



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



Department of Process Engineering

The Date

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

قسم هندسة الطرائق

التاريخ :

رقم : / ج. م. ك. ع. ت. // 2023

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DEMASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie Chimique

Thème

**Optimisation des paramètres de récupération de l'éthane au niveau du
complexe GL2/Z**

Présenté par

1- CHAFA Abir

2- MADANI Ahlam

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

Président : BENDENIA Souhila Professeur Université de Mostaganem

Examineur : TERKHI Mohamed Cherif MCA Université de Mostaganem.

Rapporteur : DIB MERAD Hanaa MCB Université de Mostaganem

Année Universitaire 2022/2023

Remerciement

Avant tout nous remercions « Allah » tout puissant qui nous a donné le courage, la volonté et la force pour accomplir ce modeste travail.

Nous adressons nos sincères remerciements et notre gratitude à notre encadreur Mme. H. DIB pour son aide précieuse et ses conseils judicieux et pour son suivi régulier pour mener à bien ce travail.

Nous adressons également nos vifs remerciements à Mme BENDENIA. S, Professeur à l'université de Mostaganem, d'avoir bien voulu présider le jury.

Nous voulons également exprimer nos sincères remerciements a monsieur M.C.TERKHI maître de conférence «A» à l'université de Mostaganem, d'avoir accepté de juger et examiner ce travail.

Nos remerciements s'adressent également : A tous les enseignants du département de génie des procédés pour leur contribution et leur disponibilité à orienter les étudiants.

Nous remercions également monsieur A. AYDOUNE, Mme M. SASSI, madame Z. BEHLOUL, et tout l'équipe de service PP et service laboratoire et tout l'ensemble de personnel de complexe GL2/Z.

Finalement, nos remerciements à tous ceux ou celles qui ont contribué, de près ou de loin à l'accomplissement de ce mémoire. Et à tous les étudiants de la promotion 2022 -2023

Dédicace

Je dédie ce travail à mes chers parents qui m'ont encouragé à donner le meilleur de moi-même, et je les remercie pour leur patience, leur soutien, leur contribution à la fourniture de toutes les moyens.

Je le dédie aussi à mes sœurs et mon frère, que dieu les gardes tous.

Je le dédie aussi à mes très chères amies MERYAM, HADHER, RAHMA, BOUCHRA,

ABIR

Dédicace

Je dédie ce modeste travail à mes parents, naturellement en premier pour leur amour inconditionnel et leur éducation. Toutes ces années durant, grâce à vos conseils et orientations, j'ai su maintenir le cap et garder de vue mon objectif.

A tous mes frères et sœurs.

A mes amis et collègues.

AHLAM

Sommaire

Remerciement	
Dédicace	
Liste des équipements	
Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Introduction générale	1
Chapitre 1: description du complexe GL2/Z	
I.1 Introduction.....	2
I.2 Présentation de l'organisme d'accueil SONATRACH	2
I.3 Situation géographique du complexe	2
I.3.1 Organisation du complexe GL2/Z.....	3
I.4 Fonctionnement du complexe GL2/Z	3
I.4.1 Zone de procès	4
I.4.2 Zone utilités	4
I.4.3 Zone de stockage et chargement	5
I.5 Procédé de liquéfaction du gaz naturel du GL2/Z	5
I.5.1 Section de traitement de gaz	6
I.5.2 Section séparation et liquéfaction	9
I.5.3 Section fractionnement.....	14
I.6 Stockage et chargement de GNL	16
I.7 Conclusion.....	17
Chapitre II: description de la section de fractionnement	
II.1 Introduction	18
II.2.1 Fonctionnement	18
II.3 Utilisation des produits sortants de la section fractionnement	19
II.4 La dééthanisation	19
II.4.1 Direction des produits de dééthaniseur	21
II.4.2 Description des équipements de la section dééthanisation.....	21
II.5 La dépropanisation.....	24
II.5.1 Direction des produits de dépropaniseur	25
II.5.2 Description des équipements de la dépropanisation	25
II.6 Débutanisation	26
II.6.1 Direction des produits de débutanisation	28
II.6.2 Description des équipements de débutanisation.....	28
II.7 Les réchauffeurs (X57CA-CB)	30
II.8 Conclusion.....	30

Chapitre III : partie pratique

III.1 Introduction	31
III.2 Problématique.....	31
III.3 Des généralités sur l'éthane et ses dérivés	31
III.3.1 L'éthylène.....	33
III.3.2 Production d'éthylène	33
III.3.3 Le polyéthylène	33
III.3.4 L'utilisation de polyéthylène	33
III.4 Calcul de bilan de matière.....	34
III.4.1 Calcul le débit GN dans la charge d'alimentation.....	34
III.4.2 Conversion du débit du gaz d'alimentation F^{GN} en (K mole)	35
III.4.3 Calcule la quantité d'éthane d'appoint MCR consommé dans train 100 et 200	36
III.4.4 Calcul la quantité d'éthane vers appoint MCR (train 100)	37
III.4.5 Calcule la quantité d'éthane vers appoint MCR (train 200)	38
III.4.6 Calcul de quantité d'éthane dans le gaz naturel liquéfié GNL.....	39
III.4.7 Calcul de quantité d'éthane dans le fuel -Gaz.....	41
III.5 La simulation.....	45
III.5.1Le simulateur HYSYS	45
III.5.2 Le choix du modèle thermodynamique.....	45
III.6 Simulation en cas design.....	46
III.6.1Les paramètres de marche de dééthaniseur	46
III.6.2 Les résultats de simulation cas design	47
III.7 Simulation du cas réel.....	49
III.7.1Le dééthaniseur X51E de train 100	49
III.7.2 Le dééthaniseur X51E de train 200.....	51
III.8 La quantité d'éthane récupérée	52
Conclusion générale	54
Bibliographie.....	55

Liste des abréviations

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

GL2/Z : complexe de liquéfaction du gaz naturel n°2 ARZEW.

GN : Gaz naturel.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

GPL : Gaz pétroliers liquéfié.

RTO : région transport ouest.

MCR : multi composant réfrigérant.

EDM : Eau de mer.

FG : fuel-gaz.

DCS : digital control système.

MEA : mono éthanol Amin.

GNT : Gaz naturel traité.

P : pression.

T : Température.

V : volume.

HELIOS : complexe de production d'hélium.

DC2 : la colonne de dé-éthaisation.

DC3 : la colonne de dé-propanisation.

DC4 : la colonne de dé-butanisation.

Liste des équipements

X57 CA-CB : les deux réchauffeurs.

X01E : tour de lavage.

X16C : échangeur principale.

X51F : ballon tampon

X51E : dé-éthaniseur.

X51C : condenseur de dé-éthaniseur.

X52F : ballon de reflux de dé-éthaniseur.

X52C : rebouilleur de dé-éthaniseur.

151J/JA : pompe à reflux de dé-éthaniseur.

X52E : dé-propaniseur.

X53C : condenseur de dé-propaniseur.

X53F : ballon de reflux de dé-propaniseur.

X54C : rebouilleur de dé-propaniseur.

152J/JA : pompe à reflux de dé-propaniseur.

X60C : sous refroidisseur de butane.

X53E : dé-butaniseur.

X55C : condenseur de dé-butaniseur.

X54F : ballon de reflux de dé-butaniseur.

X56C : rebouilleur de dé-butaniseur.

X53J/JA : pompe à reflux de dé-butaniseur.

X56J/JA : pompe de réinjection.

X31E : colonne d'adsorption du CO₂.

X41C : échangeur à propane.

X41F : ballon séparateur.

X41DA/DB/DC : les trois sécheurs de la section déshydratation.

X42D : démercuriseur.

X31C : préchauffeur.

X03C-X04C-X05C-X06C : les quatre échangeurs à propane (chiller).

X17C : échangeur de gaz de rejet.

TF : transmetteur de débit.

LV, PV, HV, FV : vannes régulateurs.

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Conditions de stockage du GNL.....	5
Tableau I.2 : Compositions du GNL	6
Tableau I.3 : Composition du MCR	13
Tableau I.4 : Les caractéristiques des bacs de stockage.....	16
Tableau II.1 : Paramètres de marche de la pompe 151 J/JA.....	23
Tableau II.2 : Paramètres de marche de la pompe	29
Tableau II.3 : Paramètres de marche de la pompe	29
Tableau III.1 : La charge GN d'alimentation.....	34
Tableau III.2 : Les paramètres à l'entrée train 100 et 200.....	35
Tableau III.3 : La charge de boucle MCR	37
Tableau III.4 : Composition du soutirage latérale (train 100)	38
Tableau III.5 : Composition du soutirage latérale (train 200)	39
Tableau III.6 : Production GNL du mois 02-2023	40
Tableau III.7 : Composition chimique du GNL	41
Tableau III.8 : La charge des deux chaudières ABB et IHI.....	41
Tableau III.9 : La composition chimique du FG dans chaudière ABB	42
Tableau III.10 : La composition chimique du FG dans chaudière IHI.....	43
Tableau III.11 : Résultats récapitulatifs.....	44
Tableau III.12 : Domaine d'application de l'équation PR.....	46
Tableau III.13 : Les paramètres de marche de dééthaniseur.....	46
Tableau III.14 : Les paramètres de la charge d'alimentation.....	46
Tableau III.15 : La composition chimique de la charge d'alimentation.....	47
Tableau III.16 : Les paramètres de marche de condenseur et rebouilleur	47
Tableau III.17 : Les conditions caractéristiques de la charge d'alimentation.....	50
Tableau III.18 : La composition chimique de la charge d'alimentation.....	50
Tableau III.19 : Les résultats des cas design et réel	53

Liste des figures

Figure I.1 : Section d'absorption CO ₂ et régénération MEA	7
Figure I.2 : Section de déshydratation	8
Figure I.3 : Séparation et liquéfaction	10
Figure I.4 : Boucle propane.....	11
Figure I.5 : boucle MCR.....	13
Figure I.6 : Fractionnement.....	15
Figure II.1 : La section dééthanisation	20
Figure II.2 : La section dépropanisation	24
Figure II.3 : La section débutanisation	27
Figure III.1 : La composition chimique du produit de tête et de fond de dééthaniseur	48
Figure III.2 : Les paramètres du produit de tête et de fond de dééthaniseur	48
Figure III.3 : Schéma PFD de dééthaniseur	49
Figure III.4 : Les paramètres du produit de tête et de fond de dééthaniseur X51E.....	51
Figure III.5 : La composition chimique du produit de tête et de fond de X51E	51
Figure III.6 : Les paramètres des charges de tête et de fond de dééthaniseur	52
Figure III.7 : Les fractions molaires des produits de tête et de fond de dééthaniseur	52

Résumé

Nous avons effectués notre stage pratique au sein du complexe GL2/Z, qui a pour but de liquéfier le gaz naturel pour obtenir le gaz naturel liquéfié, commercialisable au niveau du marché locale et internationale.

L'objectif de notre travail est d'optimiser et quantifier l'éthane perdue au niveau de ce complexe. En premier lieu, on calcul la quantité d'éthane avec des bilans des matières dans chaque étape du procédé de production. Pour la deuxième étape on estime les quantités d'éthane perdues par une simulation en utilisant logiciel ASPEN HYSYS V11. Le travail ainsi réalisé nous à permis de confirmer les quantités d'éthane perdus possibles à être exploiter pour une production de polyéthylène qui est la nouvelle stratégie de SONATRACH.

Abstract

We carried out our practical internship in the GL2/Z complex, which aims to liquefy natural gas (GN) to obtain liquefied natural gas (GNL), which can be sold on the local and international markets.

The aim of our work is to optimize and quantify the ethane lost from this complex. Firstly, we calculate the quantity of ethane using material balances for each stage of the production process. Then, we estimate the quantities of ethane lost through simulation using ASPEN HYSYS V11 software. The work thus carried out enabled us to confirm the quantities of lost ethane that could be exploited for polyethylene production, which is SONATRACH's new strategy.

ملخص

لقد نفذنا تدريبنا العملي داخل مجمع GL2/Z والذي يهدف إلى تمبيع الغاز الطبيعي للحصول على الغاز الطبيعي المميع، القابل للتسويق في السوق المحلية والدولية. الهدف من عملنا هو تحسين وقياس كمية الإيثان المفقود على مستوى هذا المجمع. أولاً ، يتم حساب كمية الإيثان بأرصدة المواد في كل خطوة من خطوات عملية الإنتاج. بالنسبة للخطوة الثانية ، يتم تقدير كميات الإيثان المفقودة عن طريق محاكاة باستخدام برنامج ASPEN HYSYS V11. نحصل على كمية من الإيثان المفقود يمكن استغلالها في إنتاج البولي إيثيلين وهي الاستراتيجية الجديدة لشركة سوناطراك.

INTRODUCTION GENERALE

Introduction générale

La production et l'exportation des hydrocarbures est une partie essentielle du domaine économique, en particulier le gaz naturel liquéfié qui tient une place importante parmi les ressources énergétiques dans le monde et particulièrement dans notre pays.

L'activité liquéfaction et séparation du groupe SONATRACH a pour mission de liquéfier le gaz naturel et de séparer le gaz de pétrole liquéfié en propane et butane. Cette activité exploite actuellement quatre complexes de liquéfaction, dont trois à ARZEW (GL1/Z, GL2/Z, GL3/Z) et un à SKIKDA (GL1/K), leur capacité totale de production est de 55,95 million m³ GNL /an. Dans une optique de valorisation des matières premières, SONATRACH, à travers son programme d'investissement dans le raffinage et la pétrochimie ambitionne d'être un acteur majeur et participe à l'industrialisation de L'Algérie.

Le complexe GL2/Z a pour objective principal la production et la mise en vente du Gaz Naturel Liquéfié (GNL). En parallèle de la liquéfaction plusieurs soutirages gaziers sont extraits et commercialisés dont les GPL (propane et butane) et la gazoline.

L'objectif de notre travail, réalisé au niveau des départements de production et technique du complexe GL2/Z, est d'optimiser et de quantifier l'éthane perdue au niveau de ce complexe. En premier lieu, on calcul la quantité d'éthane avec des bilans des matières dans : l'entrée du complexe, l'appoint MCR, fuel gaz et la sortie du complexe. Pour la deuxième étape on estime les quantités d'éthane perdues par une simulation en utilisant logiciel ASPEN HYSYS V11. On a quantifié l'éthane dans le cas idéal et cas réel. On obtient une quantité d'éthane perdu possible à être exploiter pour une production de polyéthylène, tous respectant les paramètres et la réparation des équipements tels que le condenseur de dééthaniseur pour obtenir un meilleur résultat.

Notre mémoire comporte trois chapitres. Le premier chapitre regroupe une présentation et une description générale du complexe GL2/Z. Le second aura pour but d'étudier d'une façon détaillée les sections séparation et fractionnement qui constituent la partie essentiel de notre travail. Dans le troisième chapitre, après la pose de la problématique, on calcul la quantité d'éthane au cours d'un mois par des bilans matières, puis on utilise le logiciel HYSYS pour quantifier la perte d'éthane au niveau du dééthaniseur. Le mémoire est finalisé par une conclusion générale dans laquelle sont regroupés les principaux résultats obtenus.

CHAPITRE I

Description du complexe
 GL_2/\mathbb{Z}

I.1 Introduction

Le complexe industriel du **GL2/Z** est l'une des plus considérables réalisations de la chaîne de transformation des hydrocarbures exploitée par la société de SONATRACH. Le complexe a pour mission de liquéfier le gaz naturel provenant de HASSI R'MEL, avec la possibilité d'extraction du propane, butane et de la gazoline, en vue de faciliter son transport et son stockage (réduction d'environ 600 fois son volume initiale). Ce gaz est acheminé par pipeline vers l'usine, il est traité, liquéfié et stocké, ensuite le gaz naturel liquéfié (GNL) est pompé et chargé dans des méthaniers spécialement conçu pour le transport cryogénique pour être expédié vers l'étranger.

Ce chapitre représente une brève description et une présentation générale du complexe GL2/Z.

I.2 Présentation de l'organisme d'accueil SONATRACH

L'état a crée par décret du 31 décembre 1963, complété par celui du 21 septembre 1966, la société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures liquides et gazeux, SONATRACH: (**Société Nationale de Transport et Commercialisation des Hydrocarbures**).

Industrie actif du recouvrement de la souveraineté économique dans un domaine vital pour le devenir pays. Ce que lui permis de se frayer un chemin parmi les plus grandes compagnies. Grâce à la situation géographique privilégiée du pays, la SONATRACH a du développer son action commerciale vers les Etats Unis et l'Europe de l'ouest et évidemment les pays de Maghreb. La SONATRACH occupe une place capitale dans l'économie du pays, elle est gérée par un directeur générale avec la collaboration de quatre directeurs adjoints. [1]

I.3 Situation géographique du complexe

Le complexe **GL2/Z** est la dernière usine de liquéfaction ou l'engineering a été assuré par la société américaine d'engineering « PULLMAN KELLOG » qui a été chargé des études de la construction et du démarrage des différentes installations. Le complexe de liquéfaction de gaz naturel GL2/Z situé à BETHIOUA, implantée en bordure de la mer et distance de 40 Km à l'ouest d'Oran et de 450 Km d'Alger. Il s'étend sur une superficie de 72 hectares au sein de la zone industrielle d'Arzew. Son emplacement au bord de la mer lui permet d'utiliser son eau comme source d'alimentation pour le refroidissement des équipements, la production d'eau distillée et la lutte anti-incendie, et facilite le transport du GNL à partir des méthaniers.

I.3.1 Organisation du complexe GL2/Z

Le complexe GL2/Z ramifié en deux sous- directions à savoir:

- La sous-direction de l'exploitation: qui comprend le département production, le département maintenance et le département des approvisionnements.
- La sous-direction du personnel: qui comprend le département ressources humains, le département moyen généraux et le département personnel.
- Les départements liés directement avec la direction dites structure de contrôle sont:
 - ✓ Le département technique.
 - ✓ Le département finance.
 - ✓ Le département sécurité.
 - ✓ Le département travaux neuf.

I.4 Fonctionnement du complexe GL2/Z

L'usine de liquéfaction du gaz naturel GL2/Z comprend six trains de liquéfaction identiques indépendants, fonctionnant en parallèle d'une capacité de production de 9000 m³/j conçus pour un fonctionnement autonome. Le gaz naturel d'alimentation est également distribué à chaque train par un réseau de canalisation permettant d'assurer un débit environ 1500000 m³/h pour les six trains, soit un moyenne de 250000 m³ /h/ train. [1]

Sachant que lors d'un processus de liquéfaction, on peut récupérer:

- 410000 tonnes de propane C₃H₈.
- 327000 tonnes de butane C₄H₁₀.
- 196000 tonnes de gazoline.
- 140 millions de Nm³ de gaz de charge vers Hélios.

La production de propane et de butane est acheminée par canalisation vers le complexe GP1/Z pour commercialisation. Pour des raisons de flexibilité maximale, les installations de production, de stockage et de chargement de GNL des complexes GL1/Z et GL2/Z sont interconnectées.

Le complexe GL2/Z comprend trois zones essentielles:

I.4.1 Zone de procès

Cette zone est composée de six trains de liquéfaction indépendants qui produisent 9000 m³/jour/train du GNL. Dans chaque train, le gaz naturel est traité, ensuite réfrigéré distillé et après liquéfié a -162°C.

Chaque tain de liquéfaction comprend les unités d'exploitations suivantes :

- **Section traitement de gaz:**
 - Dé-mercurisation.
 - Dé-carbonatation.
 - Déshydratation.
- **Section de séparation et de liquéfaction:**
 - Séparation.
 - Liquéfaction.
- **Section fractionnement:**
 - Déméthanisation.
 - Dépropanisation.
 - Débutanisation.

I.4.2 Zone utilités

Les utilités constituent une zone importante au sein du complexe GL2/Z. Elles permettent d'assurer la fourniture de tous les besoins pendant le démarrage et la marche normale des trains de liquéfaction, c'est-à-dire, assurer la production de vapeur, d'énergie électrique d'aire, d'eau de refroidissement et l'évacuation des effluents.

- **Source d'énergie :** la vapeur d'eau est à source d'énergie pour le complexe (trois chaudières haute pression 62 bars et une chaudière basse pression 4,5 plus deux chaudières IHI à 400 t).

- **Source refroidissement** : l'eau est la source de refroidissement transportée par un ensemble de six pompes de grande puissance de 37000m³/h.
- **Production d'électricité** : la production d'électricité est assurée par trois alternateurs entraînés par des turbines à vapeurs. Les turbo-alternateurs fournissent l'énergie de 36 MW par générateur.
- **Production d'air comprimé** : une grande partie de l'instrumentation du complexe est pneumatique. la production de l'air comprimé est assurée par un ensemble de quatre compresseur d'air secours.
- **Eau dessalé** : La production d'eau dessalée est assurée par cinq unités de dessalement d'eau de mer ayant chacune débit continu de 45,3 m³/h. L'eau dessalée sert à alimenter les chaudières de 225 m³/h.

I.4.3 Zone de stockage et chargement

C'est la zone de stockage et chargement, elle contient :

- Trois réservoirs de GNL d'une capacité de 100000 m³ ;
- Deux réservoirs de gazoline d'une capacité de 14500 m³ ;
- Une station de pompage de GNL d'une capacité de 10000m³/h.

I.5 Procédé de liquéfaction du gaz naturel du GL2/Z

L'usine de liquéfaction du gaz naturel d'ARZEW GL2/Z, a été conçue pou assurer le transport sous forme de liquide du GN les propriétés et la composition chimique du GNL sont regroupées dans les deux tableaux I.1et I.2 suivants :

Tableau I.1 : Conditions de stockage du GNL.

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

Tableau I.2 : Compositions du GNL.

Composants	%Molaire moyen
N ₂	0,801
CH ₄	90,748
C ₂ H ₆	7,688
C ₃ H ₈	0,751
i-C ₄ H ₁₀	0,009
n-C ₄ H ₁₀	0,003
i-C ₅ H ₁₂	0,000

L'usine comprend six trains de liquéfaction indépendants qui fonctionnent en parallèle avec une capacité de production du GNL de 8400 m³/h, dans chaque train le gaz d'alimentation passe par différentes étapes de traitement cité ci-dessous:

I.5.1 Section de traitement de gaz

I.5.1.a Décarbonatation

Le GN entre à la base de la colonne d'absorption X31E, le CO₂ est extrait par absorption au contact d'une solution de MEA (Mono Ethanol Amin) circulant à contre courant. La teneur en CO₂ doit d'être inférieure à 70 ppm à la sortie de l'absorbeur.

En tête de colonne, le GN est lavé par une eau déminéralisée qui est injecté au moyen des pompes X31J/JA.

La régénération de la MEA se fait à sortie de l'absorbeur. La solution MEA chargée en CO₂, doit être régénérée pour pouvoir l'utilisée de nouveau. Cette opération s'effectue dans ce qu'on appelle la boucle de régénération de la MEA décrite dans la figure I.1.

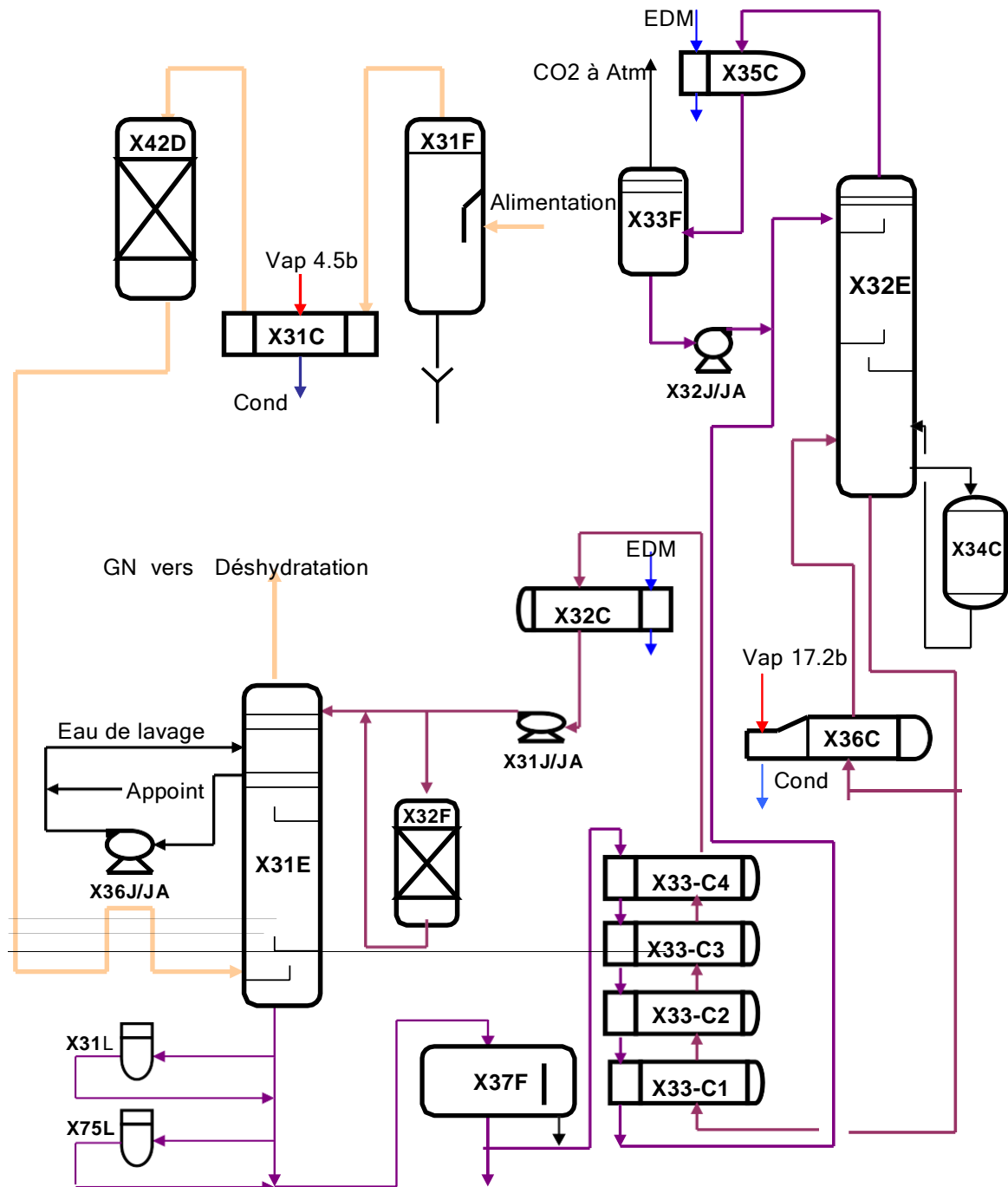


Figure I.1 : Section d'absorption CO₂ et régénération MEA.

I.5.1.b Déshydratation

En sortant de l'absorbeur, le GN se trouve très hydraté et doit subir une déshydratation pour obtenir une teneur en eau inférieure à 0,5 ppm. Pour cela, il entre dans un échangeur à propane X41C et en sort à une température d'environ 21°C pour condenser le maximum d'humidité et éviter la formation d'hydrates dont la présence perturberait les sections suivantes dans le procédé. Il entre ensuite dans un ballon séparateur X41 F où l'eau partiellement condensée est séparée puis évacuée du ballon, le schéma est décrit dans la figure I.2.

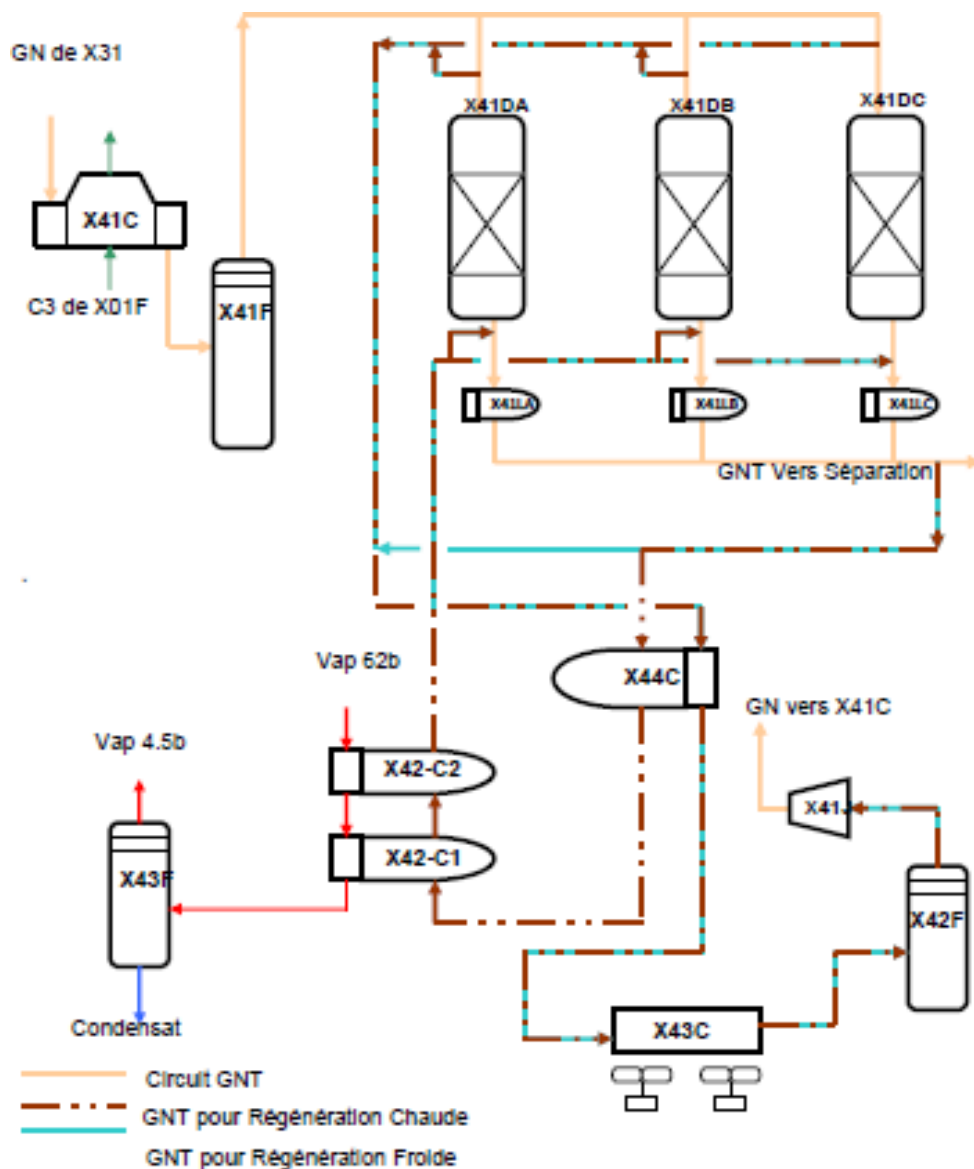


Figure I.2 : section de déshydratation.

Le GN entre par le haut dans les secteurs à gaz X41DA/DB/DC (deux en service et le troisième étant en régénération) et descend le long de ces sécheurs à travers des lits d'alumine et des tamis moléculaires superposés qui fixent les molécules d'eau par adsorption. A la sortie, le GN passe dans un filtre X41LA/LB/LC (filtre par sécheur) pour retenir les poussières entraînées et va vers la section suivante du processus de liquéfaction.

I.5.1.c Démercurisation

Le GN, à son entrée dans le train, passe à travers une vanne, pour réguler sa pression à 42 bars puis dans un ballon séparateur X31 F où tous les hydrocarbures liquides en suspension sont séparés et éliminés pour ne pas encrasser le circuit. Il est ensuite chauffé à 38 °C dans le pré chauffeur X31C, utilisant la vapeur à 4,5 bars, avant d'entrée dans le démercuriseur X42D à billes d'alumines pour retenir le mercure.

I.5.2 Section séparation et liquéfaction

Cette étape consiste à séparer les composants lourds du GNT (gaz naturel traité) afin de les traiter, en parallèle de liquéfaction, dans la section de fractionnement on extrait le propane, butane, et gazoline. Les composés légers (essentiellement le méthane) vont, quant à eux, continuer dans le procédé de liquéfaction schématiser dans la figure I.3.

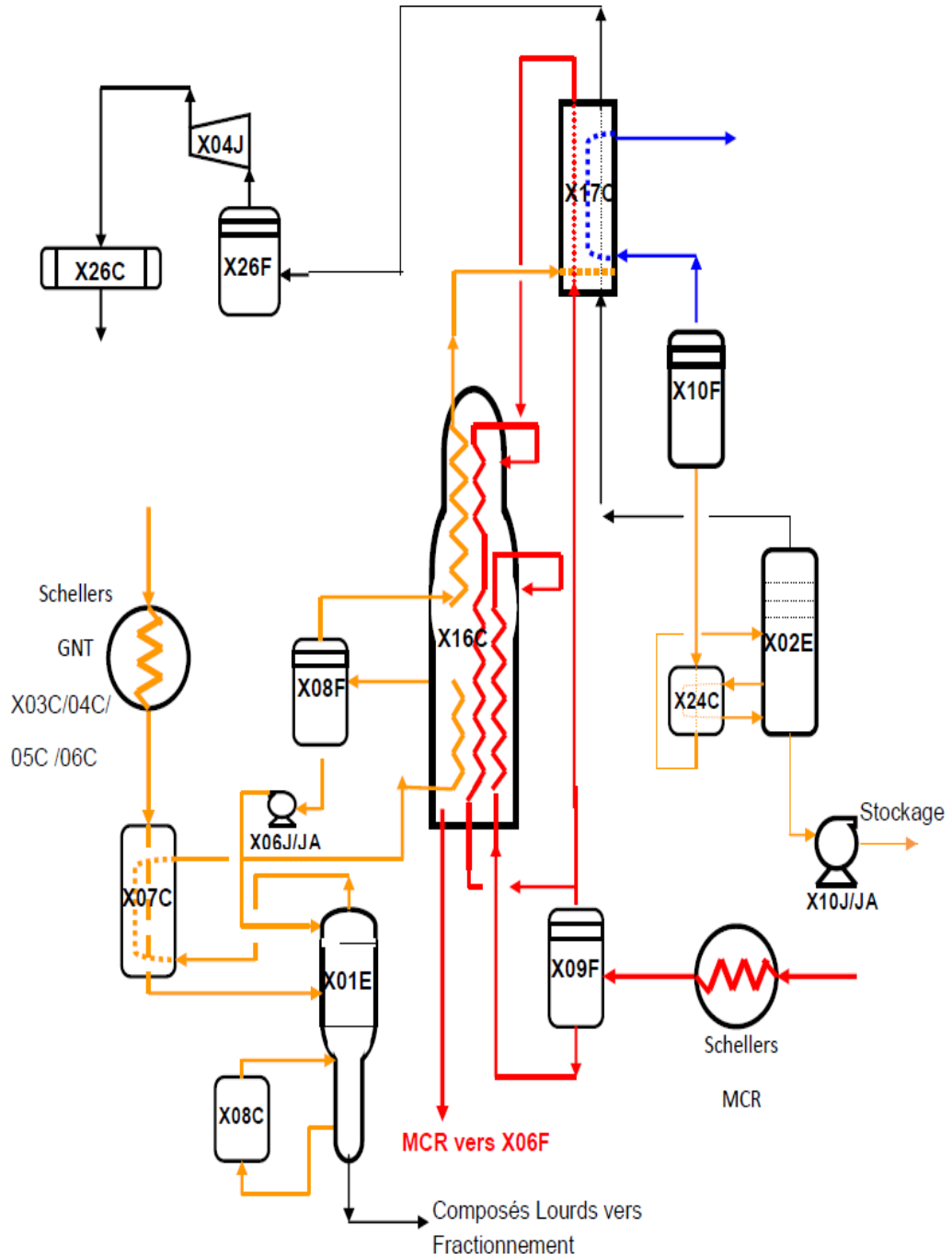


Figure I.3 : Séparation et liquéfaction.

I.5.2.a Réfrigération propane

Le GNT va passer successivement dans quatre échangeurs à propane X03C, X04C, X05C et X06C, illustrée sur la figure I.4, pour être refroidi à une température de $-30,5^{\circ}\text{C}$ et se trouve dès lors sous forme biphasé avec une phase condensée, renfermant les composés lourds (éthane, propane, butane et C^{5+}). Le gaz d'alimentation venant de l'unité de déshydratations est refroidi à $-30,5^{\circ}\text{C}$ par paliers successifs à travers les quatre échangeurs à propane X03C, X04C, X05C, X06C.

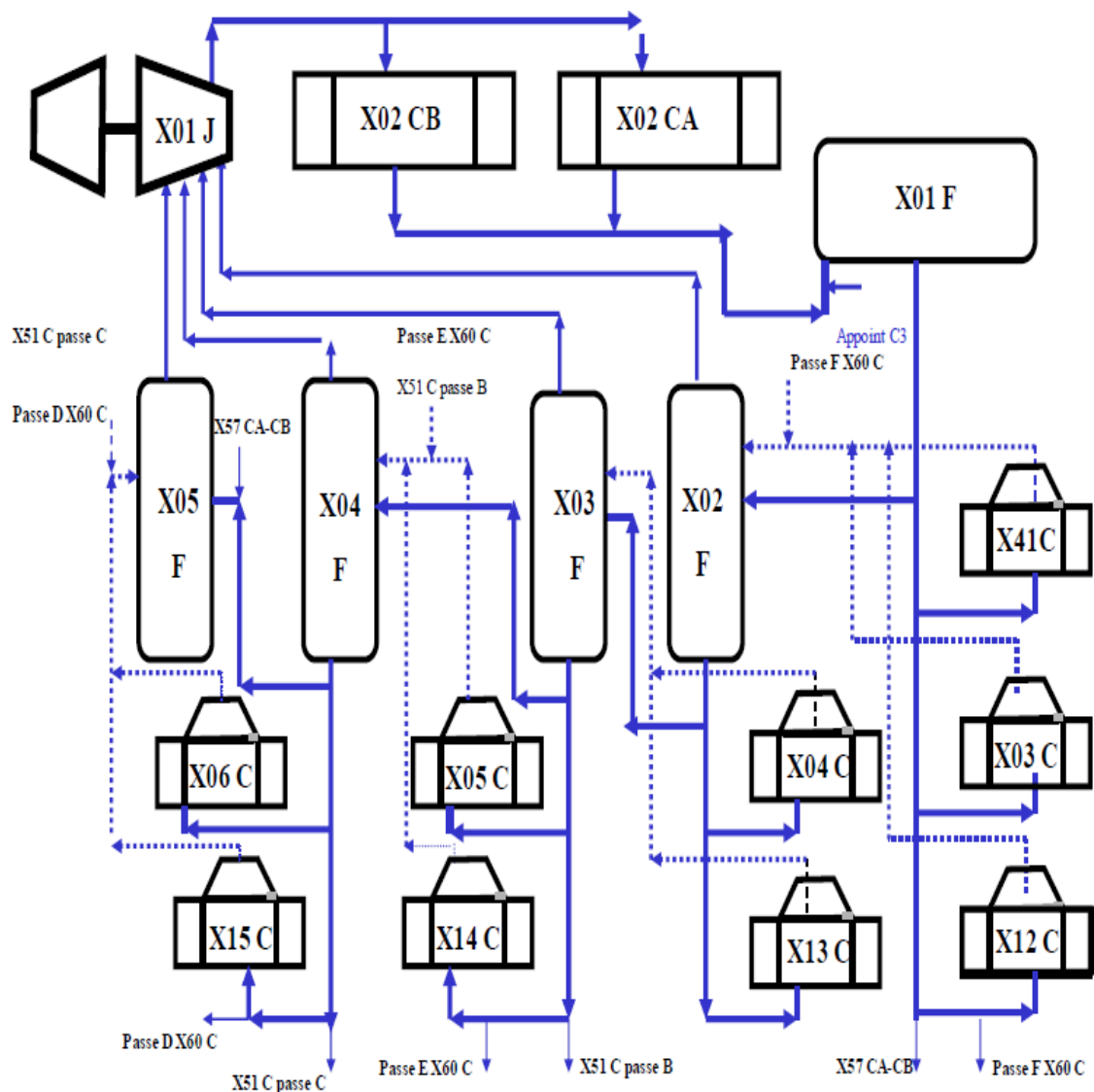


Figure I.4 : Boucle propane.

I.5.2.b Sous refroidissement du GN

Le mélange condensat lourd /GN allégé pénètre dans l'échangeur à faisceau de tubes et calandre où, par échange thermique à contre courant avec les vapeurs de tête de la tour de lavage, il est refroidi à $-47,3^{\circ}\text{C}$ sous une pression de 37 bars effective et où d'avantage de produits lourds se condensent.

I.5.2.c Séparation des hydrocarbures lourds

Le mélange est ensuite injecté au niveau du 10^{ème} plateau de la tour de lavage (échangeur principal) où les produits lourds (éthane, propane, butane, gazoline) sont séparés par distillation du GN. Le liquide s'écoule vers le plateau du fond de la tour et passe dans le rebouilleur à vapeur d'eau où il est réchauffé à $29,2^{\circ}\text{C}$. Les composants légers (méthane, azote en faible quantité) sont extraits par vaporisation et se purifient au contact du liquide de reflux, le liquide du fond se dirige vers le fractionnement.

I.5.2.d Système réfrigérant mixte MCR

Le MCR 1 est un mélange d'azote, méthane, éthane et du propane. Ce mélange frigorigène circule dans une boucle fermée à deux compresseurs où il sert à liquéfier le GN dans l'échangeur principal et comme réfrigérant du condenseur de tête de la tour de lavage (faisceau chaud de l'échangeur principal). Le MCR 1 basse pression (1,9 bars effective et 35°C) provenant du ballon d'aspiration 1^{er} étage est comprimé dans le compresseur MCR 1 à 12,3 bars effective et il est chauffé à 37°C . Le réfrigérant mixte est refroidi à $32,2^{\circ}\text{C}$ dans un échangeur à eau de mer avant d'être comprimé à nouveau dans le deuxième compresseur MCR 2 à 44,7 bars effective où il sort à une température de $132,1^{\circ}\text{C}$. Le MCR 2 haute pression est ensuite refroidi tout d'abord à quatre $32,2^{\circ}\text{C}$ dans un échangeur à eau de mer puis à $-30,5^{\circ}\text{C}$ dans les échangeurs à propane à quatre niveaux d'où, il sort à une pression de 4,8 bars effective, ce refroidissement a pour effet de condenser les constituants lourds du réfrigérant mixtes, essentiellement l'éthane et le propane, les deux phases sont ensuite séparées dans le ballon séparateur MCR2. Les vapeurs et le liquide traversent l'échangeur principal dans des « serpentins » (après être passés dans le faisceau central) à 42,7 bars effective et à $-30,5^{\circ}\text{C}$. Le liquide est détendu à 36,3 bars effective vaporisé et injecté à $-117,4^{\circ}\text{C}$ dans la calandre, ce qui a pour effet de refroidir une première fois le GN à -110°C environ. En tête du faisceau froid, les vapeurs MCR condensées sont à nouveau détendues à 29,3 bars effective, vaporisées et réinjectées à -149°C dans la calandre, ce qui liquéfie complètement le GN, abaissant sa température à -148°C . Les MCR s'écoulent au fond de la

calandre et sont renvoyées au ballon d'aspiration MCR1^{er} étage sous une pression de 1,9 bars effectives et à -35°C. La composition du MCR est donnée dans le tableau I.3 et la figure I.5 suivants :

Tableau I.3 : Composition du MCR.

CONSTITUANT	Pourcentage moléculaire
Azote	3,2
Méthane	40,2
Ethane	54,4
Propane	2,2

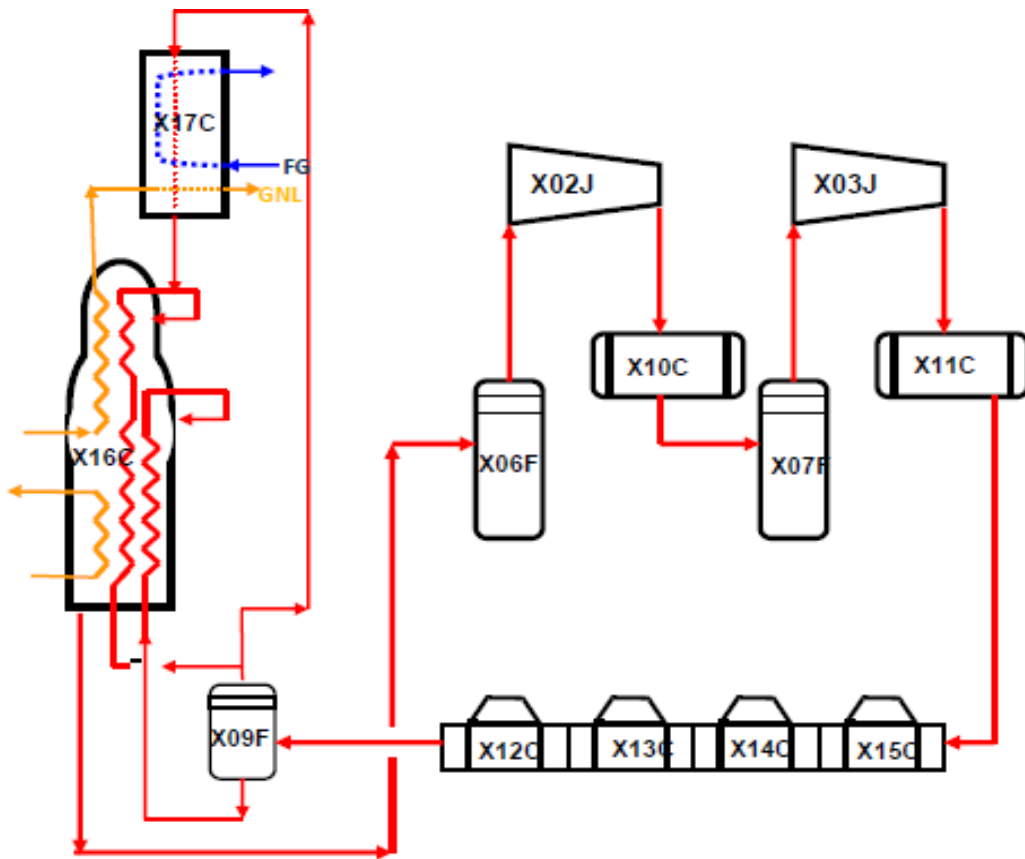


Figure I.5 : boucle MCR.

I.5.3 Section fractionnement

L'unité de fractionnement est alimentée par les produits du fond de la tour lavage situé en amont de l'échangeur principal. Cette unité est installée pour séparer les composants des produits suivants:

- Ethane d'appoint pour le réfrigérant mixte MCR et le GNL.
- Propane d'appoint pour le système propane, le MCR et le GNL.
- Butane d'appoint du GN d'alimentation de l'échangeur principal.
- Gazoline comme produit commercialisable.
- Butane et propane destinés à la commercialisation GPL.
- Gaz combustible de procédé des chaudières. L'unité de fractionnement comprend trois systèmes de distillation en cascade qui sont schématisés dans la figure I.6.

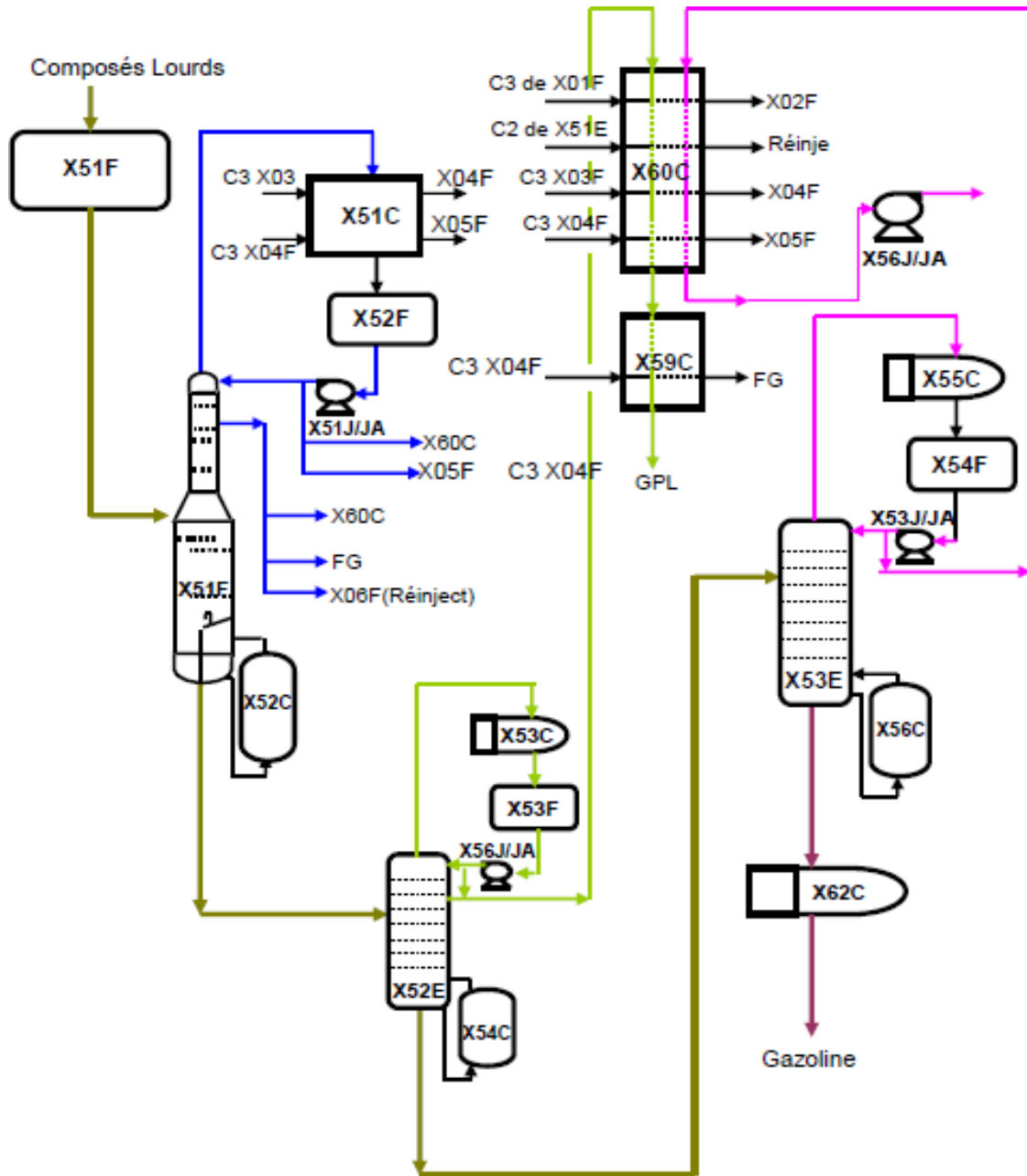


Figure I.6 : Fractionnement.

I.5.3.a Dé-éthaniseur

Il permet de séparer l'éthane du reste des composants et ceux en tête de colonne utilisé comme appoint au MCR.

I.5.3.b Dé-propaniseur

Il permet de séparer le propane du reste des composants et ceux en tête de colonne. Ce produit est également utilisé comme appoint au MCR et à la boucle de propane.

I.5.3.c Dé- butaniseur

Il permet de séparer le butane du reste des composants et ceux en tête de colonne. Ce produit est également utilisé comme appoint au MCR, la gazoline est récupérée en fond de la colonne, elle est commercialisée vers l'étranger ou elle est dirigée vers GP1Z.

I.6 Stockage et chargement de GNL

Trois (03) bacs de GNL assurent le stockage de la totalité de production de GNL des six trains pendant cinq jours environ. Les réservoirs d'une capacité unitaire de 100000 m³ permettent de stocker le GNL à la pression de 1,03 bar à une température de -162 °C. Lors du remplissage des bacs, une certaine quantité du produit se vaporise. Les échanges de chaleur avec l'extérieur dû à la conduction sont aussi la cause de vaporisation du produit. Le GNL peut être transféré d'un bac à un autre lorsqu'on ne charge pas, en utilisant la pompe de transfert. Il est également possible de transférer la production de GNL de GL1/Z vers les bacs de stockages de GL2/Z en utilisant également la pompe de transfert de GL2/Z, le débit maximum est de 12000m³ /h les caractéristiques des bacs de stockage sont regroupées dans le tableau I.4 suivant:

Tableau I.4 : Les caractéristiques des bacs de stockage.

Constructeur	TTK(Japon)
Capacité	100000m ³
Diamètre extérieur	66m
Hauteur paroi vertical	47,5m
Température de service	-162°C
Pression de service	1,05 bar absolu
Taux d'évaporation	Inférieur à 0,07 % de la capacité

Le chargement du GNL à bord du méthanier d'une capacité varie entre 30000 et 160000 m³. A raison d'un débit de chargement de 10000m³/h assuré par les cinq pompes de chargement, le produit est déversé dans le méthanier par l'intermédiaire de quatre bras de chargement.

Le chargement est précédé par un refroidissement de la canalisation de la zone de chargement qui est réalisé par la vaporisation d'une faible quantité de GNL le long des conduites. Pendant le chargement, une partie du GNL se vaporise, ces vapeurs sont envoyées

vers la zone de stockage par les compresseurs de vapeur de retour où elles se mélangent aux vapeurs de stockage avant d'être acheminées vers le réseau de gaz combustible. Il est possible de charger un méthanier accosté au quai de chargement de GL2/Z avec la production de GL1/Z stockée dans les bacs de GL1/Z (et réciproquement) en utilisant les pompes de chargement de GL2/Z. Dans ce cas le débit maximum de chargement est l'ordre de 10000 m³/h et les vapeurs de retour sont dirigés vers la zone de stockage de GL1/Z. Cependant, il n'est pas possible de charger un méthanier avec du GNL provenant à la fois de GL1/Z et GL2/Z. Le méthanier exige un certificat de qualité qui est délivré par le service laboratoire du complexe.

I.7 CONCLUSION

A la fin de ce chapitre, on a une description générale du complexe GL2/Z et une vue d'ensemble sur le fonctionnement du procédé de liquéfaction du gaz naturel. Ainsi de connaître les différentes étapes par lesquelles passe le GN pour obtenir d'autres matières exportables.

CHAPITRE II

Description de la section
fractionnement

II.1 Introduction

Au complexe GL2/Z, la section fractionnement de chaque train de liquéfaction a pour objectif de distiller les produits du fond de la tour de lavage, comprend trois sections : la section de dééthanisation, dépropanisation et de débutanisation. De plus cette section de fractionnement est dotée par deux réchauffeurs (X57CA-CB) de gaz combustible.

Nous allons dans ce chapitre détaillé la section de fractionnement vue que c'est le lieu de perte de l'éthane.

II.2 Rôle de la section fractionnement dans le procédé

Compte tenu du procédé de liquéfaction du gaz naturel utilisé au complexe GL2/Z, à savoir l'utilisation d'un réfrigérant mixte (MCR) et l'existence d'une autre boucle au propane il est nécessaire de séparer les constituants du gaz naturel (GN) afin d'effectuer :

- Réajustement la composition et compensation les fuites du MCR.
- Alimentation et compensation les fuites de la boucle propane et propane pur.
- Réinjection l'éthane et le propane dans le circuit GNL dans la limite des spécifications.

La fourniture de ces appoints est donc le premier rôle de cette section. Le surplus des produits, tels que le propane et le butane seront commercialisés. L'éthane est destiné au fuel gaz pour alimenter les chaudières. Il est utile de séparer les produits lourds et d'en récupérer certains utiles au procédé. Le fractionnement est donc une unité chargée d'effectuer cette séparation pour produire des produits purs réutilisables. L'unité de fractionnement est alimentée par les produits de fond de la tour de lavage X01E située en amont de l'échangeur principale X16C. [2]

II.2.1 Fonctionnement

Le mélange gazeux alimente la première colonne du fractionnement, dite aussi « Dééthaniseur », pour extraire en haut de l'éthane et des traces de méthane qui seront réinjectées dans le GNL et soutirer de l'éthane qui sera utilisé comme appoint pour la boucle MCR ou envoyé vers le réseau fuel gaz pour alimenter les chaudières. Les produits de fond qui contiennent plus de méthane, mais des traces d'éthane alimenteront la seconde colonne du fractionnement appelé aussi « Dépropaniseur », ce qui permettra d'obtenir un propane très pur. Son rôle est de fournir l'appoint propane pur, par soutirage, à la boucle propane à un taux de 99,0%. Les produits de fond ne contenant plus de propane alimenteront la 3^{ème} colonne,

ce qui permettra d'obtenir du butane de bonne qualité. Le débutaniseur constitue la troisième colonne du fractionnement. Le produit de tête est du butane à 98,8% ou butane commercial qui sera stocké. Le produit lourd de fond ou Gazoline est stocké dans des bacs après sous refroidissement. [2]

II.3 Utilisation des produits sortants de la section fractionnement

Les produits obtenus à la sortie de la section de fractionnement à savoir l'éthane, le propane et le butane sont réinjectés dans :

- GNL : permet de régler la qualité du pouvoir calorifique, pour des spécifications commerciales.
- Appoint de propane : la boucle au propane subit des pertes (fuites, régulation du système, purges). Ces pertes sont compensées par des appoints de C₃ pur à 99,8%.
- Appoint MCR : la seconde boucle de froid est composée d'un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane. Il est nécessaire de réajuster cette composition afin d'améliorer le travail de l'échangeur principal.
- Stockage des produits GPL : la commercialisation des C₃, C₄, C₅⁺ vers GPL disposant de bacs de stockage. La conformité des produits commercialisés est :
 - ✓ Pour le propane C₃ il doit contenir moins de 2% de C₂ et de 2% de C₄.
 - ✓ Pour le butane C₄ il doit contenir moins de 1% de iC₅ et de 1% de nC₅.
 - ✓ Pour le butane C₅⁺ il doit contenir moins de 4% de C₄.

Il est possible d'avoir d'autres possibilités des produits sortants de la section du fractionnement tels que :

- Gaz combustible (C₁, C₂, C₃, C₄).
- Torche et brulot (marche perturbée, démarrage, arrêt). [2]

II.4 La dééthanisation

La séparation de la charge venant du fond de la tour de lavage en deux couples (C₁, C₂) et (C₃, C₄) dans le dééthaniseur, schématisé dans la figure I.1. Cette séparation donne du C₂ pur, le C₃ et C₄ seront dirigés vers la section dépropanisation.

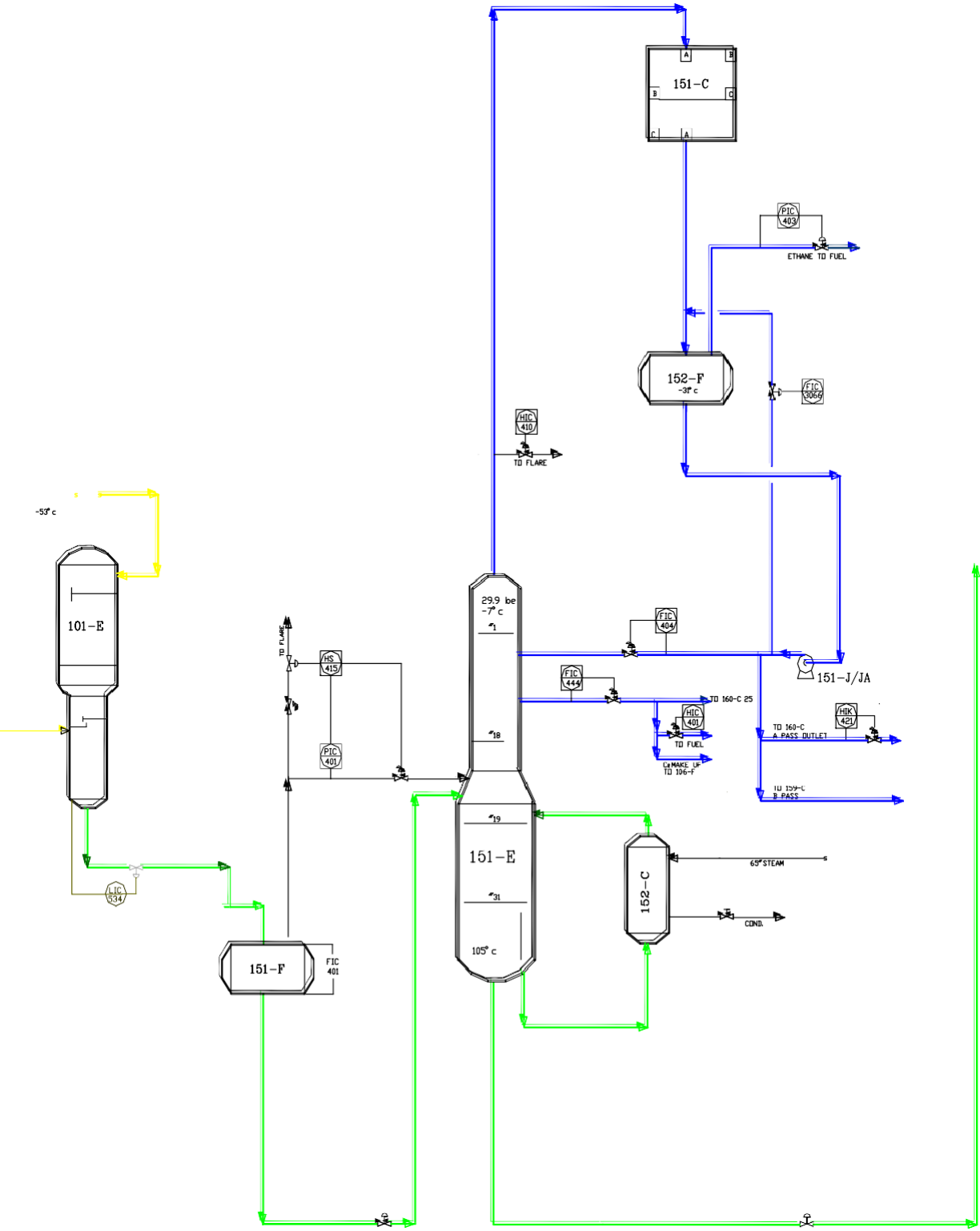


Figure II.1 :La section dééthanisation.

II.4.1 Direction des produits de dééthaniseur

Les produits légers seront soutirés en deux circuits principaux :

- Produits de tête : L'excès de reflux sera envoyé en réinjection dans le GNL et servira aussi de fluide frigorigène pour le propane commercial (la phase gazeuse sera envoyée vers le fuel gaz).
- Soutirage latéral : C'est la sortie la plus importante du DC2, elle est prise dans la phase vapeur du dixième plateau et on l'utilise comme :
 - Injection GNL.
 - Appoint MCR.
 - Fuel – gaz.

Les produits lourds sont dirigés vers le dépropaniseur. Le soutirage permet de soulager le travail du condenseur de tête et d'obtenir une meilleure pureté de C₂.

II.4.2 Description des équipements de la section dééthanisation

La section de dééthanisation contient plusieurs équipements, on citera :

II.4.2.aBallon tampon X51F

Le produit de fond de la tour de lavage X01E étant sujet à des variations de débit, composition, de température et de pression dues à des variations de débit et de composition de la charge GN à l'entrée des trains de liquéfaction. Ce ballon évite que ces variations ne se répercutent de façon brusque sur le dééthaniseur, ce qui serait préjudiciable à la stabilisation des trois colonnes du fractionnement, il constitue également une réserve du liquide d'alimentation aux trois colonnes, d'une capacité utile de liquide d'environ 44m³.

Cette réserve correspond à une autonomie de fonctionnement de 40 minutes. En amont du ballon X51F, la détente du liquide à travers la vanne LV534 de 38 bars provoque la vaporisation partielle du liquide ainsi qu'une baisse de température. Le taux de vaporisation molaire voisin de 10% varie en fonction de la composition du mélange d'alimentation. Le X51F alimente le DC2 « dééthaniseur » au niveau du plateau n° 19, sous le contrôle du FIC 403. Elles peuvent être acheminées vers T.F, par la vanne PV 401B ou HV423. Le choix entre la vanne PV401A ou B se fait à l'aide de l'interrupteur manuel en salle DCS (HS415).

II.4.2.b Dééthaniseur X51E

Il est constitué par un ensemble de 48 plateaux (plateaux perforés à déversoir latéral du n°1 au n°18 et à déversoir central intercalé avec déversoir latéral du n°19 au n°48, une pression de 31 bars et une température propre, allant de -7 °C en tête à 112°C en fond de colonne. C'est une colonne de 32 m de hauteur. Les vapeurs de tête sont dirigées vers le condenseur de tête permet d'évacuer en cas de nécessiter une partie des vapeurs vers TF par HIC410.

Les produits de fond du X51E sont dirigés vers le X52E par la vanne FV413 sous un contrôle du niveau. Un soutirage de vapeur se fait au niveau du plateau n°10 par FIC444. Les vapeurs à +7°C sont dirigées vers le sous refroidisseur de butane X60C pour être refroidi à -29°C puis vers le X17C pour être réinjecté dans le GNL. Une autre partie de ce soutirage peut être utilisée comme appoint dans le MCR par le HIC417. Tout excédent de vapeur est dirigé vers le fuel gaz par le HIC401.

II.4.2.c Condenseur de tête X51C

Il s'agit d'un condenseur à plaques à deux étages de réfrigération au propane. Le 1^{ère} étage est en mesure de condenser les vapeurs de tête jusqu'à une température de -16°C, tandis que le second jusqu'à -33°C (qui est la température de sortie minimale). Les vapeurs de tête étant constituées généralement par un mélange de C₁ et C₂ avec une proportion non négligeable de C₁ (entre 20 et 30%). Le condenseur X51C opère à surface d'échange constante, le niveau de liquide étant contrôlé dans le ballon de reflux par action sur flux calorifique d'échange afin de s'adapter au débit de reflux demandé. Les condensats sortant du X51C s'accumulent dans le ballon de reflux X52F.

Côté propane, la cession de frigories se fait par chaleur latente de vaporisation (le C₃ est quasiment pur). Le propane arrive à l'équilibre liquide / vapeur après détente à travers les vannes FV410 et 411. Cette détente donnera en effet peu de vapeur et beaucoup de liquide. A la sortie du condenseur, on aura toujours l'équilibre liquide/ vapeur, aux mêmes conditions de pression et de température, donne beaucoup de vapeur et peu de liquide (la perte de charge se traduit par une légère baisse de température).

II.4.2.d Ballon de reflux X52F

La ligne sur la tête du ballon permet à l'aide du PIC403 d'évacuer les incondensables vers le collecteur fuel gaz et de contrôler la pression du DC2 à 31,4 bars. Le ballon X52F dispose d'une capacité utile de liquide d'environ 4 m³. Ce qui correspond à une autonomie de 2 minutes pour un reflux à pleine charge d'alimentation.

II.4.2.e Rebouilleur X52C

Il s'agit d'un rebouilleur à vapeur 4,5 bars, côté calandre vapeur la pression d'épreuve est de 10,5 bars. Côté tubes hydrocarbures la pression d'épreuve est de 45 bars. La circulation du produit de fond se fait du bas vers le haut du rebouilleur par effet de thermosiphon. La surface d'échange y est constante, le niveau de condensât étant assuré dans un pot de condensât lié au rebouilleur et au collecteur de condensât du train. Il est alimenté par le fond du dééthaniseur X51E où se trouve la plaque séparatrice. L'action sur la vanne de condensât LV404 permet de jouer sur le débit de vapeur à condenser, donc sur la chaleur échangée et sur la quantité vaporisée, réinjectée en fond de colonne.

II.4.2.f Pompes de reflux 151J/JA

La composition du liquide à l'aspiration des pompes est C₁=20%, C₂=80%. Les paramètres de marche de la pompe de reflux 151J/JA est regroupé dans le tableau II.1.

Tableau II.1 : Paramètres de marche de la pompe 151 J/JA.

Pression refoulement (bar)	33,8
Pression aspiration	29
Débit maximum (m ³ /h)	50
Débit normal (m ³ /h)	45,4
Débit minimum (m ³ /h)	21,3

La garniture mécanique est à double étanchéité se fait par des bagues en carbone refroidis et lubrifiés par du méthanol.

Le refoulement des pompes 151J/JA se divise en trois parties :

- Reflux vers le plateau n°1 du dééthaniseur DC2 (FIC404).

- Vers le sous refroidissement de propane 159C pour refroidir davantage le C₃ commercial jusqu'à -42°C, le C₂ est récupéré puis dirigé vers le FG.
- Réinjection dans le GNL par HIC421 vers 117C.[2]

II.5 La dépropanisation

Ledépropaniseur reçoit les produits de fond du dééthaniseur après une détente à travers la vanneFV413 de 31,4 à 19,2 bars qui provoque une vaporisation partielle accompagnée d'une chute de température. La distillation de ces produits donne du C₃ en tête de colonne, du C₄ et du C₅⁺ en fond de colonne qui seront dirigés vers le débutaniseur schématisé dans la figure II.2.

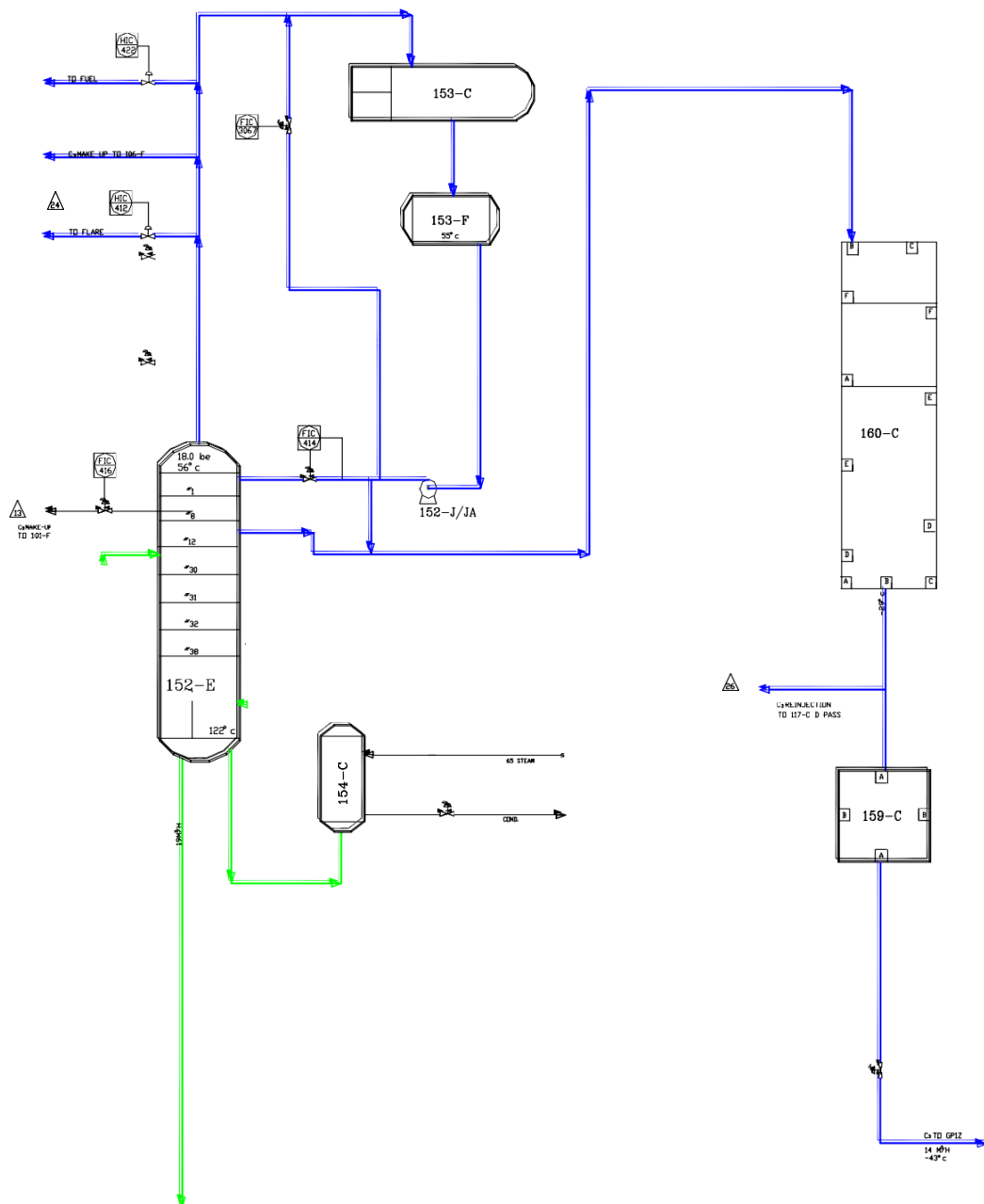


Figure II.2 :La section dépropanisation.

II.5.1 Direction des produits de dépropaniseur

Les produits de tête seront soutirés de différents circuits qui détermineront les puretés imposées par les différentes utilisations. Ces derniers sont envoyés vers :

- Stockage vers GPL soutiré de l'excès de reflux.
- Réinjection vers GNL de même provenance (choix entre réinjection ou stockage).
- Appoint vers boucle propane soutiré de la phase liquide du 8^{ème} plateau et qui constitue la phase la plus pure.
- Appoint circuit MCR soutiré de la phase vapeur en tête du DC3 « dépropanisation ».
- Gaz combustible / torche chaude.[2]

II.5.2 Description des équipements de la dépropanisation

II.5.2.a Dépropaniseur X52E

C'est une colonne de 29m de longueur, constituée par un ensemble de 47 plateaux perforés, la pression de fonctionnement de la colonne est de 19 bars. L'échelle de température varie de 55°C en tête à 123°C en fond de colonne. L'alimentation de cette colonne est située au 31^{ème} plateau, du 8^{ème} au 12^{ème} plateau un déversoir central intercalé avec déversoir latéral pour les soutirages liquides.

II.5.2.b Condenseur de tête X53C

Il s'agit d'un condenseur de type « faisceaux » utilisant de l'eau de mer le débit EDM est de 640 m³/h, il opère à condensation totale d'où l'adéquation nécessaire du taux de C₂ en tête par rapport à la température de reflux (débit maximal de vapeur de tête 58 t/h).

II.5.2.c Ballon de reflux X53F

Le ballon de reflux est totalement rempli en service. Son seul rôle est de constituer une réserve de liquide de 8,5 m³ correspondant à une autonomie à pleine charge d'environ 10 minutes afin d'assurer un refroidissement de la colonne en cas d'arrêt de celle-ci.

II.5.2.d Rebouilleur X54C

Même principe que le rebouilleur X52C appliqué au dépropaniseur (partie II.4.2.e).

II.5.2.e Pompes de reflux 152J/JA

Pompe centrifuge refoulant à une pression de 20,9 bars, avec une pression maximale P_{max} valant 28 bars avec un débit normal de 122 m³/h, l'aspiration est de 17,8 bars.[3]

II.6 Débutanisation

Est la séparation du butane qu'il soit iso-butane ou n-butane, de la gazoline et les alcanes lourds (iso-pentane et normal pentane, heptane, hexane, etc...). Cette opération est beaucoup plus facile que les autres séparations du fait qu'à la pression atmosphérique, la gazoline est sous forme liquide et le butane « C₄ » sous forme vapeur. Le DC4 « débutaniseur » est schématisé sur la figure II.3. L'opération de débutanisation aura donc moins de plateaux et les dimensions de tout le matériel seront plus petites le débit à traiter étant moins important.

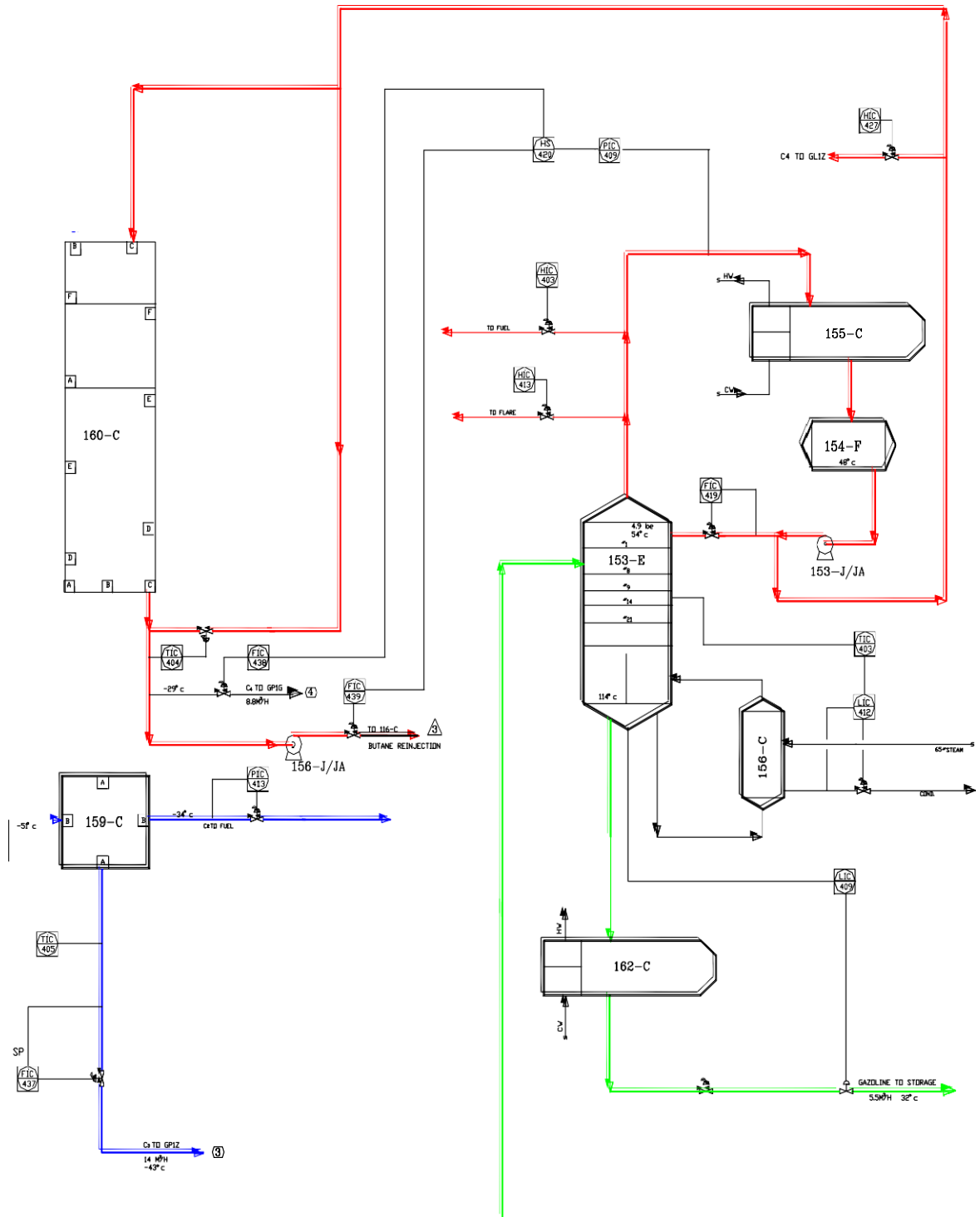


Figure II.3 :La section débutanisation.

II.6.1 Direction des produits de débutanisation

- Produit de fond gazoline : stocké dans deux bacs situés dans le complexe pour la commercialisation (RTO, GPL) et pour l'école de feu. L'utilisation comme combustible dans les chaudières est supprimée.
- Produit de tête butane : le DC4 ne possède pas de soutirage latéral, en effet la pureté des produits de tête n'est pas un problème (car ils sont obtenus facilement) et le débit vers le condenseur est peu important. Tous les produits de tête sortiront sous deux formes :
 - Vapeur vers gaz combustible ou torche chaude.
 - Liquide sur l'excès de reflux vers stockage au GPL (après le X60C) ou bien vers réinjection GNL.
 - Le C₄ (liquide sur l'excès de reflux) peut être dirigé vers GL1/Z. [2]

II.6.2 Description des équipements de débutanisation

Le produit de fond du dépropaniseur X52E est détendu à travers la vanne FV 418 de 19,3 bars à 5 bars, avec un taux de vaporisation molaire voisin de 45% et d'une chute de température à 74°C.

II.6.2.a Débutaniseur X53E

Il est constitué par un ensemble de 21 plateaux perforés. L'alimentation est située au 9^{ème} plateau. La pression de service de la colonne est de 5 bars, l'échelle de température est 54°C en tête à 113°C en fond de colonne.

II.6.2.b Condenseur de tête X55C

Les vapeurs de tête du débutaniseur sont refroidis à l'eau de mer. Le débit maximum d'EDM est de 480 m³/h. Côté calandre hydrocarbures, la pression maximale est de 10 bars avec un débit maximum de 32 T/h.

II.6.2.c Ballon de reflux X54F

Après condensation des vapeurs de tête, le liquide sortant du condenseur se dirige vers le ballon de reflux X54F du débutaniseur. Les incondensables du ballon sont dirigés vers le système fuel gaz. La capacité de ce ballon est de 4,3 m³ permettant une autonomie de 4 minutes.

II.6.2.d Rebouilleur X56C

Le rebouilleur fournit les calories nécessaires à la vaporisation des produits de fond du débutaniseur, avec le principe du thermosiphon. Son fonctionnement se fait que par l'existence d'un niveau constant de liquide au fond de la colonne, l'autre partie du fond sert au soutirage des produits de fond de la colonne.

II.6.2.e Pompe de reflux X53J/JA

Les paramètres de marche de la pompe de reflux X53J/JA sont regroupés dans le tableau II.2.

Tableau II.2 : Paramètres de marche de la pompe.

Pression d'aspiration (bars)	4,34
Pression de refoulement (bars)	6,8
Débit maximum (m ³ /h)	60,6
Débit normal (m ³ /h)	54,5
Débit minimum (m ³ /h)	17

II.6.2.f Pompe de réinjection X56J/JA

Les paramètres de marche de la pompe de reflux X56J/JA sont regroupés dans le tableau II.3.

Tableau II.3 : Paramètres de marche de la pompe.

Vitesse de rotation du moteur rpm	3000
Vitesse de rotation pompe rpm	19000
Pression aspiration (bars)	5
Pression refoulement (bars)	50
Débit maximum (m ³ /h)	9,8
Débit normal (m ³ /h)	8,6
Débit minimum (m ³ /h)	3,2

II.7 Les réchauffeurs (X57CA-CB)

Deux échangeurs à tubes, travaillant avec du propane C₃ de 101F (12,3 bar et 33°C) réchauffent tous les débits venant des parties de l'unité et allant vers le FG. Le C₃ (coté calandre) retourne vers le 105F après avoir réchauffé les débits FG (coté tube) via la TV 1-531.[3]

II.8 Conclusion

Dans ce chapitre on a essayé d'expliquer la section fractionnement et de décrire l'utilité de chaque produit, dont certains sont réinjecté dans le GNL, une partie vers la boucle MCR et propane et l'autre vers le fuel gaz, une partie est destinée au stockage et expédition. On a aussi détaillé la section de dééthanisation et le rôle de chaque équipement.

CHAPITRE III

Partie pratique

III.1 Introduction

Dans ce chapitre nous toucherons notre problématique représentée dans la récupération de la quantité d'éthane perdu dans le complexe, dans une première étape on cherche la quantité consommé d'éthane dans les deux trains qui était en marche la période de stage et comparez avec la quantité initiale du GN qui entre dans le complexe.

Dans une deuxième étape on va simuler les paramètres de dééthaniseur (débit, température, pression, la composition chimique) selon le cas design, par la suite on a comparé ces paramètres du design avec le cas réel en calculant la quantité récupérée maximale dans la tête de la colonne de dééthaniseur des deux trains à travers le simulateur **HYSYS**.

III.2 Problématique

Avant d'entamer cette étude, il est nécessaire de revenir sur la problématique de sujet et de positionner les résultats sur l'optimisation de récupération de l'éthane au niveau du complexe GL2/Z. Le choix de l'étude à été porté exclusivement sur l'éthane et cela pour la vision de la nouvelle stratégie à l'horizon 2030 de **SONATRACH** et les projets qui seront lancés en coopération avec des sociétés étrangers qui permettent à la recherche des moyens pour réduire la quantité des gazes brûlés dans la zone de raffinage d'Arzew, où ces gaz seront dirigé à l'avenir pour produire du polyéthylène de toutes sortes par polymérisation et par un vapocraquage on obtient l'éthylène. Ces derniers sont des produits d'importance commerciale. Le projet d'extraction d'éthane se trouve en phase d'engineering par la société **TECHNIP** dont le but de récupérer l'excès d'éthane. [4]

Pour faire avancer cette étude et d'obtenir des résultats précis nous allons établir des bilans de matières sur l'éthane au niveau de la charge GN d'entrée, dans la boucle MCR (FI 407), dééthaniseur (DC2), fuel gaz qui alimenté les chaudières ainsi que la sortie des tarins de GNL pour trouver la quantité d'éthane perdu dans le complexe et récupéré cette quantité pour notre projet de recherche.

III.3 Des généralités sur l'éthane et ses dérivés

L'éthane est le résultat de la combinaison de deux éléments : deux atomes de carbone « C » et six atomes d'hydrogène « H », soit C_2H_6 (ou de formule semi développée H_3C-CH_3) Appelé également Biméthyl ou Méthylméthane. L'éthane est un hydrocarbure saturé de la famille des alcanes. C'est un gaz combustible, incolore et inodore qu'on peut trouver dans le gaz naturel et aussi dans le raffinage du pétrole. [5]

Il est utilisé comme matière première pour la fabrication :

- ✓ Du polyéthylène.
- ✓ Du l'éthylène C_2H_4 .
- ✓ Du mono éthylène glycol $C_2H_6O_2$.

L'éthane est utilisé au niveau du GL2/Z comme :

- ✓ Appoint vers boucle MCR.
- ✓ Appoint vers réseau fuel gaz.
- ✓ Vers l'échangeur principal.

Ces caractéristiques physicochimiques sont :

▪ **Phase gazeuse :**

- Masse volumique (1013,25 hPa, à 15°C) = 1,282 Kg m^{-3}
- volume spécifique (1013,25 hPa, 21°C) = 0,799 m³/Kg
- Chaleur spécifique du gaz à, pression constante (C_V) (1000 hPa et 25°C) = 53J/ (mol.K)
- Chaleur spécifique du gaz à volume constante (C_V) (1000 hPa et 25°C) = 44J/ (mol.K)
- Viscosité (1013,25 hPa, 0°C) = 0,0000855 poise
- Solubilité du gaz dans l'eau (1013,25 hPa et 20°C) = 0,052 ml par litre d'eau

▪ **Phase liquide :**

- Masse volumique (1013,25 hPa, au point d'ébullition) = 546,49 Kg m^{-3}
- Équivalent liquide/gaz (1013,25 hPa, 15°C) : 1 litre > 0,432 m³ de gaz (0,533Kg)
- Point d'ébullition (1013,25 hPa) = -88,7°C (184,45 K)
- Chaleur latente de vaporisation (1013,25 hPa au point d'ébullition) = 488,76 KJ.Kg⁻¹
- Pression de vapeur (à 21°C) = 38300hPa (38,3 bar)

▪ **Phase solide (glace) :**

- Point de fusion = -183, 3(89,85 K).
- Chaleur latente de fusion (1013,25 hPa, au point triple) = 94,977 KJ.Kg⁻¹
- Température d'inflammation = 515°C (788K)

III.3.1 L'éthylène

L'éthylène dit aussi éthène, est un gaz incolore, volatil, de densité proche de l'air, avec lequel il forme des mélanges explosifs. À partir de 25°C, il s'enflamme et brûle avec une flamme claire. Sa chaleur de combustion est de 47200 KJ/Kg. L'éthylène est le plus simple des alcènes, de formule semi-développée $H_2C=CH_2$. [6]

III.3.2 Production d'éthylène

La production d'éthylène se fait par vapocraquage d'éthane, de GPL (mélange propane/butane) et de naphta. Il s'agit de mélanges d'hydrocarbures avec un point d'ébullition compris entre 30°C et 200°C issus de la distillation du pétrole, du gazole ou encore de cires de haut poids moléculaire.

Dans l'industrie pétrochimique, l'éthylène est obtenu à partir de gaz naturel riche en éthane par pyrolyse ou craquage à température élevée. Dans ce procédé, la proportion d'éthylène dans le mélange gazeux résultant est environ 45%, et obtenu aussi à partir du naphta provenant de la distillation fractionnée du pétrole par vapocraquage, la proportion d'éthylène obtenu est d'environ 25%. [6]

III.3.3 Le polyéthylène

Le polyéthylène abrégé PE il appartient à la famille des polyoléfines c'est des polymères les plus simples, les moins chers, et une ressources abondamment disponible. Son appellation découle du fait qu'il est obtenu par polymérisation des monomères d'éthylène ($CH_2=CH_2$) afin d'obtenir une structure complexe de formule générique $-(CH_2-CH_2)_n-$. Le polyéthylène exploite un composant de pétrole, il est considéré comme étant un matériau intelligent. [7]

III.3.4 L'utilisation de polyéthylène

Le polyéthylène présente une grande inertie chimique et est bien sûr non toxique. C'est pourquoi il est couramment utilisé dans l'industrie agroalimentaire ou chimique, pour les cuves de stockage ou les réservoirs notamment. Ce matériau se veut aussi robuste et inaltérable. Il entre dans les fabrications d'objets propres à subir des chocs comme les coques de bateau mais aussi les gilets pare-balles. [8]

III.4 Calcul de bilan de matière

Nous avons établi des bilans de matières séparée un par un et pour cela nous avons demandé quelques analyses du service laboratoire et du service production tels que : l'analyse de composition et débit du GN à l'entrée, Boucle MCR, fuel gaz et le GNL, pendant un mois.

III.4.1 Calcul le débit GN dans la charge d'alimentation

L'étude commence par le calcul de la charge GN et la description de la composition chimique du GN à l'entrée des trains de liquéfaction, nous sommes intéressés aux deux trains fonctionnant pendant le mois de notre stage. Le tableau III.1 regroupe les débits journaliers de charge d'alimentation des deux trains 100 et 200, durant le mois de stage.

Tableau III.1 : La charge GN d'alimentation.

Jours	TRAIN 100 (Nm³)	TRAIN 200 (Nm³)	Jours	TRAIN 100 (Nm³)	TRAIN 100 (Nm³)
01/02/2023	6215735,803	6544110,768	15/02/2023	6341098,325	6158667,789
02/02/2023	5837777,154	6273739,358	16/02/2023	6433716,905	6248479,746
03/02/2023	5929460,193	5921975,863	17/02/2023	6395359,716	6058564,88
04/02/2023	5881747,591	6090373,281	18/02/2023	6316774,254	6135279,259
05/02/2023	6034240,808	6361680,232	19/02/2023	6065113,668	6433716,905
06/02/2023	6271868,276	6312096,548	20/02/2023	5817195,247	6090373,281
07/02/2023	6203573,767	6229768,921	21/02/2023	5815324,165	6023014,314
08/02/2023	6227897,839	6061371,503	22/02/2023	6117503,976	6271868,276
09/02/2023	6273739,358	6267190,57	23/02/2023	6064178,127	6074469,08
10/02/2023	6225091,215	6164281,037	24/02/2023	6114697,352	6148376,836
11/02/2023	6194218,355	6190476,19	25/02/2023	6098793,152	6147441,295
12/02/2023	5982786,042	5859294,602	26/02/2023	6184862,943	6170829,825
13/02/2023	6122181,682	6055758,256	27/02/2023	6132472,635	5950977,641
14/02/2023	6241930,957	6227897,839	28/02/2023	5914491,533	5870521,096
TOTALE	171453831	172342595,2			

Le total des deux trains vaut « F^{GN} » :

$$F^{GN} = 171453831 + 172342595,2$$

343800168,4Nm³/mois

Les paramètres d'entrée des deux trains sont cités dans le tableau III.2 ci- dessous :

Tableau III.2 : Les paramètres à l'entrée train 100 et 200.

Composant	Yi	Mi	Yi* Mi	Vm	Yi*Vm
N ₂	0,055	28,01	1,54055	22,40	1,232
C ₁	0,8405	16,04	13,48162	22,38	18,81039
C ₂	0,0746	30,07	2,243222	22,17	1,653882
C ₃	0,0177	44,1	0,78057	21,84	0,386568
iC ₄	0,0025	58,12	0,1453	21,78	0,05445
nC ₄	0,0035	58,12	0,20342	21,50	0,07525
iC ₅	0,0006	72,15	0,04329	21,03	0,012618
nC ₅	0,0007	72,15	0,050505	20,86	0,014602
C ₆ ⁺	0,001	86,18	0,08618	20,60	0,0206
He	0,0022	4	0,0088	22,42	0,049324
CO ₂	0,0018	44,01	0,079218	22,26	0,040068
H ₂ O	0	18,02	0	22,40	0
Total	1,0000	-	18,662675	-	22,349752

Où ; **Yi** : fraction molaire de composé.

Mi : masse moléculaire (Kg/Kmole).

Vm : volume molaire du gaz naturel (Nm³/ Kmole) à (0°C et 1,013bars).

III.4.2 Conversion du débit du gaz d'alimentation F^{GN} en (Kmole)

On convertit le débit de GN de l'unité « Nm³/mois » à « Kmole /mois », puis on calcule la quantité d'éthane présente successivement dans La charge GN, les appoints MCR, fuel gaz, charge GNL. La conversion s'écrit comme suit dans l'équation (1) :

$$Q^{GN} \text{ (Kmole / h)} = F^{GN} / \sum Y_i * V_m \tag{eq 1}$$

Où ; F^{GN} : débit du GN en Nm³/mois.

Q^{GN} : débit du GN en (K mole / mois).

Le débit du GN qui alimente le train est mesuré en Nm^3 donc le débit réel du GN à l'entrée est estimé comme suit :

$$F^{GN}=343800168,4 \text{ Nm}^3/\text{mois}$$

$$\sum Y_i * V_m = 22,34 \text{ Nm}^3 / \text{K mole}$$

En remplaçant V_m dans l'équation, (1) la valeur de Q^{GN} devient :

$$Q^{GN} = \frac{343800168,4}{22,34}$$

$Q^{GN} = 15384121,5 \text{ K mole/ mois}$
--

La quantité d'éthane soutirée dans le GN vaut:

$$m = Q^{GN} * Y_i * M_i \quad (\text{i: éthane})$$

$$m = 15384121,5 * 2,243222$$

$$m = 34491495,9 \text{ Kg/ mois}$$

Soit **34491,4959 Tonne** d'éthane pur par mois.

III.4.3 Calcule la quantité d'éthane d'appoint MCR consommé dans train 100 et 200

Pour réaliser le bilan de la consommation d'éthane dans l'appoint MCR, on a tiré la charge dans la salle DCS, durant le mois du 01 /02/2023 au 28/02/2023 qui sont cités dans le tableau III.3.

Tableau III.3 : La charge de boucle MCR.

Jours	train 100 (Nm ³)	train 200(Nm ³)	Jours	train 100 (Nm ³)	train 200 (Nm ³)
01/02/2023	7200	2323,5701	15/02/2023	6955,8586	4429,4263
02/02/2023	7200	4188,7078	16/02/2023	7200	4286,2578
03/02/2023	7138,0758	4266,7196	17/02/2023	7200	4611,3138
04/02/2023	6898,4603	5726,3776	18/02/2023	7200	4790,3177
05/02/2023	7200	4258,8778	19/02/2023	7200	4752,105
06/02/2023	6819,2827	1084,8571	20/02/2023	7065,5178	4825,0645
07/02/2023	7192,4325	3276,3813	21/02/2023	4641,2831	4892,0026
08/02/2023	7120,0754	5571,5329	22/02/2023	7017,5	4869,1032
09/02/2023	7200	9693,6666	23/02/2023	68,5	4869,1032
10/02/2023	6771,9315	4107,2635	24/02/2023	7200	4869,1032
11/02/2023	5765	3872,0696	25/02/2023	7200	4869,1032
12/02/2023	4531,9695	4230,6595	26/02/2023	7200	4833,2625
13/02/2023	7036,5536	4320,7921	27/02/2023	7200	4869,1032
14/02/2023	6994,4692	4869,1032	28/02/2023	7200	5034,7113
Totale	185616,91	128590,5562			

III.4.4 Calcul la quantité d'éthane vers appoint MCR (train 100)

Le débit du train 100 noté « F » est converti en Kmole/mois

$$F = 185616,91 \text{ Nm}^3/\text{mois}$$

$$Q = F / \sum Y_i \cdot V_m$$

$$Q = 185616,91 / 22,1215$$

$$Q = 8390,76859 \text{ Kmole /mois}$$

La composition moyenne molaire du train 100 est représentée dans le tableau III.4.

Tableau III.4 : Composition du soutirage latérale (train 100).

Composant	Yi	Mi	Yi * Mi	Vm	Yi* Vm
N ₂	0,01746	28,0134	0,48911396	22,40	0,391104
C ₁	0,34789	16,043	5,58119927	22,38	7,7857782
C ₂	0,55192	30,07	16,5962344	22,17	12,2360664
C ₃	0,07155	44,097	3,15514035	21,84	1,562652
iC ₄	0,000486	58,123	0,02824778	21,78	0,01058508
nC ₄	0,00539	58,123	0,31328297	21,50	0,115885
iC ₅	0,00054	72,151	0,03896154	21,03	0,0113562
nC ₅	0,00039	72,151	0,02813889	20,86	0,0081354
C ₆ ⁺	0	86,177	0	20,60	0
He	0	4,003	0	22,42	0
CO ₂	0	44,011	0	22,26	0
H ₂ O	0	18,015	0	22,40	0
Total	0,995626	-	26,2303192	-	22,12156228

La quantité d'éthane soutirée de l'appoint MCR venant du train100 « m₁ » vaut :

$$m_1 = Q * Y_i * M_i \quad (i: \text{éthane})$$

$$m_1 = 8390,76859 * 26,2303192$$

$$m_1 = 139255,162 \text{ Kg/mois}$$

Soit **139,2551624 Tonne** d'éthane pur par mois.

III.4.5 Calcule la quantité d'éthane vers appoint MCR (train 200)

Le débit du train 200 noté « F » est converti en Kmole/mois

$$\text{Débit } F = 128590,5562 \text{ Nm}^3/\text{mois}$$

$$Q = F / \sum Y_i * V_m$$

$$Q = 128590,5562 / 22,1215$$

$$Q = 5785,51452 \text{ Kmole /mois}$$

La composition moyenne de train 200 est représentée dans le tableau III.5.

Tableau III.5 : Composition du soutirage latérale (train 200).

Composant	Yi	Mi	Yi* Mi	Vm	Yi*Vm
N ₂	0,02062	28,0134	0,57763631	22,40	0,461888
C ₁	0,44275	16,043	7,10303825	22,38	9,908745
C ₂	0,42488	30,07	12,7761416	22,17	9,4195896
C ₃	0,09529	44,097	4,20200313	21,84	2,0811336
iC ₄	0,0067	58,123	0,3894241	21,78	0,145926
nC ₄	0,00824	58,123	0,47893352	21,50	0,17716
iC ₅	0,00086	72,151	0,06204986	21,03	0,0180858
nC ₅	0,00066	72,151	0,04761966	20,86	0,0137676
C ₆ ⁺	0	86,177	0	20,60	0
He	0	4,003	0	22,42	0
CO ₂	0	44,011	0	22,26	0
H ₂ O	0	18,015	0	22,40	0
Total	1	-	25,6368464	-	22,2262956

La quantité d'éthane soutirée de l'appoint MCR venant du train200« m₂ » vaut :

$$m_2 = Q * Y_i * M_i \quad (i: \text{éthane})$$

$$m_2 = 5785,51452 * 26,2303192$$

$$m_2 = 73916,5528 \text{ Kg/mois}$$

Soit **73,91655278 Tonne** d'éthane pur par mois.

La quantité totale d'éthane soutirée est la somme des deux trains soit :

$$m_T = m_1 + m_2 = 139255,162 + 73916,5528 = 213171,715 \text{ Kg/mois.}$$

III.4.6 Calcul de quantité d'éthane dans le gaz naturel liquéfié GNL

Nous avons regroupés les débits du GNL dans le complexe (trains100 et 200) du mois février 2023, dans le tableau III.6.

Tableau III.6 : Production GNL du mois 02-2023.

Jour	Complexe (Nm ³ /h)	Jour	Complexe (Nm ³ /h)
01/02/2023	14728225,28	15/02/2023	9675367,2
02/02/2023	13244456,92	16/02/2023	9637945,552
03/02/2023	9488258,958	17/02/2023	8934418,561
04/02/2023	9743661,708	18/02/2023	9788567,686
05/02/2023	9749274,956	19/02/2023	9852184,489
06/02/2023	9856862,195	20/02/2023	9764243,615
07/02/2023	9776405,651	21/02/2023	9722144,26
08/02/2023	9617363,645	22/02/2023	9732435,214
09/02/2023	9339507,905	23/02/2023	9602394,985
10/02/2023	9286182,056	24/02/2023	9597717,279
11/02/2023	9368509,683	25/02/2023	9480774,628
12/02/2023	9636074,469	26/02/2023	9433062,026
13/02/2023	9703433,436	27/02/2023	9283375,433
14/02/2023	9867153,148	28/02/2023	9494807,746
Totale	277398259,9		

Donc le débit total du GNL : $F = 277398259,9 \text{ Nm}^3/\text{mois}$

La conversion du débit en Kmole donne : $Q = 12405664,4 \text{ Kmole /mois}$

La composition chimique du GNL dans les trains 100 et 200 est représentée dans le tableau III.7 ci-dessous:

Tableau III.7: Composition chimique du GNL.

Composants	Yi	Mi	Yi*Mi	Vm	Yi*Vm
N ₂	0,00749	28,0134	0,20982037	22,40	0,167776
C ₁	0,91166	16,043	14,6257614	22,38	20,4029508
C ₂	0,07316	30,07	2,1999212	22,17	1,6219572
C ₃	0,00758	44,097	0,33425526	21,84	0,1655472
iC ₄	0,00006	58,123	0,00348738	21,78	0,0013068
nc ₄	0,00005	58,123	0,00290615	21,50	0,001075
Total	1,0000	-	17,3761517	-	22,360613

La quantité d'éthane:

$$m_{C_2} = 12405664,4 * 2,1999212 = 27291784 \text{ Kg/mois}$$

Soit **27291,784 Tonne** d'éthane pur par mois.

III.4.7 Calcul de quantité d'éthane dans le fuel -Gaz

Le système fuel gaz consiste à récupérer les gaz perdus sortant des sections pour les utiliser comme source d'alimentation en gaz combustible dans les chaudières ABB et IHI, les analyses se fait trois fois par mois selon le tableau III.8 suivant:

Tableau III.8 : La charge des deux chaudières ABB et IHI.

Jour	La charge ABB (10 ³ Nm ³)	La charge IHI (10 ³ Nm ³)
08-02-2023	1394	295
14-02-2023	1414	322
20-02-2023	1406	485
Total	4214	9560

Le débit total de la charge pendant le mois de février a été donné au niveau du service production par analyse d'échantillon au service laboratoire :

$$F = 4214000(\text{Nm}^3/\text{mois})$$

Alors :

$$Q = 188426,53(\text{Kmol}/\text{mois})$$

La composition chimique du fuel gaz dans les chaudières est présentée dans les tableaux III.9 et III.10 suivant :

Tableau III.9 : La composition chimique du FG dans chaudière ABB.

Composants	Yi	Mi	Yi*Mi	Vm	Yi*Vm
N2	0,22488	28,0134	6,299653392	22,40	5,037312
C1	0,69388	16,043	11,13191684	22,38	15,5290344
C2	0,06648	30,07	1,9990536	22,17	1,4738616
C3	0,00827	44,097	0,36468219	21,84	0,1806168
iC4	0,00048	58,123	0,02789904	21,78	0,0104544
nC4	0,00044	58,123	0,02557412	21,50	0,00946
ic5	0,00015	72,151	0,01082265	21,03	0,0031545
nC5	0,00019	72,151	0,01370869	20,86	0,0039634
C6+	0,00026	86,177	0,02240602	20,60	0,005356
He	0,00054	4,003	0,00216162	22,42	0,0121068
CO2	0,00444	44,011	0,19540884	22,26	0,0988344
Total	1,00000		20,093287		22,3641543

La quantité d'éthane :

$$m_1 = 188426,53 * 1,9990536 = 376674,734 \text{ Kg}/\text{mois}$$

Soit **376,674734 Tonne** d'éthane pur par mois.

Tableau III.10 : La composition chimique du FG dans chaudière IHI.

Composants	Yi	Mi	Yi*Mi	Vm	Yi*Vm
N2	0,37037	28,0134	10,375323	22,40	8,296288
C1	0,50843	16,043	8,15674249	22,38	11,3786634
C2	0,10364	30,07	3,1164548	22,17	2,2976988
C3	0,01558	44,097	0,68703126	21,84	0,3402672
iC4	0,00055	58,123	0,03196765	21,78	0,011979
nC4	0,00052	58,123	0,03022396	21,50	0,01118
iC5	0,00001	72,151	0,00072151	21,03	0,0002103
He	0,0009	4,003	0,0036027	22,42	0,020178
Total			22,40206733		22,3564647

Le débit total de cette chaudière est : $F = 956000(\text{Nm}^3/\text{mois})$

Alors : $Q = 42761,6805(\text{Kmol}/\text{mois})$

La quantité d'éthane :

$$m_2 = 42761,6805 * 3,1164548 = 133264,844 \text{ Kg}/\text{mois}$$

Soit **133,264844 Tonne** d'éthane pur par mois.

Donc le totale des deux chaudières sera : $m_T = 133,264844 + 376,674734 = 509,939578$

Soit **509,939578 Tonne** d'éthane pur par mois.

Nous récapitulons nos résultats à savoir le débit et la quantité d'éthane calculé durant le mois de stage, dans le tableau III.11 suivant :

Tableau III.11 : Résultats récapitulatifs.

Extraction C ₂	A partir GN	Boucle MCR (trains 100)	Boucle MCR (trains 200)	Fuel gaz	A partir GNL
Quantité C ₂ en T/mois	34491,4959	139,2551	73,9165	509,939578	27291,784
Débit totale d'un mois <u>2trains/Tonne</u>	15384121,5	8390,76859	5785,51452	231188,21	12405664,4

Quantité d'éthane dans le GN entré = quantité d'éthane consommée dans le complexe

$$m_{C_2/GN} = (m_{C_2/GNL} + m_{T/MCR} + m_{T/FG})$$

$$m_{C_2/GN} = 34491,4959 \text{ T/mois}$$

$$m_{\text{consommé}} = 28014,59529 \text{ T/mois}$$

L'écart $34491,4959 - 28014,59529 = \mathbf{6476,9006 \text{ Tonne/mois}}$

A partir des résultats regroupés dans le tableau III.10 nous remarquons qu'il y a un écart entre les deux quantités, et cette quantité qui n'est pas consommée dans le complexe sera brûlée et torchée vers l'atmosphère.

Cette quantité importante d'éthane va être récupérée pour la réalisation de notre projet, qui consiste à réduire la quantité des gaz brûlés dans la zone de raffinage d'Arzew, où ces gaz seront dirigés à l'avenir pour produire du polyéthylène de toutes sortes par polymérisation.

Et on remarque aussi d'après la charge MCR dans les trains 100 et 200 et la quantité d'éthane extraite une surconsommation de l'éthane dans l'échangeur principale de train 100.

III.5 La simulation

La simulation étudie le comportement d'un système. Elle permet, en particulier d'étudier l'évolution du système en faisant varier un ou plusieurs facteurs et en comparant les valeurs calculées aux valeurs observées. La simulation est utilisée dans plusieurs domaines :

- Engineering ;
- Etablissement des bilans de 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.

Il existe un très grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques sur le marché. Parmi les plus utilisés au niveau mondial, on peut citer : Aspen, Chemcad, DesignII, Ideas, Indiss, Prosim, Pro II, Sim42 et HYSYS.

On utilise le logiciel HYSYS de la société Hyprotech qui est filière de groupe Aspentech, pour réaliser notre étude. [9]

III.5.1 Le simulateur HYSYS

Le HYSYS 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 « process flow diagram » par les courants d'information générées dans ces opérations. [9] Le simulateur facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris, il a été développé pour l'industrie du gaz, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. [10]

III.5.2 Le choix du modèle thermodynamique

Ces modèles sont basées sur des équations d'état (RK, SRK, PR...etc.) couramment utilisés pour les calculs de systèmes d'hydrocarbures et de systèmes quasi idéaux. Leur avantage par rapport aux autres modèles est l'utilisation de coefficients d'interaction binaires. En général, l'équation d'état peut calculer toutes les propriétés d'un produit en fonction de la température et de la fraction molaire. [11]

III.5.2.1 L'équation d'état de peng robinson (PR)

L'équation de PENG-ROBINSON offre une simplicité algébrique et une généralité car elle nécessite un minimum de données. Seuls la température et la pression critiques et le facteur acentrique sont nécessaires pour déterminer les propriétés d'un fluide pur. Des paramètres d'interaction binaires sont nécessaires en plus déterminer les propriétés d'un mélange non idéal. L'équation d'état de PENG-ROBINSON est censée fournir des estimations raisonnablement précises des densités de phase liquide /vapeur. [12]

III.5.2.2 Domaines d'applications de l'équation de PENG-ROBINSON [11]

Tableau III.12 : Domaine d'application de l'équation PR.

Equation PR	Température °C >-271	Pression en Kpa 100000

III.6 Simulation en cas design

Dans cette partie on va simuler les paramètres de fonctionnement de dééthaniseur X51E d'un seul train et les paramètres du courant d'alimentation. Dans le cas design tous les équipements sont supposés à l'état de marche normale.

III.6.1 Les paramètres de marche de dééthaniseur

Les paramètres de marche de dééthaniseur (pression, température, nombre de plateaux) présenté dans le tableau III.13 et les paramètres de courant d'alimentation (débit, composition chimique, température, pression) sont présentés dans les tableaux III.14 et tableau III.15 suivants :

Tableau III.13 : Les paramètres de marche de dééthaniseur.

Les paramètres	La valeur
Nombre de plateaux	48
Température de tête (°C)	-6,6
Température de fond (°C)	112
Pression (bars)	30

Tableau III.14 : Les paramètres de la charge d'alimentation.

Les paramètres	La valeur
Débit (Kmol/h)	694,9
Pression (bars)	30,09
Température (°C)	28,9
Plateau d'alimentation	19 ^{eme}

Tableau III.15 : La composition chimique de la charge d'alimentation.

Les composants	Fraction molaire
N ₂	0,0614
C ₁	0,0468
C ₂	0,15079
C ₃	0,40516
iC ₄	0,0985
nC ₄	0,14412
iC ₅	0,03559
nC ₅	0,03733
C ₆	0,02031
Total	1,00000

Le dééthaniseur est équipée par un condenseur de tête et une chaudière, les paramètres de marche de ces équipements est présentés dans le tableau suivant :

Tableau III.16 : Les paramètres de marche de condenseur et rebouilleur.

	Condenseur	Rebouilleur
Pression (bars)	15,2	34,5
Température (°C)	-32,44	160

III.6.2 Les résultats de simulation cas design

Les résultats de simulation de dééthaniseur X51E basés sur la charge d'alimentation de design sont regroupés dans les figures suivantes. La figure III.1 représente la composition chimique des produits de tête et de fond de colonne DC2 et celui du cas design. La figure III.2 représente les paramètres des produits de tête et de fond et celui de charge d'alimentation. La figure III.3 présente le schéma simulé de la colonne DC2.

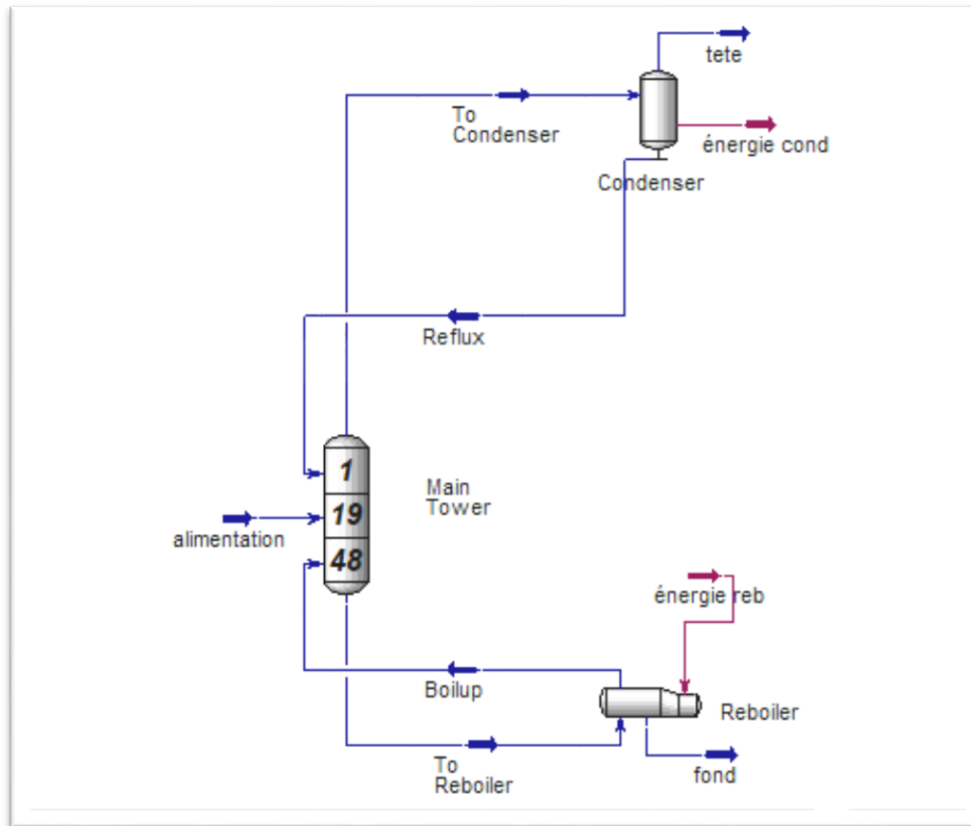
Figure III.1 : La composition chimique du produit de tête et de fond de dééthaniseur.

Design Parameters Side Ops Internals Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics						
Worksheet		alimentation	tete	fond		
Conditions	Nitrogen	0,0614	0,2374	0,0000		
Properties	Methane	0,0468	0,1810	0,0000		
Compositions	Ethane	0,1508	0,5816	0,0005		
PF Specs	Propane	0,4052	0,0000	0,5465		
	i-Butane	0,0985	0,0000	0,1329		
	n-Butane	0,1441	0,0000	0,1944		
	i-Pentane	0,0356	0,0000	0,0480		
	n-Pentane	0,0373	0,0000	0,0504		
	n-Hexane	0,0203	0,0000	0,0274		

Figure III.2 : Les paramètres du produit de tête et de fond de dééthaniseur.

Name	alimentation @COL1	tete @COL1	fond @COL1
Vapour	0,0967	1,0000	0,0000
Temperature [C]	28,90	-38,64	114,0
Pressure [kPa]	3009	1520	3450
Molar Flow [kgmole/h]	694,9	179,7	515,2
Mass Flow [kg/h]	3,195e+004	4860	2,709e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	61,32	12,06	49,25
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,190e+005	-6,633e+004	-1,230e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	107,6	155,1	130,3
Heat Flow [kJ/h]	-8,269e+007	-1,192e+007	-6,336e+007

Figure III.3 : Schéma PFD de dééthaniseur.



III.7 Simulation du cas réel

III.7.1 Le dééthaniseur X51E de train 100

Cette partie consiste à réaliser une simulation du cas réel, en utilisant les données tirées à partir de la salle DCS du 15 février 2023. Le condenseur du train 100 dysfonctionné en raison d'une fuite présente ce jour-là. La température du condenseur est montée à -10°C , cette élévation a entraîné une augmentation de la pression jusqu'à 20,34 bars.

Les paramètres de la charge qui alimente le dééthaniseur X51E de la section de fractionnement du train 100 est présentée dans les deux tableaux III.17 et III.18 suivants. Le tableau III.17 représente les paramètres de la charge d'alimentation et le tableau III.18 représente la composition chimique de la charge d'alimentation.

Tableau III.17 : Les conditions caractéristiques de la charge d'alimentation.

Les paramètres	Les valeurs
Débit (kmol/h)	380
Pression (bars)	31
Température (°C)	29

Tableau III.18 : La composition chimique de la charge d'alimentation.

Les composants	Les fractions molaires
N ₂	0,0380
C ₁	0,1050
C ₂	0,2030
C ₃	0,3850
iC ₄	0,0920
nC ₄	0,0856
iC ₅	0,0338
nC ₅	0,0286
C ₆	0,0290
Total	1,00000

III.7.1.1 Les résultats de simulation de train 100

D'après la simulation de la charge alimentant le dééthaniseur X51E et les paramètres de cette colonne de train 100 nous obtenons les résultats suivants comme le montrent les figures ci-dessous. La figure III.4 montre les paramètres des produits de tête et de fond et la figure III.5 représente les fractions molaires des produits de tête et de fond et celui d'alimentation.

Figure III.4 : Les paramètres du produit de tête et de fond de dééthaniseur X51E.

Name	alimentation @COL1	tete @COL1	fond @COL1
Vapour	0,1477	1,0000	0,0000
Temperature [C]	29,00	-82,85	159,8
Pressure [kPa]	3100	20,34	3400
Molar Flow [kgmole/h]	380,0	277,3	102,7
Mass Flow [kg/h]	1,640e+004	9794	6604
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	32,92	21,85	11,06
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,159e+005	-9,477e+004	-1,353e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	116,0	172,5	148,8
Heat Flow [kJ/h]	-4,406e+007	-2,628e+007	-1,389e+007

Figure III.5 : La composition chimique du produit de tête et de fond de X51E.

Design		Parameters	Side Ops	Internals	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Worksheet						alimentation	tete	fond		
Conditions	Nitrogen					0,0380	0,0521	0,0000		
Properties	Methane					0,1050	0,1439	0,0000		
Compositions	Ethane					0,2030	0,2782	0,0000		
PF Specs	Propane					0,3850	0,5259	0,0047		
	i-Butane					0,0920	0,0000	0,3404		
	n-Butane					0,0856	0,0000	0,3167		
	i-Pentane					0,0338	0,0000	0,1251		
	n-Pentane					0,0286	0,0000	0,1058		
	n-Hexane					0,0290	0,0000	0,1073		

III.7.2 Le dééthaniseur X51E de train 200

Dans cette partie on a établi une simulation de la charge d'alimentation de dééthaniseur X51E du train 200 avec des données réelles tirées à partir de la salle DCS, du 15 février 2023. La température de condenseur est montée à -15°C ce jour-là, cette élévation a entraîné une augmentation de la pression jusqu'à 20bars.

Les paramètres de la charge d'alimentation de la colonne ne change pas sauf le débit qui est augmenter jusqu' à 415,6 Kmol/h.

III.7.2.1 Les résultats de la simulation de train 200

Les résultats obtenus sont présentés dans les figures ci-dessous. La figure III.6 représente les paramètres simulés des charges de tête et de fond de dééthaniseur et la figure III.7 représente les fractions molaires des charges de tête et de fond de dééthaniseur.

Figure III.6 : Les paramètres des charges de tête et de fond de dééthaniseur.

Name	alimentation @COL1	vap @COL1	liq @COL1
Vapour	0,1477	1,0000	0,0000
Temperature [C]	29,00	-29,66	115,3
Pressure [kPa]	3100	2000	3600
Molar Flow [kgmole/h]	415,6	143,8	271,8
Mass Flow [kg/h]	1,794e+004	3680	1,426e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	36,00	10,02	25,98
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,159e+005	-7,595e+004	-1,224e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	116,0	157,5	132,9
Heat Flow [kJ/h]	-4,819e+007	-1,092e+007	-3,328e+007

Figure III.7 : Les fractions molaires des produits de tête et de fond de dééthaniseur.

Design		Parameters	Side Ops	Internals	Rating	Worksheet	Performance	Flowsheet	Reactions	Dynamics
Worksheet				alimentation		vap		liq		
Conditions	Nitrogen		0,0380		0,1098		0,0000			
Properties	Methane		0,1050		0,3035		0,0000			
Compositions	Ethane		0,2030		0,5867		0,0000			
PF Specs	Propane		0,3850		0,0000		0,5887			
	i-Butane		0,0920		0,0000		0,1407			
	n-Butane		0,0856		0,0000		0,1309			
	i-Pentane		0,0338		0,0000		0,0517			
	n-Pentane		0,0286		0,0000		0,0437			
	n-Hexane		0,0290		0,0000		0,0443			

III.8 La quantité d'éthane récupérée

Selon tous les résultats obtenus on va calculer la quantité d'éthane (C₂) récupérée dans la tête de la colonne de dééthaniseur des trains 100 et 200 dans le cas design et le cas réel.

Pour calculer la quantité d'éthane (m) nous avons besoin du débit de tête de la colonne, de la fraction molaire d'éthane dans la charge de la tête et la masse moléculaire d'éthane.

Tableau III.19 : Les résultats des cas design et réel.

	F (Kmol/h)	Y (molaire)	M (Kg/Kmol)
Cas design	179,7	0,5816	30,07
Cas réel train 100	277,3	0,2782	30,07
Cas réel train 200	143,8	0,5867	30,07

On va établir une méthode de calcul : $m_{C2} \text{ (Kg/h)} = F \cdot (Y \cdot M)$

- Cas design : $m_{C2} = 3142,7215464 = 2111,908 \text{ T/mois}$
- Cas réel pour train 100 : $m_{C2} = 2319,7459402 = 1558,869 \text{ T/mois}$
- Cas réel pour train 200 : $m_{C2} = 2536,9295222 = 1704,816 \text{ T/mois}$
- La somme des deux quantités réel : $m_{C2} = \text{T/mois}$

D'après ces résultats on remarque que :

- Un écart entre la quantité d'éthane dans le cas design et le cas réel à cause de disfonctionnement (fuites) de condenseur de tête de dééthaniseur.
- L'augmentation de la température de condenseur entrainer une diminution de quantité d'éthane récupérée.
- La somme des deux quantités réelles des trains 100 et 200 est la quantité maximale pouvant être récupérée pendant le mois de février.
- La quantité maximale qu'on a récupérée est presque égale à la quantité calculée à partir des bilans de matières.

CONCLUSION GENERALE

Conclusion générale

Le but de notre étude était l'optimisation des paramètres pour la récupération de l'éthane au niveau du complexe GL2/Z sans perturber la qualité de gaz naturel liquéfié produit.

Après avoir pris connaissance du procédé de liquéfaction, des installations mettant en œuvre ce dernier, nous avons essayé dans la première étape de trouver la quantité d'éthane brûler cela nécessite une bonne connaissance des paramètres de fonctionnement de la section de fractionnement et le circuit de l'utilisation de l'éthane au sein du complexe.

Les bilans matières que nous avons établies, ont permis de trouver la quantité d'éthane perdue dans GN entrée dans le complexe et la quantité consommée dans les deux trains de liquéfactions. Dans la deuxième étape nous avons utilisé le simulateur HYSYS pour simuler les paramètres de la colonne dééthaniseur dans le cas design et cas réel et le comparer entre eux.

On obtient une quantité d'éthane perdu possible à être exploiter pour une production de polyéthylène, pour le futur projet de SONATRACH. Pour un meilleur fonctionnement des colonnes nous avons élaboré quelques recommandations:

- Remettre en état de marche les analyses de torchage en ligne pour un meilleur suivi des quantités et qualités des produits.
- Réparer le condenseur de tête de deéthaniseur X51C pour diminuer la température.
- Réparer l'échangeur principal de MCR du train 100 pour éviter la surconsommation de l'éthane.

Références

- [1] Manuel opératoire de liquéfaction du complexe GNL2/Z
- [2] S.Gualloua, F.Kaddour, « Optimisation du taux d'extraction d'éthane au niveau du complexe GL2/Z », Mémoire de fin d'études de master, Université de Mostaganem, (2020).
- [3] L.Snoussi, D.Touati, « Etude de simulation et optimisation de la section fractionnement au niveau du complexe GL2/Z », Mémoire de fin d'études de master, Université de Mostaganem, (2019).
- [4] Rapport d'audit du complexe GL2/Z.
- [5] <http://pravarini.free.fr/gaz-ethane.htm>
- [6] <https://www.aquaportail.com/definition-definition-11720-ethylene.html>.
- [7] <https://roto30-rotomoulage.com/polyethylene-caract%C3%A9ristiques-avantages-inconv%C3%A9nients.html>
- [8] <https://www.nelinkia.com/blog/applications/defintion-polyethylene-utilisation-plaque-polyethylene.html>.
- [9] Amar. Nadia, optimisation de la colonne du débutaniseur F751 du complexe GL1/Z, mémoire de fin d'étude, Université de Mostaganem, 2019.
- [10] Medjrab. Abdelouheb, Simulation d'une variation de la composition de la charge et son impact sur les paramètres de fonctionnement dans la colonne « depropaniseur » au niveau du complexe GL1/k de skikda, Mémoire de fin d'étude, Université de annaba, 2017.
- [11] Aliat. Boubbaker, Naouiha. Faycel, Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne dééthaniseur , Université d'ouargla , 2021/2022.
- [12] Hamoum. Mabrouk, Hamdi. Sidal mohamed amine, Valorisation du résidu atmosphérique par la simulation d'une nouvelle unité de distillation sous vide au niveau de la raffinerie de RHM2, Université d'ouargla, 2021/2022.