nous ont permis de tirer les conclusions suivantes :

- ✓ pour obtenir la quantité maximale de C2, le train doit travailler à 110% de sa capacité.
- ✓ Les pertes en production de GNT enregistrées après extraction sont compensées par les quantités d'éthane.

Donc à partir de ce qui a précédé, on peut dire que l'impact de l'extraction d'éthane au niveau du complexe GL1 /Z est optimal qualitativement et quantitativement et ce selon les exigences du maître de l'œuvre.

# CONCLUSION

---

## RECOMMANDATIONS

---

Nous pouvons dire que l'extraction de l'éthane est possible du fait de sa faisabilité du point de vue technique et de son rendement économique.

La quantité de GNL perdue par l'effet de l'extraction de l'éthane est compensée par la rentabilité économique du projet.

Afin de pouvoir augmenter encore plus la rentabilité du projet dans le complexe GL1/Z, nous recommandons ce qui suit :

- ✓ Réaliser le projet de récupération et la valorisation de l'éthane contenu dans le gaz naturel au niveau du complexe GL1Z.
- ✓ Optimiser le tour de lavage afin de minimiser les pertes en GNT.
- ✓ Travailler en capacité 110% des trains pour gain optimal
- ✓ Possibilité valoriser le GPL récupéré dans notre procédé
- ✓ Faire le dimensionnement de tous les équipements tel que les condenseurs rebouilleurs...etc.
- ✓ Etablir une étude d'impact sur le comportement des équipements en aval tel que l'échangeur principal.
- ✓ Proposer d'autres méthodes d'extraction de l'éthane par exemple absorption

## Bibliographie

---

[1]. Manuel opératoire de procédé de liquéfaction du complexe GL1/Z

[2]. Technical petroleum Data book refining

[3]. Rapport d'audit TECHNIP du complexe GLI/Z

[4]. Document HYSYS

[5]. Ethane extraction study for SONATRACH du complexe GL1/Z

### KELLOG BROWN AND ROOT

[6]. Process operating manual, GL1/Z complex

[7]. Code ASMES Section VIII - Div 1

[8]. « ETHANE » [archive], sur Hazardous Substances Data Bank

(consulté le 29 novembre 2009) (en) James E. Mark, Physical Properties

of Polymer Handbook

# Annexes

## Annexe A1 : Section demethanisation

Les principaux appareils constituant cette sous-section sont :

<b>F.721</b>	colonne de déméthanisation
<b>E.723</b>	rebouilleur du déméthaniseur
<b>E.722</b>	condenseur du déméthaniseur
<b>G.724</b>	ballon de reflux
<b>E.730</b>	refroidisseur de fond de déméthaniseur
<b>J.725/J.727</b>	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

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

Paramètre de fonctionnement

- Température

<b>TI 8108</b>	alimentation de la colonne	22°C
<b>TI 8104</b>	alimentation 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>PC825</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

- Equipement

<b>F.741</b>	colonne de dépropanisation
<b>G.744</b>	ballon de reflux
<b>E.742</b>	condensateur de tête de la colonne
<b>E.743</b>	rebouilleur du fond de la colonne
<b>J.745/J.748</b>	pompe de reflux
<b>J.747</b>	pompe de retour du propane

### Paramètres de fonctionnement

- Température

<b>TI9101</b>	Alimentation colonne	93°c
<b>TI8106</b>	Tête de colonne	45°c
<b>TI8107</b>	ballon de reflux	44°c

- pression

<b>PIC.912</b>	ballon de reflux	15.3 bars
<b>PIC.901</b>	tête de la colonne	16.2 bars

- niveau

<b>LIC.914</b>	fond de la colonne	70%
<b>LIC.831</b>	ballon de reflux	50%

- Débit

<b>FIC.1019</b>	recyclage vert la tour de lavage	30000kg/h
-----------------	----------------------------------	-----------

## Annexe A4 : Section débutanisation

- Equipement

<b>F.751</b>	colonne de débutanisation
<b>G.754</b>	ballon de reflux
<b>E.752</b>	condenseur de tête de la colonne
<b>E.753</b>	rebouilleur du fond de la colonne
<b>J.755/J.762</b>	pompe de reflux
<b>J.757/J.761</b>	pompe de retour du propane

Paramètres de fonctionnement

- Niveau

<b>LIC.1005</b>	fond de l colonne	70%
<b>LIC.1044</b>	ballon de reflux	50%

- Débit

<b>FIC.1010</b>	débit de reflux
<b>FIC.100</b>	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	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 inférieur 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	061

**Prix de l'éthane et du gaz naturel (en termes de teneur calorifique)**

