



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

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

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie chimique

Thème

Evaluation des performances opérationnelles des colonnes de distillation
de l'unité 17 au niveau du complexe GL3/Z

Présenté par

- 1- MORTET Fatima Zohra
- 2- MORTET Ines

Soutenu le 28 /06/ 2026 devant le jury composé de :

Présidente :	TOUMI	Imane	MCA	Université de Mostaganem
Examinatrice :	BELHOUARI	Houria	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	MENAD	Karima	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2025/2026

Remerciements

Avant tout, Nous tenons à remercier Dieu pour tout le courage et la force qui nous a donné pour faire ce travail. Nous remercions notre encadrante KARIMA MENAD de son encadrement, sa disponibilité, sa compétence, son dévouement et de ses conseils judicieux qui m'ont amené à réaliser ce travail.

Nous tenons à exprimer nos remerciements au Dr. TOUMI. I qui a accepté de présider ce jury avant de prendre part à l'examen de ce travail.

Nos remerciements vont aussi à Mme BELHOUARI. H pour avoir accepté d'examiner ce travail avant de le juger

Ainsi nous remercions toutes les personnes qui nous ont aidés dans la recherche de documentation, pour l'aide qui nous ont donné ainsi que pour leurs efforts et conseils. Nos remerciements sont destinés également à tous nos enseignants et tous les employeurs du départements génie des procédés.

Enfin, nous remercions tous ceux qui ont contribué à la réussite de ce projet de près ou de loin.

Dédicace

Je dédie ce travail à :

Mes chers parents

Mes frères et mes sœurs.

Mes oncles et tantes.

Mes cousins et cousines.

Mes amis.

Mes enseignant(e)s.

*A tous ceux qui nous a aidés de près ou de loin dans notre
parcours d'étude*

Ines

Dédicace

Je dédie ce travail à :

Mes chers parents

Mes frères.

Mes oncles et tantes.

Mes cousins et cousines.

Mes amis.

Mes enseignant(e)s.

*A tous ceux qui nous a aidés de près ou de loin dans notre
parcours d'étude*

Fatima Zohra

Résumé

Ce travail porte sur la vérification des performances opérationnelles des colonnes de distillation de l'unité de fractionnement du complexe de liquéfaction de gaz naturel GL3/Z de Bethioua. L'étude s'est focalisée sur quatre colonnes principales : le déméthaniseur, le dééthaniseur, le dépropaniseur et le débutaniseur. Une analyse des données industrielles collectées sur une période de sept jours a été réalisée afin d'évaluer les paramètres de fonctionnement réels (température, pression, débits et reflux) et de les comparer aux valeurs de conception (Design). Des bilans de matière et d'énergie, ainsi que des calculs de pureté, de rendement et d'écarts relatifs, ont été effectués afin d'apprécier l'efficacité des séparations réalisées. Les résultats obtenus montrent que les colonnes fonctionnent globalement dans des conditions proches de celles prévues par le design, avec des écarts relativement faibles, témoignant d'une bonne stabilité opérationnelle et d'une efficacité satisfaisante du procédé de fractionnement.

Abstract

columns in the fractionation unit of the GL3/Z liquefied natural gas complex in Bethioua, Algeria. The study investigated four main columns: the demethanizer, deethanizer, depropanizer, and debutanizer. Industrial operating data collected over a seven-day period were analyzed to evaluate the actual operating parameters (temperature, pressure, flow rates, and reflux ratio) and compare them with the design values. Material and energy balances, as well as purity, efficiency, and relative deviation calculations, were performed to assess the effectiveness of the separation processes. The obtained results indicate that the columns operate under conditions close to the design specifications, with relatively low deviations, demonstrating good operational stability and satisfactory fractionation performance.

الملخص

يتناول هذا العمل التحقق من الأداء التشغيلي لأعمدة التقطير التابعة لوحدة التجزئة بمركب تمييع الغاز الطبيعي GL3/Z ببطيوه.

وقد ركزت الدراسة على أربعة أعمدة رئيسية هي: عمود نزع الميثان، وعمود نزع الإيثان، وعمود نزع البروبان، وعمود نزع البيوتان. تم تحليل البيانات الصناعية المجمعة خلال فترة سبعة أيام لتقييم ظروف التشغيل الفعلية، والمتمثلة في درجات الحرارة والضغط ومعدلات التدفق ونسبة الراجع، ومقارنتها بقيم التصميم. كما تم إجراء موازين المادة والطاقة وحسابات النقاوة والمردود والانحرافات النسبية بهدف تقييم كفاءة عمليات الفصل. وأظهرت النتائج أن الأعمدة تعمل بصفة عامة في ظروف قريبة من شروط التصميم، مع وجود فروقات طفيفة نسبياً، مما يدل على استقرار تشغيلي جيد وكفاءة مرضية لعملية التجزئة.

SOMMAIRE

Introduction générale	1
CHAPITRE I PRESENTATION DU COMPLEXE GNL3/Z	3
I.1 Introduction	4
I.2 Historique	4
I.3 Principales caractéristiques du Complexe GL3/Z.....	5
I.4 Emplacement et Disposition de l'usine.....	5
I.5 Disposition de l'usine	6
I.6 Principes de conception et de fonctionnement	7
I.7 Vue d'Ensemble du Procédé	9
I.7.1 Les unités du complexe	9
I.7.2 Les sections du procédé.....	10
I.7.2.2 La section de compression	10
I.7.2.3 Section de démercurisation du gaz naturel d'alimentation	11
I.7.2.4 Section de décarbonatation du gaz naturel d'alimentation.....	12
I.7.2.5 Section de déshydratation du gaz naturel d'alimentation	12
I.7.2.6 La section de refroidissement.....	12
I.7.2.7 Les tamis moléculaires.....	13
I.7.2.8 La section de régénération.....	13
I.7.2.9 Section GNL	14
I.7.2.10 Section de fractionnement.....	14
I.7.2.11 Système de stockage et d'expédition de GNL	15
I.8 Conclusion	16
CHAPITRE II GÉNÉRALITÉS SUR LA DISTILLATION	17
II.1 Introduction.....	18
II.2 Définition de la distillation	18
II.3 Les types de distillation industrielle	18
II.3.1 La distillation fractionnée.....	18
II.3.2 La distillation sous vide	19
II.3.3 La distillation flash	19
II.3.4 La distillation azéotropique	19
II.3.5 La distillation cryogénique	19
II.4 Les types de colonnes de distillation industrielles	20
II.4.1 Colonnes à plateaux.....	20
II.4.2 Colonnes à garnissage	20
II.5 Pourquoi utiliser la cryogénie pour le gaz naturel ?	20
II.5.1 Déméthanisation	21
II.5.2 La Colonne de fractionnement	21

II.6 Description de la colonne de distillation	21
II.6.1 Structure externe et isolation.....	21
II.6.1.1 Le design de la colonne.....	21
II.6.1.2 Métallurgie résistante au froid	21
II.6.2 L'intérieur de la colonne (Le contact Hydrocarbures)	21
II.6.2.1 Les garnissages structurés à haute efficacité	22
II.6.2.2 Les distributeurs de liquide.....	22
II.7 Les équipements périphériques indispensables	22
II.8 Les défis techniques propres au GNL	22
II.9 L'étude de l'Équilibre Liquide-Vapeur	23
II.9.1 Loi de Raoult.....	23
II.9.2 Loi de Dalton.....	23
CHAPITRE III : EVALUATION DES PERFORMANCES	24
III.1 Introduction.....	25
III.2 Description du procédé.....	25
III.3 Méthodologie de calcul et expressions mathématiques	29
III.3.1 Bilan de Matière	29
III.3.2 Bilan Énergétique (Enthalpique).....	30
III.3.3 Taux de Reflux (R).....	30
III.3.4 L'Écart Absolu et Relatif.....	30
III.3.5 Écart Absolu	30
III.3.6 Écart Relatif.....	30
III.3.7 Taux de Charge	30
III.3.8 La Pureté	30
III.3.9 Rendement	31
III.4 Évaluation des performances des colonnes de distillation	31
III.4.1 Le Déméthaniseur	31
III.4.1.1 Fractions molaire et Taux de charge de la colonne 'déméthaniseur'	33
III.4.1.2 Pureté.....	33
III.4.1.3 Bilan de matière global	33
III.4.1.4 Bilan de matière partiel.....	34
III.4.1.5 Débit massique de C1 extrait en tête.....	34
III.4.1.6 Bilan énergétique(HF, HD, HA, QC et QR)	34
III.4.1.7 Taux de reflux	35
III.4.1.8 Rendement	35
III.4.1.9 Suivi graphique des paramètres opératoires du Déméthaniseur.....	36
III.4.1.9.1 Suivi les températures de déméthaniseur.....	36
III.4.1.9.2 Suivi les débits de déméthaniseur	37
III.4.1.9.3 Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Déméthaniseur.....	38

III.4.2	Dééthaniseur	39
III.4.2.2	Bilan de Matière Global	41
III.4.2.3	Bilan de matière partiel.....	41
III.4.2.4	Bilan énergétique(HF, HD, HA, QC et QR)	42
III.4.2.5	Taux de reflux	42
III.4.2.6	Rendement	42
III.4.2.7	Suivi graphique des paramètres opératoires du Dééthaniseur	43
III.4.2.7.1	Profil des températures de dééthaniseur	43
III.4.2.7.2	Suivi les débits de dééthaniseur	44
III.4.2.7.3	Comparaison entre les valeurs réels/design de dééthaniseur	45
III.4.3	Dépropaniseur	46
III.4.3.2	Bilan de Matière Global	47
III.4.3.3	Bilan de matière partiel.....	47
III.4.3.4	Bilan énergétique (HF, HD, HA, QC et QR)	48
III.4.3.5	Taux de reflux	48
III.4.3.6	Rendement	48
III.4.3.7	Suivi graphique des paramètres opératoires du dépropaniseur	49
III.4.3.7.1	Profil des températures de dépropaniseur	49
III.4.3.7.2	Suivi les débits de dépropaniseur	50
III.4.3.7.2.2	Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Dépropaniseur	51
III.4.4	Débutaniseur	52
III.4.4.1	Fractions molaire de débutaniseur et Taux de charge	52
III.4.4.2	Bilan de Matière Global	53
III.4.4.3	Bilan de matière partiel.....	53
III.4.4.4	Bilan énergétique (HF, HD, HA, QC et QR)	53
III.4.4.5	Taux de reflux	54
III.4.4.6	Rendement	54
III.4.4.7	Suivi graphique des paramètres opératoires du débutaniseur	55
III.4.4.7.1	Profil de température de débutaniseur	55
III.4.4.7.2	Suivi les débits de débutaniseur.....	56
III.4.4.7.3	Comparaison entre les valeurs réel/design de débutaniseur	57
	Conclusion général	58
	Références bibliographiques.....	60

LISTE DES FIGURES

Figure I-1 : L'emplacement de l'usine GL3/Z.....	6
Figure I-2 : Plan de zonage du complexe GL3/Z.....	7
Figure I-3 : Schéma fonctionnel global de l'usine.....	8
Figure I-4 : Schéma du circuit de gaz naturel dans la section de fractionnement des GNL.....	15
Figure III-1 : Section de déméthaniseur.....	25
Figure III-2 : Schéma de dééthaniseur.....	27
Figure III-3 : schéma du Dépropaniseur.....	28
Figure III-4 : Schéma de Débutaniseur.....	29
Figure III-5 : Évolution des températures de fonctionnement du déméthaniseur.....	36
Figure III-6 : Suivi des débits opératoires et répartition de la matière du Déméthaniseur.....	37
Figure III-7 : Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Déméthaniseur.....	38
Figure III-8 : Évolution des températures de fonctionnement du dééthaniseur.....	43
Figure III-9 : Suivi des débits opératoires et répartition de la matière du Dééthaniseur.....	44
Figure III-10 : Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Dééthaniseur.....	45
Figure III-11 : Évolution des températures de fonctionnement du dépropaniseur.....	49
Figure III-12 : Suivi des débits opératoires et répartition de la matière du Déproaniseur.....	50
Figure III-13 : Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Dépropaniseur.....	51
Figure III-14 : Évolution des températures de fonctionnement du dépropaniseur.....	55
Figure III-15 : Suivi des débits opératoires et répartition de la matière du Débutaniseur.....	56
Figure III-16 : Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Débutaniseur.....	57

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I-1 : Principales caractéristiques techniques du complexe GL3/Z	6
Tableau III-1 : Données extraites du système DCS sur une période de 7 jours de déméthaniseur.....	31
Tableau III-2 : Données opératoires de design et réelles du Déméthaniseur	31
Tableau III-3 : Fractions molaire de déméthaniseur	33
Tableau III-4 : données extraites du système DCS sur une période de 7 jours de dééthaniseur.....	39
Tableau III-5 : Données opératoires de design et réelles du Dééthaniseur	39
Tableau III-6 : Fractions molaire de dééthaniseur	40
Tableau III-7 : données extraites du système DCS sur une période de 7 jours de dépropaniseur	46
Tableau III-8 : Données opératoires de design et réelles du Dépropaniseur	46
Tableau III-9 : Fractions molaire de déproaniseur.....	47
Tableau III-10 : données extraites du système DCS sur une période de 7 jours de débutaniseur.....	52
Tableau III-11 : Données opératoires de design et réelles du Débutaaniseur	52
Tableau III-12 : Fractions molaire de débutaniseur	52

LISTE D'ABREVIATION

GN	Gaz naturel
GNL	Gaz naturel liquéfié
GPL	Gaz pétrolier liquéfié
APCI	Air Product Chemical Inc's
C1	Méthane
C2	Ethane
C3	Propane
C4	Butane
CO ₂	Dioxyde de carbone
HP	Haut pression
HHP	Haut haut pression
MDEA	Méthyl-diéthanolamine
PPM	Partie par million
BOG	gaz d'évaporation
JT	Joul-Thomson
Pi	Pression partielle
Xi	Fraction molaire
$\dot{m}$	Débit massique
H	enthalpie
Q	Quantité de chaleur
e_r	Écart relatif
η	Rendement
λ	Chaleur latente de vaporisation
R	Rebouilleur
L	Débit de reflux
F	Feed(l'alimentation)
A	résidu
C	condenseur
DCS	Distributed control system
Cp	Capacité calorifique
17-MC21	Rebouilleur du Déméthaniseur
17-MC07	Rebouilleur du Dééthaniseur

17-MC08	Condenseur du Dééthaniseur
17-MC10	Rebouilleur de dépropaniseur
17-MC11	Condenseur de dépropaniseur
17-MC12	Rebouilleur de débutaniseur
17-MC13	Condenseur de débutaniseur
16-MD01	Boucle de compression du réfrigérant mixte
17-MD02	Dééthaniseur
17-MD03	Ballon de Reflux du Dééthaniseur
17-MD04	Dépropaniseur
17-MD05	ballon de reflux de dépropaniseur
17-MD06	débutanisation
17-MD13	ballon de soutirage du pentane
17-MJ04A/B	pompes de fond du déméthaniseur
17-MJ05A/B	pompes de reflux du dééthaniseur
17-MJ06A/B	pompes de reflux du dépropaniseur
17-MJ07A/B	pompes de reflux du débutaniseur
17-MJ11A/B	pompes de soutirage de pentane

INTRODUCTION GÉNÉRAL

Introduction générale

L'industrie du gaz naturel connaît aujourd'hui une expansion sans précédent, s'affirmant comme l'un des piliers majeurs de la transition énergétique mondiale. En raison de ses performances environnementales avantageuses par rapport aux autres combustibles fossiles, le gaz naturel est devenu une ressource hautement stratégique. Pour acheminer cette énergie vers les marchés internationaux, la liquéfaction reste la solution technologique la plus viable, donnant naissance à l'industrie du Gaz Naturel Liquéfié (GNL).

L'Algérie, pionnière dans ce domaine, s'est dotée d'infrastructures de taille mondiale pour maintenir sa position de leader. Parmi ces installations clés figure le complexe GL3/Z situé à Arzew, une structure industrielle de pointe conçue pour maximiser la production de GNL tout en valorisant les sous-produits à haute valeur marchande, tels que le propane, le butane et l'éthane.

Au cœur de ce procédé de traitement se trouvent les opérations de séparation, et plus particulièrement la distillation fractionnée. Les colonnes de distillation jouent un rôle critique, elles garantissent la pureté des produits finis et conditionnent directement l'efficacité globale du complexe. Cependant, au fil de l'exploitation, les performances de ces colonnes peuvent s'écarter des conditions nominales de conception (Design) en raison des fluctuations des paramètres opératoires (pression, température, débits).

C'est dans ce contexte que s'inscrit le présent mémoire de master, intitulé : « Evaluation des performances opérationnelles des colonnes de distillation de l'unité 17 au niveau du complexe GL3/Z ».

L'objectif principal de ce travail est de réaliser une évaluation rigoureuse des performances de ces équipements. Cette étude privilégie une approche analytique fondamentale, s'appuyant sur des calculs manuels rigoureux basés sur les lois de la thermodynamique et les bilans de matière et d'énergie, afin de vérifier l'efficacité réelle des colonnes à partir des données industrielles du complexe.

Pour présenter clairement nos travaux, ce mémoire est structuré en trois chapitres principaux :

- **Le premier chapitre** est dédié à la présentation de l'organisme d'accueil, à savoir le complexe GNL3/Z, ainsi que ses différents départements et structures de production.
- **Le deuxième chapitre** aborde les fondements théoriques de l'opération de distillation, en détaillant ses principes, ses différents types, ainsi que les propriétés thermodynamiques qui régissent la séparation des mélanges d'hydrocarbures.
- **Le troisième chapitre** est entièrement consacré à la partie pratique. Il débute par une description détaillée du mode de fonctionnement de chaque colonne de distillation étudiée, suivie par la méthodologie des calculs manuels (bilans massiques et thermiques), pour se terminer par l'exposition et l'interprétation des résultats de la vérification de leurs performances.
- Enfin, nous terminerons ce travail par une conclusion générale.

CHAPITRE I

PRÉSENTATION DU

COMPLEXE GNL3/Z

I.1 Introduction

Le complexe GL3/Z constitue une installation industrielle moderne composée d'un train de liquéfaction de gaz naturel. Sa conception prévoit également la possibilité d'implanter un second train, ainsi que l'ensemble des infrastructures nécessaires, notamment les utilités, les capacités de stockage et les installations de chargement des méthaniers. La capacité annuelle de production du train de GNL est estimée à 4,7 millions de tonnes nettes exportées par cargos, capacité qui sera également attribuée au futur deuxième train.

Outre la production de gaz naturel liquéfié, le complexe GL3/Z assure également la production d'éthane, de propane, de butane, de gazoline ainsi qu'un flux d'hélium brut. Le GNL produit est destiné à l'exportation vers les marchés internationaux, tandis que les fractions lourdes à forte valeur ajoutée, telles que le GPL et la gazoline, sont séparées puis exportées indépendamment.

I.2 Historique

Le complexe GL3/Z représente l'un des complexes de liquéfaction de gaz naturel les plus récents en Algérie. Les travaux d'ingénierie ont été confiés au consortium italo-japonais « SAIPEM-CHIYODA », chargé de la réalisation des études, de la construction ainsi que du démarrage des différentes installations du complexe.

Le projet GL3/Z s'inscrit dans le cadre d'un vaste programme de projets gaziers intégrés développé par Sonatrach en Algérie. Ce programme comprend notamment la mise en valeur des réserves gazières du bassin de Berkine, situé dans la région centre-orientale du pays, ainsi que la réalisation d'un réseau de gazoducs et d'une nouvelle unité de production de GPL implantée dans la zone industrielle portuaire d'Arzew El-Djedid ⁽¹⁾.

I.3 Principales caractéristiques du Complexe GL3/Z

TABLEAU I-1 : Principales caractéristiques techniques du complexe GL3/Z ⁽¹⁾.

Société de construction	Joint – venture , SAIPEM-CHYODA
Date de construction	Octobre 2009
Début de production de GNL	En démarrage (2014)
Provenance du GN	Plusieurs puits du sud-centre et sud-est
Nombre de train	01 méga-train
Capacité de production	4.7 millions de tonnes/an
Capacité de stockage	GNL (2*160.000 m ³) Propane (56.000 m ³) Butane (12.000 m ³) Gazoline (1800 m ³) Propane réfrigérant (3000 m ³) Ethane réfrigérant (600 m ³)
Fonctionnement de l'usine	330 J/an (90.4%)
Autonomie des utilités	Puissance électrique générée (4 GTG 33.9 MW chacune)
Technologie de liquéfaction	APCI
Système de refroidissement	Réfrigérant à air

Le tableau I-1 résume les principales données techniques et opérationnelles du complexe GL3/Z. Il met en évidence une capacité de production annuelle de 4,7 millions de tonnes de GNL via un méga-train, s'appuyant sur la technologie de liquéfaction APCI et un système de refroidissement à air. Le tableau détaille également les capacités de stockage associées aux différents produits (GNL, propane, butane, gazoline) ainsi que l'autonomie des utilités de l'usine.

I.4 Emplacement et Disposition de l'usine

Le site est situé le long du littoral méditerranéen à Bethioua, à l'est d'Arzew, au sein de la zone industrielle portuaire d'Arzew (El Djedid), et s'étend sur une superficie de 54,6 hectares. À l'est du site se trouve l'usine de GPL GP1/Z, tandis que l'usine GL2/Z existante sont implantées à l'ouest. Le site est bordé au nord par la mer Méditerranée et la route du port, et au sud par la route principale de la zone industrielle. Il est accessible par une piste existante et dispose également d'installations maritimes déjà opérationnelles pour le complexe GL3/Z (voir la figure I-1) ⁽¹⁾.



Figure I-1 : L'emplacement de l'usine GL3/Z

I.5 Disposition de l'usine

Les installations du complexe GL3/Z comprennent plusieurs équipements essentiels assurant le bon fonctionnement de l'usine. Parmi eux figure le train de procédé, qui constitue l'élément principal de production. Celui-ci est subdivisé en deux parties : la section est regroupe les unités de prétraitement et de liquéfaction, tandis que la section ouest comprend les équipements de fractionnement et de récupération du GNL.

Le complexe comprend également l'ensemble des utilités nécessaires au fonctionnement des installations, ainsi que les unités de stockage des produits finis et les infrastructures off-site associées.

Le site dispose aussi d'une jetée de GNL équipée d'une plateforme de chargement extensible, d'un brise-lame et des ouvrages de protection du littoral existant. Tous les bâtiments et les infrastructures indispensables à l'exploitation de l'usine y sont également implantés. ⁽¹⁾

Concernant l'organisation du site, les installations d'entrée sont localisées dans la partie sud-ouest, où le gaz d'alimentation pénètre dans l'usine GL3/Z. La zone ouest est destinée à la production d'énergie et abrite les turbines à gaz.

La partie sud, située le long du littoral, regroupe les installations de stockage des produits et des réfrigérants, ainsi que la zone de torche et la jetée.

Enfin, le train de procédé est implanté au centre de la zone d'implantation du complexe (voir figure I-2) ⁽¹⁾.

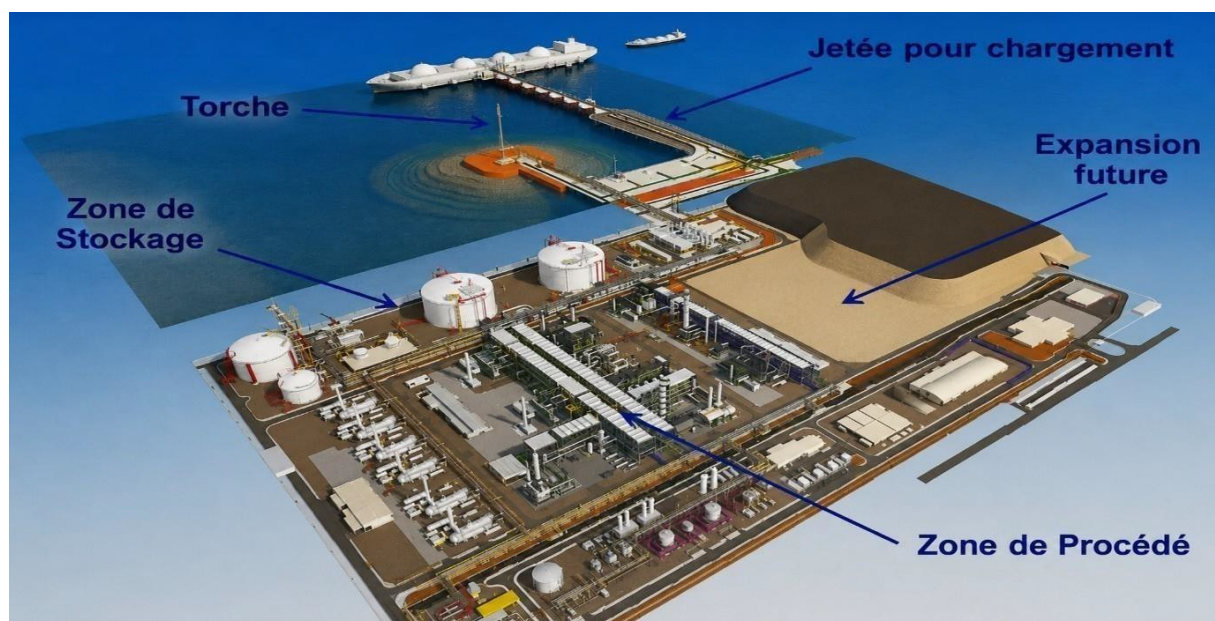


Figure I-2: Plan de zonage du complexe GL3/Z

I.6 Principes de conception et de fonctionnement

Les principales unités de procédé du complexe GL3/Z sont illustrées dans le schéma fonctionnel général de l'usine (**figure1-3**). Le complexe est constitué d'un train de procédé, des utilités associées ainsi que des installations off-site.

Le train de procédé comprend notamment un compresseur de gaz d'alimentation, une section d'élimination du mercure, une unité de traitement du CO₂, un système de déshydratation, une unité de récupération et de fractionnement du GNL, ainsi qu'un cycle de réfrigération au propane. Il comporte également une section dédiée à la liquéfaction et à la réfrigération du gaz naturel ⁽¹⁾.

Les utilités et installations off-site regroupent plusieurs systèmes essentiels, tels que la production d'énergie, le stockage et le chargement du GNL et du GPL sur les navires méthaniers, ainsi que les réseaux d'huile chaude, d'eau de refroidissement, d'air de service et d'instrumentation, d'azote et de gaz combustible. Elles incluent aussi les systèmes de torchage, de traitement des eaux usées, d'alimentation en eau de service et potable, ainsi que les unités de stockage du diesel, du réfrigérant et de la gasoline (ces systèmes sont schématisés dans la partie supérieure de la figure I-3) ⁽¹⁾.

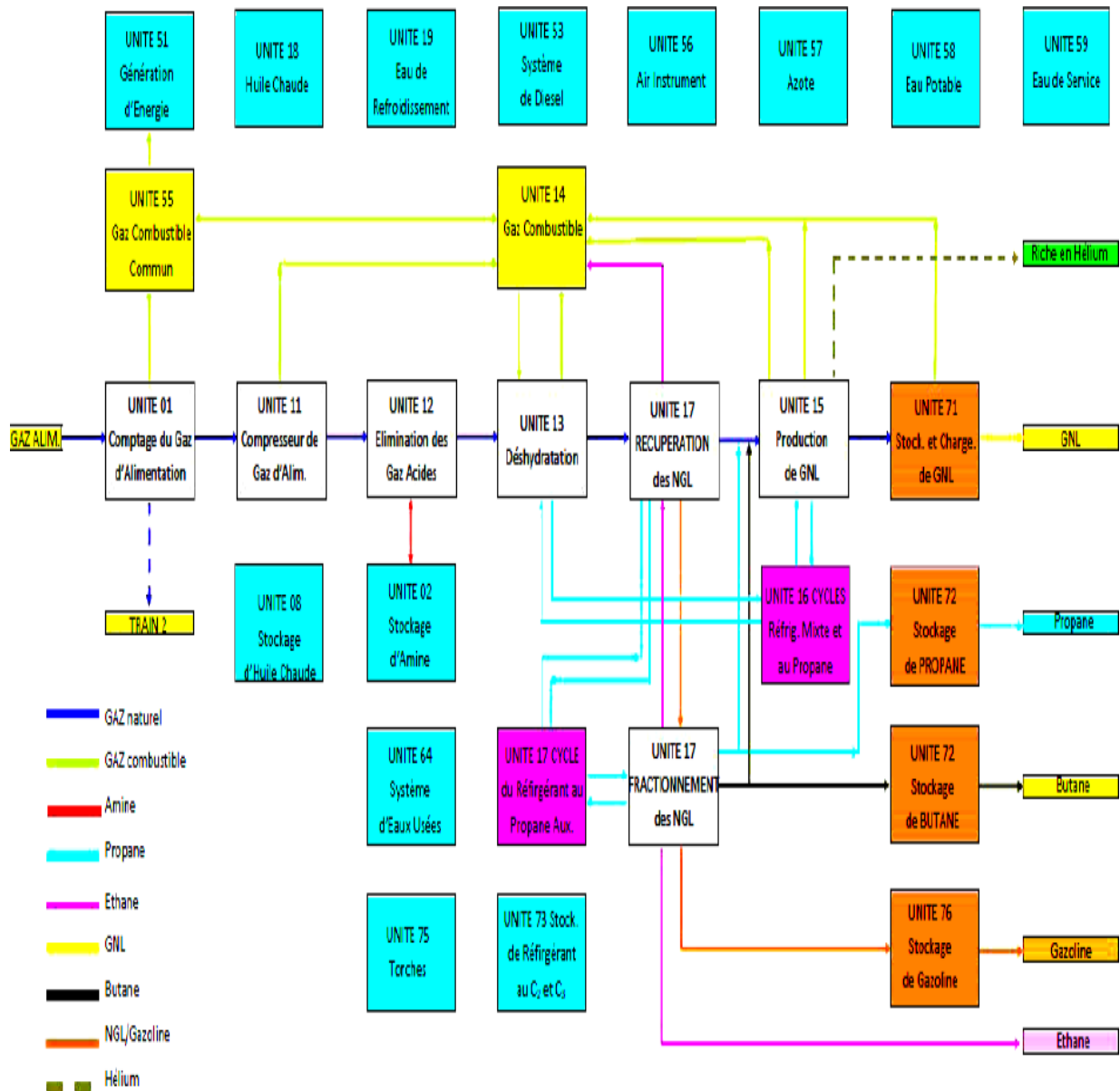


Figure I-3: Schéma fonctionnel global de l'usine.

I.7 Vue d'Ensemble du Procédé

I.7.1 Les unités du complexe

Le Train de Procédé 1 est constitué des unités suivantes :

- **UNITE 11** Traitement du Gaz d'Alimentation
- **UNITE 12** Elimination des Gaz Acides
- **UNITE 13** Déshydratation
- **UNITE 14** Système de Gaz Combustible du Train 1
- **UNITE 15** Liquéfaction
- **UNITE 16** Réfrigération
- **UNITE 17** Récupération et Fractionnement des
- **UNITE 18** Système d'Huile Chaude
- **UNITE 19** Système d'Eau de Refroidissement

La zone des utilités regroupe les unités suivantes :

- **UNITE 01** Installations d'Entrée
- **UNITE 02** Stockage de l'Amine
- **UNITE 08** Stockage d'Huile Chaude
- **UNITE 51** Génération d'Energie
- **UNITE 53** Diesel de Secours
- **UNITE 55** Système de Gaz Combustible Commun
- **UNITE 56** Système d'Air de Service et d'Air Instrument
- **UNITE 57** Système d'Azote
- **UNITE 58** Circuit d'Eau Potable
- **UNITE 59** Système d'Eau de Service et d'Eau Déminéralisée
- **UNITE 64** Système des Eaux Usées

Les installations off-site, la torche ainsi que la zone de la jetée regroupent les unités suivantes:

- **UNITE 71** Stockage et de Chargement de GNL
- **UNITE 72** Stockage et Chargement du GPL
- **UNITE 73** Stockage du Réfrigérant
- **UNITE 75** Système de la Torche

- **UNITE 76** Système de Stockage de la Gazoline

La Zone Anti-incendie comprend les unités suivantes :

- **UNITE 63** Système d'Eau Anti-incendie
- **UNITE 77** Lutte Anti-incendie ⁽¹⁾.

I.7.2 Les sections du procédé

I.7.2.1 Section de pressurisation du gaz naturel d'alimentation

La section d'alimentation de l'usine est composée de deux sous-sections principales. La première correspond à la station de comptage ultrasonique du gaz naturel d'alimentation (unité 01), qui comprend deux lignes, avec une réserve d'espace prévue pour une troisième ligne en anticipation d'un futur second train de GNL. Un filtre intégral de type « T » de 50 microns est intégré au système afin de protéger les équipements de comptage contre les impuretés présentes dans le gazoduc.

La seconde sous-section est celle de la compression du gaz de charge (unité 11), où la pression du gaz est élevée jusqu'à 69 bars(a) à l'aide d'un compresseur entraîné par une turbine à gaz.

Cette augmentation de pression permet, d'une part, de réduire le dimensionnement des unités en aval et, d'autre part, de fournir des frigories lors de la détente du gaz dans l'unité de récupération du GNL. Un analyseur d'éthane, installé en aval du système de comptage, permet de surveiller les variations de composition du gaz d'alimentation. Après comptage, le gaz est dirigé vers l'unité de prétraitement.

Par ailleurs, une ligne de raccordement au système commun de gaz combustible (unité 55) permet l'utilisation du gaz d'alimentation comme combustible lors du démarrage de l'installation. Un autre raccordement vers les unités de stockage du GNL et du GPL (systèmes 71 et 72) est prévu afin de compenser une éventuelle baisse de pression dans les réservoirs⁽²⁾.

I.7.2.2 La section de compression

Le gaz d'alimentation provenant de la station de comptage est introduit dans un ballon de garde du compresseur afin d'y séparer les éventuels liquides entraînés ou condensés. Bien qu'aucune présence significative de liquide ne soit attendue, les faibles quantités récupérées sont évacuées manuellement vers le système de torche.

Le gaz est ensuite acheminé vers un compresseur centrifuge à vitesse variable. En régime normal, la pression de refoulement atteint 69 bars. Ce compresseur est entraîné par une turbine à gaz de type Frame 5, alimentée en gaz combustible par le système HP de l'unité 14.

Après compression, le gaz est refroidi au moyen d'un aéroréfrigérant à air ambiant, puis dirigé vers un second ballon de garde où toute trace de liquide résiduel est éliminée. Un système anti-surge, installé en aval de l'aéroréfrigérant, garantit la stabilité de fonctionnement du compresseur. Comme pour le premier ballon, les liquides récupérés sont drainés manuellement vers la torche.

Le gaz est ensuite envoyé vers l'unité de démercurisation (unité 11). En cas de dysfonctionnement du compresseur, un système de by-pass permet au gaz de contourner celui-ci en passant par un préchauffeur avant d'être dirigé vers le second ballon de garde, puis vers l'adsorbeur de mercure.

Enfin, un raccordement entre l'alimentation du premier ballon de garde et le système de gaz combustible HP permet de compléter les besoins en gaz combustible du train lors des phases de démarrage, d'arrêt ainsi qu'en fonctionnement normal ⁽²⁾.

1.7.2.3 Section de démercurisation du gaz naturel d'alimentation

Le système d'élimination du mercure a pour objectif de réduire la teneur en mercure du gaz d'alimentation jusqu'au seuil requis, soit inférieur à 5 mg/Nm³. Cette étape est indispensable afin de prévenir la corrosion et la dégradation des équipements cryogéniques en aluminium situés en aval de l'installation.

Ce système est constitué d'un adsorbeur de mercure et d'un filtre de gaz traité. Le gaz traverse un lit fixe contenant du charbon actif imprégné de soufre, non régénérable, avec une durée de vie estimée à environ six ans. Une couche de matériaux inertes est également intégrée afin d'assurer une distribution uniforme du flux gazeux à travers le lit d'adsorption.

Après traitement, le gaz passe à travers un filtre destiné à retenir les particules de charbon actif susceptibles d'être entraînées par le flux. Le remplacement des éléments filtrants est une opération peu fréquente.

Le gaz ainsi débarrassé du mercure est ensuite acheminé vers l'unité de décarbonatation (unité 12) pour la poursuite du traitement ⁽²⁾.

I.7.2.4 Section de décarbonatation du gaz naturel d'alimentation

La section de décarbonatation du gaz naturel d'alimentation vise à réduire la teneur en CO₂ à moins de 50 ppm afin de respecter les spécifications de vente du GNL et de protéger les équipements cryogéniques en aval contre les risques de corrosion et de bouchage liés à la solidification du CO₂ à basse température. Le procédé, également appelé traitement des gaz acides, repose sur l'utilisation d'une solution d'a-MDEA (méthyl-diéthanolamine activée) fournie par BASF. Le gaz est traité dans une colonne d'absorption à haute pression et basse température où le CO₂ est capté par contre-courant avec l'amine pauvre, tandis que la solution riche est ensuite envoyée vers une unité de régénération fonctionnant à basse pression et haute température grâce à un stripping à la vapeur. Avant cette étape, la solution riche subit un flash permettant de séparer une partie des hydrocarbures et du CO₂, les gaz étant dirigés vers l'incinérateur. La solution est ensuite préchauffée via un échangeur riche/pauvre, puis régénérée dans une colonne équipée d'un rebouilleur à huile chaude. Enfin, l'amine pauvre est refroidie puis recyclée vers l'absorbeur, avec un système d'injection d'antimousse permettant de limiter les phénomènes de moussage dans les colonnes ⁽²⁾.

I.7.2.5 Section de déshydratation du gaz naturel d'alimentation

Le gaz adouci issu de l'unité de décarbonatation, encore saturé en eau, est acheminé vers l'unité de déshydratation dont le rôle est d'éliminer l'humidité contenue dans le gaz de charge afin d'éviter la formation de glace lors de son passage dans les unités cryogéniques. Cette unité comprend une section de refroidissement équipée d'un aéroréfrigérant, d'un refroidisseur au propane et d'un ballon de séparation permettant d'éliminer l'eau libre et de prévenir la saturation prématurée des tamis moléculaires, ainsi qu'une section d'adsorption composée de trois lits de tamis moléculaires à travers lesquels le gaz est séché jusqu'à atteindre une teneur en eau maximale de 0,5 ppm. Ces tamis fonctionnent selon un cycle de 24 heures comprenant une phase d'adsorption de 16 heures, une phase de régénération et une phase de mise en attente (stand-by) ⁽²⁾.

I.7.2.6 La section de refroidissement

La charge de gaz adouci destinée aux tamis moléculaires est préalablement refroidie par étapes successives à l'aide d'un aéroréfrigérant et d'un réfrigérant au propane, permettant d'atteindre une température d'environ 21 °C, ce qui favorise la condensation d'une partie de l'eau contenue dans le gaz. L'eau condensée ainsi que les traces d'amine éventuellement entraînées par le flux gazeux sont ensuite séparées dans un ballon de séparation. Le

refroidissement est assuré par du propane liquide HHP, dont la pression en sortie d'échangeur est soigneusement régulée afin d'éviter tout sur-refroidissement susceptible de provoquer la formation d'hydrates. Le maintien d'une température de 21 °C garantit une marge de sécurité d'environ 5 °C par rapport au seuil de formation de ces hydrates. L'eau récupérée dans le séparateur est renvoyée vers l'unité de décarbonatation après contrôle du niveau, tandis que la phase vapeur est dirigée vers les tamis moléculaires pour la suite du traitement ⁽²⁾.

I.7.2.7 Les tamis moléculaires

Les trois tamis moléculaires ne fonctionnent pas simultanément : deux sont en phase d'adsorption tandis que le troisième est en phase de régénération ou en attente (stand-by). Ils sont constitués de matériaux solides poreux jouant le rôle de tamis moléculaires, dont l'eau adsorbée peut être éliminée par chauffage. Lorsque le gaz traverse ces lits, les molécules d'eau sont piégées dans les pores du matériau. Le flux gazeux est réparti entre les deux tamis en service afin d'assurer un traitement continu. Les équipements sont dimensionnés de manière à garantir une teneur en eau du gaz traité inférieure à 0,5 ppm (vol). Le gaz sec est ensuite récupéré en sortie basse des unités, puis passe à travers un filtre retenant les particules susceptibles d'être entraînées du lit solide. Il est ensuite acheminé vers l'unité de fractionnement (unité 17). Enfin, une mesure continue de la teneur en eau est effectuée en sortie de chaque tamis afin de contrôler et d'optimiser leurs performances ⁽²⁾.

I.7.2.8 La section de régénération

Les tamis moléculaires sont régénérés par un flux de gaz chaud et sec circulant en sens inverse (de bas en haut), constitué de gaz combustible HP chauffé via un échangeur à huile chaude. Ce gaz de régénération provient d'un mélange de gaz d'évaporation du stockage de GNL (BOG), de gaz de flash et de gaz en sortie du dé-éthaniseur, avec la possibilité d'un appoint en gaz d'alimentation sec si nécessaire. Une fois la phase de régénération à chaud achevée, l'alimentation en huile chaude est arrêtée et le lit est refroidi en contournant le circuit de régénération. Les effluents gazeux issus de cette opération passent ensuite dans un aéroréfrigérant afin d'abaisser leur température et de condenser l'eau qu'ils contiennent. L'eau récupérée est dirigée vers l'unité de traitement (unité 64), tandis que le gaz est renvoyé vers le système de gaz combustible. Un contrôle de pression est assuré sur cette ligne afin de maintenir les conditions de régénération ; en cas de surpression, l'excédent de gaz est envoyé vers le système de torches. Par ailleurs, lors des phases de démarrage ou lorsque la demande en gaz combustible est faible, les gaz de régénération peuvent également être déroutés vers la torche⁽²⁾

I.7.2.9 Section GNL

L'objectif de cette section est de séparer les hydrocarbures lourds (C2 et plus) du gaz résiduel principalement composé de méthane, afin d'éviter leur congélation lors du passage dans les unités cryogéniques et d'assurer le respect du pouvoir calorifique supérieur conforme aux spécifications du GNL. Cette séparation est réalisée dans un dé-méthaniseur. Par la suite, le gaz issu de cette colonne est liquéfié afin de permettre son stockage à une pression proche de la pression atmosphérique.

Le gaz démercurisé, décarbonaté et déshydraté est d'abord refroidi à l'aide de deux échangeurs au propane (moyenne et basse pression), puis les phases obtenues sont séparées dans un ballon de détente. Environ 75 % du gaz est détendu dans un turbo-expandeur et introduit à mi-hauteur du dé-méthaniseur, tandis que les 25 % restants sont envoyés vers la cold box pour condensation et recyclage en reflux. Les liquides éventuels sont acheminés vers la partie basse de la colonne. Une fraction de l'éthane issue du dé-éthaniseur est également refroidie dans la cold box puis renvoyée comme reflux au dé-méthaniseur. Le gaz de tête, principalement constitué de méthane, est dirigé vers l'unité de liquéfaction, tandis que le liquide de fond est envoyé vers le dé-éthaniseur (unité 17).

L'unité de liquéfaction comprend plusieurs étapes : un refroidissement du gaz résiduel au propane jusqu'à -34 °C, un échangeur principal cryogénique (MCHE – Main Cryogenic Heat Exchanger) assurant la liquéfaction du gaz naturel, ainsi qu'un expandeur liquide couplé à un générateur permettant la récupération d'énergie. Le gaz de tête est ensuite comprimé, refroidi à -34 °C par un circuit au propane, puis introduit dans le MCHE où il est liquéfié grâce à un réfrigérant mixte (MR – Mixed Refrigerant). Ce réfrigérant est lui-même refroidi dans une boucle au propane avant d'assurer la réfrigération finale dans le MCHE. Celui-ci est constitué de deux faisceaux d'échange thermique, chaud et froid, permettant un refroidissement progressif du gaz jusqu'à l'obtention de GNL sous-refroidi. Enfin, le GNL passe par une vanne JT ou un expandeur, puis est dirigé vers un ballon flash : la phase liquide est envoyée vers un stockage intermédiaire avant transfert vers les réservoirs, tandis que la phase vapeur est comprimée et renvoyée vers le système de gaz combustible ⁽²⁾.

I.7.2.10 Section de fractionnement

L'unité de fractionnement des liquides de gaz naturel (GNL) comprend plusieurs colonnes de séparation, à savoir : un dé-méthaniseur pour la récupération du méthane, un dé-éthaniseur pour la récupération de l'éthane, un dé-propaniseur permettant la récupération du

propane, ainsi qu'un dé-butaniseur destiné à la séparation du butane, du pentane et de la gasoline.

L'ensemble de ces colonnes est raccordé au système d'huile chaude assurant l'alimentation des rebouilleurs (figure I-4) ⁽²⁾.

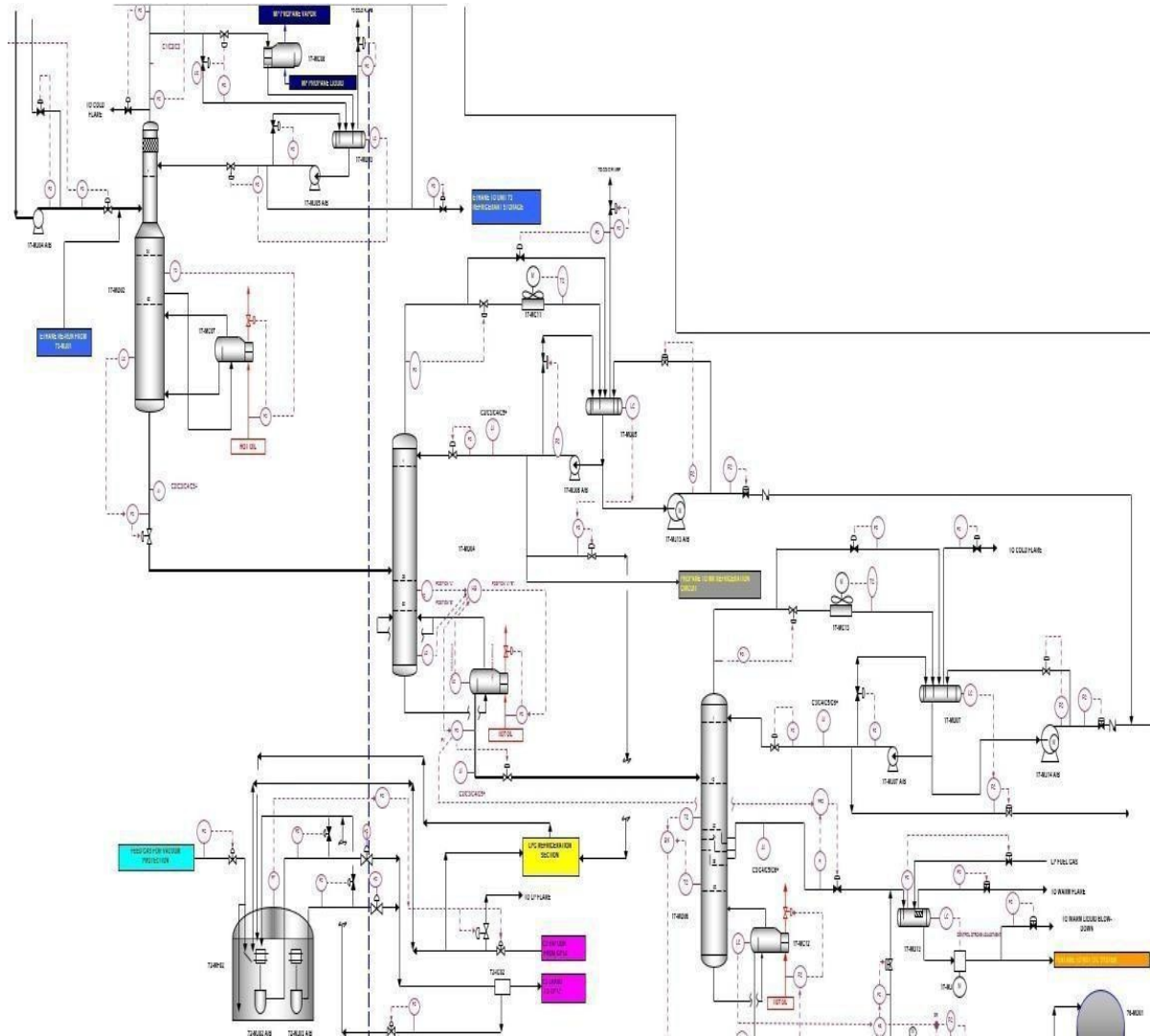


Figure I-4 : schéma du circuit de gaz naturel dans la section de fractionnement des GNL.

1.7.2.11 Système de stockage et d'expédition de GNL

Le système de stockage et de chargement est dimensionné pour assurer une production continue des deux trains de GNL, dont l'un est actuellement en service et l'autre prévu pour une extension future, tout en permettant le chargement intermittent des méthaniers. Il comprend deux réservoirs de stockage de type « full contaminant ». Le GNL provenant du collecteur subit une légère détente à une pression supérieure à la pression atmosphérique avant son introduction dans les bacs de stockage durant les opérations de stockage et de chargement. Un analyseur installé sur la ligne du collecteur permet de contrôler en permanence la qualité du GNL. En

raison des pertes thermiques au niveau des réservoirs et des conduites associées, des gaz d'évaporation (BOG) se forment continuellement à l'interface liquide et sont acheminés vers la section de compression afin d'être utilisés comme gaz combustible haute pression (HP). Lors des opérations de chargement, le GNL est transféré vers les méthaniers à l'aide de pompes immergées installées dans les réservoirs, tandis qu'un système de mesure assure le comptage des quantités chargées. La jetée est équipée de deux bras de chargement de GNL, d'un bras dédié au retour des gaz d'évaporation ainsi que d'un bras hybride capable d'assurer simultanément les fonctions de chargement liquide et de retour de gaz. En mode « holding », une partie du flux du collecteur est dirigée vers le « loading header » afin de maintenir les conditions cryogéniques et d'éviter les phénomènes d'expansion et de contraction thermique, tandis qu'une des lignes de chargement est utilisée pour le retour du fluide vers l'unité de stockage ⁽²⁾.

I.8 Conclusion

En conclusion, le complexe de liquéfaction de gaz naturel GL3/Z de Bethioua constitue une infrastructure industrielle stratégique en Algérie. Spécialisé dans le traitement et l'exportation du gaz naturel liquéfié, il occupe une place essentielle dans l'économie nationale ainsi que dans le développement du secteur énergétique du pays. Ce complexe reflète également la volonté de l'Algérie de renforcer son industrie gazière et de soutenir sa croissance économique à travers une production locale performante et conforme aux exigences internationale.

CHAPITRE II

GÉNÉRALITÉS

SUR LA

DISTILLATION

II.1 Introduction

La distillation du gaz naturel traité (souvent appelée fractionnement) est l'étape industrielle qui permet de séparer les différents composants d'un mélange de gaz après qu'il a été débarrassé de ses impuretés (eau, dioxyde de carbone, composés soufrés). Le gaz naturel brut n'est pas uniquement composé de méthane ; il contient toute une famille d'hydrocarbures qu'il est indispensable de séparer pour des raisons commerciales et techniques.

II.2 Définition de la distillation

La distillation est un procédé physique de séparation de mélange liquide dont les constituants ont des températures d'ébullition différentes. Elle consiste à chauffer le mélange pour porter à ébullition le composant le plus volatil (celui qui a la température d'ébullition la plus basse), puis à condenser ses vapeurs par refroidissement pour le récupérer sous forme liquide purifiée (appelée distillat) ^(3,4).

II.3 Les types de distillation industrielle

À l'échelle industrielle, la distillation est réalisée soit en mode continu, soit en mode discontinu, à l'intérieur d'équipements de grande taille appelés colonnes ou tours de distillation. Plusieurs procédés de distillation existent, et leur choix dépend principalement de la nature des mélanges ainsi que des composants à séparer ^(5,6).

II.3.1 La distillation fractionnée

C'est le type le plus courant dans l'industrie, notamment pour le raffinage du pétrole brut. Elle est utilisée pour séparer des mélanges complexes dont les températures d'ébullition sont proches.

- **Principe** : La colonne de distillation contient des éléments internes, tels que des plateaux ou un garnissage. Les vapeurs montent tandis que le liquide redescend. Cela provoque des cycles successifs et continus de vaporisation et de condensation à chaque niveau de la colonne, permettant de séparer le mélange en plusieurs "fractions" selon leur volatilité.

II.3.2 La distillation sous vide

Ce procédé est indispensable pour les composés ayant des températures d'ébullition très élevées ou pour les molécules thermosensibles qui risquent de se dégrader sous l'effet d'une forte chaleur.

- **Principe :** Des pompes à vide réduisent la pression à l'intérieur de la colonne. La baisse de pression entraînant une diminution automatique du point d'ébullition, les constituants s'évaporent à des températures beaucoup plus basses et sûres, évitant ainsi leur décomposition thermique.

II.3.3 La distillation flash

Il s'agit d'une méthode de séparation rapide qui s'effectue en une seule étape.

- **Principe :** Le mélange liquide, préalablement chauffé et maintenu sous haute pression, est détendu brusquement à travers une vanne dans un récipient appelé "ballon de flash". La chute soudaine de pression provoque la vaporisation instantanée du composant le plus volatil, qui est immédiatement séparé de la phase liquide restante.

II.3.4 La distillation azéotropique

Elle intervient lorsque le mélange forme un "azéotrope", c'est-à-dire un point où la composition de la phase vapeur est identique à celle de la phase liquide. La distillation classique devient alors inefficace.

- **Principe :** On ajoute un troisième composant chimique (appelé un "entraîneur") au mélange. Cet agent modifie les propriétés thermodynamiques et brise le point azéotropique, rendant la séparation des composants initiaux possible.

II.3.5 La distillation cryogénique

La distillation cryogénique est une variante hautement spécialisée de la distillation industrielle. Elle se déroule à des températures extrêmement basses

- **Principe :** Ce procédé est utilisé pour séparer des mélanges qui sont à l'état gazeux à température ambiante (comme l'air atmosphérique ou le gaz naturel). Le gaz est d'abord purifié, puis fortement comprimé et refroidi jusqu'à ce qu'il se liquéfie. Ce liquide est

ensuite introduit dans une colonne de distillation fortement isolée thermiquement. Les composants se séparent alors en s'évaporant à leurs points d'ébullition respectifs (qui se situent sous le point de congélation).

Remarque

Le type utilisé dans l'usine de liquéfaction du gaz naturel est la distillation cryogénique. Le procédé repose sur un équilibre liquide-vapeur strict à l'aide d'une colonne à plateaux ou à garnissage, le tout enfermé dans une "boîte froide" ultra-isolée sous vide pour éviter toute perte thermique.

II.4 Les types de colonnes de distillation industrielles

Dans l'industrie, la colonne de distillation (ou tour de fractionnement) est l'équipement central où s'effectue la séparation. Le rôle de la structure interne de la colonne est de maximiser la surface de contact entre les vapeurs qui montent et le liquide qui descend. On classe les colonnes industrielles en deux grandes catégories selon leur aménagement interne ⁽⁷⁾.

II.4.1 Colonnes à plateaux

Ces colonnes utilisent des plateaux horizontaux disposés verticalement à intervalles réguliers à l'intérieur de la tour. Le liquide s'accumule sur chaque plateau, et la vapeur le traverse par des ouvertures spéciales, créant un contact étroit qui provoque la séparation.

II.4.2 Colonnes à garnissage

Au lieu d'utiliser des plateaux, cette colonne est remplie de matériaux solides présentant une très grande surface de contact, appelés garnissages. Le liquide s'écoule sous forme d'un film mince sur la surface de ces garnissages vers le bas, tandis que la vapeur monte à travers les espaces libres, assurant un contact continu entre les deux phases.

II.5 Pourquoi utiliser la cryogénie pour le gaz naturel ?

Le gaz naturel brut est un mélange d'hydrocarbures et d'impuretés. La distillation cryogénique tire parti des écarts importants entre les points d'ébullition (à pression atmosphérique) des différents composants. Avant de liquéfier le méthane pour en faire du GNL, il faut extraire les hydrocarbures (méthane, éthane, propane, butane). Si on les laissait, ils gèleraient pendant le processus de liquéfaction et boucheraient les échangeurs de chaleur ⁽⁸⁾.

II.5.1 Déméthanisation

Le gaz purifié et séché est refroidi par un cycle frigorifique jusqu'à un état partiellement liquide.

II.5.2 La Colonne de fractionnement

Le mélange entre dans une colonne de déméthanisation Le gaz est chauffé par un rebouilleur relié à la colonne de distillation. Le méthane (plus volatil) s'échappe par le haut sous forme gazeuse pour être ensuite liquéfié en GNL. Les composants plus lourds (LGN) descendent en fond de colonne.

- **Séparation des LGN :** Ces liquides subissent ensuite d'autres distillations successives (dééthanisation , dépropanisation, débutanisation) ⁽⁹⁾.

II.6 Description de la colonne de distillation

II.6.1 Structure externe et isolation

Comme le GN contient des hydrocarbures inflammables, la sécurité et l'étanchéité thermique sont poussées à l'extrême ⁽¹⁰⁾.

II.6.1.1 Le design de la colonne

La colonne est suspendue à l'intérieur d'une immense structure en acier étanche. L'espace vide est rempli de perlite (un sable volcanique expansé isolant).

II.6.1.2 Métallurgie résistante au froid

À (-160 °C), l'acier standard devient cassant comme du verre. La colonne, les plateaux et les tuyauteries internes sont donc construits exclusivement en acier inoxydable en alliages d'aluminium.

II.6.2 L'intérieur de la colonne (Le contact Hydrocarbures)

Pour séparer efficacement les composants, l'intérieur de la colonne est conçu pour forcer le contact entre le liquide froid qui descend et la vapeur qui monte ⁽¹⁰⁾.

II.6.2.1 Les garnissages structurés à haute efficacité

Dans les unités de GNL modernes, on utilise des blocs de tôles d'acier ondulées et perforées. Ils offrent une surface de contact maximale pour un volume restreint, ce qui permet de réduire la taille (et donc le coût) de la boîte froide.

II.6.2.2 Les distributeurs de liquide

Situés en haut de la colonne, ils doivent répartir le reflux de manière extrêmement homogène sur toute la surface du garnissage. Un mauvais alignement à (-160 °C) créerait des passages préférentiels (chemisage) et ruinerait l'efficacité de la séparation.

II.7 Les équipements périphériques indispensables

Une colonne de distillation ne fonctionne pas seule ; elle est indissociable de deux échangeurs thermiques :

- **Le Rebouilleur (en bas) :** Situé à la base de la colonne, il apporte de la chaleur (généralement via un flux de gaz chaud du procédé) pour vaporiser les composants les plus volatils (comme le méthane) et les faire remonter sous forme de vapeur.
- **Le Condenseur de tête (en haut) :** Il utilise un cycle réfrigérant externe (souvent au propane ou à l'amer) pour refroidir les vapeurs de tête, liquéfier une partie du gaz et la renvoyer dans la colonne (le reflux) ⁽¹¹⁾.

II.8 Les défis techniques propres au GNL

- **Le contrôle de la pression :** Une faible variation de pression modifie instantanément les points d'ébullition des hydrocarbures, ce qui peut perturber l'équilibre de la colonne. Le système de régulation automatique doit être ultra-précis.
- **La pureté en amont :** Si le gaz entrant contient encore des traces d'eau ou de dioxyde de carbone, ces composés vont geler à l'intérieur de la colonne cryogénique, obstruer le garnissage et provoquer l'arrêt complet de l'usine (opération de dégivrage obligatoire).

II.9 L'étude de l'Équilibre Liquide-Vapeur

Permet de comprendre comment les constituants d'un mélange se répartissent entre la phase liquide et la phase vapeur. C'est le principe fondamental de procédés industriels comme la distillation.

Pour modéliser cet équilibre de manière simple, on considère souvent un mélange idéal et on combine deux lois fondamentales : la loi de Raoult et la loi de Dalton.

II.9.1 Loi de Raoult

La loi de Raoult s'applique à la phase liquide d'un mélange idéal. Elle stipule que la pression partielle d'un constituant dans la phase vapeur est directement proportionnelle à sa fraction molaire dans la phase liquide ⁽¹²⁾.

Formule Pour un constituant (i) du mélange

$$P_i = x_i \cdot P_i(\text{sat})$$

- P_i : Pression partielle du constituant i dans la vapeur.
- x_i : Fraction molaire du constituant i dans la phase liquide.
- $P_i(\text{sat})$: Pression de vapeur saturante du constituant i pur à la température T (calculée souvent via l'équation d'Antoine) ⁽¹³⁾.

II.9.2 Loi de Dalton

La loi de Dalton (ou loi des pressions partielles) s'applique à la phase gazeuse (vapeur). Elle stipule que la pression totale exercée par un mélange de gaz parfaits est égale à la somme des pressions partielles de chacun de ses constituants.

- **Formules:** Somme des pressions partielles :

$$P_{\text{totale}} = \sum P_i \quad (14).$$

CHAPITRE III : EVALUATION DES PERFORMANCES OPERATIONNELLES

III.1 Introduction

Ce chapitre pratique vise à évaluer les performances opérationnelles de quatre colonnes de distillation principales (**déméthaniseur, dééthaniseur, dépropaniseur et débutaniseur**) de l'**Unité 17** au sein du complexe de gaz naturel liquéfié **GL3/Z**, en appliquant les concepts théoriques aux données réelles du site. Notre étude repose sur la présentation des caractéristiques techniques des colonnes, suivie de la collecte et de l'analyse des paramètres opératoires réels (température, pression et débit), pour aboutir à l'établissement des bilans matière et thermique afin de déterminer l'efficacité de séparation et de la comparer aux valeurs de design initiales, ce qui permettra de diagnostiquer le fonctionnement réel de ces colonnes et de vérifier leur efficacité.

III.2 Description du procédé

Dans le procédé de fractionnement de l'**Unité 17** du complexe GL3/Z, le cœur du système repose sur la succession de **quatre colonnes de distillation**. Leur rôle combiné est de séparer le gaz naturel sec en ses différents constituants par ordre de point d'ébullition croissant.

La figure suivante (figure III-1) représente la section de déméthaniseur.

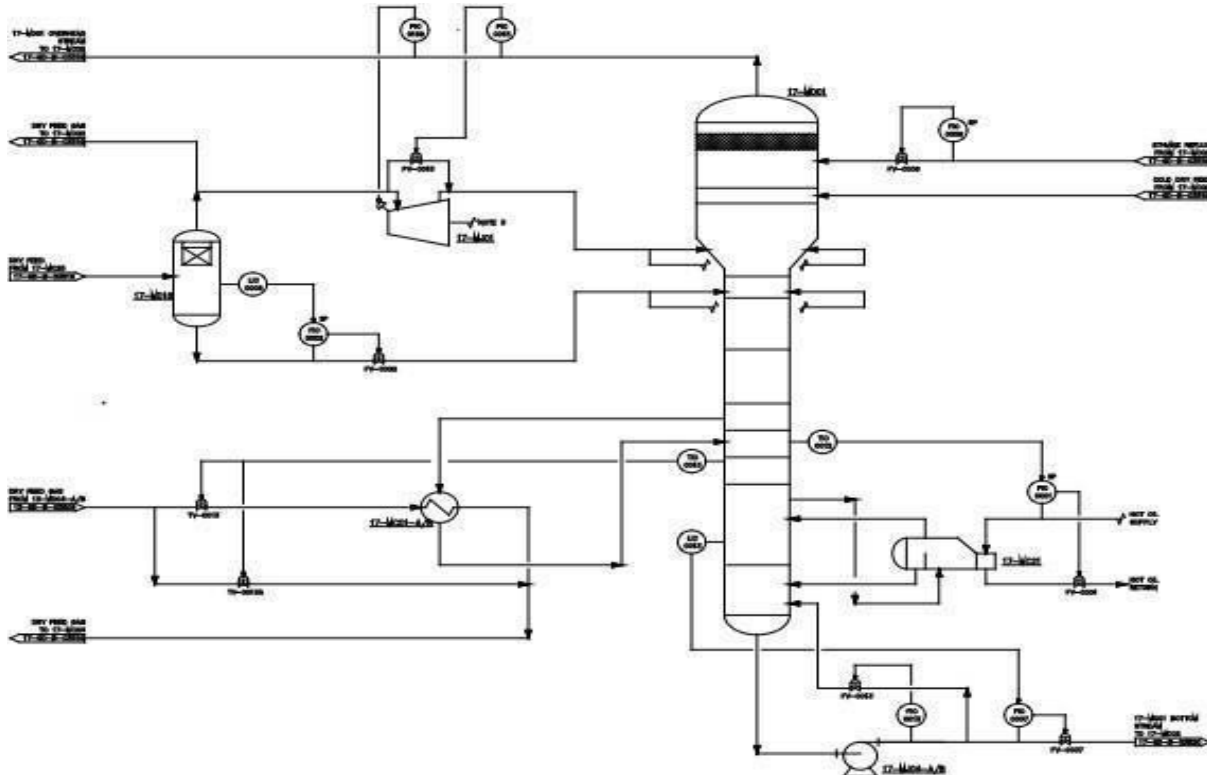


Figure III-1: Section de déméthaniseur

Le gaz d'alimentation, traité à une pression de 62,9 bar (a) et à une température de 21,5 °C en provenance de la section de déshydratation (Unité 13), est pré-refroidi à 5,3 °C à l'aide de rebouilleurs latéraux assurant la récupération de l'énergie frigorifique sur le côté froid de la colonne. La partie inférieure du déméthaniseur est chauffée par son rebouilleur (17-MC21), alimenté en huile chaude à 160 °C fournie par le système d'huile thermique. Le courant de fond du déméthaniseur, à 18,5 °C, est ensuite pompé vers la section conique du dééthaniseur à l'aide des pompes de fond (17-MJ04A/B) de type centrifuge, avec une ligne de recyclage de débit minimum permettant de renvoyer une partie du débit vers la colonne du déméthaniseur afin d'assurer la stabilité hydraulique des pompes. La section de fractionnement des gaz naturels (GN) est composée des équipements suivants :

- La colonne de dééthanisation (17-MD02) équipée de son rebouilleur (17-MC07), d'un condenseur au propane (17-MC08), d'un ballon de reflux (17-MD03) et des pompes de reflux associées (17-MJ05A/B).
- La colonne de dépropanisation (17-MD04) comprenant un rebouilleur (17-MC10), un condenseur à air (17-MC11), un ballon de reflux (17-MD05) ainsi que les pompes de reflux (17-MJ06A/B).
- La colonne de débutanisation (17-MD06) dotée d'un rebouilleur (17-MC12), d'un condenseur à air (17-MC13), d'un ballon de reflux (17-MD07), des pompes de reflux (17-MJ07A/B), des pompes de réinjection (17-MJ14A/B), ainsi que du ballon de soutirage du pentane (17-MD13) et de ses pompes de soutirage (17-MJ11A/B).

La figure suivante (figure III-2) représente la section de dééthaniseur

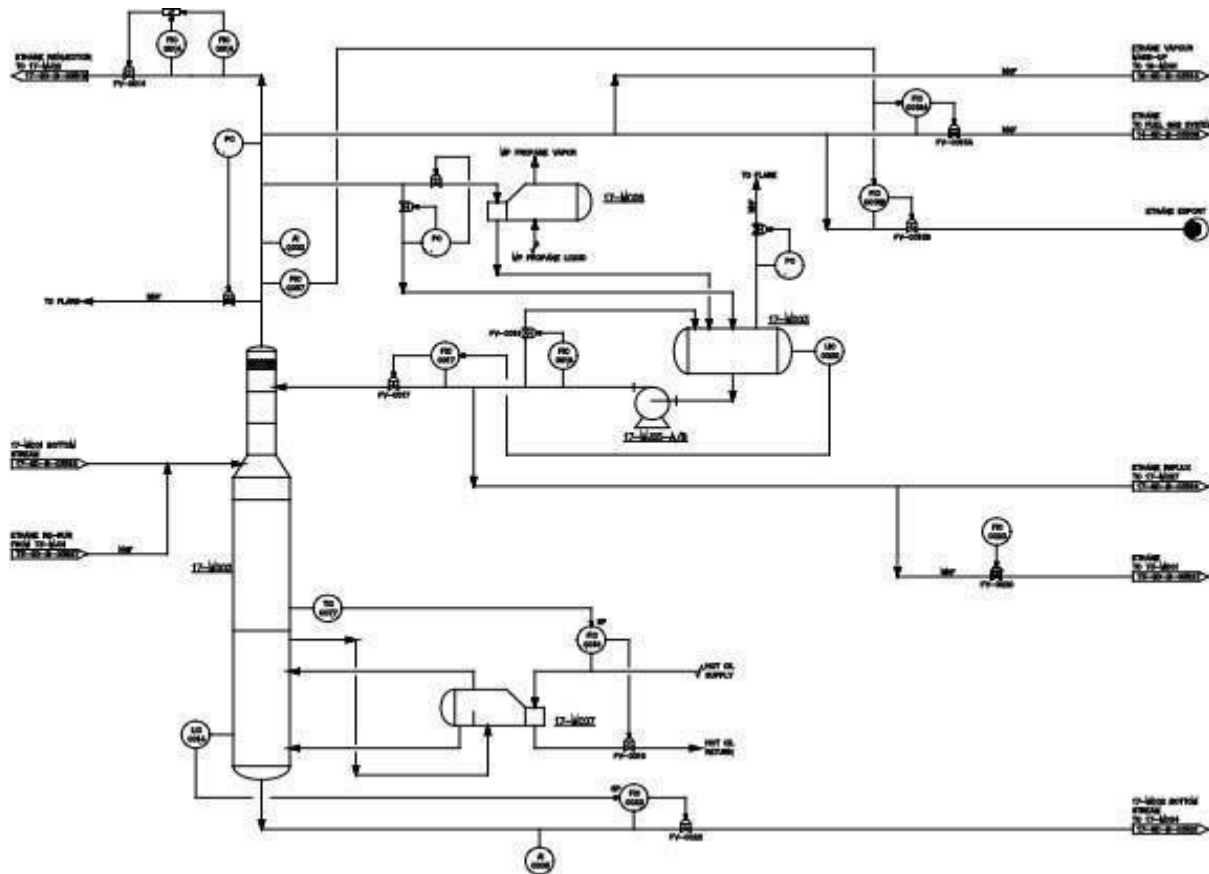


Figure III-2 : Schéma de dééthaniseur

Le Dééthaniseur (figure III-2) est une colonne de fractionnement fonctionnant à une température de 12,2 °C et une pression de 32,5 bars au sommet, ainsi qu'à une température de 90,2 °C et une pression de 33,3 bars au fond. Il est conçu pour assurer une récupération élevée de l'éthane, avec une pureté minimale de 96 % molaire en C₂.

La vapeur d'éthane produite peut être réinjectée dans le gaz résiduel en vue de sa liquéfaction. Une partie du gaz de tête est également dirigée de manière discontinue vers la boucle de compression du réfrigérant mixte de l'Unité 16 (16-MD01) afin de constituer un appoint d'éthane. Par ailleurs, une fraction du gaz de tête est destinée à être exportée vers la future usine de séparation hydraulique de l'éthane qui sera implantée à Arzew.

La section inférieure du Dééthaniseur est chauffée au moyen du rebouilleur 17-MC07, un rebouilleur à baquet utilisant de l'huile chaude à 260 °C comme fluide caloporteur. Enfin, le courant de fond du Dééthaniseur subit une détente de pression jusqu'à 17,6 bars avant d'être introduit au niveau du plateau 26 du Dépropaniseur (17-MD04), où s'effectue la séparation du C₄ et des hydrocarbures plus lourds de l'alimentation en propane (figure III-3).

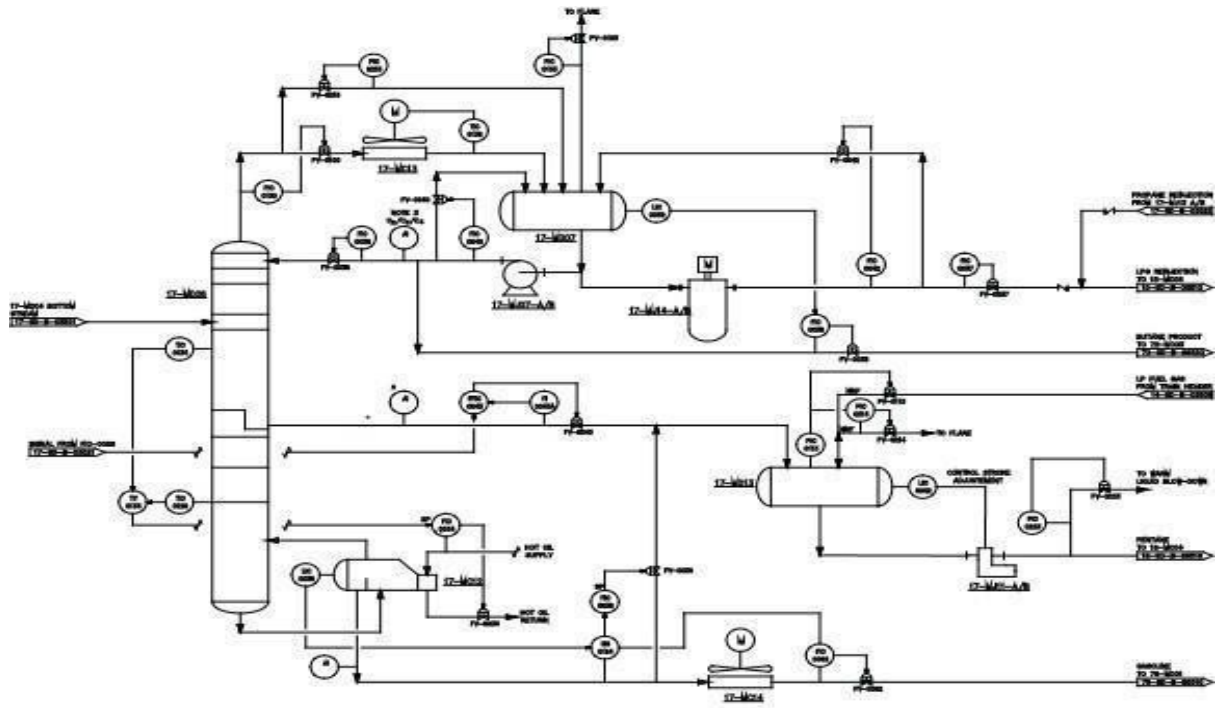


Figure III-4: Schéma de Débutaniseur

En présence de C_6 dans l'alimentation de la colonne (cas lourd uniquement), le C_5 est extrait sous forme de courant latéral, tandis que la gazoline est récupérée en tant que courant de fond. En revanche, en l'absence de C_6 , aucun prélèvement latéral n'est effectué et le C_5 est alors récupéré avec le courant de fond. Pour les compositions correspondant au cas léger, le Débutaniseur est mis hors service.

Par ailleurs, le courant de fond du Dépropaniseur (17-MD04), à une température de 101 °C, est détendu jusqu'à une pression de 5,1 bars avant d'être introduit dans le Débutaniseur (17-MD06) au niveau du plateau 16. Cette étape permet la séparation des butanes des constituants plus lourds, principalement les pentanes et la gazoline ⁽²⁰⁾.

III.3 Méthodologie de calcul et expressions mathématiques

Afin d'évaluer les performances de notre unité et de valider nos résultats, nous nous appuyons sur une série de lois et de bilans thermodynamiques présentés ci-dessous :

III.3.1 Bilan de Matière

Pour un système en régime permanent, le bilan de matière global s'exprime comme suit ⁽¹⁵⁾ :

- Global

$$\sum m'_{\text{entrée}} = \sum m'_{\text{sortie}}$$

- Partiel

$$m'_F \times x_{Fci} = m'_D \times x_{Dci} + m'_A \times x_{Aci}$$

III.3.2 Bilan Énergétique (Enthalpique)

Le bilan thermique global autour de l'unité (en négligeant les variations d'énergies cinétique et potentielle) est donné par la relation suivante ⁽¹⁶⁾ :

$$\Sigma \dot{H}_{\text{entrée}} + \dot{Q}_R = \Sigma \dot{H}_{\text{sortie}} + \dot{Q}_C$$

III.3.3 Taux de Reflux (R)

Le taux de reflux au niveau de la tête de la colonne de distillation est défini par le rapport entre le débit du liquide recyclé et le débit du distillat extrait ⁽¹⁸⁾ :

$$R = \frac{L}{D}$$

III.3.4 L'Écart Absolu et Relatif

Pour évaluer la précision des résultats (comparaison entre les valeurs théoriques/simulation et les valeurs expérimentales/industrielles), nous utilisons les formules suivantes ⁽¹⁷⁾ :

III.3.5 Écart Absolu

$$\Delta x = x_{\text{théorique}} - x_{\text{expérimental}}$$

III.3.6 Écart Relatif :

$$e_r(\%) = \frac{x_{\text{théorique}} - x_{\text{expérimental}}}{x_{\text{théorique}}} * 100$$

III.3.7 Taux de Charge

Le taux de charge exprime le pourcentage du débit d'alimentation actuel par rapport à la capacité nominale (design) de l'unité ⁽¹⁸⁾ :

$$\text{Taux de charge} = \dot{m}_{\text{réel}} / \dot{m}_{\text{design}}$$

III.3.8 La Pureté

La pureté du produit obtenu (distillat ou résidu) est définie par la fraction massique ou molaire du constituant principal dans le flux total ⁽¹⁹⁾ :

$$\text{Pureté}(\%) = x_i * 100$$

III.1.1 Rendement

$$\eta = \frac{D \times X_{D, Ci}}{F \times X_{F, Ci}}$$

Avec :

- **F** : Débit d'alimentation ;
- **D** : Débit de distillat ;
- **x_{D,C1}**: Fraction molaire de méthane de distillat
- **X_{F,C1}** : Fraction molaire de mathane d'alimentation⁽¹⁹⁾

III.2 Évaluation des performances des colonnes de distillation

III.2.1 Le Déméthaniseur

Les données d'exploitation ont été collectées sur une période d'une semaine afin d'évaluer le comportement réel des colonnes de fractionnement et de les comparer aux conditions de design

(Voir tableau III-1 et III-2).

Tableau III-1: Données extraites du système DCS sur une période de 7 jours de déméthaniseur.

Les jours	Température de tête (°C)	Température de fond (°C)	Température plateaux sensible (°C)	Pression (bar)	Débit d'entrée F(t/h)	Débit sortie D (t/h)	Débit sortie A (t/h)	Reflux (m³/h)
17-May	-90.53	19.48	7	27.21	477.72	252.2	225.48	25.36
18-May	-90.76	18.85	7.02	26.92	479.4	260.7	218.64	25.6
19-May	-90.88	18.71	6.3	27	480.15	263.8	216.26	25.78
20-May	-91	20.19	6.3	27	519	294	224.8	25.8
21-May	-90.56	19.5	6.3	27	488.9	255.05	233.8	25.6
24-May	-91.035	19	6.4	27	495.58	273.51	222.04	26.4
25-May	-95.093	19.82	6.56	27.11	523.9	301	222.8	26.7

Tableau III-2: Données opératoires de design et réelles du Déméthaniseur.

Paramètres	valeur design	valeur actuelle (moyenne)	Ecart absolu	Ecart relatif
T (tête) (°C)	-93	-91.40828571	1.591714286	1.71%
T (fond) (°C)	19.5	19.36428571	0.135714286	0.70%
T (plateau sensibles) (°C)	6.75	6.554285714	0.195714286	2.90%
Pression (bar)	27	27.03428571	0.034285714	0.13%
Débit entrée F (t/h)	502.5	494.95	7.55	1.50%
Débit sortie D (t/h)	277.5	271.4657143	6.034285714	2.17%
Débit sortie A (t/h)	225	223.4028571	1.597142857	0.71%
Reflux (m³/h)	26	25.89142857	0.108571429	0.42%

La température de tête moyenne du déméthaniseur est de (-91,41 °C), légèrement supérieure à la valeur de design (-93 °C), avec un écart relatif de 1,71%. Cet écart reste faible et indique que le système de réfrigération fonctionne dans des conditions proches des spécifications de conception. La température de fond moyenne est de 19,36 °C contre une valeur de design de 19,5 °C, soit un écart relatif de seulement 0,69%. Cette faible variation montre une bonne stabilité thermique dans la partie inférieure de la colonne

La température du plateau sensible est de 6,55 °C, très proche de la valeur de référence (6,75 °C). Cela indique une bonne localisation de la zone de séparation et une efficacité satisfaisante du procédé

La pression moyenne de fonctionnement est de 27,03 bar, pratiquement identique à la pression de design (27 bar). L'écart relatif de 0,13% confirme que la colonne fonctionne dans des conditions hydrauliques stables.

Le débit d'alimentation moyen est de 494,95 t/h contre 502,5 t/h au design, correspondant à un taux de charge de 98,5%. La colonne fonctionne donc à une charge proche de sa capacité nominale.

III.2.1.1 Fractions molaire, massique et Taux de charge de la colonne 'déméthaniseur'

Le tableau suivant donne les fractions molaires et massique de déméthaniseur.

Tableau III-3: Fractions molaire et massique de déméthaniseur

	Fraction molaire de C1	Fraction massique de C1
x_F	0.8592	0.75
x_D	0.9388	0.893
x_A	0.0067	0.0031

- Taux de charge=98.5%

Interprétation des résultats :

Le taux de charge de la colonne est de 98.5% ce qui signifie que l'unité fonctionne presque à sa capacité maximale de design (502.5 t/h). Cela montre une utilisation optimale de la colonne tout en gardant une bonne stabilité sans aucun problème d'engorgement.

III.2.1.2 Pureté

La pureté est donnée par $P\%=89.3\%$

III.2.1.3 Bilan de matière global

- Débit d'entrée (F) = 494.95 (t/h).

- **Débit de sortie (D + B)** = $271.4657143 + 223.4028571 = 494.86857114$ (t/h).
- **Écart relatif** = 0,02.

III.2.1.4 Bilan de matière partiel

- **Fraction massique de C₁ dans l'alimentation (X_{F,C1})** = 75.00%
- **Pureté de C₁ dans le distillat de tête (X_{D, C1})** : 89.3%

III.2.1.5 Débit massique de C₁ extrait en tête

- $m_{C1} = 271,47 \times 0,893$
- $m_{C1} = 242.4227$ (t/h)

Interprétation des résultats :

Le calcul du bilan de matière global montre un écart relatif minime de 0,02% entre le débit d'alimentation et la somme des débits de sortie (distillat et résidu). Cet écart, extrêmement faible, valide la précision des mesures fournies par le système DCS du complexe. Sur le plan industriel, cela confirme l'absence de fuites matérielles majeures et prouve que la colonne fonctionne en régime permanent stable, assurant ainsi une conservation de la masse rigoureuse.

III.2.1.6 Bilan énergétique (H_F, H_D, H_A, Q_C et Q_R)

- $Q_R + H_F = Q_C + H_D + H_A$
- $H_F = m'_F \times C_P \times (T_F - T_{REF})$
- $H_F = 502500 \times 2.5 \times (-63.77 - 0)$
- $H_F = -80.11 \times 10^6$ KJ/h
- $H_D = m_D \times C_P \times (T_D - T_{REF})$
- $H_D = 2775500 \times 2.5 \times (-93)$
- $H_D = -64.52 \times 10^6$ KJ/h
- $H_A = 225000 \times 2.5 \times 19.5$
- $H_A = 10.97 \times 10^6$ KJ/h
- $Q_C = m'_{Reflux} \times \lambda$
- $m'_{reflux} = 9320.76$ kJ/h
- $\lambda_{C1} = 510$ KJ/Kg
- $\lambda_{C2} = 490$ KJ/Kg
- $\lambda_{C3} = 360$ KJ/Kg
- $\lambda_{mélange} = \sum x_i \times \lambda_i$
- $\lambda_{mélange} = 502$ KJ/Kg

- $Q_C = 502 \times 9320.76$
- $Q_C = 4.68 \times 10^6 \text{ KJ/h}$
- $Q_A = (Q_C + H_D + H_A) - H_F$
- $Q_R = 31.24 \times 10^6 \text{ KJ/h}$

Interprétation des résultats :

Le bilan thermique permet d'évaluer les charges calorifiques nécessaires au maintien du profil de température de la colonne. La charge calculée au niveau du rebouilleur (Q_A) traduit l'énergie thermique fournie par le système d'huile thermique pour vaporiser les constituants légers en fond de colonne, tandis que la charge du condenseur (Q_C) reflète l'énergie frigorifique requise pour assurer le reflux. La cohérence de ces résultats énergétiques démontre que les échangeurs de l'Unité 17 fonctionnent avec une efficacité thermique optimale, sans pertes de chaleur significatives vers le milieu extérieur.

III.2.1.7 Taux de reflux

- **Taux de reflux réel:** 0.034335512
- **Taux de reflux design:** 0.03372973

Interprétation des résultats :

Le taux de reflux réel (**0,0343**) est en parfaite adéquation avec la valeur de design (**0,0337**), avec un écart relatif minime de seulement **1,79 %**. Cette faible valeur numérique est tout à fait normale pour la colonne de déméthanisation, où le débit de distillat gazeux (C_1) est très élevé par rapport au reflux liquide injecté en tête. Cette excellente convergence prouve que la colonne fonctionne dans des conditions hydrodynamiques stables conformes aux spécifications nominales du complexe GL3/Z.

III.2.1.8 Rendement

- **Rendement de design:** 65.75%
- **Rendement réel:** 65.30%

Interprétation des résultats :

Le rendement de séparation réel de la colonne s'établit à (65.3%), ce qui est en parfaite conformité avec le rendement théorique de design (65.75%). Conjugué à une pureté élevée en méthane de 92.81% obtenue en tête, ce résultat confirme l'efficacité du procédé de fractionnement actuel. La colonne de déméthanisation remplit pleinement ses objectifs de production en minimisant les pertes de composants valorisables dans le flux de fond, validant ainsi la performance globale de l'Unité 17.

III.2.1.9 Suivi graphique des paramètres opératoires du Déméthaniseur

Afin d'analyser visuellement le comportement et la stabilité de la colonne de déméthanisation sur la période d'étude, nous présentons les profils graphiques des principaux paramètres opératoires.

III.2.1.9.1 Suivi les températures de déméthaniseur

La figure suivante représente le profil des températures de déméthaniseur.

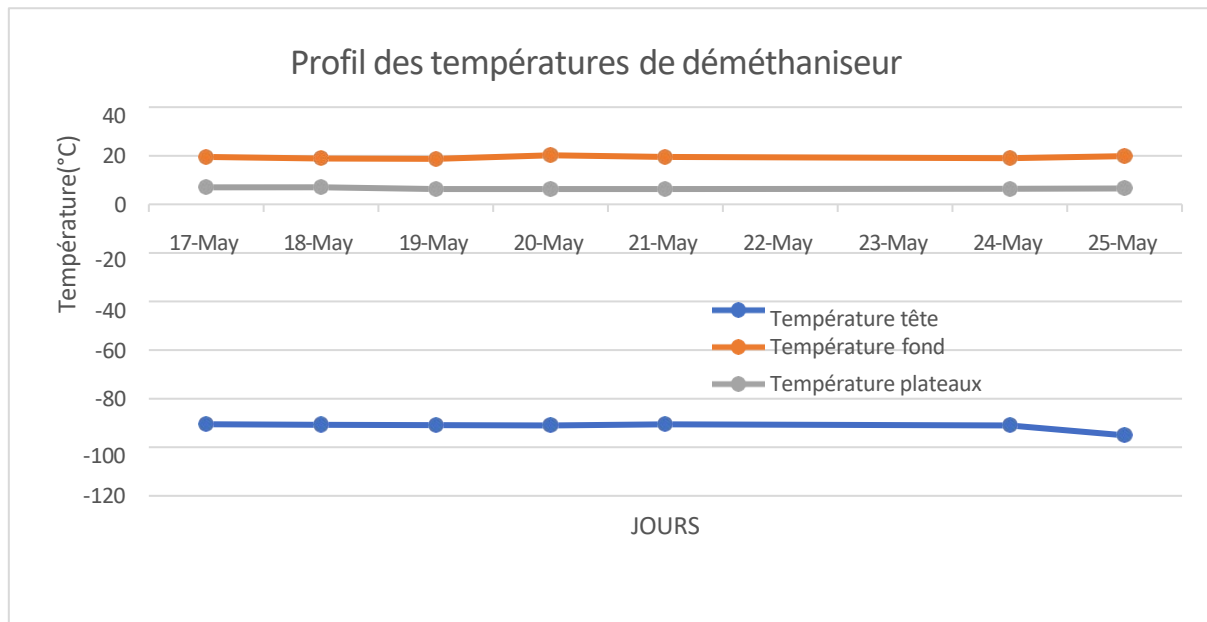


Figure III-5 : Évolution des températures de fonctionnement (Tête, fond et plateau sensible) du déméthaniseur.

Interprétation des résultats :

D'après le graphe de la figure III-5, nous constatons une grande stabilité des trois profils de température tout au long de la période d'étude (du 17 au 25 mai).

- La température de fond (courbe orange) reste stable autour de 19°C, ce qui montre le bon fonctionnement du rebouilleur (17-MC21).
- La température du plateau sensible (courbe grise) se maintient de façon constante à environ 6.5°C, ce qui prouve que la zone de séparation est bien localisée à l'intérieur de la colonne.
- La température de tête (courbe bleue) est stable aux alentours de -91°C, avec une légère baisse le 25 mai (-95°C). Cela confirme l'efficacité constante du système de réfrigération.

Ces profils presque horizontaux et très proches des valeurs de design confirment que la colonne de déméthanisation fonctionne dans des conditions thermiques stables et optimales.

III.2.1.9.2 Suivi les débits de déméthaniseur

La figure suivante représente le suivi des débits.

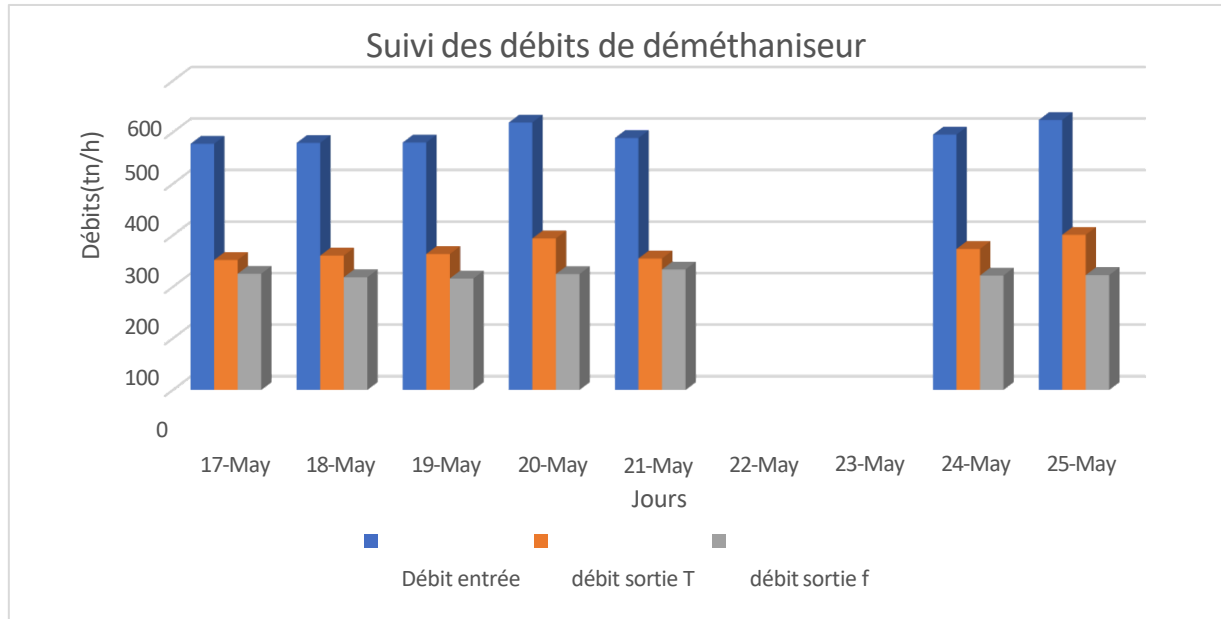


Figure III-6 : Suivi des débits opératoires et répartition de la matière du Déméthaniseur.

Interprétation des résultats :

Le graphique de la figure III-6 représente le suivi des débits de la colonne de déméthanisation.

À partir de ces résultats, nous pouvons tirer les conclusions suivantes :

- Stabilité de l'alimentation : Le débit d'entrée (colonnes bleues) reste stable et régulier sur toute la période, oscillant autour d'une moyenne de 494.95 t/h. Cela confirme que la colonne fonctionne en régime permanent et à une charge optimale.
- Distribution des produits : Le débit de sortie en tête (colonnes oranges) et le débit de sortie en fond (colonnes grises) suivent fidèlement les variations du débit d'entrée.
- Respect du bilan de matière : Pour chaque jour de marche, visuellement, la somme du débit de tête et du débit de fond correspond parfaitement au débit d'alimentation entrant.

Ce profil graphique confirme l'absence de perturbations hydrauliques majeures et valide graphiquement la rigueur du bilan de matière global calculé pour le déméthaniseur.

III.2.1.9.3 Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Déméthaniseur

Cette figure représente une comparaison globale.

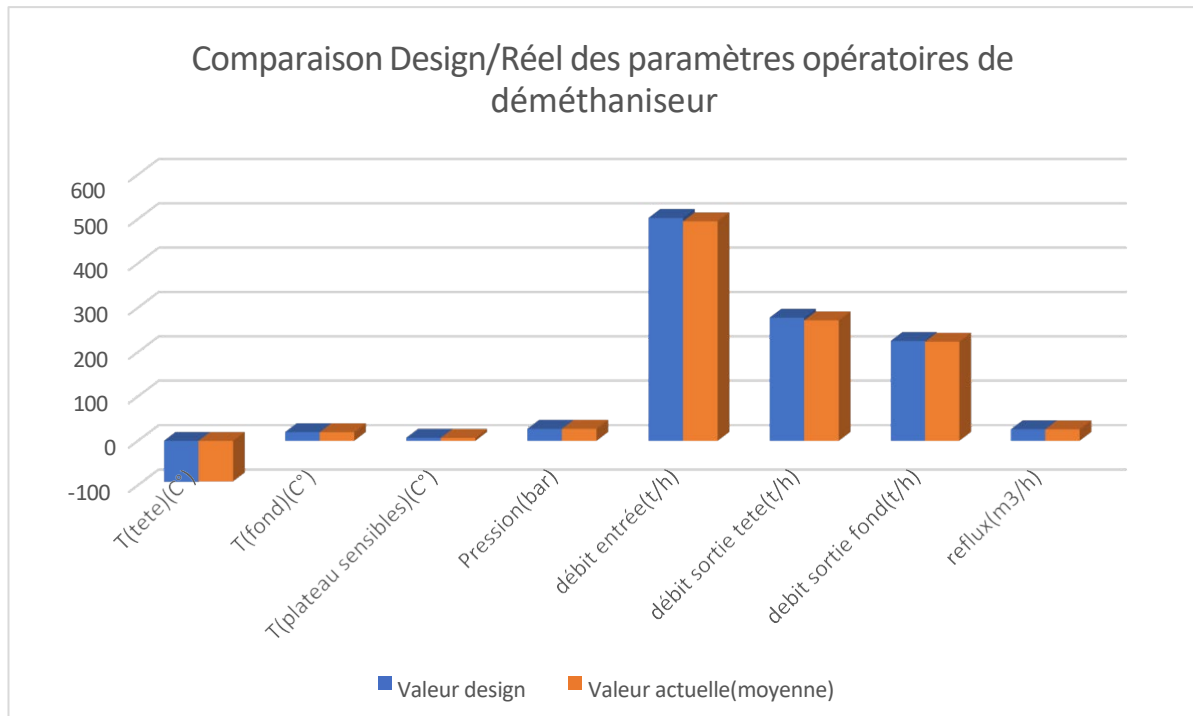


Figure III-7 : Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Déméthaniseur.

Interprétation des résultats :

Le graphique de la figure III-7 illustre une comparaison directe entre les spécifications de design (valeurs nominales) et les performances réelles moyennes enregistrées durant la période d'étude pour le déméthaniseur. D'après ce profil, nous pouvons analyser les points suivants :

- Comportement Thermique et Pression :** Les écarts entre le design et le réel pour les températures (Tête, Fond, Plateau sensible) ainsi que pour la pression opératoire sont extrêmement minimes. La température de tête réelle reste rigoureusement basse (autour de -91, ce qui garantit la récupération maximale du méthane sans s'éloigner des limites métallurgiques de design.
- Suivi des Débits et Charge :** Le débit d'entrée actuel moyen est très proche de la capacité nominale maximale 502.5 (t/h), ce qui confirme que la colonne fonctionne à un taux de charge optimal de **98.5%**. Les débits de sortie (tête et fond) suivent parfaitement cette tendance, validant la stabilité du bilan de matière.

- **Taux de Reflux** : Le débit de reflux actuel montre une parfaite adéquation avec la valeur de design, assurant le gradient de concentration nécessaire au bon fractionnement.

La forte ressemblance entre les colonnes bleues (design) et oranges (réel) sur le graphe (figure III-7) prouve que le déméthaniseur fonctionne dans des conditions industrielles très proches du design d'origine, garantissant une efficacité de séparation optimale et sécurisée.

III.2.2 Dééthaniseur

Ce tableau présente l'évolution quotidienne des différents paramètres opératoires (températures, pressions et débits) enregistrés sur site pour la colonne de dééthaniseur durant la période d'étude (7jours).

Tableau III-4: données extraites du système DCS sur une période de 7 jours de dééthaniseur.

Les jours	Température tête (°C)	Température fond (°C)	Température plateauxensible (°C)	Pression (bar)	Débit entrée (t/h)	Débit sortie D (t/h)	Débit sortie A (t/h)	Reflux (m³/h)
17-May	13.29	100.9	23.5	31.8	225.48	142.5	82.94	470
18-May	13.26	100.49	24.13	31.77	218.64	142.28	76.29	540
19-May	13.35	101.63	23.39	31.8	216.26	148.4	67.81	540
20-May	13.2	101.5	23.2	32	224.8	135	89.8	540
21-May	13.2	102.9	22.5	32	233.8	143.7	90	540
24-May	13.2	100.3	22.5	30.5	222.04	132.01	90	540
25-May	13.2	101.2	22.7	31.7	222.8	143.2	79.4	537.4

Le tableau qui se suit compris les données opératoires de design et réelles du Dééthaniseur.

Tableau III-5 : Données opératoires de design et réelles du Dééthaniseur.

Paramètres	valeur design	valeur actuelle (moyenne)	Ecart absolu	Ecart relatif
T (tête) (°C)	13.25	13.24285714	0.007142857	0.05%
T (fond) (°C)	101.6	101.2742857	0.325714286	0.32%
T (plateau sensibles) (°C)	23.55	23.13142857	0.418571429	1.78%
Pression	32	31.65285714	0.347142857	1.08%
Débit entrée (t/h)	225.5	223.4028571	2.097142857	0.93%
Débit sortie tête (t/h)	140.7	141.0128571	0.312857143	0.22%
Débit sortie fond (t/h)	84.8	82.32	2.48	2.92%
Reflux (m³/h)	540	529.6285714	10.37142857	1.92%

Interprétation des résultats :

Le tableau représenté l'analyse comparative entre les valeurs de design et les moyennes réelles actuelles calculées pour la colonne de dééthaniseur. L'évaluation des écarts absolus et relatifs nous permet de tirer les conclusions suivantes:

- **Analyse des paramètres thermiques :** Les profils de température de la colonne affichent une stabilité remarquable. La température de tête réelle (13.24°C) est quasi-identique à celle de design (13.25°C) avec un écart relatif infime de 0.05%. De même, les températures de fond (101.27°C) et du plateau sensible (23.13°C) restent très proches des spécifications nominales, avec des écarts respectifs ne dépassant pas 0.32% et 1.78%. Cela confirme le maintien rigoureux du profil thermique nécessaire à la séparation de l'éthane.
- **Suivi de la pression opératoire :** La pression moyenne au sein du dééthaniseur se maintient autour de 31.65 bar pour une valeur de design de 32 bar (écart relatif de 1.08%). Cette régulation stable de la pression assure un équilibre liquide-vapeur optimal à chaque plateau.
- **Comportement hydraulique et débits :** Le débit d'alimentation réel moyen de la colonne est de (223.40 t/h), ce qui représente un taux de charge très élevé de 99.07% par rapport à la capacité de design (225.5 t/h). Le débit de reflux (529.63 m³/h) montre un écart relatif très faible de 1.92%, garantissant le taux de reflux requis pour le fractionnement.
- **Validation du bilan de matière :** Les débits de sortie en tête (141.01 t/h) et en fond (82.32 t/h) sont en parfaite adéquation avec la charge entrante. L'écart relatif maximal observé sur les débits est de seulement 2.92% (pour le débit de fond), ce qui est largement inférieur à la marge d'erreur industrielle tolérée (5%).

Les résultats analytiques présentés dans le tableau III-4 démontrent une excellente convergence entre le fonctionnement réel du dééthaniseur et sa philosophie de conception d'origine. La faiblesse de tous les écarts relatifs (tous inférieurs à 3%) valide la haute performance opérationnelle de la colonne au sein du complexe GL3Z.

III.2.2.1 Fractions molaire et massique de dééthaniseur et Taux de charge

Le tableau suivant donne les fractions molaires et massiques de déméthaniseur.

Tableau III-6: Fractions molaire et massique de dééthaniseur.

	Fraction molaire de C ₂	Fraction massique de C ₂
X _f	0.749	0.6629
X _D	0.9908	0.9948
X _A	0.0025	0.0016

- Taux de charge = 99.07%.

Interprétation des résultats :

La colonne fonctionne à un taux de charge extrêmement élevé, presque à sa capacité nominale maximale. Cette exploitation optimale démontre une excellente gestion de la capacité de l'unité tout en conservant une parfaite stabilité interne, sans signe de saturation hydraulique.

Le débit de reflux réel s'aligne de manière très précise sur le design d'origine. Cet apport de liquide froid en tête est suffisant pour assurer le gradient de concentration nécessaire à la purification de l'éthane.

III.2.2.2 Bilan de Matière Global

- Débit d'entrée (F) = 223,40 (t/h).
- Débit de sortie (D + B) = 141,01 + 82,32 = 223,33 (t/h).
- Écart relatif = 0,031.

III.2.2.3 Bilan de matière partiel

- Fraction massique de C₂ dans l'alimentation (X_{F,C2}) = 66.29%
- Pureté de C₂ dans le distillat de tête (X_{D,C2}) : 99.48%
- Débit massique de C₂ extrait en tête
- $\dot{m}_{C_2} = 141.0128571 \times 0,9948$
- $\dot{m}_{C_2} = 140.2795903$ (t/h)

Interprétation des résultats :

L'écart entre le débit d'alimentation (223,40 t/h) et la somme des débits de sortie (223,33 t/h) est virtuellement nul. Sur le plan industriel, cette conservation rigoureuse de la masse valide l'exactitude des instruments de mesure DCS et confirme que la colonne opère dans un régime permanent stable, sans fuites ni accumulations de matière.

La pureté obtenue en tête dépasse largement la contrainte minimale de conception. Le produit de tête répond donc parfaitement aux critères de qualité requis pour sa valorisation industrielle (réinjection ou export).

III.2.2.4 Bilan énergétique (H_F , H_D , H_A , Q_C et Q_R)

- $C_P = 1.71 \text{ kJ/Kg.K}$
- $\lambda_{\text{mélange}} = 488 \text{ KJ/KG}$
- $Q_R + H_F = H_D + H_A + Q_C$
- $H_F = 7.556 \times 10^6 \text{ KJ/h}$
- $H_D = 3.193 \times 10^6 \text{ KJ/h}$
- $H_A = 1.426 \times 10^6 \text{ KJ/h}$
- $Q_C = (m'_{\text{D}} + m'_{\text{reflux}}) \times \lambda_{\text{mélange}}$
- $Q_C = 1.851 \times 10^8 \text{ KJ/h}$
- $Q_R = 1.949 \times 10^8 \text{ KJ/h}$

Interprétation des résultats :

La cohérence entre la charge thermique calculée pour le rebouilleur Q_C et celle du condenseur Q_R met en évidence le rendement thermique optimal des échangeurs de la section de dééthaniseur, indiquant une isolation efficace sans pertes calorifiques majeures vers l'extérieur.

III.2.2.5 Taux de reflux

- **Taux de reflux réel:** 1.690149834
- **Taux de reflux design:** 1.727078891

Interprétation des résultats :

La très légère réduction du taux de reflux par rapport au design permet de minimiser légèrement la consommation d'énergie au niveau du rebouilleur tout en assurant une séparation supérieure aux attentes (pureté de 99,48 %), ce qui représente une optimisation énergétique concrète.

III.2.2.6 Rendement

- **Rendement de design:** 93.63%
- **Rendement réel:** 94.72%

Interprétation des résultats :

Le rendement de séparation réel de la colonne dépasse la valeur théorique de design. Conjugué à la pureté remarquable du produit de tête, ce résultat confirme que le dééthaniseur remplit

pleinement et efficacement ses objectifs de production industrielle, en minimisant la perte d'éthane dans le flux de fond.

III.2.2.7 Suivi graphique des paramètres opératoires du Dééthaniseur

Afin d'analyser visuellement le comportement et la stabilité de la colonne de dééthanisation sur la période d'étude, nous présentons les profils graphiques des principaux paramètres

III.2.2.7.1 Profil des températures de dééthaniseur

La figure suivante représente le profil des températures de dééthaniseur.

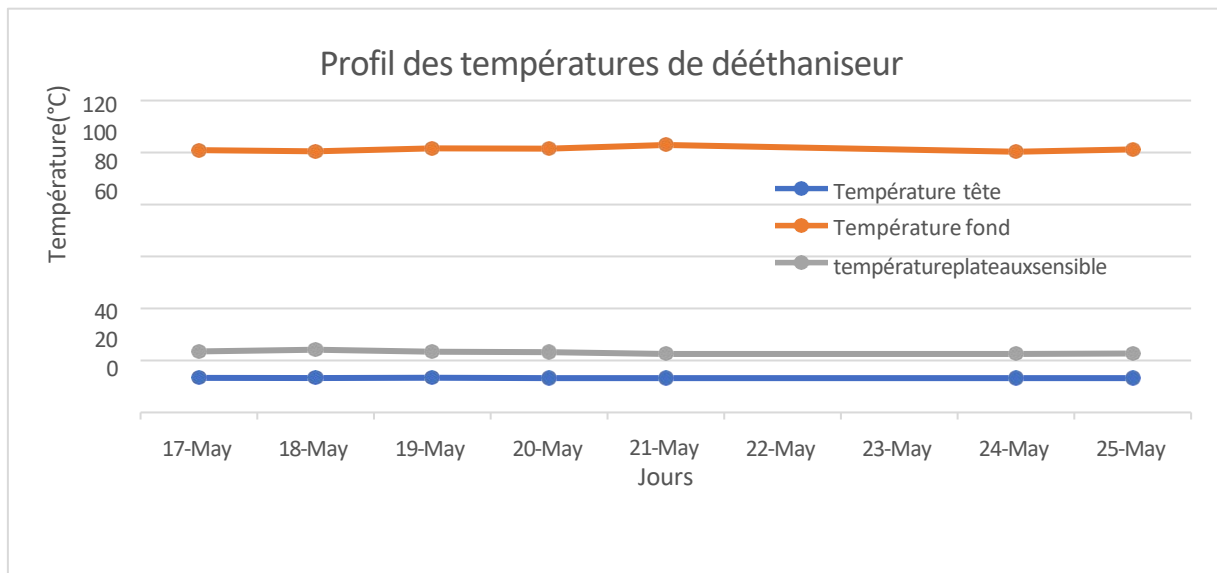


Figure III-8: Évolution des températures de fonctionnement (Tête, Fond et Plateau sensible) du dééthaniseur.

Interprétation des résultats :

D'après le graphe de la figure III-8, nous constatons une remarquable stabilité des trois profils de température tout au long de la période d'étude (du 17 au 25 mai).

- La température de fond reste stable autour de 101 °C, ce qui démontre le comportement thermique stationnaire et régulier du rebouilleur (17-MC07) alimenté en huile chaude.
- La température du plateau sensible se maintient de façon constante à environ 23,1 °C, ce qui prouve que la zone de transition de phase et le front de séparation de l'éthane sont parfaitement localisés à l'intérieur de la colonne.
- La température de tête est rigoureusement stable aux alentours de 13,2 °C, confirmant l'efficacité constante du condenseur au propane (17-MC08).

L'absence de fluctuations brusques ou de pics sur ce profil stationnaire confirme que la colonne DC2 fonctionne sous un régime thermodynamique hautement régulé et optimal.

III.2.2.7.2 Suivi les débits de dééthaniseur

La figure suivante représente le suivi des débits.

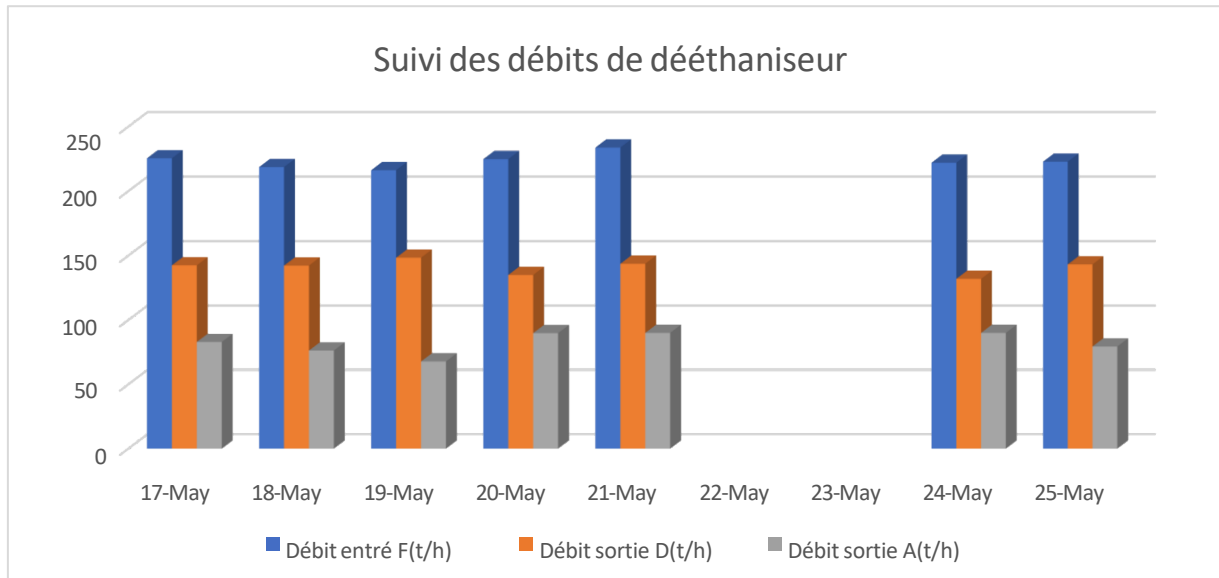


Figure III-9 : Suivi des débits opératoires et répartition de la matière du Dééthaniseur

Interprétation des résultats

L'analyse de l'histogramme de la figure III-9 nous permet d'évaluer le comportement hydraulique de la colonne DC2 durant la période d'étude :

- Stabilité de l'alimentation : Le débit d'entrée reste stable et régulier sur toute la période, oscillant autour d'une moyenne de 223,40 t/h, ce qui confirme que la colonne fonctionne à une charge optimale et en régime permanent.
- Distribution des produits : Le débit de sortie en tête (distillat d'éthane) et le débit de sortie en fond (résidu liquide) suivent fidèlement et proportionnellement les moindres variations du débit d'alimentation.
- Respect du bilan de matière : Pour chaque jour de marche, la somme visuelle du débit de tête et du débit de fond correspond parfaitement au débit d'alimentation entrant, avec un écart de masse moyen de seulement 0,031 %.

Ce profil graphique confirme l'absence de perturbations hydrauliques majeures (comme l'engorgement ou le pleurage) et valide graphiquement la rigueur du bilan de matière global calculé pour le dééthaniseur.

III.2.2.7.3 Comparaison entre les valeurs réels/design de dééthaniseur

Cette figure représente une comparaison globale.

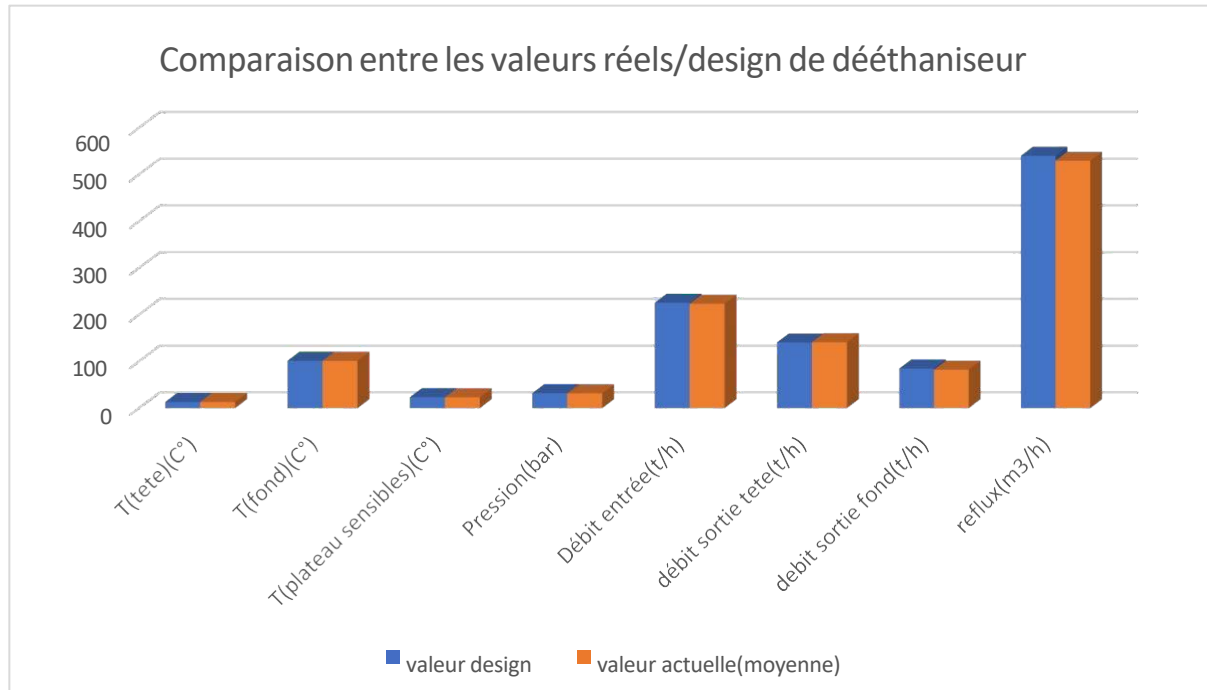


Figure III-10 : Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Dééthaniseur

Interprétation des résultats :

L'analyse comparative du graphe permet de tirer les conclusions suivantes :

- Profil Thermique et Pression : Les colonnes bleues (design) et oranges (réel) sont quasiment identiques. Les écarts sont infimes (1,8%), ce qui confirme la parfaite stabilité thermodynamique de la colonne.
- Débits et Charge : Le débit d'entrée réel s'aligne sur le design, montrant un taux de charge optimal de 99,07%. Les débits de sortie (tête et fond) valident graphiquement la stabilité du bilan de matière.
- Débit de Reflux : Le reflux réel est très proche du design (écart de 1,92%), garantissant le fractionnement efficace de l'éthane.

La forte ressemblance entre le réel et le design prouve que le dééthaniseur fonctionne dans des conditions industrielles idéales et hautement conformes aux spécifications d'origine.

III.2.3 Dépropaniseur

Les données d'exploitation ont été collectées sur une période d'une semaine afin d'évaluer le comportement réel des colonnes de fractionnement et de les comparer aux conditions de design (voir tableau III-7 et III-8)

Tableau III-7: données extraites du système DCS sur une période de 7 jours de dépropaniseur.

Les jours	Température tête (°C)	Température fond (°C)	Température plateaux sensible (°C)	Pression (bar)	Débit entrée (t/h)	Débit sortie D (t/h)	Débit sortie A (t/h)	Reflux (m ³ /h)
17-May	48.52	107.48	85.25	15.56	82.94	58.65	24.24	175.74
18-May	48.45	107.45	85.47	15.54	76.29	50.4	25.45	174.28
19-May	48.26	107.17	84.93	15.48	67.81	46.01	21.76	180.26
20-May	48.4	107.37	85	15.5	89.8	62.8	27	175
21-May	48.3	107.5	85	15.5	90	58.8	31	175
24-May	48.25	106.5	85	15.5	90	62.1	27	175
25-May	48.2	106.9	84.9	15.5	79.4	54.1	25.1	175.3

Tableau III-8 : Données opératoires de design et réelles du dépropaniseur.

Paramètres	valeur design	valeur actuelle(moyenne)	Ecart absolu	Ecart relatif
T (tête) (°C)	48	48.34	0.34	0.71%
T(fond) (°C)	107	107.1957143	0.195714286	0.18%
T (plateau sensibles) (°C)	85	85.07857143	0.078571429	0.09%
Pression (bar)	15.5	15.51142857	0.011428571	0.07%
Débit entré (t/h)	80	82.32	2.32	2.90%
Débit sortie D (t/h)	54.3	56.12285714	1.822857143	3.36%
Débit sortie A (t/h)	25.7	25.93571429	0.235714286	0.92%
Reflux (m ³ /h)	181.5	175.7971429	5.702857143	3.14%

Interprétation des résultats :

La colonne dépropaniseur fonctionne en légère surcharge opérationnelle par rapport à sa capacité nominale de design (+2,90 %). Malgré ce régime sévère, l'absence de perturbations ou de hausses anormales de pression prouve la robustesse de la colonne et sa capacité à absorber ces débits sans provoquer d'engorgement.

La légère baisse du débit de reflux reste bien en deçà des marges de tolérance industrielles. Ce débit est suffisant pour assurer le lavage des vapeurs montantes.

III.2.3.1 Fractions molaire et massique de dépropaniseur Taux de charge

Le tableau suivant donne les fractions molaires et massiques de déméthaniseur.

Tableau III-9: Fractions molaire et massique de dépropaniseur.

	Fraction molaire de C ₃	Fraction massique de C ₃
X _f	0.8444	0.8027
X _D	0.9968	0.9977
X _A	0.0009	0.0007

- Taux de charge = 102.90%

III.2.3.2 Bilan de Matière Global

- Débit d'entrée (F) = 82.32 t/h
- Débit de sortie (D + B) = 56.12285714 + 25.93571429 = 82.05857143 t/h
- Écart relatif = 0.32%

III.2.3.3 Bilan de matière partiel

- Fraction massique de C₃ dans l'alimentation (X_{F,C3}) = 80.27%
- Pureté de C₃ dans le distillat de tête (X_{D,C3}) : 99.77%

Débit massique de C₃ extrait en tête

- $\dot{m}_{C_3} = 55.993 \text{ t/h}$

Interprétation des résultats :

La différence entre l'entrée (82,32 t/h) et les sorties cumulées (82,06 t/h) est infime et se situe largement sous le seuil d'erreur industrielle de 5 %. Les bilans de masse sont donc parfaitement validés et confirment la marche de la colonne en régime stationnaire stable.

Ce niveau de pureté exceptionnel confirme la production d'un propane de haute qualité, parfaitement conforme aux besoins d'appoint des différents circuits de réfrigération du complexe.

III.2.3.4 Bilan énergétique (H_F , H_D , H_A , Q_C et Q_R)

$$\lambda = 340 \text{ kJ/kg}$$

$$C_p = 1.72 \text{ kJ/kg.K}$$

- $Q_R + H_F = Q_C + H_D + H_A$
- $H_F = 82320 \times 2.3 \times 58.39$
- $H_F = 1.11 \times 10^7 \text{ KJ/h}$
- $H_D = 6.24 \times 10^6 \text{ KJ/h}$
- $H_A = 9.73 \times 10^6 \text{ KJ/h}$
- $Q_C = 4.873 \times 10^7 \text{ KJ/h}$
- $Q_R = 5.324 \times 10^7 \text{ KJ/h}$

III.2.3.5 Taux de reflux

- **Taux de reflux réel:** 1.53485771
- **Taux de reflux design:** 1.637845304

Interprétation des résultats :

Les puissances calorifiques calculées (Q_R au rebouilleur et Q_C au condenseur) traduisent des échanges thermiques équilibrés, attestant que l'unité opère avec un rendement énergétique optimal en accord avec la charge d'alimentation élevée.

Le taux de reflux réel est légèrement inférieur au design. Cette réduction opérationnelle permet d'économiser de l'énergie de rebouillage tout en maintenant, de façon remarquable, une pureté produit de tête de près de 99,8 %, validant le choix de ce réglage en cours de marche.

III.2.3.6 Rendement

- **Rendement de design:** 84.36%
- **Rendement réel:** 84.74%

Interprétation des résultats

Le rendement réel s'établit légèrement au-dessus des spécifications de conception nominale. La colonne de dépropanisation remplit efficacement ses objectifs industriels en maximisant la récupération du propane commercial tout en évitant sa perte dans la coupe lourde de fond.

III.2.3.7 Suivi graphique des paramètres opératoires du dépropaniseur

Afin d'analyser visuellement le comportement et la stabilité de la colonne de dépropanisation sur la période d'étude, nous présentons les profils graphiques des principaux paramètres opératoires.

III.2.3.7.1 Profil des températures de dépropaniseur

La figure suivante montre le profil des températures de dépropaniseur.

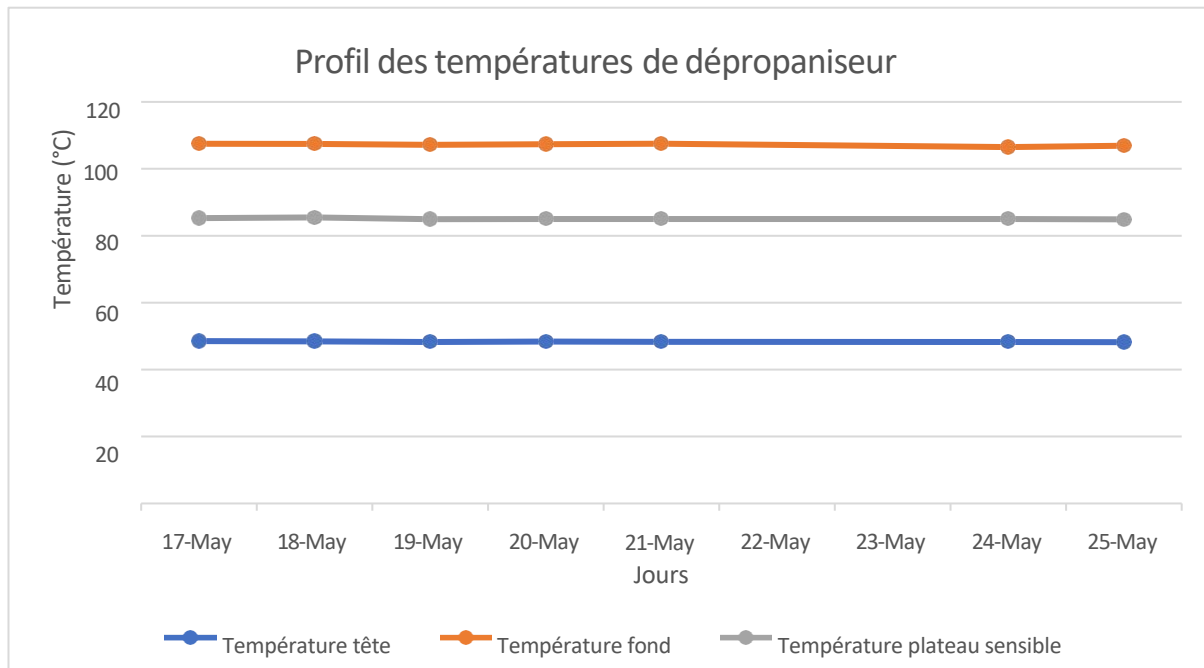


Figure III-11: Évolution des températures de fonctionnement (Tête, Fond et Plateau sensible) du dépropaniseur.

Interprétation des résultats :

L'analyse du graphique de la figure III-11 montre une excellente régularité des profils thermiques de la colonne DC3 sur l'ensemble de la semaine d'observation.

- La température de fond est maintenue de façon très stable autour de 107,2 °C, validant la régulation précise du rebouilleur (17-MC10) pour l'épuisement de la coupe propane.
- La température du plateau sensible affiche une ligne horizontale parfaite à environ 85 °C, ce qui témoigne d'une parfaite stabilité du gradient de concentration et de la zone d'alimentation.
- La température de tête reste stable aux alentours de 48,3 °C, prouvant que l'aérocondenseur (17-MC11) évacue efficacement la charge thermique requise pour condenser le distillat.

Ces profils thermiques presque horizontaux confirment que le dépropaniseur opère dans des conditions d'équilibre liquide-vapeur stables et optimales.

III.2.3.7.2 Suivi les débits de dépropaniseur

La figure suivante montre le suivi des débits.

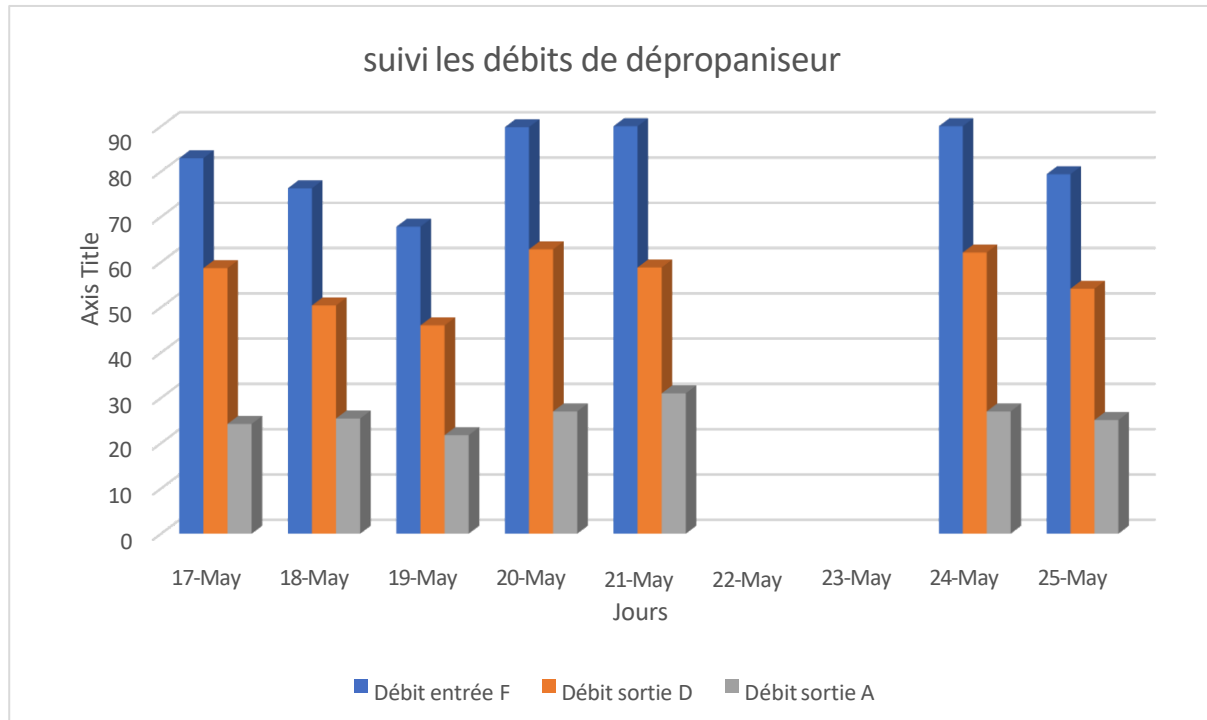


Figure III-12: Suivi des débits opératoires et répartition de la matière du Dépropaniseur.

Interprétation des résultats :

Le graphique de la figure III-12 illustre le suivi des flux de masse de dépropaniseur. Les observations graphiques permettent de conclure que :

- Régime stationnaire : Malgré une légère surcharge par rapport au design (alimentation moyenne à 82,32 t/h pour un design de 80 t/h), le profil d'entrée reste linéaire et sans à-coups.
- Proportionnalité des flux : Les débits du distillat de tête (propane) et du résidu de fond suivent de manière synchrone le débit de charge, confirmant un contrôle efficace du niveau de fond et du reflux.
- Exactitude des mesures : La superposition des flux de sortie restitue fidèlement la quantité de matière entrée (écart moyen infime de 0,32 %), ce qui confirme l'absence d'accumulation ou de pertes physiques.

Ce profil graphique démontre la robustesse hydraulique de DC3 qui absorbe la charge sans aucune fluctuation chaotique des débits.

III.4.3.7.2.2 Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Dépropaniseur

Cette figure représente une comparaison globale.

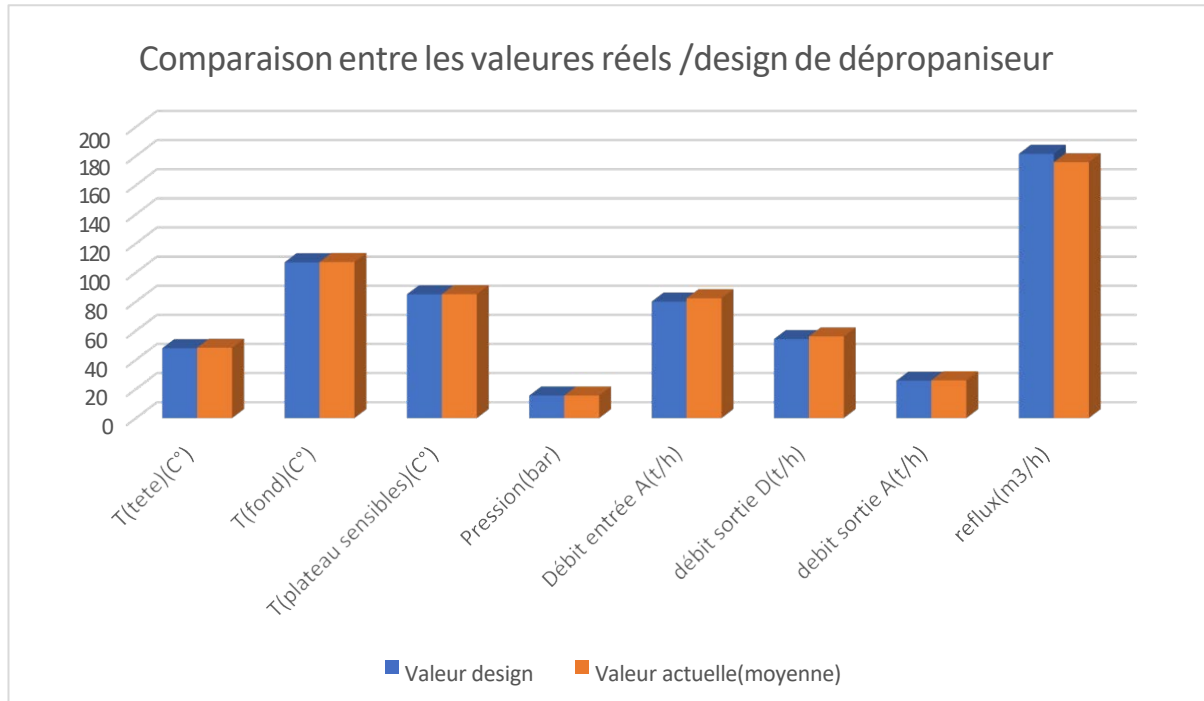


Figure III-13: Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Dépropaniseur.

Interprétation des résultats :

Le graphique de la figure III-13 expose la comparaison directe entre les spécifications nominales de design et les moyennes réelles enregistrées :

- Conformité du profil PT (Pression/Température) : Les colonnes représentant le design et le réel pour les trois températures et la pression sont presque de hauteurs identiques, affichant des écarts inférieurs à 1%.
- Capacité de charge : Le débit d'entrée réel dépasse légèrement la ligne de design, confirmant un taux de charge optimal de 102,90 % sans dégradation de la séparation.
- Optimisation du reflux : Le débit de reflux réel est légèrement inférieur au design, matérialisant l'optimisation énergétique opérée en salle de contrôle pour économiser de la vapeur tout en assurant une pureté de 99,77%.

La forte ressemblance graphique entre les deux séries de données prouve que le dépropaniseur fonctionne dans des conditions industrielles hautement conformes à sa philosophie de conception.

III.2.4 Débutaniseur

Le tableau III-10 présente l'évolution quotidienne des différents paramètres opératoires (températures, pressions et débits) enregistrés sur site pour la colonne de débutaniseur durant la période d'étude. Données opératoires de design et réelles sont montrées sur le tableau III-11.

Tableau III-10: Données extraites du système DCS sur une période de 7 jours de débutaniseur.

Les jours	Température tête (°C)	Température fond (°C)	Température plateaux sensible (°C)	Pression (bar)	Débit entrée (t/h)	Débit sortie D (t/h)	Débit sortie A (t/h)	Reflux (m³/h)
17-May	54.42	106.63	103.31	5.1	24.24	17.6	6.59	56.67
18-May	54.62	105.97	102.17	5.13	25.45	16.55	8.79	55.93
19-May	54.1	105.62	101.6	5.11	21.76	14.3	7.4	56.02
20-May	54.3	105.9	101.8	5.1	27	9.5	17	56
21-May	54.6	106	101.8	5.1	31	21.63	9.2	56
24-May	54.5	105.5	101.2	5.1	27	19.5	7.4	56.3
25-May	54.3	105.7	101.8	5.09	25.1	14.52	10.5	55.88

Tableau III-11 : Données opératoires de design et réelles du Débutaniseur.

Paramètres	valeur design	valeur actuelle (moyenne)	Ecart absolu	Ecart relatif
T (tête) (°C)	54.4	54.40571429	0.005714286	0.01%
T (fond) (°C)	106	105.9028571	0.097142857	0.09%
T (plateau sensibles) (°C)	103	101.9542857	1.045714286	1.02%
Pression (bar)	5	5.104285714	0.104285714	2.09%
Débit entrée (t/h)	26.5	25.93571429	0.564285714	2.13%
débit sortie D (t/h)	17.18	16.22857143	0.951428571	5.54%
Débit sortie A (t/h)	9.32	9.554285714	0.234285714	2.51%
reflux(m3/h)	56	56.11428571	0.114285714	0.20%

III.2.4.1 Fractions molaire et massique de débutaniseur et Taux de charge

Il est donné les fractions molaires et massiques sur le tableau suivant.

Tableau III-12: Fractions molaire et massique de débutaniseur

	Fraction molaie de C ₄	Fraction massique de C ₄
X _f	0.9158	0.9879
X _D	0.999	0.9992
X _A	0.0001	0.00008

- Taux de charge = 97.87%

Interprétation des résultats

La colonne débutaniseur fonctionne à près de 98 % de sa capacité nominale d'origine. L'unité est donc utilisée à son potentiel optimal, fonctionnant de façon stable et fluide en régime permanent, sans aucun phénomène d'engorgement hydraulique.

L'adéquation parfaite entre le reflux réel et le reflux théorique prouve une excellente stabilité de la boucle de rétroaction hydraulique de la tête de colonne.

III.2.4.2 Bilan de Matière Global

- Débit d'entrée (F) = 25.93571429 (t/h)
- Débit de sortie (D + B) = 16.22857143 + 9.554285714 = 25.78285714 (t/h)
- Écart relatif = 0.59%

III.2.4.3 Bilan de matière partiel

- Fraction massique de C₄ dans l'alimentation ($X_{F,C4}$) = 0.9879
- Pureté de C₄ dans le distillat de tête ($X_{D,C4}$) = 99.92%

Débit massique de C₄ extrait en tête

- $\dot{m}_{C4} = 16.2155886 \text{ t/h}$

Interprétation des résultats :

L'écart de masse calculé est minime (Entrée : 25,94 t/h vs Sorties : 25,78 t/h). Cette valeur est très inférieure aux tolérances de l'instrumentation industrielle (5 %), ce qui permet de certifier rigoureusement la conservation de la masse et d'exclure l'existence de fuites physiques au sein de la section de débutaniseur.

La pureté du distillat obtenu en tête est exceptionnelle et surpasse les exigences nominales de design. Le procédé de séparation sépare de manière quasi-parfaite la fraction C₄ des constituants plus lourds.

III.2.4.4 Bilan énergétique (H_F , H_D , H_A , Q_C et Q_R)

$$\lambda = 365 \text{ KJ/KG}$$

$$C_p = 1.72 \text{ kJ/kg.K}$$

- $Q_R + H_F = Q_C + H_D + H_B$

- $H_F = 2.748 \times 10^6$ kJ/h
- $H_D = 1.501 \times 10^6$ kJ/h
- $H_A = 1.720 \times 10^6$ kJ/h
- $Q_C = 1.739 \times 10^7$ kJ/h
- $Q_R = 1.786 \times 10^7$ kJ/h

Interprétation des résultats :

Le bilan thermique permet d'évaluer les charges calorifiques nécessaires au maintien du profil de température de la colonne. La charge calculée au niveau du rebouilleur (Q_R) traduit l'énergie thermique fournie par le système d'huile thermique pour vaporiser les constituants légers (coupe C_4) en fond de colonne, tandis que la charge du condenseur (Q_C) reflète l'énergie frigorifique requise au niveau de l'aérocondenseur pour assurer le reflux. La cohérence et le quasi-équilibre entre ces charges énergétiques (Q_R et Q_C) démontrent que les échangeurs associés à la débutaniseur fonctionnent avec une efficacité thermique optimale, sans pertes de chaleur significatives vers le milieu extérieur.

III.2.4.5 Taux de reflux

- **Taux de reflux réel:** 1.936338028
- **Taux de reflux design:** 1.825378347

Interprétation des résultats :

Le taux de reflux réel (1,94) montre une légère augmentation par rapport à la valeur spécifiée par le design (1,83). Cette hausse modérée du reflux en tête de colonne permet d'intensifier le contact liquide-vapeur sur les plateaux supérieurs, ce qui explique l'obtention d'une pureté exceptionnelle en butane (99,90%). Ce réglage opérationnel s'avère parfaitement judicieux puisqu'il permet de sécuriser la qualité du produit fini tout en maintenant une excellente stabilité de l'hydrodynamique interne de la colonne, sans aucun risque d'engorgement.

III.2.4.6 Rendement

- **Rendement de design:** 65.57%
- **Rendement réel: :** 63.29%

Interprétation des résultats :

Le rendement de séparation réel de la colonne s'établit à 63,29%, ce qui reste très proche et en parfaite conformité avec le rendement théorique de design (65,57%). Conjugué à une pureté très élevée en butane mélangé de 99,90% obtenue en tête (dépassant le minimum de design de (97,99%)) et une présence infime de C_4 dans le résidu (0,1%), ce résultat confirme la haute

efficacité du procédé de fractionnement actuel. La colonne de débutanisation remplit pleinement ses objectifs de production en minimisant les pertes de composants valorisables dans le flux de fond, validant ainsi la performance globale de cette section de l'Unité 17.

III.2.4.7 Suivi graphique des paramètres opératoires du débutaniseur

Afin d'analyser visuellement le comportement et la stabilité de la colonne de dépropanisation sur la période d'étude, nous présentons les profils graphiques des principaux paramètres opératoires.

III.2.4.7.1 Profil de température de débutaniseur

Le profil de température est donné sur la figure suivante.

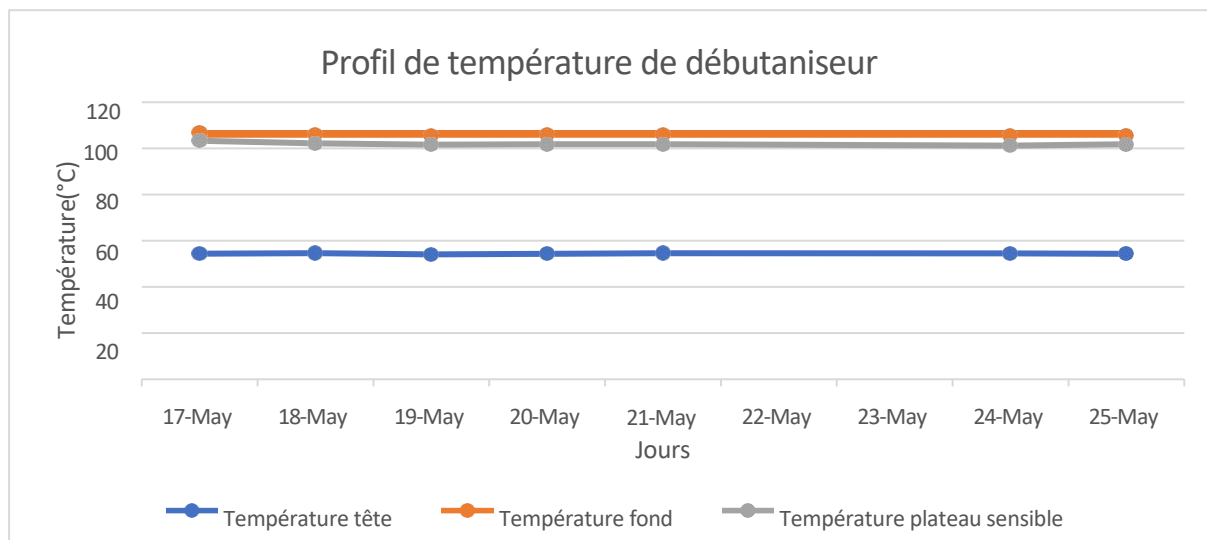


Figure III-14: Évolution des températures de fonctionnement (Tête, Fond et Plateau sensible) du débutaniseur.

Interprétation des résultats :

Le graphique de la figure 3-14 met en évidence l'évolution des températures de débutaniseur :

- La température de fond trace une ligne très stable autour de 105,9 °C, prouvant le bon fonctionnement du rebouilleur (17-MC12) pour séparer les butanes de la gazoline.
- La température du plateau sensible reste globalement constante aux alentours de 101,9 °C, confirmant la bonne tenue du profil de fractionnement sur les plateaux intermédiaires.
- La température de tête est figée à sa valeur cible de 54,4 °C, démontrant une maîtrise parfaite de l'aérocondenseur (17-MC13).

Ces graphes valident graphiquement la grande stabilité thermique de cette dernière étape de fractionnement.

III.2.4.7.2 Suivi les débits de débutaniseur

Le suivi des débits est donné sur la figure suivante.

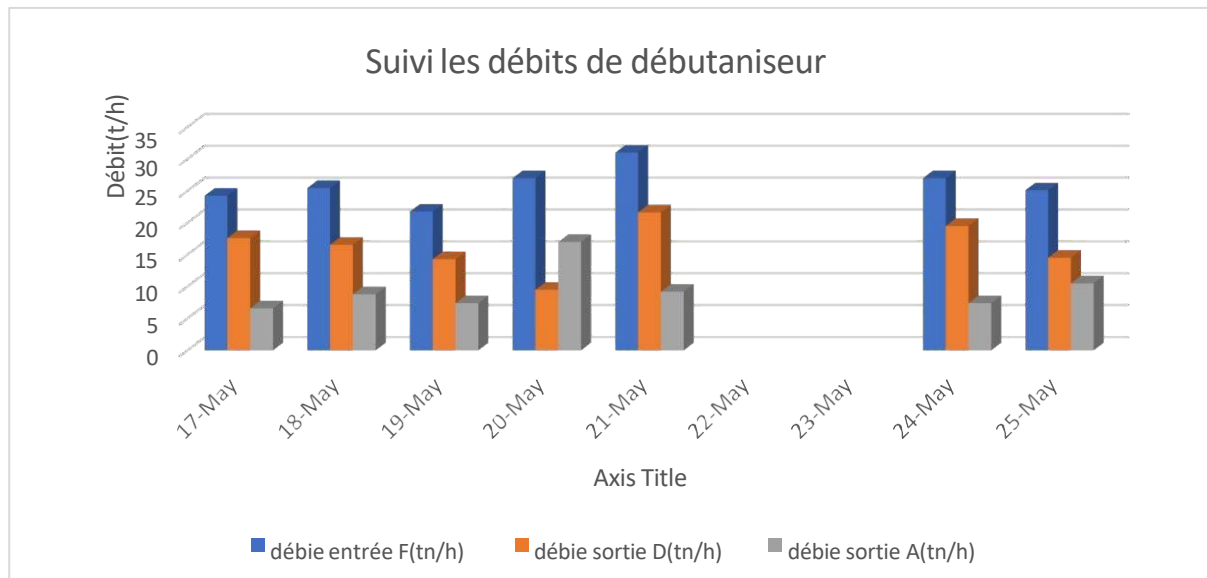


Figure III-15: Suivi des débits opératoires et répartition de la matière du Débutaniseur.

Interprétation des résultats :

Le graphique de la figure III-15 présente le suivi des débits massiques pour le débutaniseur :

- **Régularité de la charge :** Le débit d'alimentation provenant du fond de débutaniseur reste stable tout au long de la période, avec une moyenne de 25,94 t/h (taux de charge de 97,87%).
- **Suivi des produits finis :** Le débit de distillat (butanes mélangés) et le flux de résidu (pentanes/gazoline) évoluent parallèlement à la charge.
- **Validation de la masse :** La cohérence graphique entre le flux entrant et les flux sortants confirme un écart relatif minimal de 0,59%, ce qui valide la précision des bilans massiques calculés.

Ce profil confirme l'absence totale de perturbations hydrauliques majeures et met en évidence la stabilité de marche en régime permanent de débutaniseur.

III.2.4.7.3 Comparaison entre les valeurs réel/design de débuteur

Cette figure représente une comparaison globale.

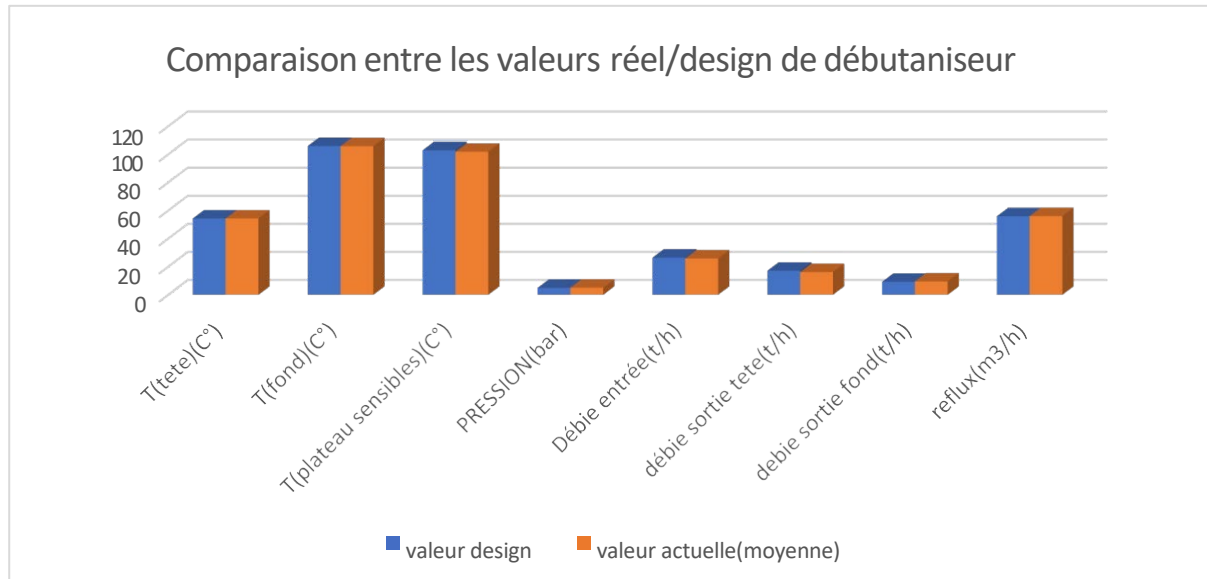


Figure III-16 : Comparaison globale entre les paramètres opératoires de design et les valeurs réelles moyennes du Débuteur

Interprétation des résultats :

L'analyse comparative du graphe pour la colonne débuteur permet de tirer les conclusions suivantes :

- **Profil Thermique et Pression :** Les colonnes bleues (design) et oranges (réel) affichent une correspondance parfaite pour toutes les températures et la pression. Les écarts sont infimes (notamment 0,01% pour la température de tête), ce qui démontre la parfaite stabilité thermodynamique de la colonne.
- **Débits et Charge :** Le débit d'alimentation réel (25,94 t/h) s'aligne très précisément sur la valeur de design (26,5 t/h), validant un taux de charge optimal de 97,87%.
- **Débit de Reflux :** le débit de reflux réel présente un écart très faible de 0,20 % par rapport à la valeur de design, traduisant une excellente concordance entre les conditions réelles de fonctionnement et les spécifications de conception.

La forte ressemblance entre le réel et le design prouve que le débuteur fonctionne dans des conditions industrielles idéales et hautement conformes aux spécifications d'origine.

Interprétation des rendements de dééthaniseur et dépropaniseur :

Le rendement réel supérieur au design s'explique par les **marges de sécurité** intégrées lors de la conception, ainsi que par des **conditions opératoires actuelles optimales** (débit de charge maîtrisé et excellent contact liquide-vapeur sur les plateaux).

CONCLUSION

GÉNÉRAL

Conclusion général

La réalisation de ce mémoire de master nous a permis de mener une étude thermodynamique et opérationnelle approfondie d'un système de fractionnement clé au sein de l'industrie du gaz naturel liquéfié. L'objectif principal était d'évaluer rigoureusement le comportement et l'efficacité des colonnes de distillation (notamment le déméthaniseur et le dééthaniseur) en se basant sur une approche analytique rigoureuse.

Pour ce faire, nous avons privilégié une méthodologie de calcul manuel basée sur les lois fondamentales de la thermodynamique des mélanges d'hydrocarbures. L'établissement minutieux des bilans de matière et d'énergie (thermiques) sur l'ensemble du système, incluant les colonnes et leurs condenseurs, a constitué le cœur de notre démarche. Cette approche quantitative nous a permis de vérifier avec précision la distribution des constituants (en particulier la séparation du méthane) et de quantifier les charges thermiques requises pour maintenir le procédé à son niveau optimal.

Les résultats issus de cette vérification de performance mettent en évidence plusieurs points clés :

- **Efficacité de la séparation** : Les calculs analytiques confirment que le profil de température et de pression au sein des colonnes assure une pureté des produits conforme aux exigences techniques du complexe GNL3 Z.
- **Validation des bilans** : La convergence des bilans thermiques et de matière démontre la validité de l'approche théorique appliquée aux conditions industrielles réelles, validant ainsi la capacité des équipements à absorber les flux de charge prévus.

En conclusion, ce travail de vérification confirme que les colonnes de distillation du complexe GNL3 Z répondent de manière satisfaisante aux critères de performance requis, tout en soulignant l'importance cruciale de la thermodynamique classique dans l'audit des procédés industriels complexes.

REFERENCES

BIBLIOGRAPHIQUES

Références bibliographiques

1. Manuel opératoire de complexe GL3/Z
2. W. Leid, R.Laid,2023 "Estimation et récupération des quantités du CO2 rejeté vers atmosphère au niveau du complexe GNL3/Z," Mémoire de Master, Dpt. Hygiène Sécurité et Environnement, Université M'Hamed Bougera de Boumerdès.
3. Duroudier , J. p,(2017), La Distillation , ISTE éditions, P6 .
4. <https://www.techno-science.net>
5. Kister .H , (1992), Distillation Design, (1ed), McGraw-Hill, New York, P 25 - 30 .
6. McCabe W.L ;Smith J. C ; Harriott P ,(2004) , Unit Operations of Chemical Engineering 7ed, McGraw-Hill ,PP 760 -765 .
7. Coulson J. M ; and Richardson J. F,(2002), Chemical engineering : Vol. 2. Particle technology and separation processes (5ed.). Butterworth-Heinemann ,P 543 et 594 .
8. Smith, J. A ; Johnson, B. C. (2024) ,Cryogenic Process Optimization for Natural Gas Purification, ACS Omega ,volume 9 (25), 27214–27215.
9. Green D. W ;Perry R. H, (2008), Perry’s Chemical Engineers’ Handbook,(8 ed), Section 13 , McGraw-Hill, P 10 .
10. Tome L, 1884,Description des machines et procédés, Paris, P 17.
11. Trambouze P ,(1999), Raffinage du pétrole Tome 4 : Matériels et équipements, Editions Technip ,P112 et 169 .
12. Williams R,(2012), François-Marie Raoult et la loi de Raoult ,Reflets de la Physique, P22.
13. Smith J. M ;Van Ness H. C ; Abbott M ;Swihart M .T ;(2018). Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, (8ed.) , McGraw-Hill Education , P 358 .
14. Smith J. M ; Van Ness H. C ;Abbott M ,(2005), Introduction to chemical engineering thermodynamics ,(7ed.), McGraw-Hill ,P 381 .
15. Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2002). Chemical Engineering: Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer (Vol. 1 & 2). Butterworth-Heinemann
16. Treybal, R. E. (1980). Mass-Transfer Operations. McGraw-Hill
17. Himmelblau, D. M., & Riggs, J. B. (2012). Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering (8th ed.). Prentice Hall
18. Kister, H. Z. (1992). Distillation Design. McGraw-Hill.
19. Henley, E. J., & Seader, J. D. (2006). Separation Process Principles (2nd ed.). John Wiley & Sons.
20. Manuel opératoire de l’unité 17 du complexe GL3/Z