



Faculty of Sciences and Technology
Department of Process Engineering
Ref:...../U.M/F.S.T/2025

كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم هندسة الطرائق
رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت//2025

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : GENIE DES PROCEDES

Option : GENIE CHIMIQUE

Thème

**Etude de mise en œuvre d'un procédé de liquéfaction de
l'éthane à pression atmosphérique au complexe GL3/Z :
Calcul et simulation**

Présenté par

**DAHANE Fatma
BAKIR Khaoula**

Soutenu le 22/06/2025 devant le jury composé de :

Présidente :	BENALIOUA Bahia	M.C.A	Université de Mostaganem
Examinatrice :	BENHOURIA Assia	M.C.A	Université de Mostaganem
Rapporteur :	BESSAHA Fatiha	professeure	Université de Mostaganem
Co-rapporteur :	HADJIIJ Marwan	Ingénieur	Sonatrach



Remerciements

En premier lieu nous remercions notre DIEU le tout puissant qui nous a donné la force pour l'élaboration de ce travail.

Nous adressons nos remerciements à notre encadrante Professeure BESSAHA Fatiha pour son aide précieuse et ses conseils qui ont été bénéfiques dans la réalisation de ce mémoire.

Notre profonde gratitude s'adresse également à Monsieur HADJIIJ Merouane, ingénieur CCR au niveau du complexe GNL3Z d'Arzew et Co encadrant de ce mémoire, Il a su nous faire partager son enthousiasme et son savoir scientifique, et pour l'attention et la patience avec laquelle il nous a constamment dirigé. Son soutien et conseils nous ont permis de mener à bien ce travail.

De plus, nous tenons à exprimer notre profonde reconnaissance envers les membres du jury, M^{me} BENHOURIA Assia et M^{me} BENALIOUA Bahia Maître de conférences A à l'université de Mostaganem pour avoir accepté d'évaluer notre mémoire.

Nous tenons aussi à remercier tous les enseignants du département Génie des procédés pour leurs encadrements tout le long de notre formation.



Dédicace

Avant toute chose, je rends grâce à Dieu, Le Tout-Puissant, pour m'avoir accordé la force, la patience et la persévérance tout au long de ce parcours.

Je tiens à exprimer toute ma gratitude à mes parents et à mes deux frères et mes petites nièces, pour leur amour inconditionnel, leur soutien indéfectible et leurs encouragements constants, qui ont été pour moi une source de motivation inestimable. دمتم لي سندا لا يميل

*Je remercie sincèrement Monsieur **HADJJI Marwane**, mon encadrant de stage, pour son accompagnement, sa disponibilité et ses conseils avisés, qui ont grandement contribué à l'enrichissement de ce travail.*

*J'adresse également mes remerciements à tous mes amis **Lili, Sadika, Souad, Amel, Zahira, Abir, Nihed, Abdeldjalil et Abderrezak**, pour leur présence, leur soutien moral et les moments de partage qui ont rendu ce parcours plus agréable.*

Je tiens également à remercier chaleureusement le groupe de la bibliothèque de Lita, avec qui j'ai partagé des moments d'étude, de rires et d'échanges enrichissants, même sans nous connaître véritablement. Je leur souhaite à tous un avenir brillant, à la hauteur de leur engagement et de leur bienveillance.

*Je dédie ce travail à ma binôme **Bakir Khaoula** avec qui j'ai partagé cette belle aventure, faite de défis, de rigueur et de complicité.*

*Je dédie également tout particulièrement ce travail à mon âme-sœur **Karima**, ma "besty", pour sa présence constante, son soutien inestimable et tous les moments partagés qui ont rendu ce parcours plus doux et plus fort.*

And last but not least, "I wanna thank me. I wanna thank me for believing in me, I wanna thank me for doing all this hard work"

DAHANE Fatma

Dédicace

Avec tous mes sentiments de respect, avec l'expérience de ma reconnaissance, je dédie ma remise de diplôme et ma joie

*À mon paradis, à la prunelle de mes yeux, à la source de ma joie et mon bonheur, ma lune et le fil d'espoir qui allumer mon chemin,
ma moitié, maman.*

À celui qui m'a fait une femme, ma source de vie, d'amour et d'affection. à mon support qui était toujours à mes côtés pour me soutenir et m'encourager, à mon prince papa.

À ma grande sœur Amina qui n'ont pas cessée de me conseiller, encourager et soutenir tout au long de mes études.

À mes adorables petites sœurs Issraa et Houda, qui savent toujours comment apporter la joie et le bonheur à toute la famille.

À ma jumelle Ikram, ma moitié depuis toujours, avec qui chaque moment devient souvenir précieux.

Sans oublier ma binôme Fifi, pour son soutien moral, sa patience et sa compréhension tout au long de ce projet.

À tout ce qui ont participé à ma réussite et a tous qui m'aiment.

BAKIR Khaoula

Résumé

Ce mémoire étudie la faisabilité de la liquéfaction de l'éthane récupéré au sein du complexe GL3/Z d'Arzew, un sous-produit actuellement sous-valorisé, souvent réinjecté dans le GNL ou utilisé comme combustible. Deux scénarios ont été comparés : l'option A, retenue, repose sur un refroidissement au propane suivi d'une liquéfaction à l'aide d'un fluide réfrigérant multi-composant (MR), tandis que l'option B, inspirée du procédé Saudi Aramco, a été écartée en raison de températures insuffisantes à GL3/Z. La simulation sous Aspen HYSYS a démontré la possibilité de liquéfier jusqu'à 300 000 tonnes/an d'éthane. L'option A présente un bon rendement énergétique et offre des perspectives prometteuses pour la valorisation pétrochimique de ce gaz.

Mots-clés: Liquéfaction, Ethane, Méthane, Propane, MR, Valorisation, Pétrochimie.

Abstract

This thesis explores the feasibility of ethane liquefaction at the GL3/Z complex in Arzew. Ethane, a by-product currently underutilized, is often reinjected into LNG or used as fuel. Two scenarios were compared: Option A, which was selected, involves propane precooling followed by liquefaction using a multi-component refrigerant (MR); Option B, inspired by the Saudi Aramco process, was rejected due to insufficient temperatures available at GL3/Z. Simulation in Aspen HYSYS demonstrated the potential to liquefy up to 300,000 tonnes of ethane per year. Option A offers good energy efficiency and opens promising prospects for the petrochemical valorization of this gas.

Keywords: Liquefaction, Ethane, Methane, Propane, MR, Valorization, Petrochemicals

الملخص

تهدف هذه المذكرة إلى دراسة جدوى إنشاء وحدة لتسييل غاز الإيثان في مجمع GL3/Z بأرزيو، حيث يُسترجع هذا الغاز كمنتج ثانوي خلال عملية فصل الغاز الطبيعي، لكنه لا يُستغل حاليًا بالشكل الأمثل، إذ يُعاد غالبًا حقنه في الغاز الطبيعي المسال أو يُستخدم كوقود داخلي. تمت مقارنة خيارين تقنيين: الخيار الأول يعتمد على تبريد مبدئي بالبروبان، يليه تسييل باستخدام مبرد متعدد المكونات (MR)، وقد تم اعتماده لفعاليته. أما الخيار الثاني، المستوحى من شركة Saudi Aramco، فقد تم استبعاده بسبب عدم توفر درجات حرارة مناسبة في المجمع، مما يجعله غير فعال. أظهرت نتائج المحاكاة باستخدام برنامج Aspen HYSYS أنه يمكن تسييل ما يصل إلى 300,000 طن سنويًا من الإيثان. ويُظهر الخيار الأول أداءً جيدًا من الناحية الطاقوية، ويفتح آفاقًا مستقبلية نحو تطوير صناعة بتروكيميائية محلية.

الكلمات المفتاحية: التسييل، الإيثان، الميثان، البروبان، المبرد المختلط، التثمين، الصناعة البتروكيميائية.

Table des Matières

Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Introduction générale	1
Chapitre I : Généralités	
I.1 Introduction.....	3
I.2 Présentation du complexe GL3/Z.....	3
I.2.1 Capacité de production :	5
I.3 Valorisation d'éthane.....	6
I.3.1 Propriétés.....	6
I.3.2 Propriétés physiques.....	6
I.3.3 Caractéristiques de l'éthane.....	6
I.3.4 Utilisation de l'éthane	7
I.4 Généralité sur les échangeurs	7
I.4.1 Les échangeurs tubulaires	8
I.4.2 Echangeurs à plaques	9
I.5. Introduction à la simulation	10
I.5.1 Définition	10
I.5.2 Présentation du logiciel Aspen HYSYS	10
I.5.3 Modèles thermodynamiques	11
I.6 Conclusion	12
Chapitre II : Procédé de liquéfaction de Gaz	
Partie A : Calcule et simulation	
II.1 Introduction	13
II.2 Section de Récupération et de Fractionnement des LGN	14
II.2.1 La colonne de dééthanisation	14
II.2.2 Partie supérieur de dééthaniseur	15
II.3 Présentation du problème	17
II.4 Procédé proposé dans l'option (A).....	18
II.4.1 Principe du procédé	18
II.5 Procédé proposé dans l'option (B)	21
II.5.1 Principe du procédé	21
II.6 Dimensionnement des échangeurs de liquéfaction de l'éthane	23
II.6.1 Dimensionnement d'un nouvel échangeur Ethane-Propane BP.....	24
II.6.1.1 Calcul thermique.....	25
II.6.1.2 Calcul de débit du propane	27
II.6.1.3 Calcul de l'écart logarithmique moyen de température	28
II.6.1.4 Estimation de la surface d'échange de l'appareil	28
II.6.1.5 Calcule des pertes de charges.....	28
II.6.2 Dimensionnement de l'échangeur à plaque Ethane-MR	30
II.6.2.1 Calcul de l'écart logarithmique moyen de température	31
II.6.2.2 Calcul de la puissance thermique	31
II.6.2.3 Calcul de débit du MR	32
II.6.2.4 Côté MR (fluide chaud)	32
II.6.2.5 Côté Éthane (fluide froid).....	32
II.6.2.6 Calcul de la surface d'échange S.....	33
II.7 Dimensionnement du bac de stockage	36
II.7.1 Estimation de la taille du bac de stockage « Ethane liquide »	37
II.7.2 Les dimensions du bac	38
II.8 Etablissement du schéma du procédé par simulation	39
II.8.1 Localisation des points de piquage et de réinjection	41
II.8.2 Simulation	42
II.9 Comparaison entre les résultats obtenus par calcul et Aspen HYSYS.....	45
II.10 Conclusion	45

Partie B : Calcule économique et évaluation du risque	46
II.11 Introduction	46
II.12 Estimation du prix des équipements	46
II.12.1 Echangeur tubulaire (Ethane-Propane BP).....	47
II.12.1.1 Estimation des dépenses	47
II.12.2 Echangeur à plaques (MR-éthane)	48
II.12.2.1 Estimation des dépenses	48
II.12.3 Les vannes de détente (Joule-Thomson)	49
II.12.4 Le bac de stockage	49
II.13 Estimation du coût du projet "unité de procédé de liquéfaction d'éthane".....	49
II.14 Calcul de la rentabilité	51
II.15 Analyse des résultats : Est-ce que ce gain mérite l'investissement ?	51
II.16 Evaluation des risques de la nouvelle installation	52
II.16.1 Distance de sécurité	53
II.17 Conclusion	53
Conclusion générale	54

Liste des abréviations

- AMDEA : Méthyl Di Ethanol Amine activée
 - APCI : Air Product & Chemicals INC.
 - bar abs : bar absolu
 - BOG : Boil Off Gas
 - BP : Basse pression
 - BTU : British Thermal Unit
 - BGC : Feed Gaz Compressor
 - C1 : Méthane
 - C2 : Ethane
 - C3 : Propane
 - C3-MR : Propane - Réfrigérant mixte
 - CO2 : Dioxyde de carbone
 - DC1 : Déméthaniseur
 - DC2 : Dééthaniseur
 - EFG : Gaz End Flash
 - ESD : Emergency Shut Down
 - G : Gaz
 - GN : Gaz naturel
 - GE/NP : General Electric/Nouvo Pignon
 - GNL : Gaz naturel liquéfié
 - GNT : Gaz naturel traité
 - GPL : Gaz pétroliers liquéfiés
 - He : Hélium (He)
 - H2O : Eau
 - i-C4 : Iso butane
 - i-C5 : Iso pentane
 - JT : Joule Thomson
 - LiQ : Liquide
 - Liq : Liquide
 - MCHE : Échangeur cryogénique principal (Main Cryogenic Heat Exchanger)
 - MDEA : Méthyl Di Ethanol Amine
-

- MEA : Mono Ethanol Amine
 - MMTPA : Million tonnes par an
 - MR : Réfrigérant mixte
 - MP : Moyenne pression
 - n-C4 : n-butane
 - n-C5 : n-pentane
 - n-C6 : n-Hexane
 - PCI : Pouvoir calorifique inférieur
 - PFD : Schéma de Procédé (Process Flow Diagram)
 - PR : Peng Robinson
 - PPM : Partie par million
 - PPVB : Partie par billion volumique
 - Vap : Vapeur
1. 11-MD01 : Ballon d'aspiration
 2. 12-MC22 : Échangeur à plaques
 3. 15-MC05 : Échangeur cryogénique principal
 4. 16-MD01 : Ballon d'aspiration du compresseur de MR BP
 5. 16-MD08 : Ballon de séparation MR.
 6. 17-MC02 : Boîte froide de récupération des Liquides de Gaz Naturel (LGN)
 7. 17-MC03 : Refroidisseur de sortie du compresseur de Gaz Résiduel
 8. 17-MC07 : Rebouilleur du dééthaniseur.
 9. 17-MC08 : Condenseur du dééthaniseur.
 10. 17-MD01 : Déméthaniseur.
 11. 17-MD02 : Dééthaniseur
 12. 17-MD03 : Ballon de reflux du dééthaniseur.
 13. 17-MD18 : Ballon de détente du déméthaniseur
 14. 17-MJ01 : Compresseur du turboexpandeur
 15. 17-MJ08 : Compresseur de propane auxiliaire
 16. 20-MC001 : Nouveau échangeur tubulaire.
 17. 20-MC002 : Nouveau échangeur à plaques.
-

Liste des Tableaux

Tableau I.1 : évolution des fractions du GN lors de la liquéfaction	4
Tableau I.2 : production annuelle des différentes coupes de GNL.....	5
Tableau II.1 : Paramètres de fonctionnement de dééthaniseur	14
Tableau II.2 : Spécification du courant supérieur du dééthaniseur.....	16
Tableau II.3: Consommation d'énergie du compresseur propane auxiliaire	18
Tableau II.4 : Consommation d'énergie du compresseur MR.....	19
Tableau II.5 : Paramètres du DC1 et DC2 des deux procédés.....	22
Tableau II.6 : Les résultats de la simulation du procédé ARAMCO selon les paramètres	23
Tableau II.7: Caractéristiques de l'échangeur de chaleur tubulaire.....	25
Tableau II.8: Données pour le dimensionnement d'un échangeur	25
Tableau II.9 : Résultats de calcul du dimensionnement de l'échangeur tubulaire.....	27
Tableau II.10 : Caractéristiques de l'échangeur de chaleur à plaques.....	29
Tableau II.11 : Résultats de calcul du dimensionnement de l'échangeur à plaques.....	30
Tableau II.12 : Caractéristiques des différents modèles d'échangeurs à plaques [11]	31
Tableau II.13 : Le volume total occupé par le bac	34
Tableau II.14 : La composition du liquide stocké.....	34
Tableau II.15: Les paramètres des flux froids à soutirer	37
Tableau II.16 : Paramètres des courants éthane et C3 BP utilisés.....	38
Tableau II.17 : Compositions des courants éthane et C3 BP.....	38
Tableau II.18 : Paramètres des courants éthane refroidi et MR utilisés	39
Tableau II.19 : Compositions des courants éthane et MR.....	39
Tableau II.20: Comparaison entre calcul théorique et le simulateur	41
Tableau II.21: Les estimations financières pour l'échangeur tubulaire	43
Tableau II.22: Les estimations financières pour l'échangeur à plaques	44
Tableau II.23: Coûts des vannes JT	45
Tableau II.24: Estimation du coût de projet de la nouvelle unité de liquéfaction d'éthane.....	46

Liste des Figures

Figure I.1 : Production annuelle des différentes coupes du GNL (2022-2024)5

Figure I.2 : Schéma de principe d'un échangeur de chaleur tubulaire à calandre et faisceau tubulaire8

Figure I.3 : Schéma de principe d'un échangeur de chaleur à plaques et joints.....9

Figure II.1: Configuration actuel de circuit de l'éthane dans le complexe GL3/Z.....12

Figure II.2 : Flux d'alimentation du dééthaniseur [9]14

Figure II.3 : Trajet des gaz en tête de la colonne de dééthanisation [9]14

Figure II.4 : Schéma fonctionnel du procédé de liquéfaction de l'éthane16

Figure II.5 : Simulation procédée de la boucle auxiliaire au propane – Aspen HYSYS V.1018

Figure II.6 : Simulation de la boucle de réfrigération mixte (MR) – Aspen HYSYS V.1019

Figure II.7 : Configuration du procédé de liquéfaction de l'éthane utilisé par Saudi Aramco [10]20

Figure II.8 : Simulation du procédé de liquéfaction de l'éthane selon la configuration Saudi Aramco.....21

Figure II.9 : Diagramme enthalpique de l'éthane (Mollier).....24

Figure II.10: Exemple d'application d'un réservoir à intégrité totale33

Figure II.11: Dimensions caractéristiques du bac de stockage d'éthane liquide [13].....34

Figure II.12: Point de piquage du propane dans la boucle auxiliaire35

Figure II.13: Point de soutirage du mélange réfrigérant liquide MR36

Figure II.14: Schéma simplifié du procédé de liquéfaction de l'éthane37

Figure II.15: Simulation de l'unité de liquéfaction d'éthane avec boucle propane.....40

Figure II.16: Évolution des prix de l'éthane au cours des dernières années46

Figure II.17: Emplacement prévu pour unité de liquéfaction de l'éthane.48

Figure II.18: Schéma de la zone de sécurité autour des bacs de stockage49

Introduction générale

La production mondiale de gaz naturel liquéfié (GNL) connaît une croissance notable depuis plusieurs années, en réponse à une demande énergétique mondiale croissante et à la volonté de diversification des sources d'approvisionnement. En 2020, la production mondiale de GNL était estimée à 360 millions de tonnes, atteignant environ 397 millions de tonnes en 2022, et devrait franchir la barre des 420 millions de tonnes en 2025 selon les projections de l'International Gas Union (IGU).

L'Algérie, acteur majeur dans le domaine du GNL, a vu sa production augmenter au fil des années, en particulier grâce à ses infrastructures modernes telles que le complexe GL3/Z situé à Arzew. En 2023, la production algérienne de GNL dépassait les 8,9 millions de tonnes, contre 3,5 millions de tonnes en 2022, illustrant une relance progressive et une valorisation plus efficace des ressources gazières disponibles.

Parmi les composants du gaz naturel, l'éthane (C_2H_6) retient une attention particulière. C'est un hydrocarbure saturé, incolore, inodore, inflammable, principalement utilisé comme matière première en pétrochimie pour la production d'éthylène par vapocraquage. Ce dernier constitue un élément fondamental dans la fabrication de divers polymères et produits chimiques de base. À GL3/Z, bien que l'éthane soit récupéré en tête du dééthaniseur, il n'est actuellement pas valorisé comme il se doit : une partie est réinjectée dans le GNL, l'autre utilisée comme combustible. Cela représente une perte de valeur ajoutée importante.

Dans le cadre de notre projet de fin d'étude réalisé au sein du complexe GL3/Z à Arzew, il nous a été confié la tâche d'étudier la faisabilité de la mise en place d'une unité de liquéfaction de l'éthane récupéré à la tête du dééthaniseur, dans le but de le valoriser en tant que matière première pour l'industrie pétrochimique.

Pour répondre au problème, notre projet de fin d'étude sera divisé en deux chapitres : Le premier chapitre est consacré à des généralités citant une présentation générale du complexe GL3/Z (incluant la capacité de production des différentes coupes, la fraction de gaz avant et après liquéfaction), une valorisation de l'éthane et des généralités sur les échangeurs ainsi qu'une présentation de logiciel Aspen HYSYS.

Le deuxième chapitre se divise en deux grandes parties :

- Partie A : englobe le procédé de liquéfaction de l'éthane, en expliquant les deux options proposées pour répondre à notre problématique, en concentrant sur l'option A, donc en

dimensionne les échangeurs, le bac de stockage et en simule notre procédé à l'aide de logiciel Aspen HYSYS.

- Partie B : est dédiée à l'étude économique du projet, avec une estimation du coût global de l'unité, une analyse de rentabilité, ainsi qu'une évaluation des risques industriels liés à l'emplacement de cette nouvelle unité sur le site.
- Et pour finir, nous donnerons une conclusion qui reprendra les principaux points abordés dans ce projet.

Chapitre I: Généralités

I.1 Introduction

Dans un premier lieu, nous abordons une présentation générale du complexe GL3/Z, où nous mettons en avant la valorisation de l'éthane qui se définit comme un hydrocarbure saturé de formule chimique C_2H_6 . Il fait partie des alcanes, c'est un gaz incolore, inodore et inflammable, principalement utilisé comme carburant ou matière première en pétrochimie, de plus, nous présentons une analyse statistique de la production et de la commercialisation des différents produits du complexe.

I.2 Présentation du complexe GL3/Z

Le complexe GL3/Z, implanté dans la zone industrielle d'Arzew, est une unité moderne de liquéfaction du gaz naturel, conçue pour fonctionner 330 jours par an avec une capacité de production de 4,7 millions de tonnes/an de GNL. Il est structuré en trois zones principales : zone des utilités, zone de procédé, et zone terminale (stockage, jetée, torches), et a été conçu pour traiter différents types de gaz naturel : riche, pauvre ou standard [1].

Le complexe GL3/Z englobe une série d'installations intégrées pour la liquéfaction du gaz naturel brut et l'exploitation de ses éléments lourds. Il est constitué d'un processus central qui inclut les unités de pré-traitement, de liquéfaction (*C3*, *MR* sous licence APCI), de récupération et de fractionnement du GNL, ainsi que des sections pour la réfrigération au propane.

Les utilités (énergie, azote, air, eau, gaz combustible), les unités hors site (stockage et chargement de GNL, GPL, essence) ainsi que la zone de protection contre les incendies s'articulent autour de ce cœur de processus. Après compression et purification du gaz d'alimentation (en éliminant des impuretés comme le mercure, le CO_2 et le H_2O), celui-ci est acheminé vers le déméthaniseur afin de séparer le méthane des fractions plus lourdes. Ces dernières sont ensuite fractionnées en éthane, propane, butane et gazoline.

Le méthane est refroidi par étapes jusqu'à l'état liquide, stocké dans deux réservoirs cryogéniques, puis exporté par navires méthaniers. L'ensemble du procédé est visualisé dans le Schéma Fonctionnel Global, qui montre les flux principaux et les connexions entre les différentes unités.

L'évolution des fractions du GN au cours de la liquéfaction du 20/05/2025 est présentée dans le tableau ci-dessous :

Tableau I.1 évolution des fractions du GN lors de la liquéfaction.

Les composants	Les fractions (% mol) courant GN	Les fractions (% mol) courant GNL
He	0,095	-
CO ₂	1,398	-
N ₂	1,480	0,519
C1	89,092	93,558
C2	6,920	5,920
C3	0,845	0,003
i-C4	0,063	-
n-C4	0,079	-
i-C5	0,012	-
n-C5	0,009	-

Le tableau illustre la variation des fractions molaires du gaz naturel lors de sa liquéfaction, soulignant une purification notable du méthane dont la concentration augmente de 89,092% à 93,558%. Cette conversion s'effectue par une séparation thermique grâce à la condensation fractionnée, qui facilite la liquéfaction des composants les plus volatils tels que le méthane et l'éthane, tout en éliminant les substances impures et non désirées.

L'éthane, qui représente 6,92% dans le gaz naturel brut et est majoritairement retenu dans le GNL (5,92%), dû à sa température de liquéfaction assez proche de celle du méthane, contribue donc à la valeur calorifique du GNL. Cependant, le CO₂ et l'hélium qui ne se condensent pas ou posent des problèmes opérationnels à basse température sont totalement supprimés.

L'azote, qui se condense moins facilement, voit sa présence diminuer, pendant que les hydrocarbures plus lourds (C3, C4, C5), qui ont des températures de liquéfaction plus hautes et portent un impact défavorable sur les qualités cryogéniques du GNL, sont principalement séparés.

I.2.1 Capacité de production

Les capacités annuelles de production des différentes coupes sont présentées dans le tableau suivant :

Tableau I.2 production annuelle des différentes coupes de GNL.

Année	GNL	C3	C4	C5
2022	3565321,224	60188,443	19731,71	8812,513
2023	8933675,322	138414,245	51553,284	22969,076
2024	8217190,466	161344,706	63721,634	28981,587

L'éthane n'est pas récupéré séparément mais il est directement réinjecté dans le courant principal du GNL.

L'histogramme de la (Figure I.1) permet de visualiser les données suivantes :

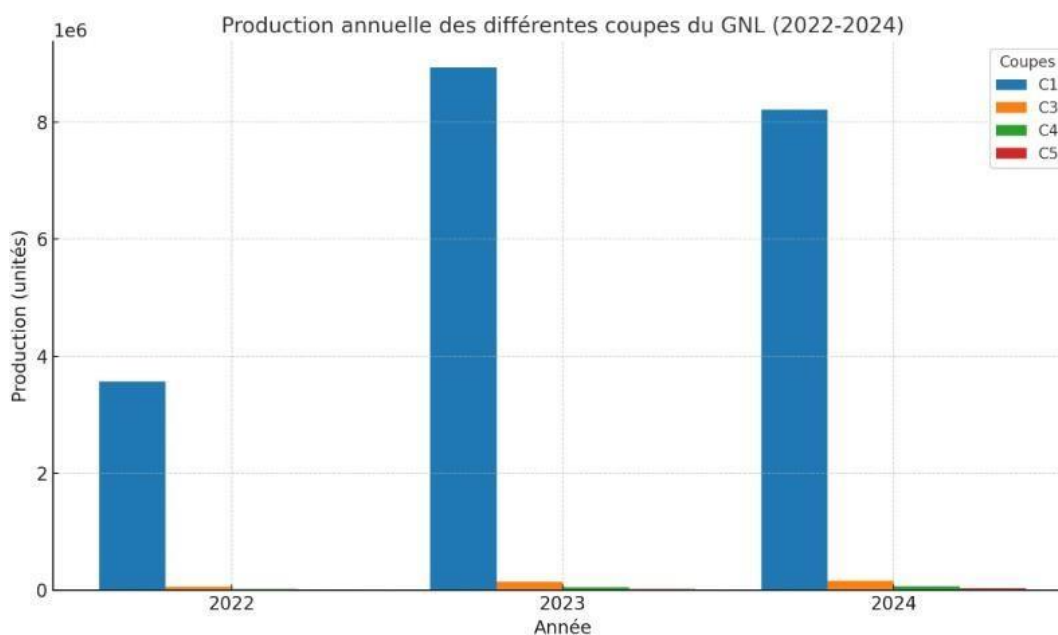


Figure I.1 Production annuelle des différentes coupes du GNL (2022-2024).

Ces résultats reflètent une progression stratégique et bénéfique de la stratégie de valorisation du gaz naturel liquéfié, axée sur une production multi fractionnelle plus variée. En dépit de l'impact notable de la cessation de GL3/Z en 2022, les volumes de C3, C4 et C5+ ont poursuivi leur croissance, démontrant une robustesse opérationnelle et un rééquilibrage graduel entre les coupes principales et secondaires. Cette modification reflète une démarche industrielle

visant à répondre aux demandes du marché, en optimisant la récupération et la rentabilité des sous-produits dérivés de la liquéfaction du gaz naturel.

I.3 Valorisation d'éthane

L'éthane est un hydrocarbure léger présent en quantité significative dans le gaz naturel. Bien qu'il soit récupéré au complexe GL3/Z, il est peu valorisé et souvent réinjecté dans le GNL. Pourtant, son potentiel industriel en fait une ressource stratégique à exploiter.

I.3.1 Propriétés

Incolore et inodore, ce gaz est par ailleurs extrêmement inflammable.

Il peut former un mélange explosif avec l'air, et peut réagir violemment avec les oxydants.

Aux conditions "normales" de pression, c'est un gaz plus lourd que l'air ($1,282 \text{ kg/m}^3$ à 15°C).

I.3.2 Propriétés physiques [2]

- Point d'ébullition : $-88,5^\circ\text{C}$.
- Point de fusion : $-183,3^\circ\text{C}$.
- Masse molaire : $30,07 \text{ g/mol}$.
- Densité (gaz, 0°C , 1 atm) : $1,356 \text{ g/L}$.

I.3.3 Caractéristiques de l'éthane [3]

- Phase gazeuse :
 - ❖ Masse volumique ($1013,25 \text{ kPa}$, à 15°C) : $1,282 \text{ kg/m}^3$.
 - ❖ Équivalent gaz/liquide ($1013,25 \text{ kPa}$, 15°C) : 1 m^3 de gaz ($1,282 \text{ kg}$) $>$ $0,002314 \text{ m}^3$ de liquide ($2,314 \text{ litre}$, masse : $1,282 \text{ kg}$).
 - ❖ Volume Spécifique ($1013,25 \text{ kPa}$, 21°C) : $0,799 \text{ m}^3/\text{kg}$.
 - ❖ Chaleur spécifique du gaz à pression constante (C_v) (1000 kPa et 25°C) : $53 \text{ J}/(\text{mol}\cdot\text{K})$.
 - ❖ Chaleur spécifique du gaz à volume constant (C_v) (1000 kPa et 25°C) : $44 \text{ J}/(\text{mol}\cdot\text{K})$.
 - ❖ Viscosité ($1013,25 \text{ kPa}$, 0°C) : $0,0000855 \text{ Poise}$.
 - ❖ Solubilité du gaz dans l'eau ($1013,25 \text{ kPa}$ et 20°C) : $0,052 \text{ vol/vol}$ (52 ml par litre d'eau).
- Phase liquide :
 - ❖ Masse volumique ($1013,25 \text{ kPa}$, au point d'ébullition) : $546,49 \text{ kg/m}^3$.
 - ❖ Équivalent liquide/gaz ($1013,25 \text{ kPa}$, 15°C) : 1 litre de liquide $>$ $0,432 \text{ m}^3$ de gaz ($0,553 \text{ kg}$)
 - ❖ Point d'ébullition ($1013,25 \text{ kPa}$) : $-88,7^\circ\text{C}$ ($184,45 \text{ K}$)
 - ❖ Chaleur latente de vaporisation ($1013,25 \text{ kPa}$, au point d'ébullition) : $488,76 \text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$

- ❖ Pression de vapeur (à 21 °C) : 38300 kPa (38,3 bar).
- Phase solide :
 - ❖ Point de fusion : -183,3 °C (89,85 K).
 - ❖ Chaleur latente de fusion (1013,25 kPa, au point triple) : 94,977 kJ.kg⁻¹.
 - ❖ Température d'auto-inflammation : 515 °C (788 K).

I.3.4 Utilisation de l'éthane

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

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

L'éthane peut être utilisé comme réfrigérant dans les systèmes de réfrigération cryogénique. Sur une échelle beaucoup plus petite, dans la recherche scientifique, de l'éthane liquide est utilisé pour vitrifier échantillons riches en eau pour Microscopie électronique (cryo- microscopie électronique) [3].

L'éthane, utilisé en mélange avec le méthane, joue un rôle clé dans la réduction des pertes de charge et l'amélioration de la stabilité thermique des échangeurs à tubes spiralés, particulièrement en conditions dynamiques offshore [4].

I.4 Généralité sur les échangeurs

Un échangeur thermique est un dispositif qui permet de transférer de la chaleur entre deux fluides. Il peut être utilisé dans des équipements conçus à la fois pour le refroidissement et le chauffage [5]. Les principaux types des échangeurs sont [6] :

- 1) Les échangeurs par mélange ou à contact direct :
 - Fluide intimement mélangé.
 - Les désurchauffeurs de vapeur.
 - Les dégazeurs.
 - Les tours de refroidissement à convection naturelle ou forcée.
 - Les ballons de détente de purges.

2) Les régénérateurs ou les échangeurs discontinus :

- La surface d'échange est alternativement mise en contact.
- Avec le fluide froid et le fluide chaud.
- Réchauffeurs d'air rotatifs.

3) Les échangeurs continus : Les deux fluides circulent de manière continue de part et d'autre de la surface d'échange

- Echangeurs à tubes en U.
- Echangeurs à faisceaux tubulaire horizontal.
- Echangeurs à faisceaux tubulaire vertical.

II.4.1 Les échangeurs tubulaires

Ce type d'échangeur, connu sous le nom d'échangeur à faisceau tubulaire (ou échangeur tubes et calandre), est largement utilisé dans les unités de transformation des industries chimiques et pétrochimiques (voir Figure I.2). Il se compose d'une enveloppe cylindrique appelée calandre, contenant un ensemble de tubes formant le faisceau tubulaire.

Le principe de fonctionnement repose sur la circulation de deux fluides : l'un s'écoule à l'intérieur des tubes, tandis que l'autre circule à l'extérieur, dans la calandre. Cette configuration permet un échange thermique efficace entre les deux fluides. Des chicanes sont disposées à l'intérieur de la calandre afin de :

- Soutenir mécaniquement les tubes et limiter les risques de vibrations ou de déformation,
- Accroître la vitesse d'écoulement du fluide dans la calandre,
- Optimiser le transfert thermique en améliorant la turbulence du fluide.

Le schéma ci-dessous (figure I.2) présente la structure d'un échangeur de chaleur à faisceau tubulaire et calandre :

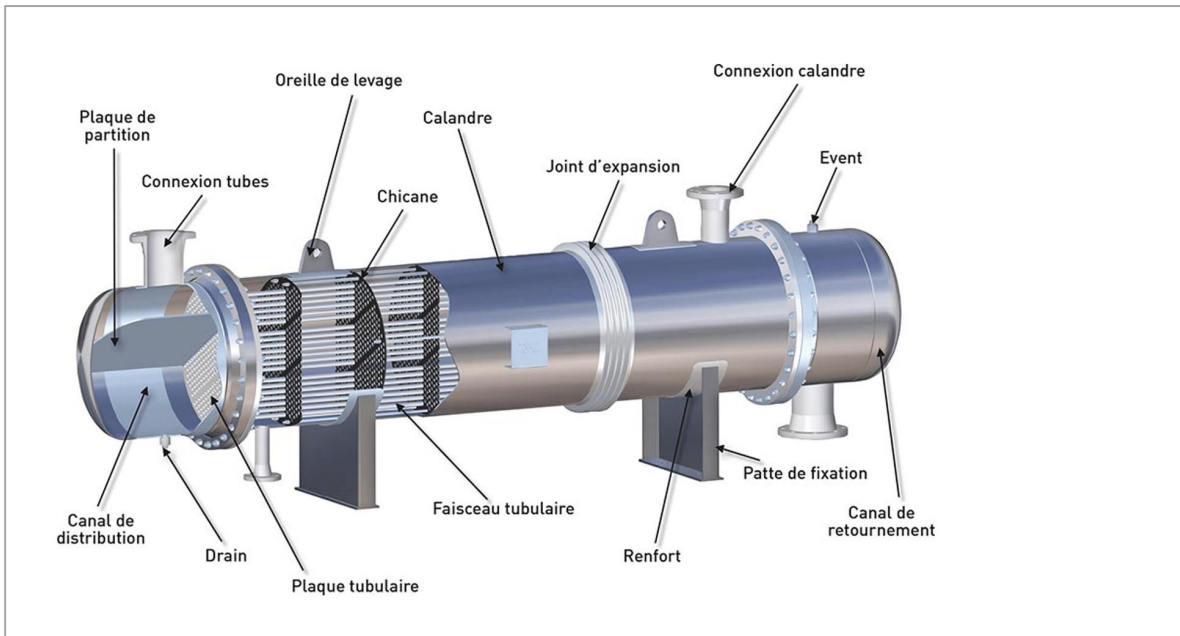


Figure I.2 Schéma de principe d'un échangeur de chaleur tubulaire à calandre et faisceau tubulaire.

I.4.2 Echangeurs à plaques

Les échangeurs avec plaques sont constitués de plaques avec des alvéoles qui représentent les voies fluides. Les plaques sont disposées de manière à ce que le fluide puisse s'écouler entre elles. La distribution du fluide entre les plaques est assurée par un jeu de joints qui envoie chacun des deux fluides en alternance entre deux interstices inter plaques. En conséquence, la chaleur peut être échangée entre les fluides et les plaques.

L'avantage principal de ce type d'échangeur est sa compacité. En fait, il est clair que cet appareil permet une grande surface d'échange dans un peu d'espace, ce qui est particulièrement utile pour les applications qui nécessitent beaucoup de puissance [7].

Les échangeurs à plaques et joints (figure I.3) sont surtout utilisés pour les transferts de chaleur entre fluides monophasiques, mais en plus d'applications existent en double phase, condensation ou évaporation.

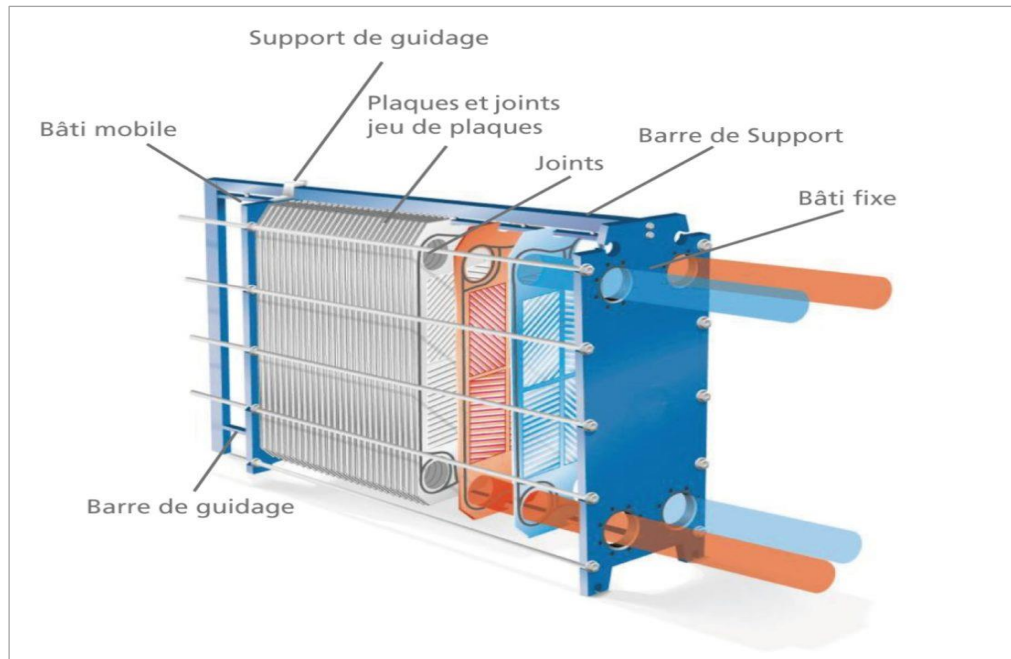


Figure I.3 Schéma de principe d'un échangeur de chaleur à plaques et joints.

I.5 Introduction à la simulation

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation, nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil des logiciels de simulation. Les simulateurs existants tels que Aspen Hysys, Aspen Plus, ChemCAD, Hysim, Pro-II peuvent être utilisés lors de la conception d'un procédé industriel afin d'établir des bilans de matière, d'énergie et de quantité de mouvement d'un procédé industriel et de dimensionner les équipements de ce procédé ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements et de déterminer les performances des équipements [8].

I.5.1 Définition

La simulation est une méthode de création d'un monde virtuel dans lequel des expériences peuvent être menées et les résultats peuvent être optimisés. Elle est souvent utilisée pour étudier le comportement des systèmes et des processus dans différentes conditions. L'utilisation des simulateurs est devenue un outil indispensable dans les domaines de haute technologie (aviation, nucléaire ; électronique), le génie chimique, l'industrie alimentaire, le pharmaceutique, l'architecture...

I.5.2 Présentation du logiciel Aspen HYSYS

Le simulateur Aspen HYSYS est un simulateur de génie des procédés initialement développé par HYPROTECH.A. Après plusieurs années d'amélioration, il fut racheté par ASPENTECH. Ce n'est pas le logiciel de simulation le plus flexible, ni le plus utilisé dans l'industrie, mais il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris. HYSYS a été développé pour l'industrie pétrolière bien qu'il soit utilisé aussi dans d'autres types de procédés chimiques [9].

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

- Spécifier la liste des composés purs du procédé.
- Choisir un modèle thermodynamique approprié à la liste des composés.
- Etablir le schéma de procédé (Flowsheet ou PFD).
- Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.

I.1.2 Modèles thermodynamiques

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

Les équations sont des relations de conservation :

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

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

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

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

Pour la réalisation, nous suivrons exactement cet enchaînement d'étapes.

I.6 Conclusion

Dans ce chapitre, une présentation détaillée du complexe gazier GL3/Z a été effectuée, mettant en évidence son rôle stratégique dans le traitement et la liquéfaction du gaz naturel en Algérie. En outre, une analyse de la valorisation de l'éthane a permis de souligner son importance croissante dans les chaînes de valorisation des hydrocarbures légers, tant sur le plan énergétique qu'en tant que matière première pour la pétrochimie.

Par suite, le chapitre suivant portera sur le calcul des performances, la simulation et le calcul économique.

Chapitre II : Procédé de liquéfaction de l'éthane

Partie A : Calcule et simulation

II.1 INTRODUCTION

Pour entamer la récupération de l'éthane et choisir ainsi le procédé adéquat pour sa liquéfaction, nous devons connaître l'état actuel (existant) qui se définit dans le schéma suivant ci-dessous.

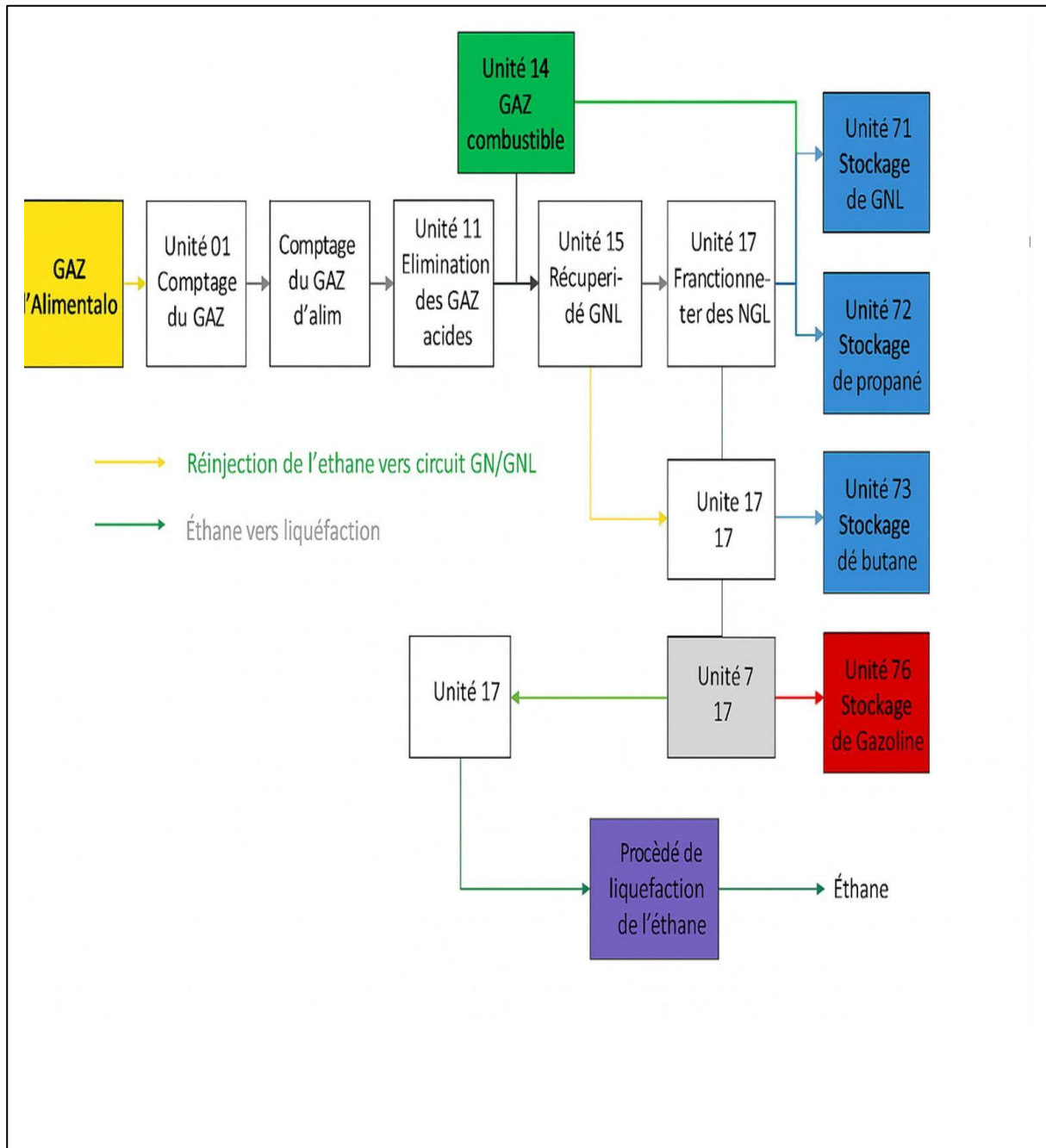


Figure II.1 Configuration actuelle du circuit de l'éthane dans le complexe GL3/Z.

II.2 Section de Récupération et de Fractionnement des LGN

L'Unité de Récupération et de Fractionnement des LGN a pour fonction de :

- Préparer le gaz naturel pour la liquéfaction, en éliminant les hydrocarbures lourds qui pourraient se solidifier à température basse, ce qui aurait pour conséquence de boucher les canalisations et/ou d'endommager les équipements en aval.
- Produire un courant d'éthane destiné à l'exportation vers une unité de production d'éthylène (projet à l'étude).
- Produire du propane, du butane, et de la gazoline répondant aux spécifications internationales pour l'exportation.
- Réguler le pouvoir calorifique supérieur (PCS) du produit GNL afin que ce dernier corresponde aux spécifications du marché de GNL.
- Fournir les appoints pour le circuit principal de propane (Unité 16), le circuit de propane auxiliaire (Unité 17) et le circuit de Réfrigérant Mixte (Unité 16).
- Fournir la source d'éthane excédentaire comme gaz combustible.

II.2.1 La colonne de dééthanisation [10]

Le fonctionnement du dééthaniseur (17-MD02) est assuré par :

- Le rebouilleur(17-MC07).
- Le condenseur à propane(17-MC08).
- Le ballon de Reflux(17-MD03).
- Les pompes de reflux (17-MJ05A/B) correspondantes.
- La colonne est conçue pour réaliser une récupération élevée en éthane (la pureté minimale de C2 est de 96% molaire).

Cette colonne est alimentée par :

- Les liquides qui sont séparés au fond de la colonne du Déméthaniseur (17-MD01).
- L'éthane du Ballon de Stockage (73-MD01) lorsque le produit est hors spécifications.

La figure (II.2) montre le schéma fonctionnel du dééthaniseur :

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

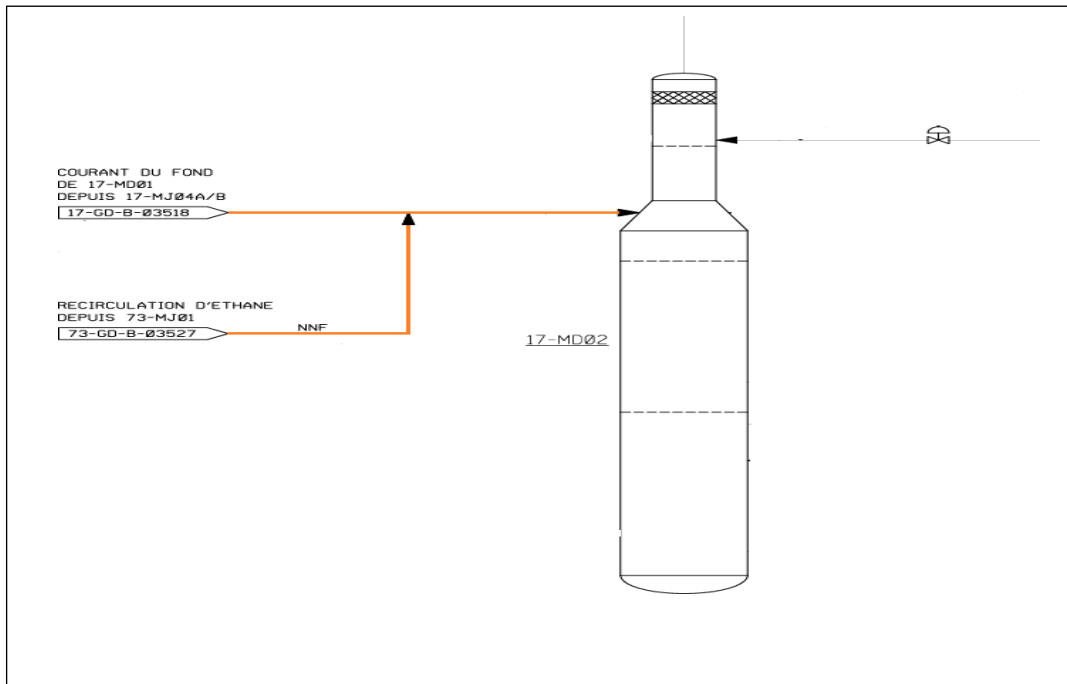


Figure II.2 Flux d'alimentation du dééthaniseur [11].

Nous avons indiqué dans le tableau II.1 les principaux paramètres de marche de la colonne de dééthanisation.

Tableau II.1 Paramètres de fonctionnement de dééthaniseur.

	Température (°C)	Pression (bar abs)
Partie supérieure	12,17	32,50
Partie inférieure	90,21	33,25

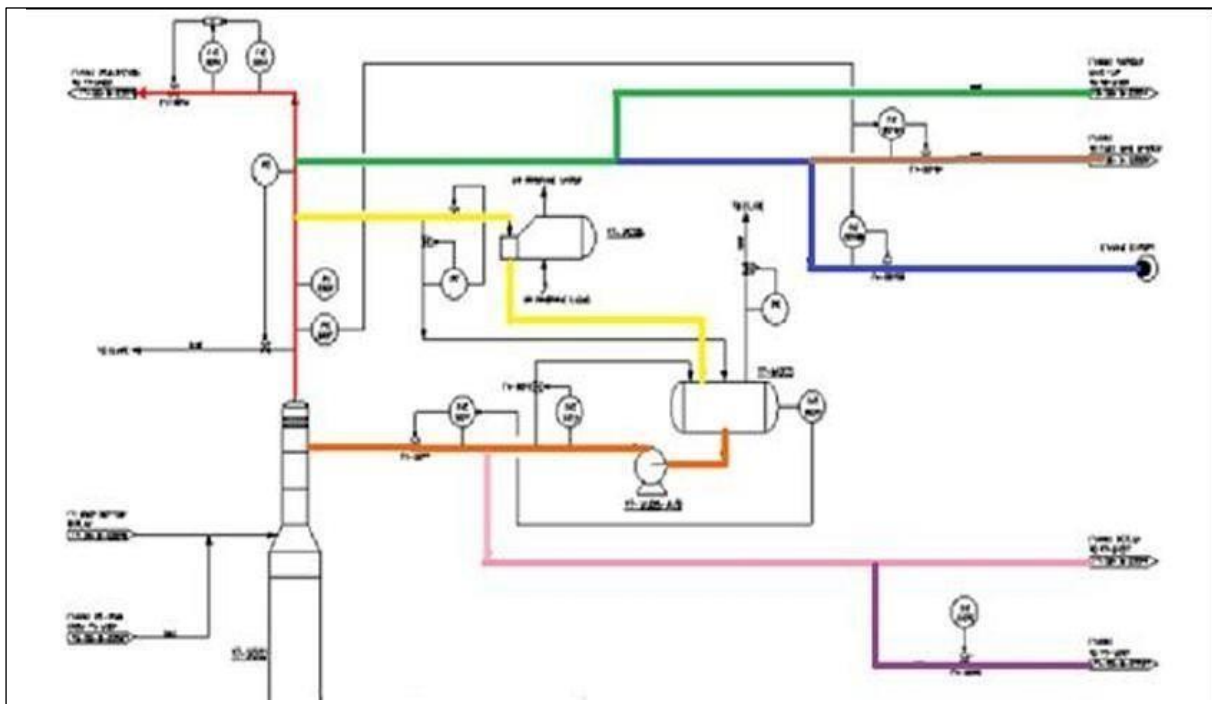


Figure II.3 Trajet des gaz en tête de la colonne de dééthanisation [11].

II.2.2 Partie supérieur de dééthaniseur

Le courant supérieur du dééthaniseur se présente comme indiqué sur la figure ci-dessous.

- a) Une partie du gaz de tête du dééthaniseur est directement envoyée au compresseur du Turbo-expander (17-MJ01). Dans ce cas, l'éthane vapeur est réinjecté dans le gaz résiduel afin d'être liquéfié. Ce courant est désigné par la couleur rouge sur la figure II.3.
- b) Une partie du gaz de tête est envoyée de façon discontinue comme appoint en éthane vers la Boucle de Compression du Réfrigérant Mixte de l'Unité 16. (16-MD01). Ce courant est désigné par la couleur verte sur la figure II.3.
- c) Une partie du gaz de tête est prévue pour être exportée vers la future usine de séparation hydraulique d'Ethane dont le lieu n'est pas encore défini. Ce courant est désigné par la couleur bleue sur la figure II.3.
- d) Une partie du gaz de tête peut être utilisée en tant que gaz combustible dans l'Unité 14, si nécessaire ; ce courant est indiqué par la couleur marron sur la figure II.3.
- e) Une partie du gaz de tête est entièrement condensée dans le Condenseur du Dééthaniseur (17-MC08) en utilisant le Réfrigérant à Propane MP. Le liquide est ensuite envoyé au Ballon de Reflux du Dééthaniseur où il est divisé en trois courants. Ce courant est désigné par la couleur jaune sur la figure II.3.
- f) La majeure partie restante est renvoyée vers la Colonne du Dééthanation sous forme de courant de reflux par l'intermédiaire des Pompes de Reflux (17- MJ05A/B). Ce courant est désigné par la couleur orange sur la figure II.3.
- g) L'un de ces courants est tout d'abord refroidi à $-31,82\text{ }^{\circ}\text{C}$ par le Refroidisseur de Reflux d'Ethane (17-MC27) au moyen du propane liquide BP Auxiliaire. Il est ensuite envoyé à la Boîte Froide 17-MC02 où sa température atteint $-78,77^{\circ}\text{C}$.
- h) Il est ensuite recyclé et renvoyé au Déméthaniseur comme reflux froid de façon à obtenir une récupération importante de C3 dans le courant supérieur du Déméthaniseur. Ce courant est désigné par la couleur rose sur la figure II.3.
- i) Le courant restant est envoyé au Ballon de Stockage d'Ethane (73-MD01). Ce courant est désigné par la couleur violette sur la figure II.3.

Le courant supérieur du dééthaniseur est spécifié comme suit :

Tableau II.2 Spécification du courant supérieur du dééthaniseur.

Composant	Composition (%molaire)	
	Minimum	Maximum
Méthane	0	1
Ethane	96	100
Propane	0	3

II.3 Présentation du problème

Le complexe GL3/Z d'Arzew produit une quantité appréciable d'éthane estimée à 54 228 kg/h laquelle est soutirée en tête du dééthaniseur. Lors de l'étude de conception du complexe, il avait décidé de commercialiser cette quantité pour le compte d'une unité de vapocraquage (production d'éthylène à partir d'éthane). Cette dernière est prévue pour être réalisée dans le cadre du développement de l'industrie pétrochimique en Algérie [10].

En attendant que cette unité voit le jour, la solution prise est d'injecter l'éthane dans le circuit GN-GNL, la partie restante étant dirigée vers le four comme combustible (unité 18). Sachant que l'éthane est considéré comme une matière première dans l'industrie de la pétrochimie

Y a-t 'il un moyen de le valoriser séparément ?

Après avoir montré dans la figure ci-dessus (Figure II.4) le flux d'éthane à liquéfier la nouvelle unité de liquéfaction de l'éthane sera comme suit.

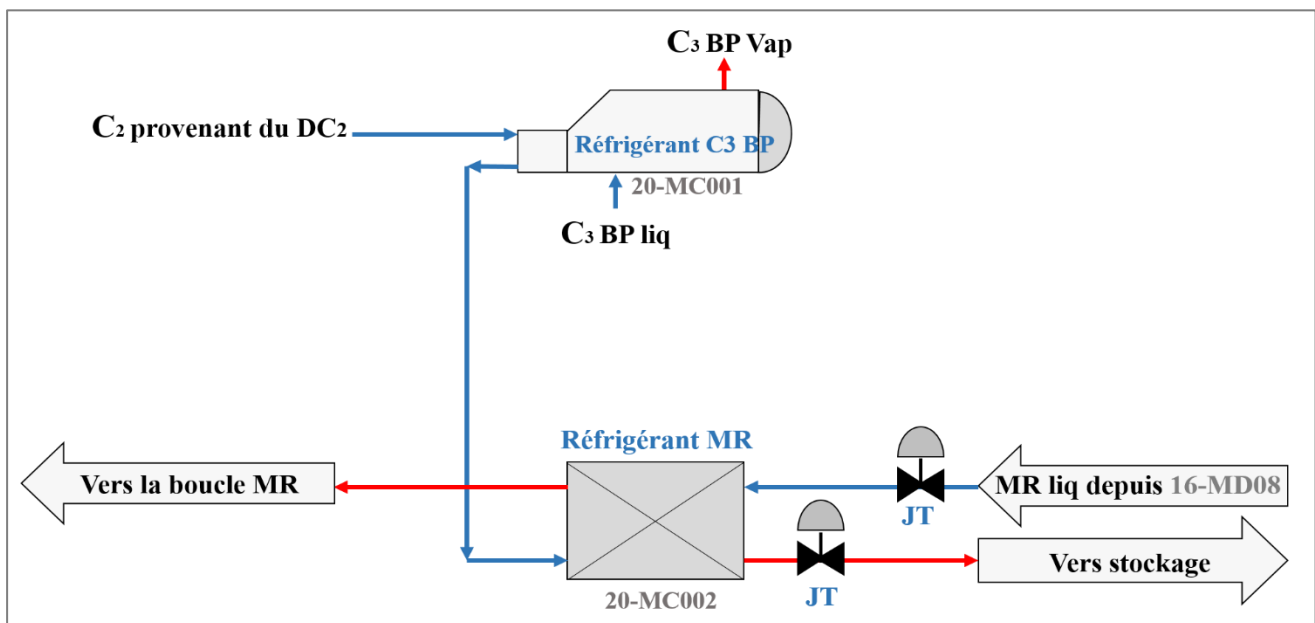


Figure II.4 Schéma fonctionnel du procédé de liquéfaction de l'éthane.

Nul réfrigérant ne peut liquéfier le C₂ à lui seul sur ce nous proposons de combiné deux fluides froids pour faire le travail, le propane BP se chargera du pré-refroidissement et le deuxième fluide se chargera de la liquéfaction. Alors deux options peuvent être pris en considération :

- Option (A) : Pré-refroidissement avec le propane BP et liquéfaction avec le MR liquide détendu.
- Option (B) : Faire passer la quantité à liquéfier dans le condenseur (MP propane) du dééthaniseur puis le liquéfier dans une boîte froide avec le méthane sortant de la tête du DC₁.

Après avoir cerné les options possibles et faisables pour liquéfier l'éthane, l'étude suivante portera son objectif sur le choix décisif de l'option à prendre et à dimensionner pour la nouvelle unité de liquéfaction du C₂.

II.4 Procédé proposé dans l'option (A)

II.4.1 Principe du procédé

Le procédé consiste à liquéfier le C₂ avec deux niveaux de refroidissements le premier avec un évaporateur Propane BP, le second par MR liquide détendu ; ces deux fluides procurent assez de froid pour parachever la tâche de liquéfaction de l'éthane suivie par une vanne de détente Joule Thomson pour ensuite l'acheminer vers le stockage à pression atmosphérique. Sachant que les fluides froids choisis auront un certain débit pour accomplir l'objectif voulu, l'excès ajouté à la boucle Propane auxiliaire et à la boucle MR va entraîner un surplus de consommation sur les compresseurs conçues pour fonctionner à 120%(Max) de leurs capacités dans les conditions extrêmes (T°=38°C). Par conséquent, une limite sur l'ajout des débits est fixée due aux contraintes imposées par les compresseurs.

En convertissant ce surplus de 20% que les compresseurs peuvent donner, nous obtiendrons les débits maximums à utiliser dans la nouvelle unité de liquéfaction de l'éthane des deux fluides froids (Propane BP, MR liquide).

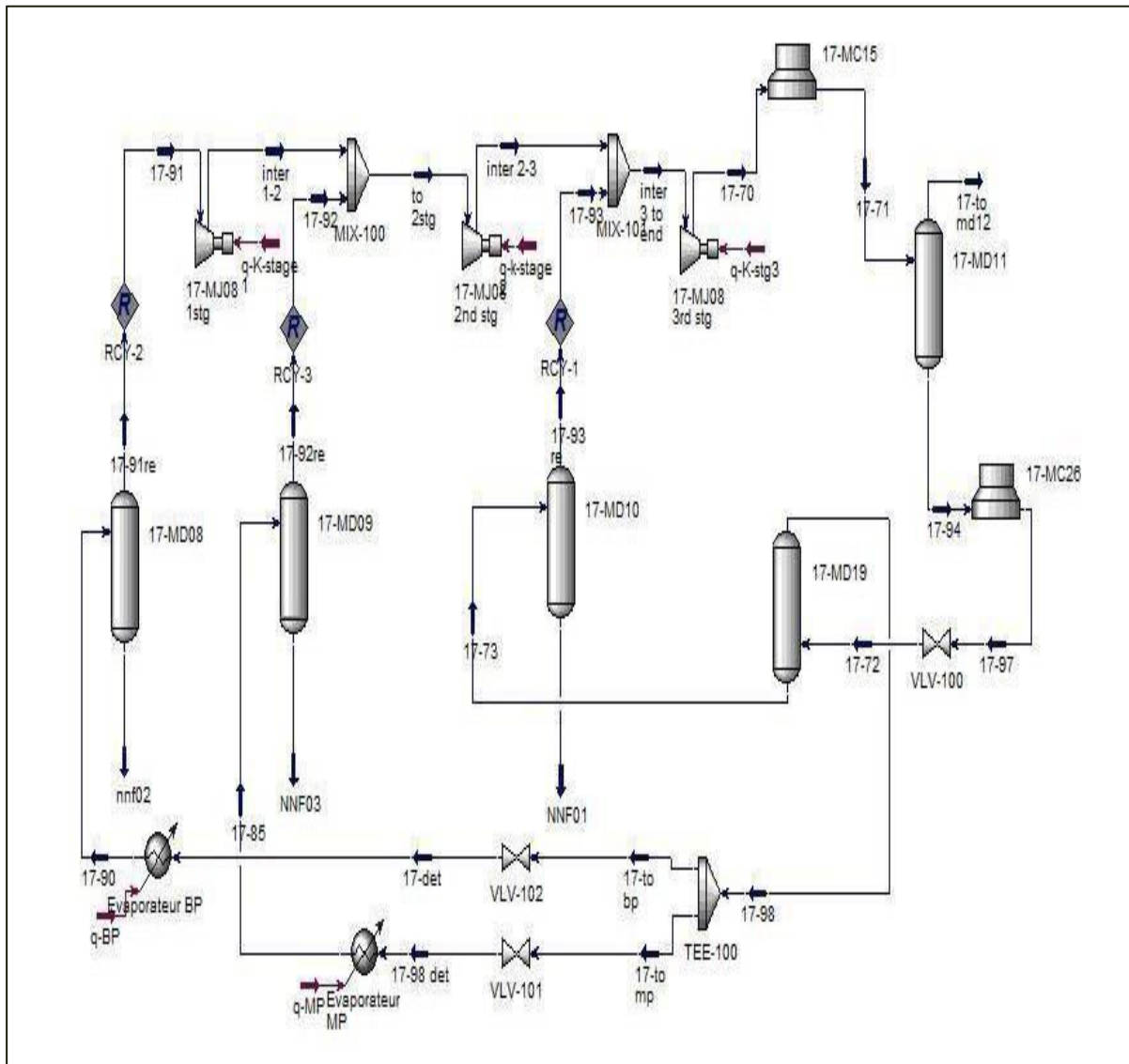


Figure II.5 Simulation procédée de la boucle auxiliaire au propane – Aspen HYSYS V.10

Le tableau suivant montre le débit maximal utilisé à 120% de fonctionnement dans les conditions opératoires.

Tableau II.3 Consommation d'énergie du compresseur propane auxiliaire.

	100%	120%
Energie (kW)	18774	22528,8
Débit (kg/h)	$2,277 \times 10^5$	$2,732 \times 10^5$

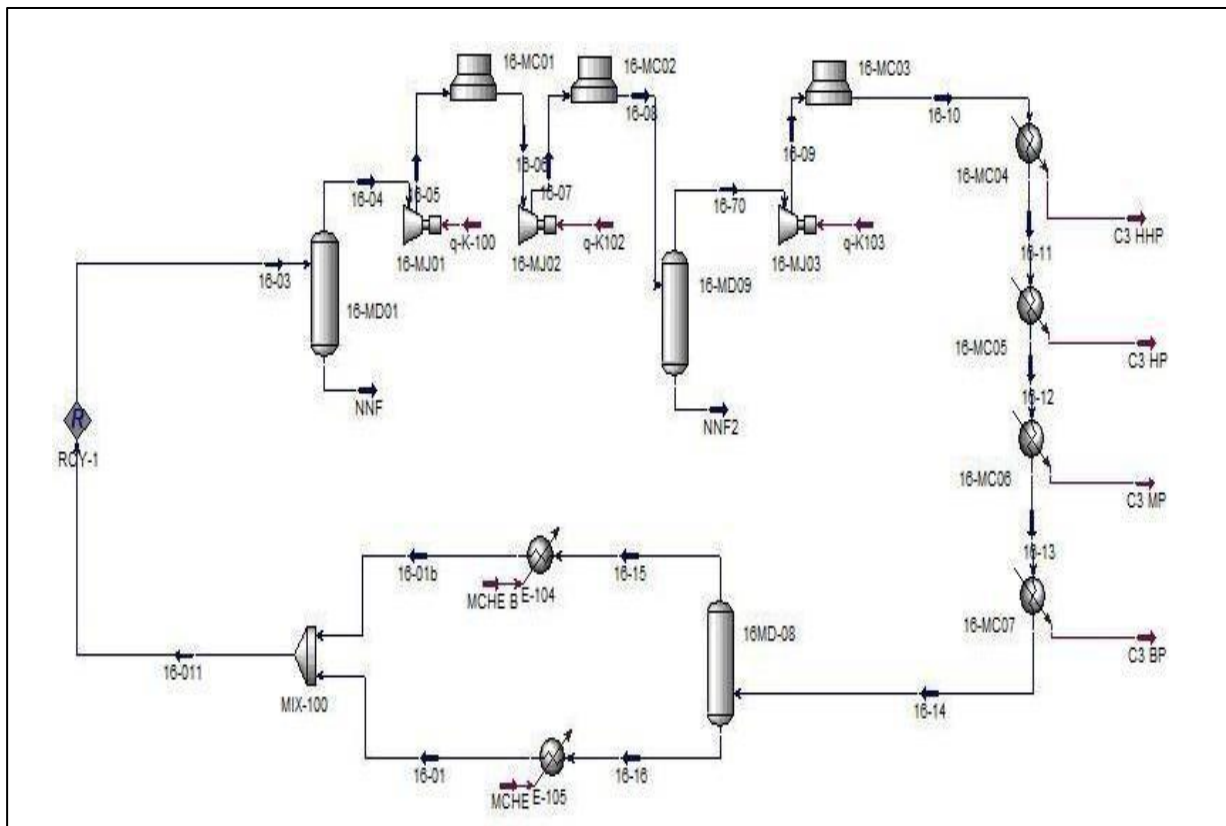


Figure II.6 Simulation de la boucle de réfrigération mixte (MR) – Aspen HYSYS V.10

Tableau II.4 Consommation d'énergie du compresseur MR.

16-MJ01	100%	120%
Energie (kW)	113 850	136 620
Débit (kg/h)	1 296 586	1 556 000
MR vap (kg/h)	216586	259800
MR liq(kg/h)	1080000	1296200

On constate depuis ces deux tableaux que le débit maximum pour le propane avoisine 275 T/h ce qui est 16% de plus par rapport au débit design. Concernant le MR le débit maximum est environ 1556 T/h ce qui représente 20% de plus du débit design.

Donc le débit ajouté est limité à 45,5 T/h pour le propane et 259,414 T/h MR cependant le MR se divise en deux fluides (Vap ; Liq) notre piquage sera effectué à partir du MR liquide d'où l'on focalise sur l'ajout de ce fluide qui est à la valeur de 216,2 T/h.

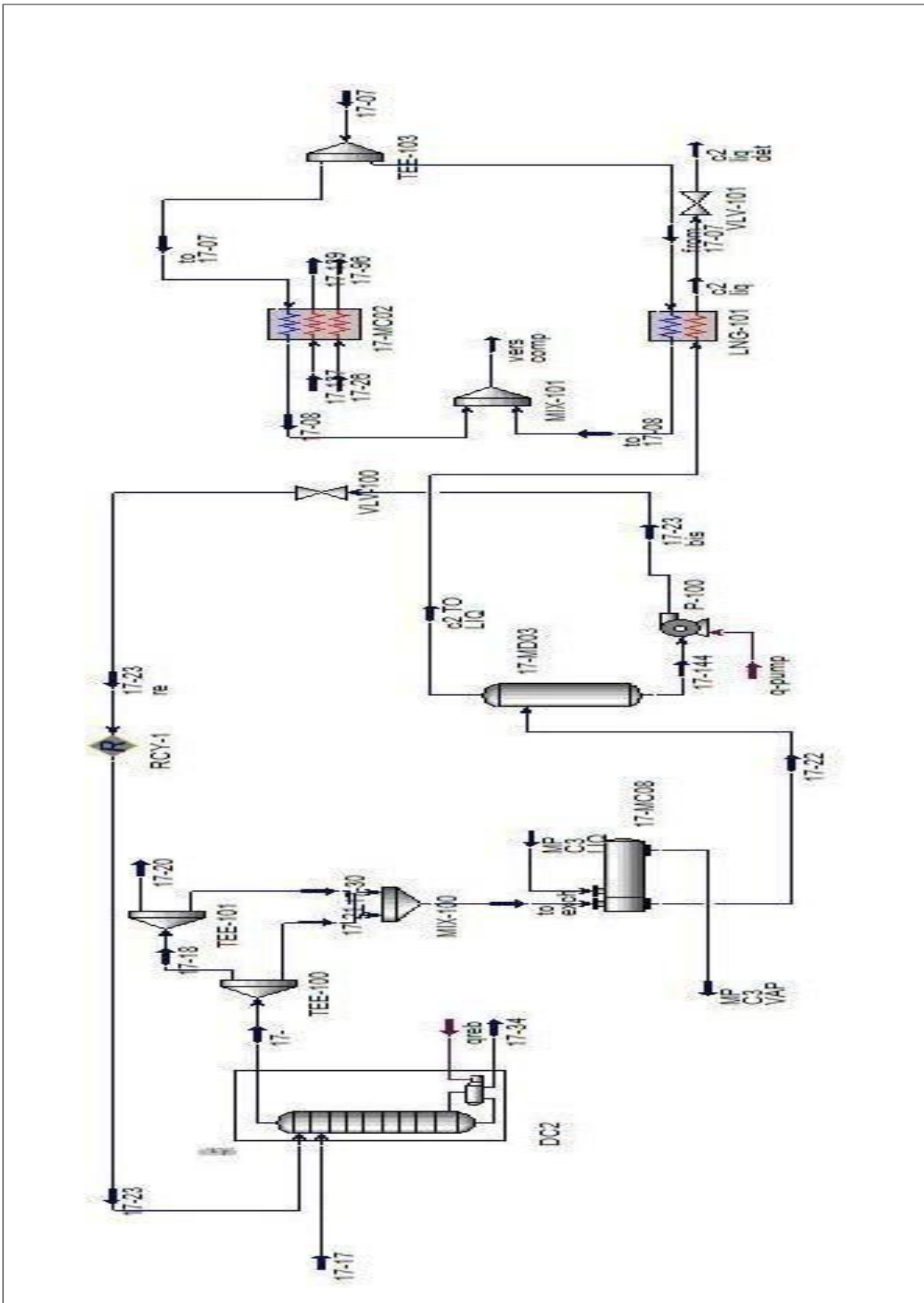


Figure II.8 Simulation du procédé de liquéfaction de l'éthane selon la configuration Saudi Aramco

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

Concernant le GL3Z, le Dé-éthaniseur fonctionne à 32,5 bar et 12,17°C son condenseur est assuré par l'évaporation du propane MP et la tête du Dé-méthaniseur sort avec une température de -82°C sur ce on constate la différence des paramètres de fonctionnement sur le tableau suivant:

Tableau II.5 Paramètres du DC1 et DC2 des deux procédés.

	DC ₂		DC ₁		Condenseur du DC ₂
	T (°C)	P (bara)	T (°C)	P (bara)	
Saudi Aramco Process	4,44	25,48	-105	16,67	Propane BP(évaporateur)
GL3/Z Process	12,17	32,5	-82	27	Propane MP(évaporateur)

A partir du tableau ci-dessus, nous avons mis en évidence la différence entre les deux situations, si on veut projeter le concept d'Aramco sur le site de GL3/Z plusieurs paramètres doivent être modifiés tels que: le condenseur du DC₂ (MP C₃ vers BP C₃), température de tête du DC₁ (-82°C vers -105°C).

La première modification est possible tandis que la deuxième ne peut être effectuée car le DC₁ n'est pas conçu pour atteindre une température inférieure à -82°C ; de plus ce flux étant déjà en charge de refroidir deux flux dans la cold box, on ne peut obtenir un débit suffisant comme soutirage vers le nouvel échangeur à plaques.

Afin de confirmer cela, une simulation avec ASPEN HYSYS V.10 sera effectuée pour connaître le taux de liquéfaction de l'éthane dans ce procédé.

Les résultats issus de la simulation sont présentés sous forme de tableau ci-dessous :

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

Tableau II.6 Les résultats de la simulation du procédé ARAMCO selon les paramètres de fonctionnement du GL3/Z.

Flux	Ethane		
	%vap	T(°C)	P(bar)
Amont 17MC08	1	12,4	32,5
Aval 17-MC08	22	10,4	31,5
Aval nouveau échangeur	0	4,21	30,5
Après détente JT	54,5	-81,8	1,5

Sans prendre en considération les perturbations sur le DC₁ et le DC₂ constatées dans la simulation qui ont mené à des changements de débit soit de tête ou de fond de colonne, car ce procédé intervient directement dans les lignes de reflux des deux colonnes (DC₁ et DC₂).

Après avoir détaillé et clarifié les deux scénarios possibles nous avons conclu que la faisabilité de l'option (A) est plus probable sans affecter la liquéfaction du GNL, cependant nous sommes limités par un certain débit propane et débit MR liquide (45,5T/h et 216,2T/h).

Sur ce, nous allons entamer le dimensionnement des deux échangeurs ainsi que la taille du bac de stockage de l'éthane liquide à pression atmosphérique.

II.6 Dimensionnement des échangeurs de liquéfaction de l'éthane

Pour la liquéfaction de l'éthane ce procédé proposé nécessite deux échangeurs, le premier va pré-refroidir l'éthane avec le propane à basse pression comme le démontre le schéma ci-dessous du point A au point B, le deuxième échangeur se chargera de la liquéfaction par le MR liquide du point B au point C.

Enfin, l'éthane sera détendu avec une vanne JT (du point C au point D) jusqu'aux paramètres de stockage (P_{atm}).

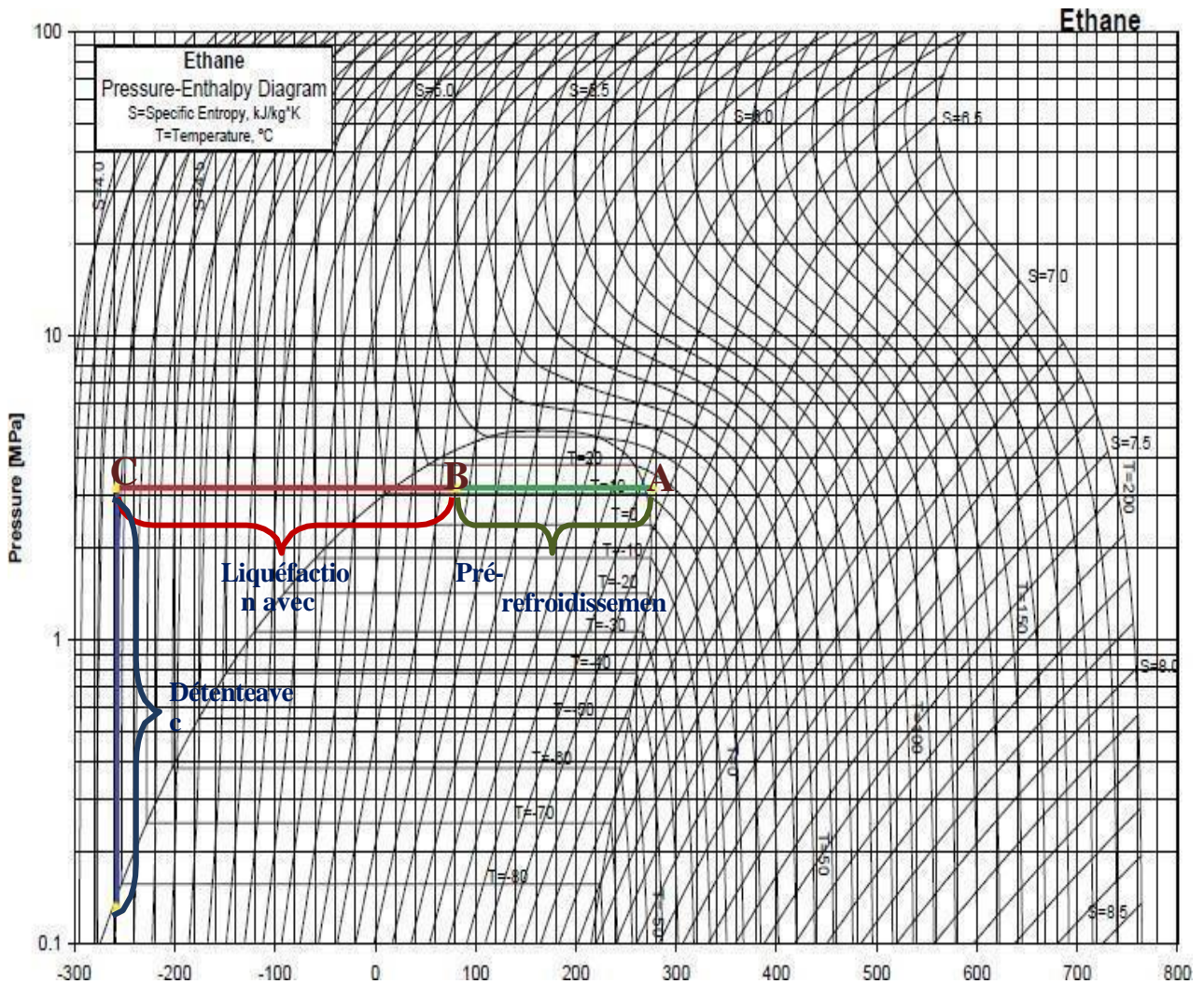


Figure II.9 Diagramme enthalpique de l'éthane(Mollier)

Sur ce nous entamerons le dimensionnement des deux échangeurs

- ✓ Pré-refroidisseur Ethane-C₃ BP échangeur tubulaire suivant la méthode de KERN.
- ✓ Liquéfaction de l'Ethane avec MR échangeur à plaques suivant la méthode ALFA LAVAL.

II.6.1 Dimensionnement d'un nouvel échangeur Ethane-Propane BP

Considérant l'éthane à l'état pur, sa condensation est à une température de -82 °C sous une pression de 1,5 bars. Il est proposé la mise en place d'un échangeur pour soumettre l'éthane à un pré-refroidissement avec le propane BP provenant de la boucle auxiliaire à ces conditions on aboutira aux paramètres voulues (point B).

A cet effet, le dimensionnement des échangeurs sera effectué suivant les étapes suivantes.

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

Tableau II.7 Caractéristiques de l'échangeur de chaleur tubulaire.

Caractéristiques	Côté tube	Côté calandre
Fluide	L'éthane	Propane BP
Débit Massique (kg/h)	54228	à calculer
Viscosité (kg/m.s)	$4,429 \times 10^{-5}$	$0,1827 \times 10^{-3}$
Chaleur spécifique (kcal/kg°C)	0,796	0,346
Conductivité thermique (kcal/h.m°C)	0,022	$1,05 \times 10^{-3}$
Chaleur Latente de vaporisation(kcal/kg)	58,74	100,37
Masse volumique (kg/m³)	67,65	3,186
Pression (bar)	32,00	1,37
Température (°C)	$T_{eT} = 12,2^{\circ}\text{C}$	$T_{eC} = -35,07^{\circ}\text{C}$
	$T_{sT} = 10,69^{\circ}\text{C}$	$T_{sC} = -34,07^{\circ}\text{C}$

*certaines propriétés on était prise du simulateur Aspen HysysV.10

Tableau II.A8: Données pour le dimensionnement d'un échangeur.

Symbole	Désignation	Valeur (m)
d_o	Diamètre extérieur du tube	$19,05 \times 10^{-3}$
d_i	Diamètre intérieur du tube	$25,4 \times 10^{-3}$
P	Pas de tubes (centre à centre)	$15,75 \times 10^{-3}$
E	Épaisseur de paroi du tube	$1,65 \times 10^{-3}$
D_c	Diamètre de la calandre	737×10^{-3}

II.6.1.1 Calcul thermique

Quel que soit le type d'appareil utilisé, si l'on néglige les pertes thermiques il est possible d'établir le bilan thermique global de l'appareil en considérant que la quantité de chaleur Q perdue par le fluide chaud est égale à celle prise par le fluide froid.

La puissance thermique transférée dans l'échangeur est calculée à l'aide de la formule suivante :

$$Q = M.C_p (T_{sT} - T_{eT}) + M.v. \Delta H \quad (II.1)$$

$$Q_{\text{condensat}} = 54228 \times [0,796 \times (10,7 - 12,2) + (1 - 0,25) \times 58,74]$$

$$Q_{\text{condensat}} = 2350838,03 \text{ kcal/h}$$

D'où :

Q : puissance thermique de l'appareil (kcal/h).

M : débit massique circulant à l'intérieur de la calandre (kg/h)

C_p : chaleur spécifique de fluide chaud (kcal/kg°C)

T_{eT} : température d'entrée côté tube (°C)

T_{sT} : température de sortie côté tube (°C)

T_{sC} : température de sortie côté calandre (°C)

T_{eT} : température d'entrée côté calandre (°C)

ΔH_v : Chaleur latente de vaporisation (kcal/kg)

II.6.1.2 Calcul de débit du propane

La quantité de chaleur du fluide chaud est calculée par la relation suivante :

$$M = \frac{Q_{\text{condensat}}}{\Delta H_{C3}} \quad (II.2)$$

En remplaçant les valeurs numériques :

$$M = \frac{2350838,03}{100,37}$$

$$M = 23421,72 \text{ kg/h}$$

II.6.1.3 Calcul de l'écart logarithmique moyen de température

On détermine l'écart de température à l'aide de la formule suivante :

$$\Delta TLM = \frac{\Delta T_{chaud} - \Delta T_{froid}}{\ln \frac{\Delta T_{chaud}}{\Delta T_{froid}}} \quad (II.3)$$

$$\Delta T_{chaud} = T_{e_c} - T_{s_T} = 12,2 - (-34,07) = 46,27 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{froid} = T_{s_c} - T_{e_T} = 10,7 - (-35,07) = 45,77 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM = 46,02 \text{ } ^\circ\text{C}$$

II.6.1.4 Estimation de la surface d'échange de l'appareil

Il est estimé à partir de la formule suivante :

$$A = \frac{Q_{condensat}}{U \times \Delta TLM} \quad (II.4)$$

U : Coefficient de transfert global

$$\text{A.N : } A = \frac{2350838,03}{234 \times 46,02}$$

$$A = 218,30 \text{ m}^2$$

II.6.1.5 Calcule des pertes de charges

La valeur de ces pertes de charge est en fonction de la vitesse de circulation des fluides et de leurs caractéristiques à savoir la densité, la viscosité ainsi que la géométrie de l'appareil.

- Côté tube :

$$\Delta P_t = \frac{nc \times nt \times Gt^2}{d} \left[\frac{ft \times l}{di \times \varnothing_t} + 2 \right] \quad (II.5)$$

d : densité de fluide chaud.

$\varnothing_t = \left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0,14} = 1$; car la variation de la viscosité est très faible radialement à l'intérieur des tubes.

$$\Delta P_t = \frac{1 \times 2 \times (256,14)^2}{67,66} \left[\frac{0,011 \times 12}{15,75 \times 10^{-3} \times 1} + 2 \right]$$

$$\Delta P_t = 20132,14 \text{ Pa}$$

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

- Côté calandre :

$$\Delta P_c = \frac{n_c \times f_{ct} \times G_c^2 \times (N_c + 1) \times D_c}{\phi_c \times d_r \times D_e} \quad (II.6)$$

d_r : densité du fluide froid.

$$\Delta P_c = \frac{1 \times 0,0195 \times 77,02^2 \times (12 + 1) \times 0,737}{3,186 \times 1 \times 0,024}$$

$$\Delta P_c = 14494,24 \text{ Pa}$$

Tableau II.9 Résultats de calcul du dimensionnement de l'échangeur tubulaire.

Paramètres	Résultats	Unités
Quantités de chaleur (Q)	2350838,03	kcal/ h
Débit du propane	23421,72	kg/h
Température logarithmique moyenne (ΔTLM)	46,02	°C
Coefficient du transfert Global (U)	234	kcal /h.m ² °C
Le rapport calorifique (R)	1,5	-
L'efficacité de l'échangeur (E)	0,02	-
Coefficient de transfert estimé initial (Us')	288	kcal/m ² . h. °C
La surface totale d'échange thermique (A)	218,3	m ²
Surface d'échange par tube (a ₀)	0,359	m ²
Nombre estimé de tubes (Nt')	488,62tubes	-
Nombre total réel de tubes installés (N _t)	604 tubes	-
Coefficient global d'échange corrigé (Us)	0,065	kcal/m ² . h. °C
La surface disponible (A _d)	215,84	m ²
Facteur de correction (Fc)	0,5	-
Section de passage (a)	58,81.10 ⁻³	m ²
vitesse massique de fluide chaud (Gt)	256,14	kg/ m ² .s

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

Tableau II.9 Résultats de calcul du dimensionnement de l'échangeur tubulaire (suite).

Paramètres	Résultats	Unités
Nombre de Reynolds coté Tube (Re_T)	91087,39	-
Le nombre de Prandtl (Pr)	$5,77.10^{-3}$	-
Coefficient de transfert thermique (J_H)	250	-
Coefficient du film interne (h_i)	194,72	kcal/m ² .h °C
Coefficient du frottement friction (f)	0,011	-
Coefficient corrigé (h_{io})	160,99	kcal/m ² h °C
Diamètre équivalent (D_e)	0,024	M
Section de passage (ac)	0,096	m ²
L'espacement (B)	0,4	M
Nombre de chicanes (N_c)	15 chicanes	-
Vitesse massique transversale de fluide froid (G_{ct})	88,12	kg/ m ² .s
La section de passage longitudinale (a_{cl})	0,096	m ²
Vitesse massique longitudinale de fluide froid (G_{cl})	67,31	kg/ m ² .s
Coefficient du film externe (h_o)	220,25	kcal/m ² .h .°C
Coefficient du transfert propre (Up)	93,01	kcal/m ² .h .°C
Perte de charge (coté tube) (Δp_t)	20132,97	Pa
Perte de charge (coté calandre) Δp_c	14494,24	Pa

II.6.2 Dimensionnement de l'échangeur à plaque Ethane-MR

Après le pré-refroidissement l'Ethane sera liquéfié dans un échangeur à plaques. Le choix de ce type d'échangeur est dû à l'approche des températures des deux fluides: C'est le seul qui nous permet d'atteindre la température voulue (point C).

Nous allons introduire les différentes grandeurs caractéristiques, ainsi que l'enchaînement des différentes étapes d'une méthode de calcul simplifiée pour le dimensionnement des échangeurs à plaques.

Les deux fluides en présence

- Fluide chaud : le fluide de réfrigération MR, en mélange vapeur/liquide à 53 % vapeur.
- Fluide froid : l'éthane, qui entre à -82.01°C et sort à -45.13°C, donc il se condense partiellement.

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

Tableau II.10 Caractéristiques de l'échangeur de chaleur à plaques.

Caractéristiques	Fluide 1	Fluide 2
Fluide	MR(53% vap)	Ethane
Débit Massique (kg/h)	à calculer	54228
Viscosité	$9,79 \times 10^{-2}$	$4,46 \times 10^{-2}$
Chaleur spécifique (kJ/kg.K)	2,087	4,746
Conductivité thermique (W/m.K)	0,081	0,0646
Masse volumique (kg/m³)	1505	175,9
Température (°C)	$T_{e1} = -82,01^{\circ}\text{C}$	$T_{e2} = 10,7^{\circ}\text{C}$
	$T_{s1} = -45,13^{\circ}\text{C}$	$T_{s2} = -81^{\circ}\text{C}$

II.6.2.1 Calcul de l'écart logarithmique moyen de température :

On détermine l'écart de température moyen logarithmique (ΔT_{LM}) à l'aide de la formule (II.3), qui exprime le bilan thermique global de l'échangeur.

Les écarts de température sont calculés comme suit :

$$\Delta T_{chaud} = T_{e2} - T_{s1} = 10,7 - (-45,13) = 55,83 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{froid} = T_{s2} - T_{e1} = -81 - (-82,01) = 1,01 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Avec :

T_{e1} : température d'entrée de fluide 1.

T_{s1} : température de sortie de fluide 1.

T_{e2} : température d'entrée de fluide 2.

T_{s2} : température de sortie de fluide 2.

On applique ensuite la formule du ΔT_{LM} :

$$\Delta T_{LM} = 13,66^{\circ}\text{C}$$

II.6.2.2 Calcul de la puissance thermique

La puissance thermique transférée dans l'échangeur est calculée à l'aide de la formule (II.1).

En remplaçant les valeurs numériques :

$$Q_{\text{condensat}} = 54228 \times [4,746 \times (-10,7 - 81) + (0,75) \times 248,8] = -4832816 \text{ kcal/h.}$$

On prend la valeur absolue car il s'agit d'une quantité de chaleur transférée :

$$Q_{\text{condensat}} = |-4832816| \text{ kcal/h.}$$

II.6.2.3 Calcul de débit du MR

La quantité de chaleur du fluide chaud est calculée par la relation suivante :

$$\dot{M} = \frac{Q_{\text{condensat}}}{C_{PMR} \times (t_s - T_e) + (1 - v) \times \Delta H_{MR}} \quad (II.7)$$

$$\dot{M} = \frac{4832815,63}{0,444 \times (-45,13 - (-82,01)) + (1 - 0,53) \times 153,31}$$

$$\dot{M} = 54646,37 \text{ kg/h}$$

II.6.2.4 Côté MR (fluide chaud)

Le débit massique du fluide MR est de 54646.37 kg/h, soit un débit volumique de :

$$Q_v = \frac{\dot{M}}{\rho} \quad (II.8)$$

$$Q_v = \frac{54646,37}{15,05}$$

$$Q_v \approx 3630,99 \text{ m}^3/\text{h}$$

La perte de charge maximale autorisée pour ce côté est fixée à **100 kPa**. Cette valeur est utilisée comme hypothèse de conception pour garantir un bon échange thermique sans dépasser les capacités de pompage du fluide de réfrigération.

II.6.2.5 Côté Éthane (fluide froid)

Pour le côté éthane, la perte de charge est calculée à partir du débit volumique, selon une formule empirique simplifiée :

$$\Delta P_2 = 100 \times \frac{C}{Q^2} \quad (II.9)$$

$$\Delta P_2 = 100 \times \frac{308,29}{3630,99^2}$$

$$\Delta P_2 = 720,88 \text{ Pa}$$

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

Avec :

C: est une constante empirique

Cette valeur est **nettement inférieure** à la limite maximale admissible (100 kPa), ce qui garantit :

- Une circulation fluide et stable de l'éthane à travers les canaux de l'échangeur
- Aucune perturbation de l'équilibre thermique
- Une réduction des efforts sur les équipements en amont (pompes, vannes...)

II.6.2.6 Calcul de la surface d'échange S

Il est estimé à partir de la formule suivante :

$$Q = K \times S \times \Delta TLM = \dot{M} \times Cp \times (Te_1 - Ts_2) \quad (II.10)$$

$$Q = \frac{54646,37}{2,087} \times (-81 - (-45,13))$$

$$Q = 1136,35 \text{ kW} = 1136350 \text{ W}$$

$$S = \frac{Q}{k \times \Delta Tlm}$$

Où :

Q : puissance thermique échangée (en **W**).

K : coefficient global d'échange thermique (**W/m².K**).

ΔTLM : différence de température logarithmique moyenne (**°C ou K**).

S : surface d'échange thermique (**m²**).

$$S = \frac{1\,136,35}{160,40 \times 13,66}$$

$$S \approx 518,63 \text{ m}^2$$

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

Tableau II.11 Résultats de calcul du dimensionnement de l'échangeur à plaques.

Paramètres	Résultats	Unités
Quantités de chaleur (Q)	1136350	kW/ h
Température logarithmique moyenne (ΔTLM)	13,66	°C
Coefficient du transfert Global (K)	160,40	K.m ² /w
Surface disponible (S)	518,63	m ²
Coefficient de d'échange thermique (h₁)	1298,14	W/K.m ²
Coefficient de d'échange thermique (h₂)	186,08	W/K.m ²
Le nombre de Prandtl coté froid (Pr)	2,522	-
Le nombre de Prandtl coté chaud (Pr)	3,28	-
Nombre d'unité de transfert NUT	2,63	
Perte de charge (fluide 1) Δp_1	100000	Pa
Perte de charge (fluide 2) Δp_2	720,88	Pa
Débit MR liquide m_1	3630,99	m ³ /h

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

Tableau II.12 Caractéristiques des différents modèles d'échangeurs à plaques [13].

Type	Diamètre raccordements (mm)	Débit maximum (m ³ /h)	Nombre d'unités de transfert		Surface d'échange d'une (1coté) (m ²)	Surface maxi de l'échangeur (m ²)
			mini	maxi		
A45	450	4000	1,5	4	2,25	1600
AX35	350	2300	2	5	2,70	1900
A35	350	2300	0,6	1,8	2	1200
AX30-B	300	1700	1	4,2	1,61	1000
A20-B	200	750	1,5	4	1,07	640
AM20	200	750	0,4	1,2	0,79	400
AM20-B	200	750	0,6	2,9	0,89	540
AK20	200	750	0,3	0,8	0,50	230
A15-B	150	400	1,2	5,5	0,75	430
AM10	100	160	0,3	1	0,43	260
A10-B	100	160	1	2,8	0,24	100

L'échangeur type **A45** peut ainsi convenir et comme chaque plaque fait 2,25 m², il faut $518,63/2,25 = 230,5$ soit 231 plaques de surface d'échange auxquelles il faut rajouter les 2 plaques terminales.

Le dimensionnement confirme que l'échangeur type **A45** avec **233 plaques** est capable de réaliser l'échange thermique nécessaire à la liquéfaction de l'éthane, en respectant les contraintes thermiques et de perte de charge.

Cela valide la faisabilité de l'option A, en assurant un bon fonctionnement du procédé avec les débits déterminés pour le propane (23156.98 kg/h) et le MR (54646.37 kg/h).

Le dimensionnement des deux échangeurs a déterminé les paramètres de fonctionnement de l'unité de liquéfaction dans la section de refroidissement de sorte que les débits adéquats pour parachever à la tâche de liquéfaction de l'éthane on était bien définies, pour le propane 23421,72 kg/h et 54646,37 kg/h pour le MR liquide.

Cela confirme la faisabilité de cette option A : la limite des deux débits propane, MR est de l'ordre de 45500 kg/h et 216200kg/h respectivement.

II.7 Dimensionnement du bac de stockage

Cette partie sera consacrée à décrire le type du bac de stockage de l'éthane liquéfié à -88°C et 1,5 bar et le dimensionner, donner une description sur le type du matériau des tuyauteries cryogéniques choisies véhiculant l'éthane liquide vers le bac.

Selon les conditions de stockage de l'éthane liquide (-88°C / 1,5atm), le type de réservoir désigné est cryogénique c'est-à-dire (au PNE) sous pression atmosphérique P_{atm} et à température d'ébullition (stockage à une température contrôlée).

Par convention, on désigne par stockages cryogéniques les réservoirs dont la gamme de températures comprise entre -60 et -273°C . Ils sont construits avec des matériaux beaucoup plus résiliant tels que les aciers alliés au nickel (5 à 9 % de Ni), les aciers inoxydables et les alliages d'aluminium.

Les réservoirs de stockage cryogéniques ne sont jamais remplis entièrement. En effet, un espace de vapeur est exigé pour permettre une ébullition(évaporation)adéquate avec le maintien de la pression de stockage. Cet espace de vapeur minimum (appelé aussi espace ullage) est d'environ 0,5 % du volume total [14].

Notre choix s'est porté sur les réservoirs aériens à intégrité totale, du fait que tous les bacs de stockage au niveau du GL3/Z sont de ce type et qu'ils représentent une des plus récentes technologies.

Cette évolution a consisté à intégrer au réservoir lui-même une cuve externe, résistant aux conditions cryogéniques, permettant de protéger le contenu de la cuve interne contre une agression extérieure, de contenir le volume du l'éthane liquide stocké, de fournir une étanchéité pour les liquides et de confiner les vapeurs.

La principale évolution du réservoir à intégrité totale réside dans l'intégration d'une enceinte en béton armé précontraint, directement liée et construite sur la base du réservoir couronnée d'un dôme d'acier et de béton armé.

Ces réservoirs sont composés de :

- ❖ Une enceinte primaire autoporteuse (sans support) en acier spécial (cryogénique 9% Nickel) capable de contenir le liquide réfrigéré en conditions normales de fonctionnement.
- ❖ Une isolation identique aux technologies précédentes permettant de contrôler l'évaporation du contenu liquide de la cuve interne réalisée en:
 - Matériau perlite pour les parois latérales (fabriquée sur place par expansion de sable de silice).

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

- Perlite ou laine de verre pour l'isolation haute.
 - Bloc de verre cellulaire.
- ❖ Une enceinte secondaire autoporteuse en béton armé précontraint pourvue d'un dôme hémisphérique.

Le schéma suivant présente le réservoir aérien à intégrité totale :

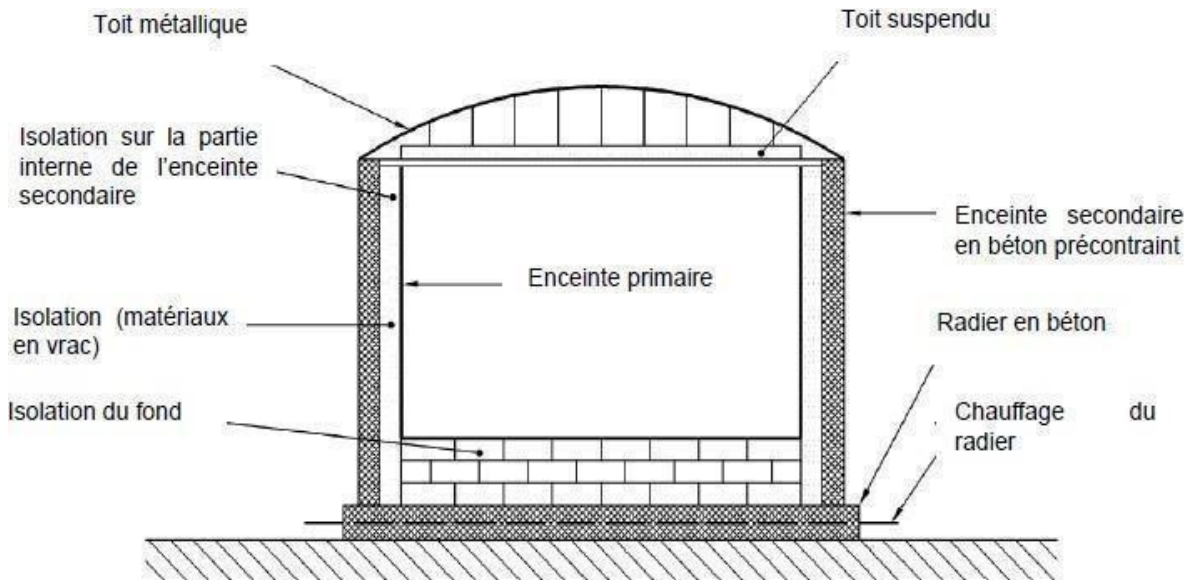


Figure II.10 Exemple d'application d'un réservoir à intégrité totale.

II.7.1 Estimation de la taille du bac de stockage « Ethane liquide »

Pour dimensionner le bac de stockage nous devons nous référer aux deux paramètres suivants:

- Débit de Production de l'éthane.
- L'autonomie du complexe à stocké l'éthane liquide.

Ces deux derniers étant liés vont décider du volume du bac sachant que le débit liquide produit depuis la nouvelle unité est de 53000 T/h équivaut à 98,45 m³/h et en fixant une autonomie d'un mois le bac doit contenir :

$$98,45 \text{ m}^3/\text{h} \times 24\text{h} \times 30\text{j} = 70\,884\text{m}^3$$

Ce volume représente le stock haut du bac seulement, il reste à ajouter la hauteur occupée par les pompes immergées qui est de l'ordre de 2300mm et l'espace ullage qui est 0,5% du volume total.

Avec un diamètre de 71 000mm, la surface de base sera de 3957,185 m². Voici par la suite (Tableau II. 13) décrit le volume total occupé par le bac.

Tableau II.13 Le volume total occupé par le bac.

Volume	Volume du bac de stockage (m ³)
Volume occupé par les pompes	9220,241
Volume au-dessus du stock haut	2275,381
Volume NET Working	70884
Total	82800

II.7.2 Les dimensions du bac

La figure suivante illustre les dimensions du bac.

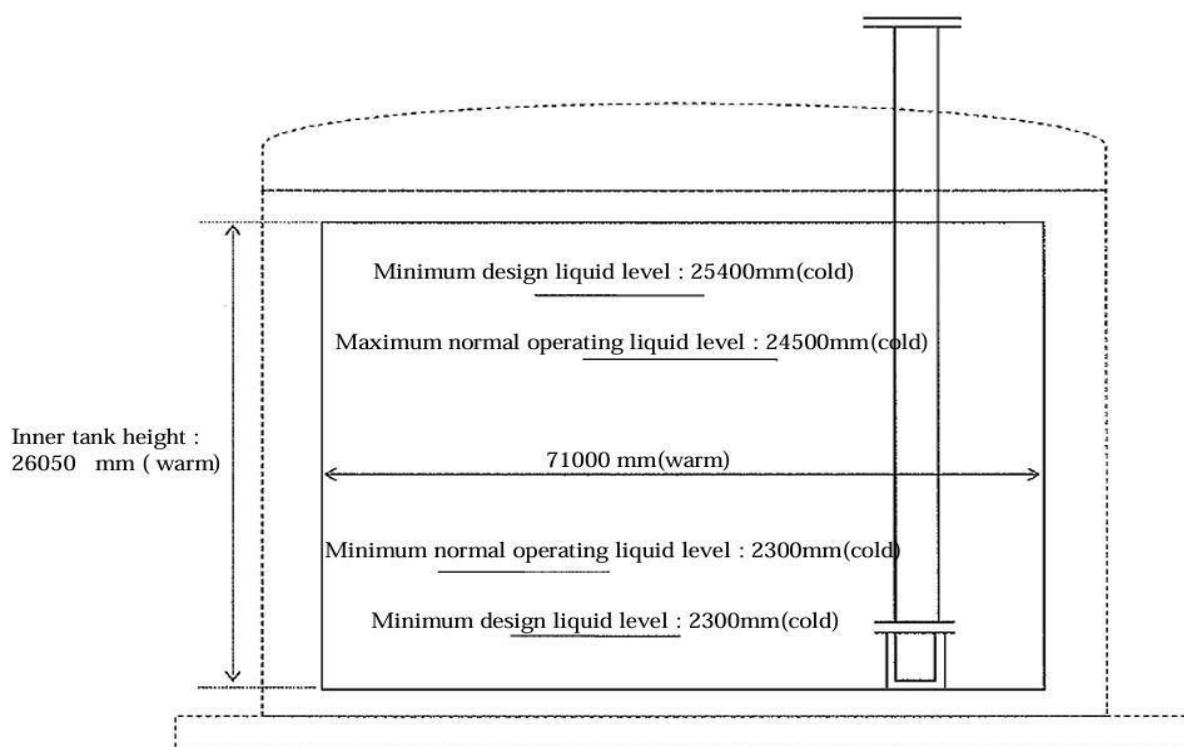


Figure II.11 Dimensions caractéristiques du bac de stockage d'éthane liquide [15].

Le tableau ci-dessous présente la composition du liquide stocké dans le bac :

Tableau II.14 La composition du liquide stocké.

Composé	Fraction (%mol)
Méthane	0,89%mol
Ethane	99,08%mol
Propane	0,01%mol
Eau	Nul

II.8 Etablissement du schéma du procédé par simulation

Le but de cette partie est de réaliser la simulation d'une section de liquéfaction de l'éthane en utilisant les fluides froids déjà existants au niveau du méga train, et cela à l'aide du simulateur Aspen HYSYS.

Comme nous l'avons expliqué, l'option retenue nécessite l'utilisation d'une veine de fluide Propane BP provenant de la boucle auxiliaire, le choix de piquage est au niveau du ballon 17-MD19 comme le montre la figure ci-dessous afin d'effectuer le pré-refroidissement de l'éthane.

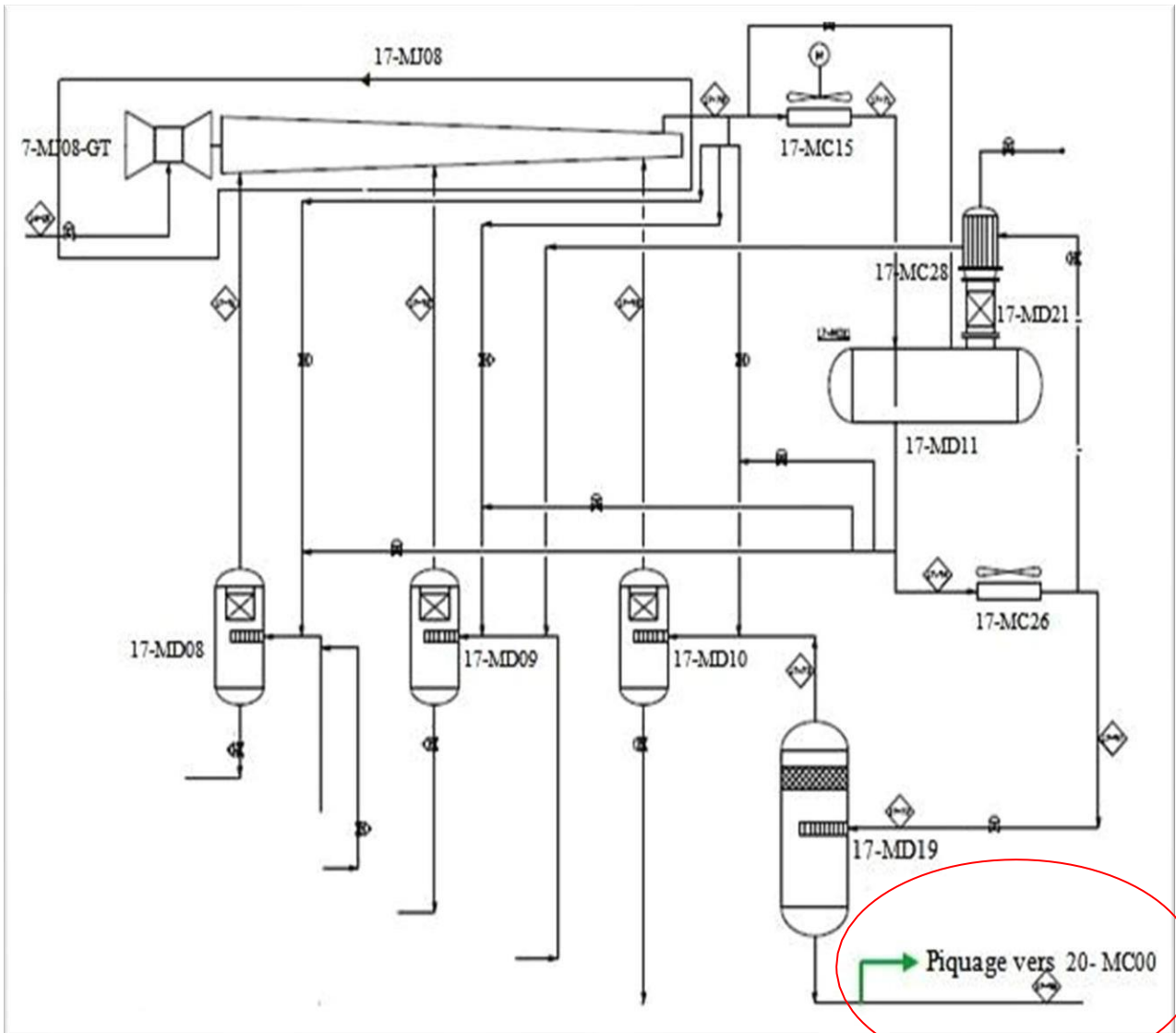


Figure II.12 Point de piquage du propane dans la boucle auxiliaire.

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

Le second fluide qui se chargera de la liquéfaction du C₂ est le réfrigérant MR son soutirage est effectué au niveau du ballon 16-MD08 (voir figure II.13).

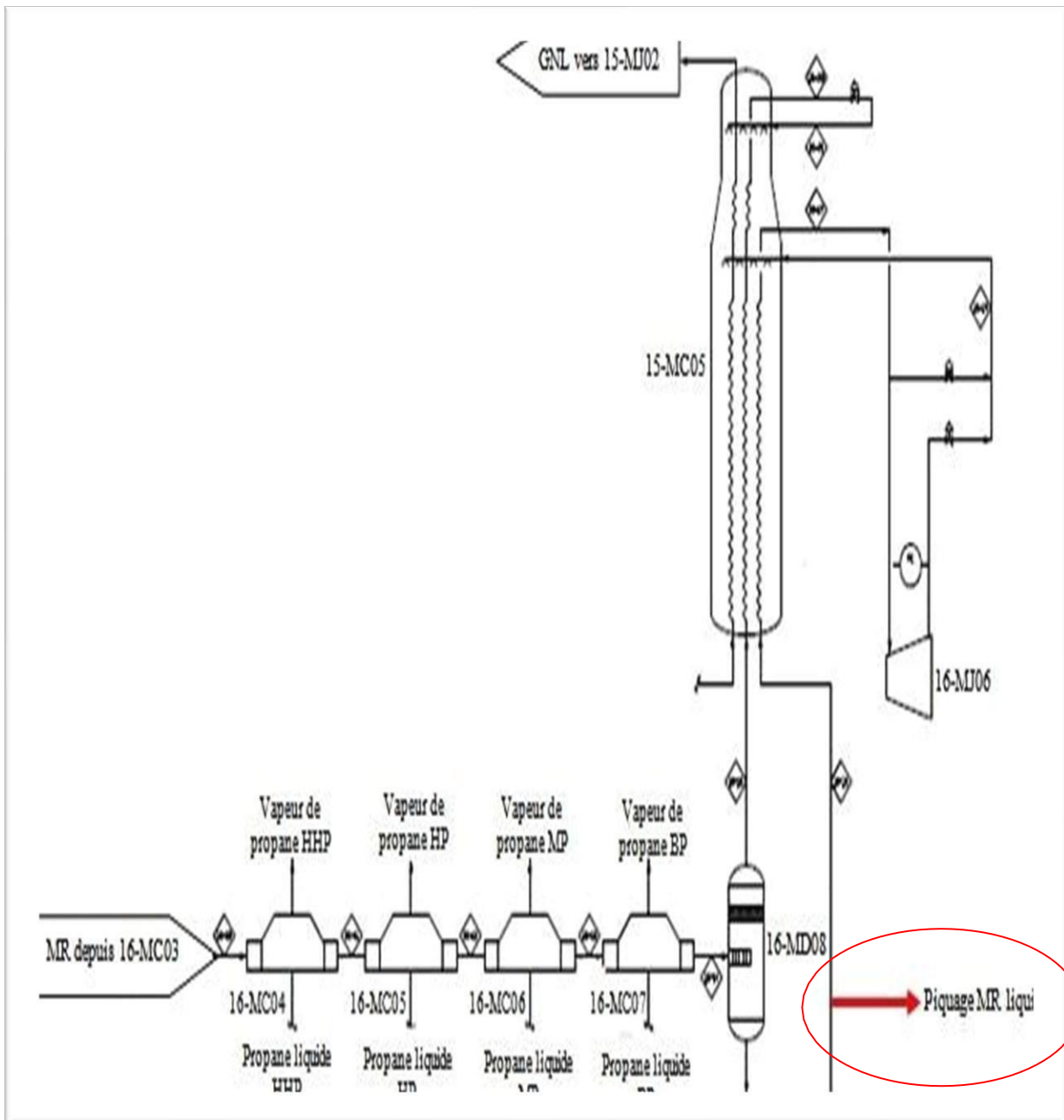


Figure II.13 Point de soutirage du mélange réfrigérant liquide MR.

Chapitre II : procédé de liquéfaction de l'éthane

Un schéma de principe du procédé de liquéfaction de l'éthane selon l'option (A) est dressé comme suit :

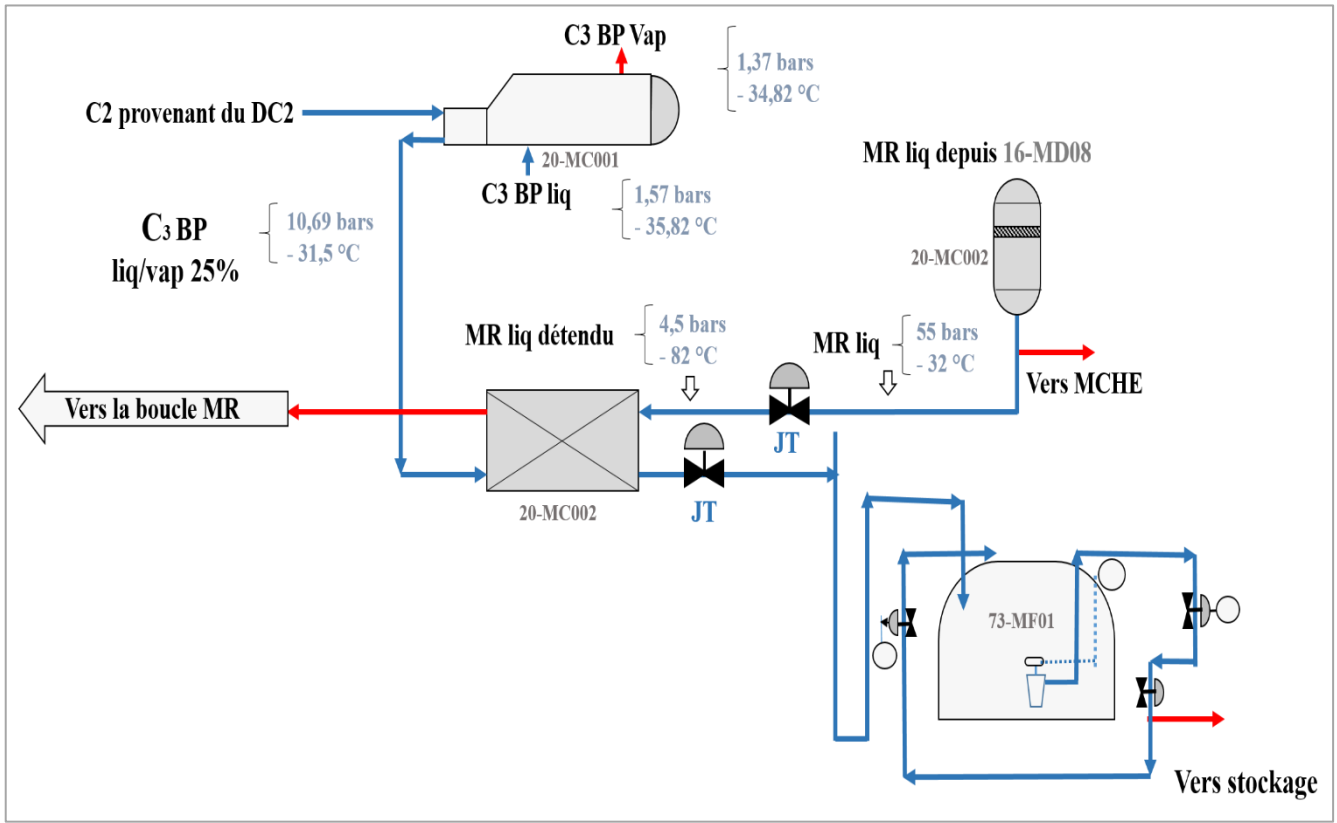


Figure II.14 Schéma simplifié du procédé de liquéfaction de l'éthane.

II.8.1 Localisation des points de piquage et de réinjection :

Les fluides frigorigènes les plus adaptés pour la liquéfaction de l'éthane sont le Propane et le MR lourds (17-98), (16-15) respectivement.

Tableau II.15 Les paramètres des flux froids à soustraire.

Paramètres	MR Lourd	Propane
Débit massique (kg/h)	1 074 960	471 657
Température (°C)	-32,9	5,44
Pression (bar abs)	59,70	5,61
Etat	Liquide	Liquide

II.8.2 Simulation

Après avoir affiché la palette des flux et des équipements disponibles dans le simulateur HYSYS, on commence par définir dans la rubrique "FLOW SHEET" le courant d'éthane à liquéfier et le courant C₃ BP.

Les températures, pressions, compositions ainsi que le débit d'éthane, Propane, et MR liquide sont introduits dans les tableaux suivants.

Tableau II.16 Paramètres des courants éthane et C3 Bp utilisés

Paramètres	Courant éthane 17-30	Courant C3 BP
Température (°C)	11,48	-35,07
Pression(bar abs)	32	1,37
Débit (kg/h)	54 228	A calculer

Tableau II.17 Compositions des courants éthane et C3 BP.

Composition	Courant éthane	Courant C3 BP
Hélium	0,000000	0,000000
Azote	0,000000	0,000000
Méthane	0,008900	0,000000
Ethane	0,990829	0,000000
Propane	0,000100	1,000000
C4+	0,000000	0,000000
CO2	0,000170	0,000000
H2O	0,000001	0,000000
Total	1,000000	1,000000

Tableau II.18 Paramètres des courants éthane refroidi et MR utilisés.

Paramètres	Courant éthane refroidi	Courant MR
Température (°C)	10,69	-80,89
Pression (bar abs)	31,5	5,0
Débit (kg/h)	54 228	54646,37

Tableau II.19 Compositions des courants éthane et MR.

Composition	Courant éthane	Courant MR
Hélium	0,000000	0,000000
Azote	0,000000	0,028700
Méthane	0,008900	0,430900
Ethane	0,990829	0,371300
Propane	0,000100	0,169100
C4+	0,000000	0,000000
CO2	0,000170	0,000000
H2O	0,000001	0,000000
Total	1,000000	1,000000

On simule ensuite la nouvelle installation en plaçant les équipements de base du procédé qui est constitué simplement d'un échangeur tubulaire et d'une boîte froide, de quelques vannes de détente et d'un bac de stockage.

La figure représente le schéma du procédé de liquéfaction de l'éthane tel qu'il a été établi au moyen du simulateur ASPEN HYSYS.

Le schéma ci-dessus englobe l'unité de liquéfaction de l'éthane ainsi la boucle de propane auxiliaire en montrant le soutirage du propane utilisé dans le premier échangeur tube calandre (20-MC001).

L'éthane sous-refroidi par le propane BP passe dans un échangeur à plaques (20-MC002) pour être finalement liquéfier par le MR détendu puis il subira une détente isenthalpique afin de le stocker à pression atmosphérique. Les résultats obtenues par le simulateur Aspen Hysys sont représentés dans le Tableau suivant:

II.9 Comparaison entre les résultats obtenus par calcul et Aspen HYSYS

Le tableau suivant démontre la différence des résultats des paramètres clés entre le calcul à la main et celle du simulateur Aspen Hysys V.10.

Tableau II.20: Comparaison entre calcul théorique et le simulateur.

Paramètres	Unités	Calcul théorique	Aspen Hysys
Débit C ₃	kg/h	23421,72	24000
Débit MR	kg/h	54646,37	54230
U.A 20-MC001	kcal/h°C	$5,047 \times 10^4$	$4,897 \times 10^4$
U.A 20-MC002	kcal/h°C	-	$2,748 \times 10^4$
ΔP C ₃	kPa	14,50	7
ΔP MR	kPa	100	100

II.10 Conclusion

Dans cette partie on a pu examiner les différents procédés de liquéfaction de l'éthane, en mettant en évidence la faisabilité de l'option A basée sur un Pré-refroidissement avec le propane BP et liquéfaction avec le MR liquide détendu. Les simulations et calculs thermodynamiques ont validé les débits requis, le dimensionnement des échangeurs, ainsi que la conception du bac de stockage cryogénique. Et par la suite en vas réaliser une étude économique et l'évaluation de risque.

Partie B : Calcule économique et évaluation du risque

II.11 Introduction

Pour valoriser un projet, une étude de rentabilité économique est nécessaire en premier lieu, elle correspond à la phase de la conception du projet.

- La collecte des informations telles que l'estimation de l'investissement et des dépenses liées au projet.
- Utilisation de critères de choix d'investissement tels que : la valeur ajoutée nette, le taux de rentabilité interne, le délai de récupération de l'investissement et l'enrichissement.

II.12 Estimation du prix des équipements

Pour évaluer le coût exact de nos échangeurs, plusieurs facteurs interviennent dans la méthode d'estimation, nous allons prendre le cas d'un échangeur du même type que notre faisceaux calandre (17-MC08) et à plaques (12-MC22) avec une capacité qui diffère.

On applique alors la règle de M. Bauman et ses collaborateurs qui repose sur la loi de l'échelle proportionnelle [16].

$$C = C_0 \cdot \left(\frac{Q}{Q_0}\right)^n \quad (II.B1)$$

Avec :

C : Coût estimé de l'unité à capacité Q ,

C_0 : Coût de référence à une capacité Q_0 ,

Q : Capacité réelle de l'équipement ou de l'unité,

Q_0 : Capacité de référence (souvent fournie avec C_0) (connu),

n : Facteur de mise à l'échelle (souvent entre 0,6 et 0,7 selon le type d'équipement).

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

II.12.1 Echangeur tubulaire (Ethane-Propane BP)

Avec une surface d'échange de 851m² (17-MC08) son prix (C₀) est de 592810,27\$ Sachant que la capacité réelle de l'équipement est de 215,7m², en appliquant la règle ci-dessus,

$$\text{On obtient : } C = 592810,27\$ \cdot \left(\frac{215,7}{851}\right)^{0,6}$$

$$\text{D'où : } C = 245\,796,63 \$$$

Le coût de l'échangeur dimensionné est égal à 245 796,63 \$.

II.12.1.1 Estimation des dépenses

- Estimation du coût d'investissement :

Dans le tableau (II.21) est donnée une estimation modulaire du coût d'investissement de l'échangeur et des équipements auxiliaires ainsi que les travaux de construction et de génie civil nécessaires pour le développement de l'installation.

Tableau II.21 Les estimations financières pour l'échangeur tubulaire.

Poste de dépense	Prix unitaire (\$)	Pourcentage
1- Equipement principal Echangeur	245 796,63	100,00%
2- Construction: - Montage Equipement	14 746,91	6%
- Tuyauterie	36 867,12	15%
- Instrumentation	24 577,06	10%
- Electricité	22 119,31	9%
- Calorifuge	2 457,83	1%
- Peinture	7 373,50	3%
- Génie Civil	34 412,33	14%
3- Transport	14 746,91	6%
4- Ingénierie	12 289,98	5%
Total	415379,27	-

Nous venons de voir le coût de l'échangeur dimensionné ainsi que tous ses équipements auxiliaires.

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

II.12.2 Echangeur à plaques (MR-éthane)

Concernant le prix de l'échangeur à plaques, nous allons prendre le cas d'un échangeur à plaques du même type que le nôtre avec une capacité qui diffère, avec une surface d'échange de 1672.27m² dont le prix est de 1590793.22 \$

Sachant que la capacité réelle de l'équipement est de 518.63m², en appliquant la règle de Baumann :

$$C = 1590793,22\$ \cdot \left(\frac{518,63}{1672,27} \right)^{0,6}$$

D'où : C= 832 951,01\$

Le coût de l'échangeur dimensionné est égal à 832 951,01 \$.

II.12.2.1 Estimation des dépenses

- Estimation du coût d'investissement :

Dans le tableau (II.22) est donnée une estimation modulaire du coût d'investissement de l'échangeur et des équipements auxiliaires ainsi que les travaux de construction et de génie civil nécessaires pour le développement de l'installation.

Tableau II.22: Les estimations financières pour l'échangeur à plaques.

Poste de dépense	Prix unitaire (\$)	Pourcentage
1- Equipement principal Echangeur	832 951,01	100,00%
2- Construction: - Montage Equipement	49 977,46	6%
- Tuyauterie	124 942,64	15%
- Instrumentation	83 295,10	10%
- Electricité	74 965,59	9%
- Calorifuge	8 329,51	1%
- Peinture	24 988,73	3%
- Génie Civil	116 612,57	14%
3- Transport	49 977,46	6%
4- Ingénierie	41 641,54	5%
Total	1407676,61 \$	-

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

Nous venons d'estimer le coût de l'échangeur dimensionné ainsi que tous ses équipements auxiliaires.

II.12.3 Les vannes de détente (Joule-Thomson)

Le nouveau procédé de liquéfaction de l'éthane il nécessite trois vannes JT :

- Vanne JT pour la détente du propane (5,36 bar → 1,37 bar).
- Vanne JT pour la détente du MR liquide (59,7 bar → 4,5 bar).
- Vanne JT pour la détente de l'éthane liquide (31 bar → 1,5 bar).

Par la suite (Tableau II.23) nous mentionnons le cout des vannes JT :

Tableau II.23 Couts des vannes JT.

Les vannes de détente (JT)	Prix en devise (\$)	Prix en dinars
Vanne JT propane	14 234,22	1 921 619,70
Vanne JT MR liquide	33 219,07	4 484 574,45
Vanne JT l'éthane liquide	32 027,88	4 323 763,80

II.12.4 Le bac de stockage

La taille du bac a été défini précédemment ainsi que le type et la technologie appliquée pour contenir l'éthane à l'état liquide à pression atmosphérique avec un volume de 71 000 m³. Le coût de ce type d'équipement se situe dans l'intervalle de [16 000 000\$-25 000 000\$]. Auquel il faudra ajouter celui des auxiliaires qui vont avec l'équipement (45% du coût).

II.13 Estimation du coût du projet "unité de procédé de liquéfaction d'éthane"

Afin d'évaluer le coût de cet investissement nous devons englober les prix de toutes les installations citées précédemment pour obtenir une première approche de l'impact financier.

Chapitre II: Procédé de liquéfaction de l'éthane

Tableau II.24 Estimation du cout de projet de la nouvelle unité de liquéfaction d'éthane.

Equipements dimensionnés	Prix (\$)
Echangeur tubulaire	415 379,27
Echangeur à plaques	1407 676,61
Vanne JT propane	14 234,22
Vanne JT MR liquide	33 219,07
Vanne JT éthane liquide	32 027,88
Bac de stockage Ethane+(45%)	38 319 250
Piping cryogénique (2100m)	459,33 \$/m
Total	41 186 263,49 \$

Pour avoir une idée sur le temps d'amortissement de ce projet nous devons connaitre le prix de l'éthane sur le marché international pétrochimique comme le montre la figure suivante :

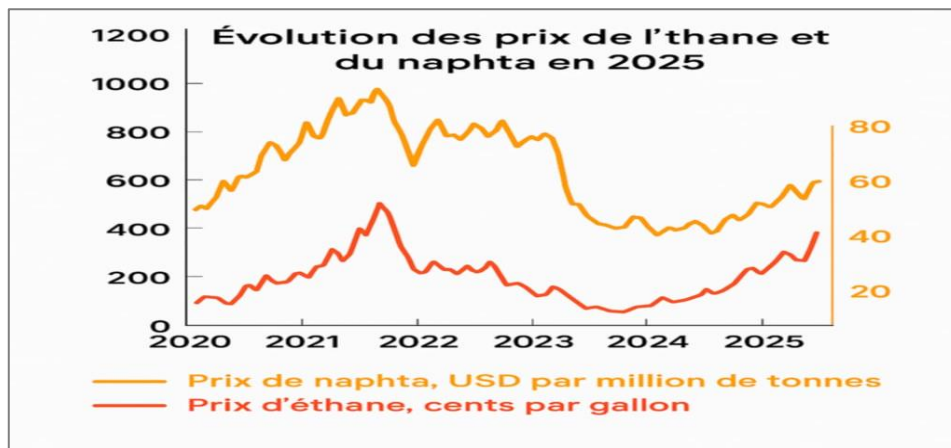


Figure II.16 Évolution des prix de l'éthane au cours des dernières années.

Le gain réside dans la différence entre vendre l'éthane dans le GNL et son prix de vente en tant que matière première pour usage pétrochimique.

La figure ci-dessus détermine le prix de l'éthane liquide à 110 ,95\$/tonne. Pour pouvoir faire la comparaison, on considère qu'une tonne d'éthane équivaut à 29,2mmBTU/tonne soit 2,5\$/mmBTU [17].

II.14 Calcul de la rentabilité

Toutes les données nécessaires pour le calcul de la rentabilité du projet ont été collectées auprès du service des finances.

- Taux d'inflation :

Pour effectuer un calcul de rentabilité d'un projet quelconque il faut intégrer l'influence de l'inflation sur les comptes des résultats. Le taux d'inflation est de 5,7% pour l'année 2025.

- Taux d'actualisation :

En matière d'investissement, le taux d'actualisation est l'un des paramètres essentiels du calcul de la Valeur Actuelle Nette. Il permet d'actualiser les flux futurs de trésorerie à générer par un projet d'investissement afin d'évaluer sa rentabilité en tenant compte de la valeur de l'argent dans le temps. Il permet également d'arbitrer entre les différents projets d'investissement potentiels pour l'entreprise (projet d'investissement ayant un flux de trésorerie différent, une valeur actuelle nette différente, etc.).

Il est estimé à **10 %** pour l'entreprise.

- Taux d'impôt :

Lors d'une étude économique, dans la construction d'un échancier de flux de trésorerie, il convient de déterminer la contribution du projet considéré aux sorties de fonds correspondant aux paiements d'impôts.

II.15 Analyse des résultats : Est-ce que ce gain mérite l'investissement ?

L'étude de rentabilité est un critère d'évaluation économique du projet afin de déterminer la valeur créée par l'augmentation des revenus du complexe, un gain pour l'entreprise coté économique

En calculant le temps d'amortissement de notre nouvelle installation qui a pour objet liquéfier l'éthane et le stocker:

- Le gain dans la différence du prix de l'éthane est de 37,15\$/TM;
- La quantité estimée de production annuellement:
 $50T/h \times 300 \text{ jour} \times 24h = 360\,000 \text{ TM/an};$
- Qui nous amène à un gain de : 13 374 000 \$;
- Rappelons que l'investissement de la nouvelle installation est de 41 186 263,49 \$;
- Le temps qu'il faut pour compenser le prix du nouveau échangeur
 $T_{amrt} = 41\,186\,263,49 \text{ \$} / 13\,374\,000 \text{ \$ par an} = 3,08 \text{ an} ; \text{ équivalent à } 1124.$

$T_{amrt}=1124$ jours

A la lumière de ce qui précède, il est évident que la solution technique proposée présente un intérêt certain en matière de rentabilité par rapport aux palliatifs utilisés pour liquéfier l'éthane et le commercialiser.

II.16 Evaluation des risques de la nouvelle installation [18]

L'objectif principal du choix d'implantation des nouveaux équipements est la protection du personnel et des installations voisines ; pour le premier point, l'unité sera installée dans la zone process conçue sur la base des normes de sécurité édictées par le constructeur ; alors il nous reste seulement à définir la distance sécuritaire entre les nouveaux échangeurs et l'installation voisine, le schéma suivant montre le choix de l'emplacement des équipements :

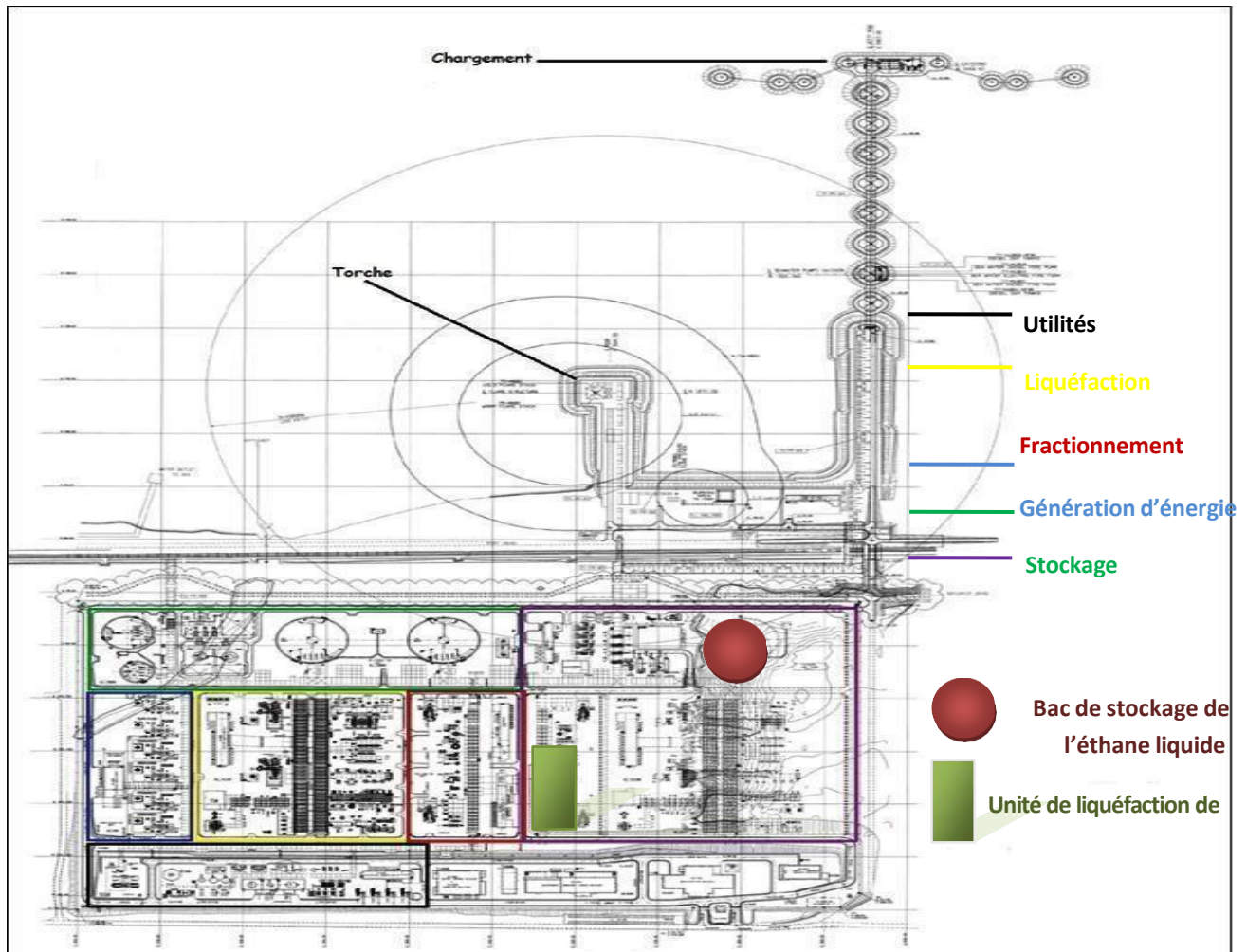


Figure II.17 Emplacement prévu pour unité de liquéfaction de l'éthane.

La décision de mettre la section liquéfaction de l'éthane près de l'unité de fractionnement a pour but la réduction de la longueur des pipes provenant du Deéthaniseur, la boucle propane auxiliaire et le MR liquide.

Concernant le bac de stockage il sera installé près de la jetée pour un éventuel chargement.

II.16.1 Distance de sécurité [18]

Pour les échangeurs, une distance de 3 mètres autour du dispositif concerné est suffisante pour laisser assez d'espace pour la maintenance de l'équipement ; par contre, le bac de stockage doit répondre aux critères de sécurité sévères vu qu'il contient un liquide très inflammable Ces derniers sont représentés dans le schéma comme suit :

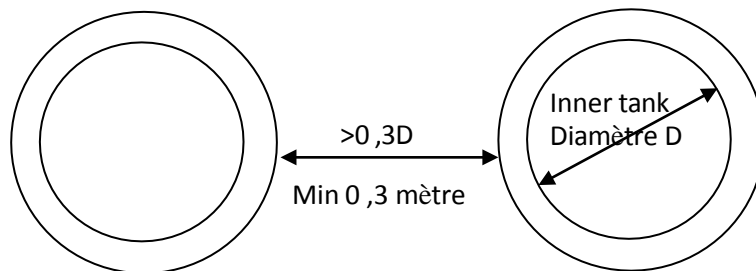


Figure II.18: Schéma de la zone de sécurité autour des bacs de stockage

II.17 Conclusion

Cette étude a démontré la faisabilité technique et économique de la liquéfaction de l'éthane au complexe GL3/Z. Grâce à un dimensionnement précis des équipements et une simulation rigoureuse, l'unité proposée permet une valorisation efficace de l'éthane. L'investissement de près de 41 millions de dollars peut être amorti en presque trois ans, avec un gain annuel estimé à 13,37 millions de dollars. Le projet s'inscrit ainsi dans une logique de rentabilité, rapide et de développement industriel durable.

Conclusion générale

Dans le cadre du projet de fin d'étude, nous avons mené une étude approfondie sur la valorisation de l'éthane produit au sein du complexe GL3/Z situé à Arzew. Après avoir présenté les généralités sur le complexe et son fonctionnement, nous avons mis l'accent sur l'éthane, composant clé du gaz naturel, dont les propriétés physico-chimiques en font un candidat idéal pour une valorisation industrielle à haute valeur ajoutée.

Nous avons ensuite procédé au dimensionnement d'une unité de liquéfaction, en adoptant deux approches complémentaires : une approche théorique basée sur des calculs thermodynamiques et une approche de simulation numérique via le logiciel Aspen HYSYS. Les résultats issus des deux méthodes ont montré une bonne cohérence, permettant de fixer les paramètres de fonctionnement optimaux avec un débit d'éthane de 54 228 kg/h, un débit de propane BP de 23 157 kg/h, et un débit de réfrigérant mixte (MR) de 54 646 kg/h.

Sur le plan économique, le projet a nécessité une évaluation technico-économique détaillée. L'investissement global a été estimé à 41,18 millions de dollars, pour un gain annuel potentiel de 13,37 millions de dollars, permettant un retour sur investissement en presque trois ans (1124 jours). Cette rentabilité à court terme renforce la pertinence du projet, tant sur le plan industriel que stratégique. L'étude a également intégré une évaluation des risques liés à l'implantation et à l'exploitation de l'unité, avec une attention particulière portée aux dispositifs de sécurité, au stockage cryogénique et à l'implantation des équipements selon les normes en vigueur.

Enfin, le travail montre qu'on a pu répondre à notre problématique mentionnée dans le chapitre deux. Aussi, il convient de souligner que l'éthane liquéfié représente une matière première essentielle pour une future unité de vapocraquage, destinée à la production d'éthylène, un élément nécessaire dans l'industrie pétrochimique. Bien que cette unité ne soit pas encore vue le jour, il est recommandé de conserver cette orientation comme piste de développement futur, afin de permettre aux générations à venir de concrétiser ce projet et d'ancrer davantage la transformation locale des hydrocarbures dans une logique de développement durable et intégré.

Références

- [1] Sonatrach. (2019). Manuel technique du complexe de liquéfaction GL3/Z – Procédé et exploitation. Département GNL, Zone industrielle d'Arzew, Algérie.
- [2] Rejeibi, E.S. (2016). Recovery of Ethane for Petrochemical Industry in Mellitah – New Process Development. University of Tripoli, Libya.
- [3] Institut de Physique de Rennes, D. Cordier (Astrochimie Expérimentale), O. Mousis (University of Arizona, USA et Université de Franche-Comté), Etude des données Huygens/Cassini.
- [4] Li, F., Tian, Z., Jiang, Y., Zheng, W., Chen, J., & Li, S. (2023). Caractéristiques d'écoulement et de chute de pression des mélanges méthane/éthane dans un tube spiralé sous condition de mouvement marin.
- [5] Mehemmai, M. (2013). Analyse des caractéristiques de l'écoulement et des transferts thermiques des échangeurs de chaleur à tubes à (Doctoral dissertation, Université de Batna 2- Mustafa Ben Boulaid).
- [6] AMROUNE, A. (2021). Etude numérique des performances thermique et hydrodynamique d'un écoulement dans un tube d'échangeur de chaleur équipé d'un ruban torsadé (Doctoral dissertation, university of M'sila).
- [7] Anxionnaz-Minvielle, Z., Caney, N., Clément, P., Bandelier, P., Marty, P., Gruss, J. A., & Roussel, C. (2014). Échangeurs de chaleur-Description
- [8] Benmekki, F. MAA. Année universitaire 2024/2025. Présentation du logiciel « Aspen HYSYS ». Université de Mostaganem, département de génie des procédés.
- [9] Djelloul Amel, 'simulation de cycle de claudé pour la liquéfaction de l'air, de l'azote et de l'oxygène', mémoire magister, Alger2006, Constantine.
- [10] Saipem - Manuel Opérateur, Principe fondamentaux du procédé et d'exploitation, document 318800-GNL3Z-MU-PR-00-79009, (2012).
- [11] Saipem - (PFD), schéma des procédés plus les bilans matières et énergétiques, document 318800 GNL3Z-HM-PR-00-03000, 318800-GNL-DA- PR-00-03001 (2009).

- [12] Alternative Ethane liquéfaction Process at BGP Presented by YAHIA H. AL-FAIFI Saudi Aramco.
- [13] F. P. INCROPERA, D. P. DEWITT - Fundamentals of Heat and Mass Transfer - Wiley, N.Y. – 2002.
- [14] HANDBOOK of Cryogenic Engineering (1998).
- [15] SAIPEM -Manuel Opérateur du Complexe GL3/Z Spécification de Process pour Reservoir de stockage de propane 72-MF02.
- [16] Max S. Peters Klaus D "PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERING" 5th édition. Timmerhaus Professors of Chemical Engineering University of Colorado. McGraw-Hill, Inc.
- [17] Ethane Prices from Bloomberg,L.P, and natural gas prices from Natural Gas Intelligence EIA (U.S Energy Information Administration).
- [18] Sécurité Industrielle, Ingénierie Sécurité: évaluation & réduction / mitigation du risque HMD/ Centre IAP-04-09 juillet 2015 'M.Christian FOUSSARD IFP Training.

