



Department of Process Engineering

Ref :...../U.M/F.S.T/2024

هندسة الطرائق

رقم / ج.م.ك.ع.ت//2024

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : GENIE DES PROCÉDES

Option:GENIE CHIMIQUE

Thème

**Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne
débutaniseur 153-E du complexe GNL2Z**

Présenté par

1-MOHRA Wafaa

2-SALAA Zahra

Soutenu le 23 /06 / 2024 devant le jury composé de :

Présidente :	BENIDRIS Elbatoul	MCB	Université de Mostaganem
Examinatrice :	BENYEKKOU Nabila	MAB	Université de Mostaganem
Rapporteuse :	SLAMANI Samira	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2023/2024

Remerciement

Nous exprimons notre gratitude en premier lieu à Dieu, le Tout-Puissant et Miséricordieux qui nous a accordé la force et la patience nécessaires pour mener à bien cette humble tâche. Nous tenons à exprimer nos vifs remerciements et notre profonde gratitude à notre encadrante, la **Dr SLAMANI Samira**, pour sa disponibilité et ses conseils éclairés tout au long de la réalisation de ce travail. Également, nous remercions les membres du Jury,

La présidente **Dr BENIDRIS Elbatoul** et l'examinatrice **Dr BENYEKKOU Nabila** qui ont bien voulu nous honorer de leur présence et évaluer notre travail.

Nous exprimons nos sincères remerciements à notre encadreur au sein du complexe, **Mr AIDOUN. M**, pour sa disponibilité tout au long de la réalisation de ce travail. Nous remercions également **M.YAHIANI**, cadre du service formation (DRH) du complexe GNL2/Z, pour son aide précieuse.

Nous tenons à exprimer notre gratitude envers ensemble du personnel des Départements Production et Laboratoire, en particulier **Mr LARDJA Reda**, pour leur soutien et leur patience. Nos remerciements s'adressent également à tout le personnel du complexe GNL2/Z pour leur accueil chaleureux et leur assistance tout au long de la réalisation de ce travail.

Nous tenons également à remercier chaleureusement toutes les personnes qui ont contribué, de près ou de loin, au bon déroulement de cette recherche.

Dédicace

Tout d'abord, je tiens à exprimer ma gratitude envers Allah pour m'avoir accordé le courage et la patience nécessaires pour accomplir ce modeste travail, que je dédie à :

Mon cher père, qui a toujours été un exemple pour moi, veillant à ma réussite en déployant tous les efforts nécessaires.

Ma chère mère, qui a enraciné en moi les valeurs de l'éthique et de l'éducation, et ma apporté un soutien considérable dans mes études, à travers les sacrifices consentis pour mon éducation, ainsi que la confiance et l'amour constants qu'elle m'a témoignés.

À mon cher frère, Mohamed, et à mes sœurs, Ahlem, Sihem, Amina et Ines, à qui je souhaite une vie pleine de bonheur, de santé et de réussite.

J'ai le grand plaisir de dédier ce travail à mes très chères amies, Samia, Aya, Zahia et Bouchra.

À mon binôme, SALAA Zahra, et à sa famille.

À tous ceux qui me sont chers

À tous ceux qui m'aiment

À tous ceux que j'aime

À tous ceux qui ont croisé, de près ou de loin, mon chemin et qui m'ont permis d'arriver là où je suis.

Enfin, je dédie ce travail à toute personne qui m'a aidée, de près ou de loin, à le réaliser,
Sans exception.

MOHRA Wafaa

Dédicace

En ce moment chaleureux de ma vie, je tiens tout d'abord à remercier Allah le Tout-Puissant qui m'a procuré le courage et la volonté nécessaires pour réaliser ce modeste travail que je dédie :

À ma chère mère, pour ses sacrifices, son encouragement, son soutien et ses prières afin que je réussisse dans ma vie.

À mon cher père qui a été un exemple pour moi et qui a veillé à ma réussite.

À mes frères El Hadj, Ali, Yacine, et mes sœurs Amina, Karima, et Yasmine.

À mon beau-frère BELKHIR Sofiane.

À mes chères copines BENKADDOUR Samia et MOSTEFAI Aya.

À mon binôme MOHRA Wafaa et à sa famille.

À toute personne qui m'a aidé à réaliser cela, de près ou de loin, sans exception.

SALAA Zahra

Résumé

Ce travail vise à examiner la section de fractionnement d'un train de liquéfaction du gaz naturel situé dans le complexe GNL2/Z. Notre objectif est de repérer les causes de la diminution de la production de butane et de gazoline, puis de proposer des solutions pour redresser cette tendance à la baisse observée ces dernières années. Afin d'atteindre cet objectif, nous avons mené une étude statistique en collaboration avec le service de production au sein du complexe, en utilisant le logiciel HAYSYS V10.0 et le modèle thermodynamique de Peng-robinson. Notre processus de simulation a été validé par une analyse de l'impact des températures de fond et de tête sur la composition des produits pour différents valeurs de taux de reflux.

Mots clés : section de fractionnement, production, Butane, Gazoline

Abstract

This work aims to examine the fractionation section of a natural gas liquefaction train located in the GNL2/Z complex. Our objective is to identify the causes of the decrease in butane and gasoline production, and then propose solutions to reverse this observed downward trend in recent years. In order to achieve this goal, we conducted a statistical study in collaboration with the production department within the complex, using the HAYSYS V10.0 software and the Peng-Robinson thermodynamic model. Our simulation process was validated by analyzing the impact of bottom and top temperatures on product composition for different reflux ratio values.

Key words : fractionation section, production, Butane, Gasoline.

ملخص

غرض هذا العمل هو فحص قسم التجزئة في قطار تكثيف الغاز الطبيعي الموجود في مجمع هدفنا هو تحديد أسباب انخفاض إنتاج البوتان والبنزين، ثم اقتراح الحلول لعكس هذا الاتجاه الهابط الملاحظ في السنوات الأخيرة. لتحقيق هذا الغرض، قمنا بإجراء دراسة إحصائية بالتعاون مع قسم الإنتاج في المجمع، باستخدام برنامج HAYSYS V10.0 نموذج Peng Robinson- للديناميكا الحرارية وتم التحقق من عملية المحاكاة الخاصة لدينا من خلال تحليل تأثير درجات حرارة القاع والرأس على تركيب المنتجات لقيم مختلفة لمعدل التدفق.

الكلمات المفتاحية: قسم التجزئة، الإنتاج، البوتان، البنزين.

Introduction.....	11
Chapitre I : présentation du complexe GNL2Z	
I.1 Historique	15
I.2 Mission essentiel ducomplexe GL2/Z	15
I.3 Plan d’implantation du complexe	15
I.3.1 Les utilités.....	16
I.3.1.1 Sources d’énergie.....	16
I.3.1.2 Sourcede refroidissement.....	16
I.3.1.3 Productiond’électricité	16
I.3.1.4 Unité dessalement	16
I.3.1.5 Production d’air comprimés.....	16
I.3.2 Descriptiond’un train de procédé.....	17
I.3.2.1 Section de traitement de gaz.....	17
I.3.2.2 Section séparation	19
I.3.2.3 Section liquéfaction	19
I.3.2.4 Section compression	21
I.3.2.5 Section fractionnement	21
I.3.2.6 Zone de stockage	23
I.3.2.7 Chargement.....	23
I.3.3 Capacité de production du complexe.....	24
Chapitre II :Section fractionnement	
Introduction.....	26
II.1 Rôle de la section dans le procède.....	26
II.1.1 Utilisation des produits.....	27
II.1.2 Composition moyenne des produits	28
II.2 La dééthanisation.....	28
II.2.1 Direction des produits.....	29
II.2.2 Description/caractéristiques techniques.....	30
II.3 La dépropanisation	32
II.3.1 Direction des produits.....	33
II.3.2 Description et caractéristiques.....	33
II.4 Débutanisation.....	35
II.4.1 Direction des produits.....	35
II.4.2 Description et caractéristiques technique	36
ChapitreIII :Simulation et optimisation	41
III.1 Définition de simulation.....	41
III.2 Présentation de HYSYS	42
III.2.1 Définition de HYSYS	42
III.2.2 Fonctionnement de HYSYS.....	42
III.3 Problématique	43
III.4 Technique analytique	45

Sommaire

III.5 Simulation et optimisation des résultats	46
III.5.1 Validation du modèle thermodynamique	46
III.5.2 simulations du cas design.....	46
III.5.3 Optimisation des paramètres du fonctionnement de la colonne dé-butaniseur 153-E.....	49
III.5.3.1 dans la tete de la colonne 153-E	50
III.5.3.2 Dans le fond de la colonne 153-E.....	54
III.5.4 La variation de la quantité de chaleur du condenseur en fonction de température et taux de reflux	58
III.5.5 La variation de la quantité de chaleur de rebouilleur en fonction de température et taux de reflux	59
Conclusion et recommandation	62
Références.....	63
Annexe.....	66

Liste des figures

Figure I. 1. Gazoducs d'Algérie.....	15
Figure I. 2. Section de traitement de gaz.....	18
Figure I.3. Sections Séparation, Liquéfaction, Boucle propane et Boucle MCR	20
Figure I. 4. Section fractionnement.....	22
Figure I.5. Zone de stockage.....	23
Figure II.6. Section dé-éthanisation	29
Figure II. 7. Section dé-propanisation.....	33
Figure II.8. Section D-ébutanisation.....	36
Figure III.1. Evaluation de la production de gazoline et de butane dansle t-100 et t-300 pendant 4 mois (2023-2024)	44
Figure III.2. L'appareil de chromatographie.....	45
Figure III.3. Schéma PFD de la colonne dé-buatniseur t-100.....	47
Figure III.4. Evolution de la fraction d'iC5 dans le distillat en fonction de la température pour différents taux de reflux.....	50
Figure III.5. Evolution de la fraction de nC5 dans le distillat en fonction de la température pour différents taux de reflux	51
Figure III.6. Evolution de la fraction de iC4 dans le distillat en fonction de la température pour différents taux de reflux	52
Figure III.7. Evolution de la fraction de nC4 dans le distillat en fonction de la température pour différents taux de reflux	53
Figure III.7. Evolution de la fraction de nC4 dans le distillat en fonctionde la température pour différents taux de reflux	54
Figure III.9. Evolution de la fraction de nC5 dans le fond en fonction de la température pour différents taux de reflux.....	55
Figure III.10. Evolution de la fraction de iC4 dans le fond en fonction de la température pour différents taux de reflux.....	56
Figure III.11. Evolution de la fraction de nC4 dans le fond en fonctionde la température pour différents taux de reflux.....	57
Figure III. 12. Evolution de la quantité de chaleur du condenseur en fonctionde température et taux de reflux.....	58
Figure III.13. Evolution de la quantité de chaleur de rebouilleur en fonctionde température et taux de reflux.....	59

Liste des tableaux

Tableau I.1 : production dun train d'après design	24
Tableau II.2 : composition du MCR	27
TableauII.3 : parmètres de marche de la pompe 151 J/JA.....	32
Tableau III.1 : Compositiondesign de l'alimentation du dé-butaniseur 153-E.....	47
Tableau III.2 : Les conditions des produits de tête (Distillat) et de fond (résidu) de la colonne débutaniseur.....	48
Tableau III.3 : Lesrésultats design exacts et simulés de la colonne153-E.....	48
Tabeeau III.4 : La fraction de compositions de butane et gazoline exigée par SONATRACH.....	49

Nomenclature

C1	Méthane
C2	Ethane
C3	Propane
C4	Butane
C5+	La gazoline
CPG	Chromatographie phase gazeuse
DCS	Système de contrôle distribué
DEM	Débitmètres et des compteurs pour liquides industriels non chargés
GN	Gaz naturel
GNL	Gaz naturel liquéfié
GNL2Z	Gaz naturel liquéfié 2ème zone
GPL	Gaz de pétrole liquéfié
i-butane	iso-Butane
i-pentane	iso- Pentane
MCR	Multi composant réfrigérant
MEA	Monoéthanolamine
n-butane	Normal butane
Nm³/an	Normo mètre cube par an
n-pentane	normalPentane
OZ1	Oléoduc d'algérien
PFD	Diagramme de processus de flux (Process flow diagram)
PNB	Produit national brut
QC	Condenseur de chaleur
QR	Quantité de chaleur de rebouilleur
RTO	Région de Transport Ouest
TM/an	Thone métrie par an
U.M	Unité de mesure
X53E , DC4	La colonne dé-butaniseur
X51E, DC2	la colonne dé-methaniseur

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Introduction générale

Sonatrach, abréviation de « Société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures », est une entreprise algérienne spécialisée dans le secteur pétrolier et gazier, fondée le 31 décembre 1963.[1]

Avec un effectif de 41 204 employés (et 120 000 avec ses filiales), Sonatrach contribue à hauteur de 30 % du produit national brut (PNB) de l'Algérie. En tant que compagnie nationale, Sonatrach occupe une place prépondérante dans l'économie algérienne, en étant considérée comme son pilier central.

En 2005, Sonatrach a produit 232,3 millions de tonne équivalent pétrole (TEP), dont 11,7% (24 millions de TEP) destinés au marché intérieur. En 2009, son chiffre d'affaires a atteint 77 milliards de dollars, la plaçant en tête devant la filiale sud-africaine de l'assureur OldMutual, classée deuxième. Sonatrach occupe la 12^{ème} place parmi les groupes pétroliers mondiaux, se positionnant en tête en Afrique et dans le Bassin méditerranéen. Elle est également le 4^{ème} exportateur de gaz naturel liquéfié (GNL), le 3^{ème} exportateur de gaz de pétrole liquéfié (GPL) et le 5^{ème} exportateur de gaz naturel.[2]

Le gaz de pétrole liquéfié GPL a progressivement gagné en importance sur le plan économique ces dernières années. Cette croissance ne découle pas uniquement de sa réputation en tant que combustible propre et performant, mais également des multiples investissements réalisés dans ce secteur.

Notre travail s'inscrit dans la préparation d'un projet de mise en situation professionnelle. Son objectif principal est d'étudier la section de fractionnement d'un train de liquéfaction du gaz naturel, en identifiant les facteurs responsables de la baisse de production de butane et de gazoline. Enfin, nous proposerons des solutions pour améliorer cette production, qui a connu une tendance à la baisse ces dernières années.

Pour mener à bien cette étude, notre approche est structurée en introduction générale, trois chapitres, une conclusion générale et annexe.

- Le premier chapitre présentera une description générale du complexe GL2/Z.
- Le deuxième chapitre se concentrera sur une étude détaillée de la section fractionnement, qui constitue l'élément central de notre travail.
- Le troisième chapitre débutera par une étude statistique examinant l'évolution de la

Introduction générale

production du complexe GL2/Z au cours des dernières années. Cette étape nous permettra de localiser le problème essentiel dans la production de butane et de gazoline. Ensuite, nous passerons à la simulation et à l'optimisation de la production du butane et de gazoline au niveau de DC₄ de l'unité fractionnement.

CHAPITRE

**Description du
complexe $GL_2\mathbb{Z}$**

I

I.1 Historique

En 1964, Sonatrach lance la construction du premier oléoduc algérien OZ1 d'une longueur de 805 km. Cet oléoduc est destiné au transport du pétrole brut ou raffiné, reliant Haoud El Hamra à Arzew[3]. C'est le début de la grande aventure dans le gaz, marquée par la mise en service du premier complexe de liquéfaction de gaz naturel GL4Z par la Compagnie algérienne du méthane liquéfié (Camel) Ce complexe a une capacité de traitement de 1,8 milliard m³ de gaz par an[4].

La décision de nationaliser les hydrocarbures est prise par l'Algérie le 24 février 1971. Cette action insufflé à la compagnie nationale des hydrocarbures une nouvelle dynamique, visant à étendre ses activités et installations gazières et pétrolières ainsi qu'à atteindre la maîtrise de l'ensemble de la chaîne des hydrocarbures. Cette période est également marquée par l'acquisition du premier méthanier, nommé en l'honneur du gisement d'Hassi R'Mel[5].

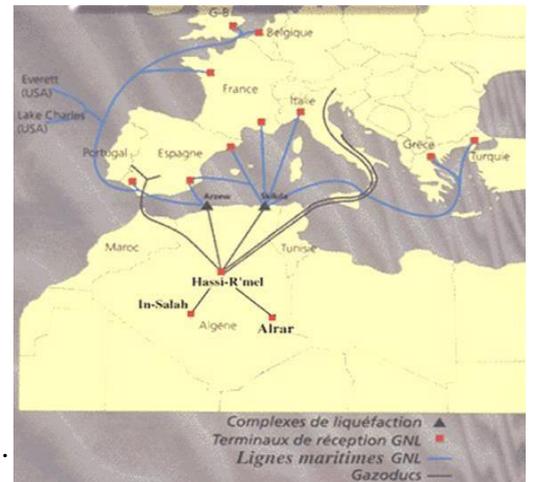


Figure I. 1. Gazoducs d'Algérie

I.2 Mission essentiel du complexe GL2/Z

Cette opération consiste à liquéfier le gaz et à le traiter par des procédés anciennement maîtrisés et qui demeurent jusqu'à ce jour les mieux adaptés. Ce processus de transformation implique le refroidissement du gaz naturel à des températures très basses avoisinant les -160°C.[6]

Ce procédé de transformation dans ses différentes phases présente l'avantage de réduire de manière significative le volume de gaz, le transformant en forme liquide, ce qui facilite son transport par navires (méthaniers). [7]

I.3 Plan d'implantation du complexe

L'emplacement du complexe GL2/Z au bord de la mer répond à des exigences et à des contraintes d'ordre économique et sécuritaire. Ce choix préalablement étudié permet d'utiliser l'eau de mer comme source d'alimentation pour le refroidissement, la production d'eau dessalée et la lutte contre les incendies. De plus, il facilite l'exportation des hydrocarbures notamment le GNL et ses dérivés par voie de méthaniers.

En général, l'installation du complexe est divisée en trois parties bien distinctes [8]: les utilités ; les trains de procédé et la zone terminale «Stockage –Chargement».

I.3.1 Les utilités

Le processus de fonctionnement de l'usine pour la production du gaz naturel liquéfié nécessite la disponibilité d'un certain nombre de fluides et d'énergie, notamment la vapeur d'eau, l'eau de refroidissement, l'air comprimé, etc.

Les diverses sources disponibles comprennent :

I.3.1.1 Sources d'énergie

Trois chaudières à haute pression (62 bars) et une chaudière basse pression (17 bars) produisent la vapeur d'eau nécessaire pour entraîner les différents équipements, tels que les turbogénérateurs (03) et la turbopompe qui alimente en eau la chaudière.[9], [10]

I.3.1.2 Source de refroidissement

Le complexe est équipé de six pompes d'eau de mer qui garantissent la distribution en eau de mer au niveau des trains de liquéfaction et des utilités pour le refroidissement dans les échangeurs.[9], [11]

I.3.1.3 Production d'électricité

La production d'électricité est assurée par trois turbogénérateurs, chacun ayant une capacité 20MW, en plus d'une source SONELGAZ fournissant une tension de 60 KV. Cependant, dans des conditions de fonctionnement normales, seulement deux turbogénérateurs peuvent suffire à répondre à la totalité de la demande en énergie qui s'élève à environ de 36 MW. [5], [9]

I.3.1.4 Unité de dessalement

Le complexe abrite cinq unités de dessalement, chacune ayant une capacité de 45m³/heure, fournissant ainsi une quantité suffisante d'eau distillée pour assurer d'une manière continue l'alimentation des chaudières.[9], [10]

I.3.1.5 Production d'air comprimé

Pour des raisons de sécurité, le procédé repose principalement sur une régulation pneumatique effectuée par un ensemble de quatre compresseurs. De plus, un compresseur de secours est disponible en cas de besoin.[9]

I.3.2 Description d'un train de procédé

La production de GNL dans le complexe GL2/Z est assurée par six trains fonctionnant de manière indépendante. Chacun train est équipé d'un nombre d'équipements principalement montés en série, permettant ainsi la transformation du GN de l'état gazeux à l'état liquide. [12] Chaque train est divisé en 5 sections : section traitement de gaz · section séparation · section liquéfaction · section compression · section fractionnement

I.3.2.1 Section de traitement de gaz

Cette section se compose à son tour de deux sous-sections décarbonatation (**Figure I.2**). Le gaz naturel « brut » traverse d'abord un ballon séparateur où les hydrocarbures liquides piégés sont acheminés vers le système de rejet, ceci afin de ne pas contaminer la MEA et d'éviter la formation de mousse. Le dioxyde de carbone (CO₂) est extrait du gaz naturel par processus de lavage à contre-courant dans une colonne d'absorption (X31E) à l'aide d'une solution aqueuse à 15% de MEA (monoéthanolamine). [12]

I.3.2.1.1 Déshydratation

Le gaz naturel décarbonaté est saturé en eau, donc il est nécessaire d'éliminer complètement toutes traces d'humidité pour obtenir une teneur en sortie inférieure à 1 ppm.

Le gaz pénètre à une pression de 41 bars dans deux sécheurs en fonctionnement et traverse les tamis moléculaires, pendant progressivement sont humidité pendant qu'un troisième sécheur en régénération.

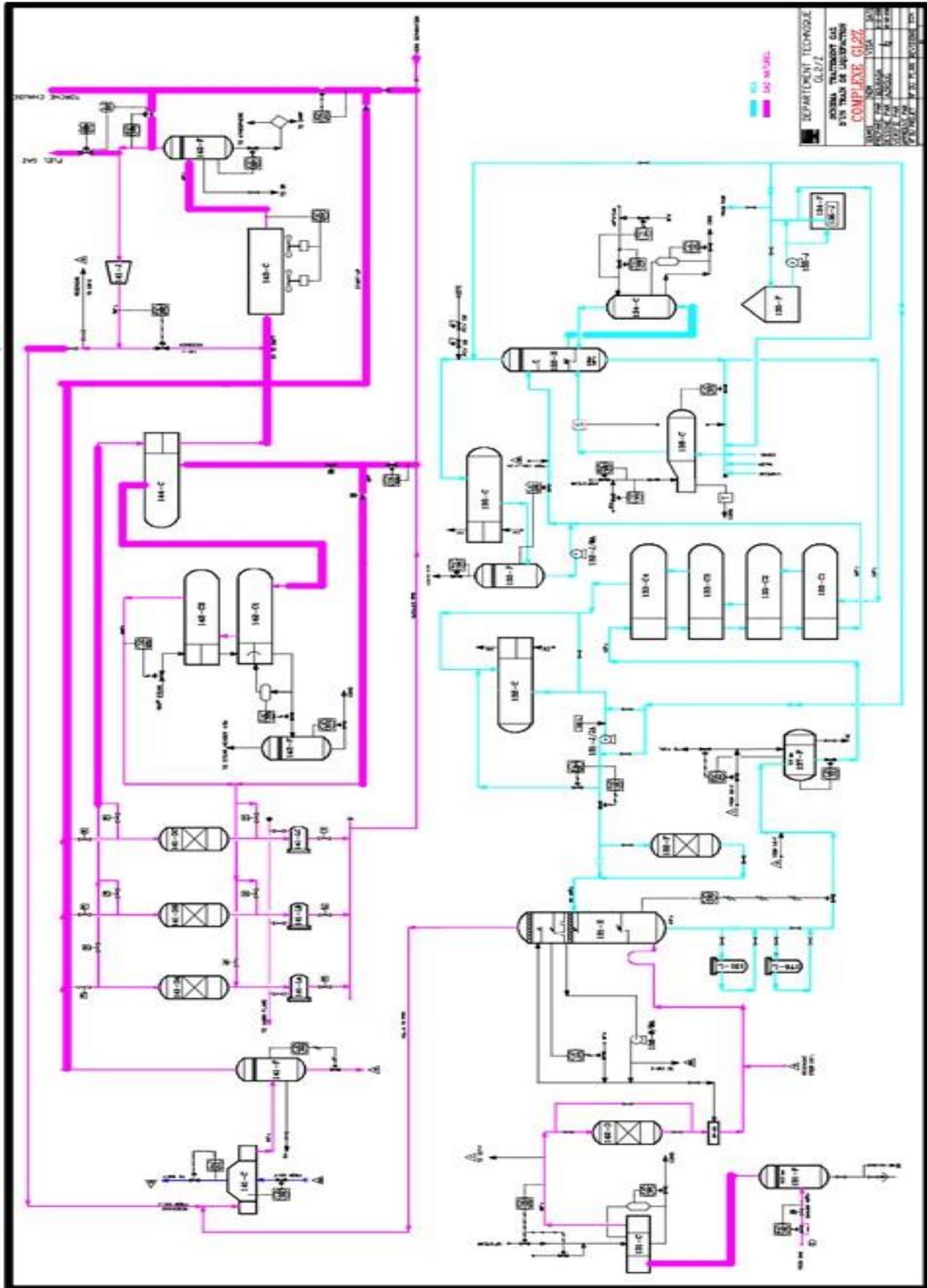


Figure I. 2. Section de traitement de gaz

I.3.2.2 Section séparation

Le refroidissement du gaz naturel traité s'effectue par l'intermédiaire de quatre chillers sous refroidis par du propane ce qui permet d'atteindre une température -33°C . Lorsque le gaz passe à travers l'inter – changeur, il subit un deuxième refroidissement jusqu'à une température de -47°C .

Le gaz est ensuite injecté dans la tour de lavage au niveau du dixième plateau, où les produits lourds sont séparés par distillation du gaz naturel (éthane, propane, butane, ...).
[12]

I.3.2.3 Section liquéfaction [12]

Les vapeurs de tête de la tour de lavage se dirigent vers le ballon de reflux X08F puis vers le faisceau central du X16C où elles seront refroidies par le MCR. Ce courant monte dans le X16C en traversant le faisceau froid où il sera condensé par le MCR liquide issue de la détente à travers la JT froide.

Le GNL liquéfié sort en tête du 116C à -158°C et se dirige vers l'échangeur de gaz de rejet 117C. Dans cet échangeur à plaques, le GNL sera refroidi à -160°C tout en chauffant les vapeurs de tête du déazoteur 102-E et du ballon flash 110-F. A sa sortie, il se mélangera avec le courant des réinjections de C2 et C3. Ces deux courants (C2 et C3) sont également sous refroidis dans le 117C par les vapeurs de tête du 110F et 102-E et leur débit est régulé par les PV 503 et la FV 512. Ce mélange pénètre dans le 110F où, suite à un flash, les vapeurs seront séparées du liquide. Les vapeurs du 110F et 102-E seront donc réchauffées dans le 117C tout en refroidissant les réinjection C2, C3 et le GNL.

Les vapeurs de tête du 102-E sont acheminées vers le 104J, tandis que celles du 110F seront dirigées vers Hélios pour produire de l'hélium liquide et de l'azote vapeur ou vers les réchauffeurs 157 CA/ CB pour servir de combustible pour les chaudières (marche perturbée). Le GNL liquide sortant du fond du 110F sera sous refroidi dans le rebouilleur 124C par le GNL à -162°C du fond de 102-E, puis sera détendu à travers la LV 506 avant d'alimenter le déazoteur 102-E. Une ligne de by-pass avec la TV 516 a été prévue autour du 124C pour réguler la température. Dans le 102-E, le courant liquide de GNL descendant sera en contact avec les vapeurs montantes pour séparer l'azote du GNL afin de contrôler les spécifications et le pouvoir calorifique. Le GNL du fond 102-E sera acheminé par les pompes GNL 110 J ou JA vers les bacs de stockage.

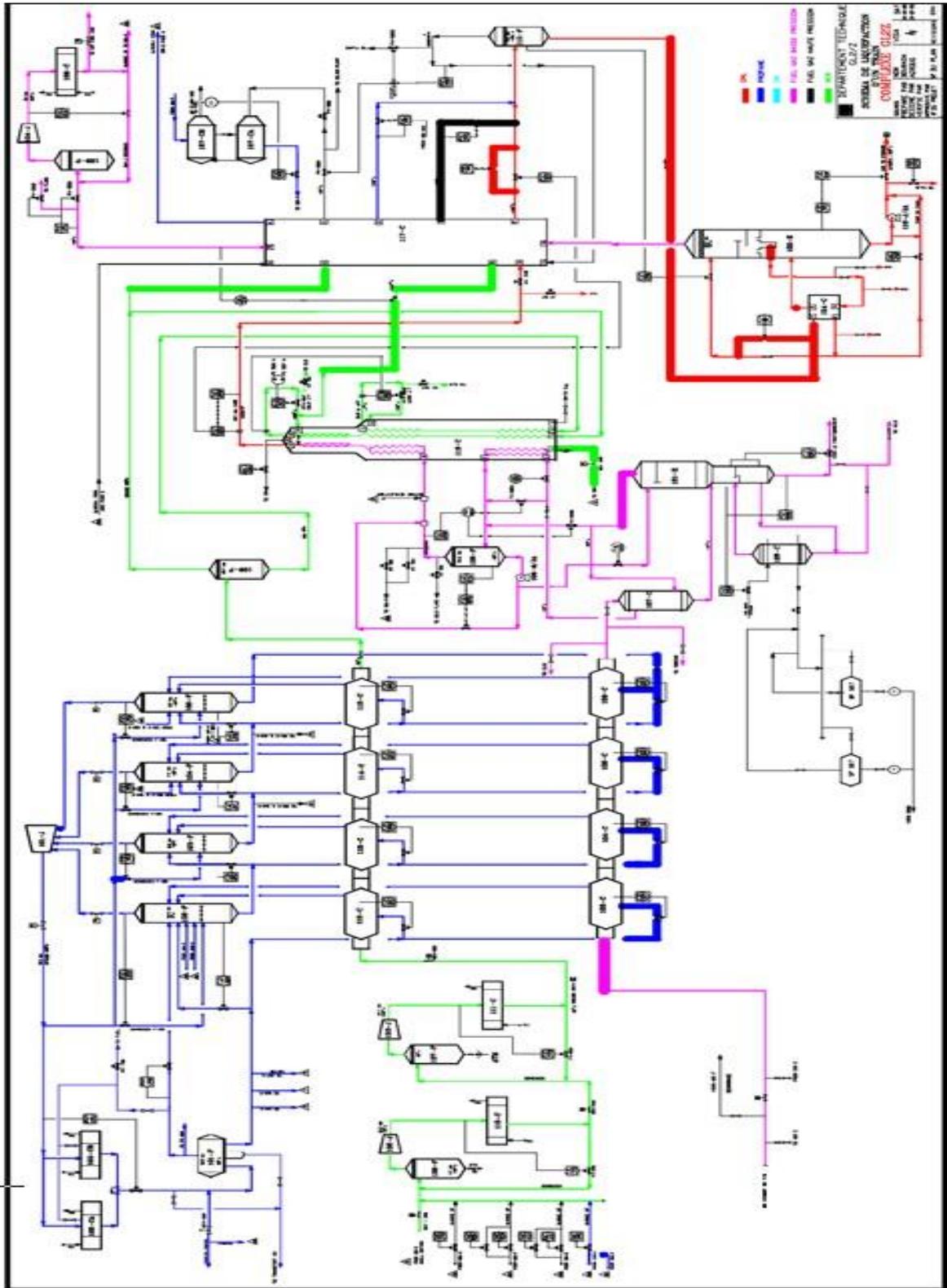


Figure I.3. Sections Séparation, Liquéfaction, Boucle propane et Boucle MCR

I.3.2.4 Section compression

I.3.2.4.1 Boucle de propane

La boucle de propane est une boucle à quatre étages conçus pour refroidir le gaz naturel et le MCR (multi composant réfrigérant) par paliers successifs. Après compression et condensation, le propane subit quatre niveaux de détente pour se refroidir, ce qui lui permet d'échanger ses frigories avec le MCR.[12]

I.3.2.4.2 Boucle MCR

La boucle MCR (**Figure I.3**) constitue la deuxième boucle frigorifère de l'unité de liquéfaction. Le fluide frigorifère est un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane. Ce dernier circule dans une boucle fermée à deux compresseurs MRC (I) et MCR (II) entraînés par chacun par une turbine. Le MCR sert à liquéfier le gaz naturel dans l'échangeur principal [12].

I.3.2.5 Section fractionnement[12]

L'unité fractionnement(**Figure I.4**) est alimentée par les produits de fond de la tour de lavage situé en amont de l'échangeur principal. La section est composée de trois colonnes :

1. Le dé-éthaniseur

Il facilite l'extraction de l'éthane en haut de la colonne pour être réinjecté dans le GNL, l'excès étant utilisé comme combustible dans le système fuel gaz. Les produits de fond du dé-éthaniseur sont acheminés vers la colonne de dé-propanisation.

2. Le dé-propaniseur

Il constitue la deuxième tour de fractionnement. Son rôle est de produire le propane en tête de colonne et de l'acheminer en grande partie vers GP1/Z pour y être commercialisé ou réinjecté dans le GNL, tandis que l'autre partie est utilisée comme appoint dans la boucle MCR et propane réfrigérant. Les produits de fonds sont acheminés vers la colonne suivante (dé-butanisation).

3. Le dé-butaniseur.

Le dé-butaniseur représente la troisième tour de fractionnement. Le produit récupéré en tête de colonne est du butane (98.8%), qui est envoyé à des fins commerciales vers GP/Z pour la vente ou la réinjection dans le GNL. Quant au produit récupéré au fond de la tour, il s'agit de la gazoline dirigée vers le stockage en vue de sa commercialisation.

I.3.2.6 Zone de stockage

La zone de stockage GNL est située au bord demer, ce qui facilite son chargement à bord des méthaniers. La GNL quitte la zone de procédé pour rejoindre la zone de stockage à une température de 160°C . Chaque bac de stockage de GNL a une capacité de 100000 m^3 . Les trois bacs fonctionnent d'une manière interconnectée.[6]



Figure I.5. Zone de stockage

I.3.2.7 Chargement

Les installations de chargement facilitent le transfert du GN contenu dans les réservoirs de stockage vers les cuves des méthaniers. Cinq motopompes assurent le pompage du GNL à travers un collecteur commun jusqu'aux bras de chargement installés sur les quais.

I.3.3 Capacité de production du complexe

Les trains de liquéfaction GNL du complexe GL2/Z ont été conçus pour fonctionner selon deux modes : avec et sans extraction. Cela dépend également de la composition du GN d'alimentation qu'il soit légère ou lourde selon le cas :

- 1er cas : alimentation légère avec extraction.
- 2ème cas : alimentation légère sans extraction.
- 3ème cas : alimentation lourde avec extraction.
- 4ème cas : alimentation lourde sans extraction.

Chapitre I : Description du complexe GL2Z

Les performances de production d'un train sont résumées dans le tableau ci-après

Tableau I.1. Production d'un train d'après design

Désignation	U.M	Charge légère		Charge lourde	
		Sans extraction	Avec extraction	Sans extraction	Avec extraction
Production GNL	Th/J	56.10 ⁶	53.10 ⁶	56.10 ⁶	53.10 ⁶
Production Propane	TM/an	0	65020	0	71440
Production Butane	TM/an	0	43240	0	65660
Production Gasoline	TM/an	2280	23200	40950	42130
Helium	Nm ³ /an	140000000			

Le pouvoir calorifique d'1 m³de GNL peut varier de 5800 jusqu'à 6050 thermies. La capacité de production de GNL installée contractuellement au complexe GL2/Z est de 9000 m³/Train/Jour correspondant à 53.10⁶ Th/Train/Jour soit l'équivalent de 17800000 m³/An correspondant à 105109Th/An.

CHAPITRE

II

Section fractionnement

Introduction

Comme mentionné dans le chapitre précédent, au sein du complexe GL2/Z, la section fractionnement de chaque train de liquéfaction est constituée de trois colonnes principales avec leurs équipements auxiliaires : une colonne de dé-éthanisation, une colonne de dé-propanisation et une colonne de dé-butanisation. En plus de ces colonnes de distillation, deux réchauffeurs de gaz combustible (657 CA-CB) font partie intégrante de cette section. [13]

Pour cette étude, notre attention sera particulièrement portée sur la description et l'analyse détaillée de cette section, en mettant l'accent sur la dé-éthanisation, la dé-propanisation, ainsi que les sous-processus de butane (660C) et de propane (659C).

II.1 Rôle de la section dans le procédé

Étant donné le processus de liquéfaction du gaz naturel employé dans le complexe GL/2Z, qui repose sur l'utilisation d'un réfrigérant mixte ou MCR composé d'azote, de méthane, d'éthane et de propane, ainsi que sur l'existence d'une boucle au propane, il est impératif de séparer les composants du gaz naturel afin de réaliser ce qui suit :

- Ajuster la composition et compenser les fuites du MCR.
- Alimenter en propane pur et compenser les fuites de la boucle propane.
- Réinjecter l'éthane et le propane dans le circuit de GNL selon les spécifications définies.

La principale fonction de cette section est donc de fournir ces apports. Les excédents de produits tels que le propane et le butane seront vendus sur le marché. L'éthane sera utilisé comme combustible pour alimenter les chaudières.

Il est avantageux de séparer les composants lourds et de récupérer certains éléments utiles au processus. Ainsi, l'unité de fractionnement est chargée de cette séparation en vue de produire des produits purs et réutilisables. Les produits de fond de la tour de lavage 101E, en amont de l'échangeur principal 116C, alimentent l'unité fractionnement. Voici la composition du mélange d'alimentation :

Ce mélange est introduit dans la première colonne du fractionnement, également appelée dé-éthaniseur. Cette colonne permet de séparer, en partie supérieure, de l'éthane et des traces de méthane, qui seront réinjectés dans le GNL, ainsi que d'extraire de l'éthane destiné à être utilisé comme appoint pour la boucle MCR ou à être dirigé vers le réseau de combustible gaz pour alimenter les chaudières.

Les produits de fond, désormais dépourvus de méthane mais contenant encore des traces d'éthane, seront dirigés vers la deuxième colonne du fractionnement. Cette étape permettra d'obtenir, au niveau du dé-propaniseur, du propane d'une pureté très élevée. Le dé-propaniseur, qui représente la deuxième colonne du fractionnement, a pour fonction de fournir un appoint en propane pur à 99,0 % en le prélevant de la boucle propane, ainsi que du propane commercial à 99,3 % qui sera stocké, et du propane servant d'appoint à la boucle MCR ou réinjecté dans le circuit du GNL. Les produits de fond, exempts de propane, alimenteront la troisième colonne du fractionnement, permettant ainsi d'obtenir du butane de qualité. Le dé-butaniseur, qui est la troisième colonne du fractionnement, produit du butane à 98,8 % ou du butane commercial qui sera stocké. Le produit lourd de fond, également appelé gazoline, est stocké dans des réservoirs après avoir été refroidi.[14]

II.1.1 Utilisation des produits

- Réinjection d'éthane, de propane et de butane :

Cette opération vise à ajuster la qualité du GNL, notamment son pouvoir calorifique, afin de répondre aux spécifications commerciales.

- Appoint en propane :

La boucle propane subit des pertes, telles que des fuites, la régulation du système et les purges. Ces pertes sont compensées par des apports de C3 pur à 99,8%.

- Appoint MCR :

La composition de la deuxième boucle de froid, également appelée boucle MCR, comprend un mélange d'azote, de méthane, d'éthane et de propane, selon les proportions indiquées dans le Tableau II.1.

Tableau II. 1. Composition du MCR

Composition	100 % de charge
N ₂	2.7
C1	40.7
C2	54.4
C3	2.2

Il est indispensable d'ajuster cette composition pour optimiser le fonctionnement de l'échangeur principal.

Concernant le stockage des produits GPL : Les composants C3 et C4 destinés au GPL sont dirigés vers des réservoirs de stockage, tandis que les composants C5+ sont utilisés à des fins commerciales, étant stockés dans des réservoirs, des RTO (Régénérateurs Thermiques Oxydatifs) ou destinés au GPL. Dans l'école de feu, ces composants pourraient également être employés comme combustible pour les chaudières, bien que cela ne soit pas encore en cours d'utilisation.

II.1.2 Composition moyenne des produits

Lorsque les trains de GNL fonctionnent en mode avec extraction, l'éthane (C2), le propane (C3) et le butane (C4) sont produits comme produits distincts. En mode sans extraction, ces flux ne sont pas dirigés vers le stockage, mais plutôt réinjectés dans le GNL autant que possible, en respectant les tolérances des spécifications du GNL. Tout excès d'éthane, de propane et de butane qui ne peut pas être réinjecté dans le GNL est dirigé vers le gaz combustible.[15]

II.2. Dé-éthanisation

La charge provenant du fond de la tour de lavage est séparée en deux couples, à savoir "C1, C2" et "C3, C4". La purification du composé C2 pur se réalise par une condensation partielle dans le condenseur de tête, comme illustré dans la Figure II.1.

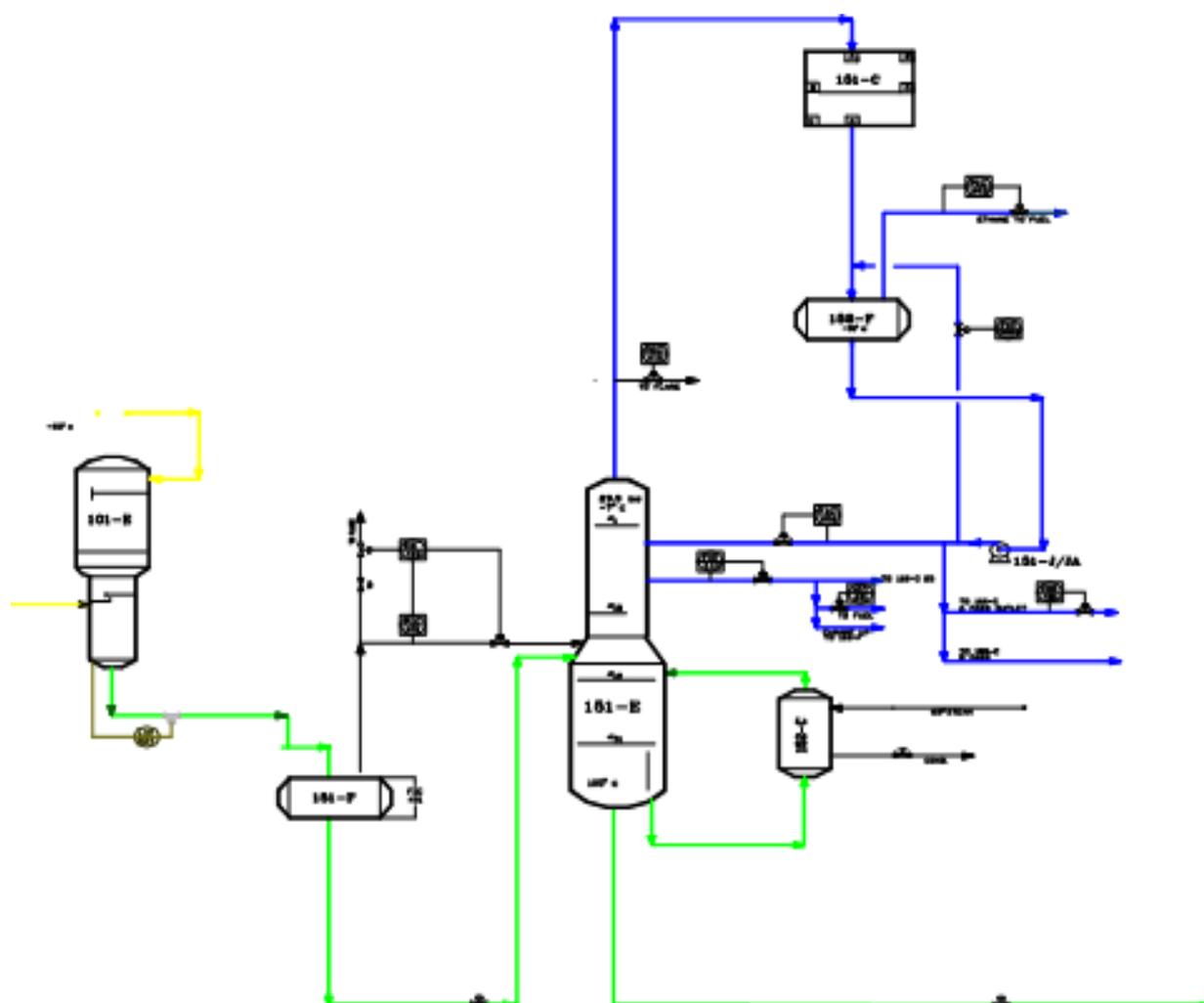


Figure II.1. Section dé-éthanisation

II.2.1. Direction des produits

Les produits légers seront extraits via deux circuits principaux :

- Produits de tête : L'excès de reflux sera renvoyé en réinjection dans le GNL et servira aussi de fluide frigorigène pour le propane commercial (la phase gazeuse sera envoyée vers le fuel-gaz).
- Soutirage latéral : C'est la sortie la plus significative du DC2, elle est extraite à partir de la phase vapeur du dixième plateau et est utilisée comme :
 - Réinjection GNL
 - Appoint MCR
 - Fuel- gaz

Ce prélèvement aide à alléger la charge sur le condenseur de tête et à améliorer la pureté du C2.

II.2.2. Description / caractéristiques techniques [9]

- **Ballon tampon X51F**

Le produit de fond de la tour de lavage X01E est sujet à des variations de débit, de composition, de température et de pression en raison des fluctuations du débit et de la composition de la charge GN à l'entrée des trains de liquéfaction. Ce ballon vise à atténuer les effets brusques de ces variations sur le dé-éthaniseur (ce qui pourrait compromettre la stabilisation des 3 colonnes de fractionnement) et sert également de réserve de liquide pour alimenter les trois colonnes, avec une capacité utile d'environ 44 m³, correspondant à une autonomie de fonctionnement de 40 minutes.

En amont du X51F, la détente du liquide à travers la LV534, de 38 bars à environ 31 bars abs, entraîne une vaporisation partielle et une baisse de température. Le taux de vaporisation molaire, d'environ 10%, varie selon la composition du mélange d'alimentation.

Le X51F alimente le DC2 au niveau du plateau n° 19, sous le contrôle du FIC 403. Les vapeurs du ballon peuvent également être dirigées vers le plateau n° 19 du DC2 par PV 401A, ou acheminées vers T.F. par PV 401B ou HV 423. Le choix entre PV 401A ou B est effectué à l'aide de l'interrupteur manuel dans la salle DCS (HS 415).

- **Dé-éthaniseur X51E**

Il se compose de 48 plateaux, avec des plateaux perforés équipés de déversoirs latéraux du numéro 1 au numéro 18, et des plateaux à déversoir central intercalé avec déversoirs latéraux du numéro 19 au numéro 48. La colonne fonctionne à une pression de 31 bars et à une température variant de -6°C en tête à 112°C au fond de la colonne. Sa hauteur est de 32 mètres.

Les vapeurs de tête sont dirigées vers le condenseur de tête X51C pour une condensation partielle. Une ligne de vapeur de tête permet l'évacuation partielle des vapeurs vers TF via HIC 410 en cas de besoin. Les produits de fond du X51E sont acheminés vers le X52E par la FV413, sous contrôle du niveau. Un soutirage de vapeur est effectué au niveau du plateau n°10 par FIC 444. Les vapeurs, à une température de +7°C, sont

envoyées vers le sous-refroidisseur de butane X60C pour être refroidies à -29°C , puis vers le X17C pour être réinjectées dans le GNL. Une partie de ce soutirage peut également être utilisée comme apport dans le MCR via HIC 417. Tout excès de vapeur est dirigé vers le fuel gaz par HIC 401.

- **Condenseur de tête X51C**

C'est un condenseur à plaques fonctionnant sur deux niveaux de réfrigération au propane. Le premier niveau est capable de condenser les vapeurs de tête jusqu'à une température de -16°C , tandis que le second peut descendre jusqu'à -33°C (qui est la température de sortie minimale). Les vapeurs de tête sont généralement composées d'un mélange de C1 et C2, avec une proportion significative de C1 (entre 20 et 30%).

Le condenseur X51C fonctionne avec une surface d'échange constante, et le niveau de liquide est contrôlé dans le ballon de reflux en ajustant le flux calorifique d'échange pour répondre au débit de reflux requis. Les condensats sortant du X51C s'accumulent dans le ballon de reflux X52F. Du côté du propane, le transfert de chaleur s'effectue par la chaleur latente de vaporisation (le C3 est presque pur). Le propane atteint l'équilibre liquide/vapeur après détente à travers les FV410 et 411, cette détente produisant peu de vapeur et beaucoup de liquide. À la sortie du condenseur, l'équilibre liquide/vapeur persiste, mais dans des conditions de pression et de température identiques, ce qui génère beaucoup de vapeur et peu de liquide (la perte de charge se manifeste par une légère baisse de température).

- **Ballon de reflux X52F**

Il opère selon le principe de la condensation partielle. Une conduite au sommet du ballon, contrôlée par le PIC 403, permet l'évacuation des incondensables vers le collecteur de fuel gaz, tout en maintenant la pression du DC2 à 31,4 bars. Le ballon X52F a une capacité liquide utile d'environ 4 m^3 , ce qui assure une autonomie de 2 minutes pour un reflux à pleine charge d'alimentation.

- **Rebouilleur X52C**

Cet équipement est un rebouilleur à vapeur fonctionnant à une pression de 4,5 bars du côté de la calandre à vapeur (pression d'épreuve de 10,5 bars) et à une pression de 45 bars du côté des tubes hydrocarbures. Le produit de fond circule de bas en haut à travers le

rebouilleur grâce à l'effet de thermosiphon. Sa surface d'échange reste constante, et le niveau de condensat est maintenu dans un pot de condensat connecté au rebouilleur et au collecteur de condensat du train. Il est alimenté depuis le fond du X51E, où se situe la plaque séparatrice. En agissant sur la vanne de condensat LV404, il est possible de réguler le débit de vapeur à condenser, influençant ainsi l'échange thermique et la quantité de vapeur vaporisée réinjectée au fond de la colonne.

- **Pompes de reflux 151 J/JA**

La composition du liquide aspiré par les pompes est la suivante : 20 % de C1 et 80 % de C2.

Tableau II. 2. Paramètres de marche de la pompe 151 J/JA

Pression refoulement (bar)	33.8
Pression aspiration (bar)	29
Débit maximum (m ³ /h)	50
Débit normal (m ³ /h)	45.5
Débit minimum (m ³ /h)	21.3

La garniture mécanique fonctionne avec une double étanchéité, comprenant des bagues en carbone refroidies et lubrifiées au méthanol. Le refoulement des 151 J/JA est divisé en trois parties :

- Un reflux dirigé vers le plateau n°1 du DC2 (contrôlé par FIC 404).
- Un autre vers le sous-refroidisseur de propane 159C, pour refroidir davantage le C3 commercial jusqu'à -42°C. Le C2 est ensuite récupéré et dirigé vers le FG.
- Une réinjection dans le GNL via HIC 421, vers 117C.

II.3. La dé-propanisation

Le dé-propaniseur reçoit les produits de fond du dé-éthaniseur. La distillation de ces produits produit du C3 en tête de colonne, du C4 et du C5+ en fond de colonne, qui seront ensuite dirigés vers le dé-butaniseur (Figure II.2).

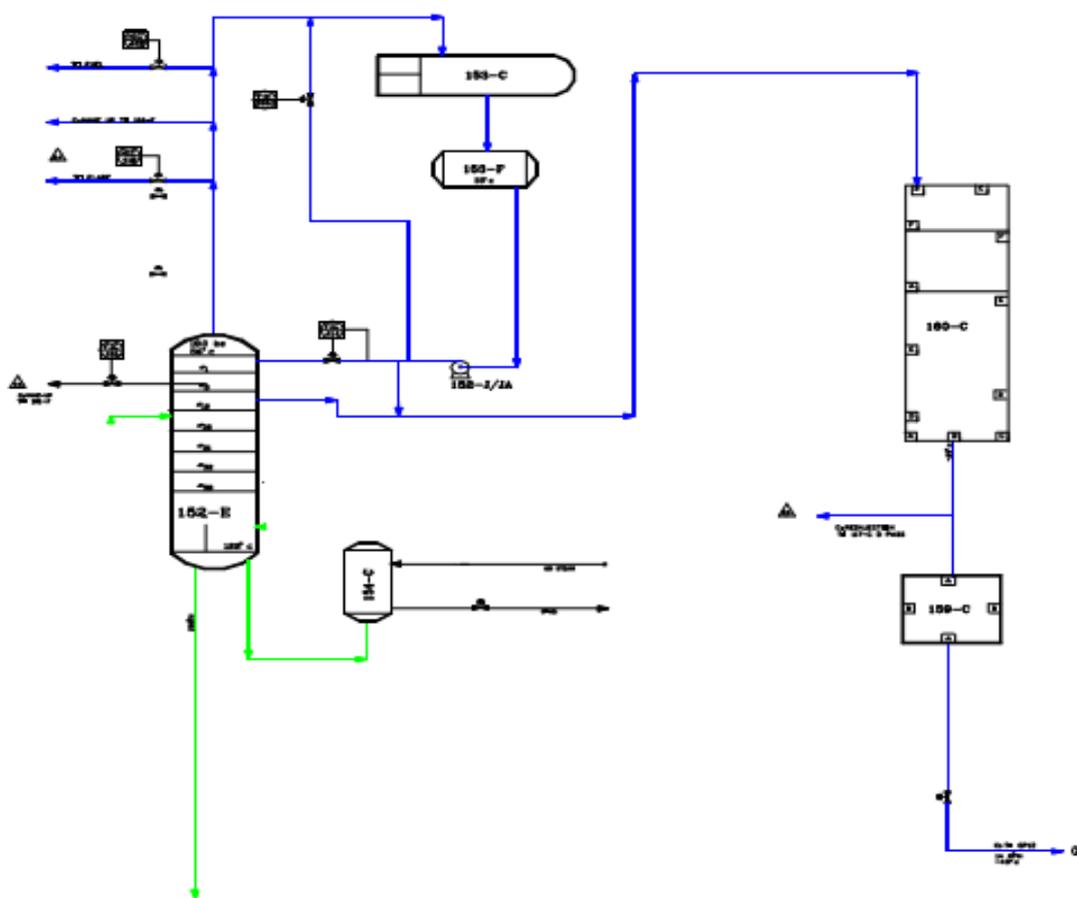


Figure II.2. Section dé-propanisation

II.3.1. Direction des produits

Les produits de tête seront extraits via divers circuits, chacun déterminant les niveaux de pureté requis pour différentes utilisations, qu'il s'agisse du procédé ou des clients :

- Stockage vers GPL pour soutirer l'excès de reflux.
- Réinjection vers GNL, provenant du même endroit (avec le choix entre réinjection ou stockage).
- Appoint vers la boucle propane, soutiré de la phase liquide du 8ème plateau, qui est la phase la plus pure.
- Appoint vers le circuit MCR, soutiré de la phase vapeur en tête du DC3.
- Utilisation comme gaz combustible ou pour la torche chaude.

II.3.2. Description et caractéristiques[16]

Le produit de fond du dé-éthaniseur subit une détente à travers la FV 413, passant de 31,4 à 19,2 bars, ce qui entraîne une vaporisation partielle (avec un taux molaire d'environ 35 %) accompagnée d'une baisse de température.

- **Dé-propaniseur X52E**

Il s'agit d'une colonne de 29 mètres de longueur, composée de 47 plateaux perforés. La pression de fonctionnement de la colonne est de 19 bars. La plage de température varie de 55°C en tête à 123°C en fond de colonne. L'alimentation de cette colonne se trouve au 31ème plateau. Les plateaux sensibles sont le 32ème et le 38ème. Les plateaux du 8ème au 12ème présentent un déversoir central intercalé avec un déversoir latéral pour les soutirages liquides.

- **Condenseur de tête X53C**

C'est un condenseur de type "faisceaux" qui utilise de l'eau de mer et fonctionne en deux passes. Le débit d'eau de mer de refroidissement est de 640 m³/h. Il fonctionne en condensation totale, ce qui nécessite une correspondance appropriée entre le taux de C2 en tête et la température de reflux (avec un débit maximal de vapeur de tête de 58 t/h et une chute de pression de 0,3 à 0,5 bar)

Le niveau de liquide est régulé par le condenseur lui-même, ce qui signifie que le condenseur fonctionne en fonction du niveau, donc avec une surface d'échange variable ; celle-ci est automatiquement ajustée en fonction de la demande en liquide. Contrairement au condenseur X51C, le transfert de chaleur se fait par chaleur sensible à travers l'eau de mer, plutôt que par chaleur latente. Cela signifie que les changements dans les conditions de fonctionnement, tels que les débits de vapeur/liquide et le débit/la température de l'eau de mer, entraîneront des variations plus significatives de la température du reflux liquide à la sortie du condenseur.

- **Ballon de reflux X53F**

En tenant compte des informations précédentes, le ballon de reflux est maintenu entièrement rempli pendant son fonctionnement. Son unique fonction est de servir de réserve de liquide d'une capacité de 8,5 m³, ce qui garantit une autonomie d'environ 10 minutes à pleine charge. Cela assure un refroidissement continu de la colonne en cas d'arrêt de cette dernière.

- **Rebouilleur X54C**

Consultez le rebouilleur X52C (utilisé pour le dé-propaniseur).

Notez que du côté des tubes, la pression maximale est de 22 bars (pour les hydrocarbures).

- **Pompes de reflux 152 J/JA**

La pompe centrifuge refoule à une pression de 20,9 bars (pression maximale de 28 bars) avec un débit normal de 122 m³/h (maximum de 143 m³/h et minimum de 57 m³/h), tandis que la pression d'aspiration est de 17,8 bars.

- **By-pass C2 / C3**

En cas de fonctionnement avec extraction (lorsque le C3 est stocké et non réinjecté dans le GNL), la passe C3 du 117 C (échangeur à plaque où passent les réinjections dans le GNL) ne sera plus alimentée. Cela entraînera une efficacité réduite de l'échangeur et un risque mécanique accru (déformation des plaques en raison de la différence de pression importante). Pour éviter ces problèmes, un système de by-pass entre le C2 et le C3 est installé. Notez que les RV (vannes de régulation) directement associées aux produits C3 et C4 sont équipées de disques de rupture calculés pour se fissurer à une pression proche de la pression de tarage des soupapes. Ils sont positionnés en amont des RV pour éviter toute perte des produits destinés à la commercialisation.

II.4 Dé-butanisation

La séparation du C4 (iso-butane et n-butane) de la gazoline (iso-pentane, n-pentane, heptane, hexane, etc.) est bien plus simple que les autres séparations, car à pression atmosphérique, la gazoline se présente sous forme liquide tandis que le C4 est sous forme de vapeur. Par conséquent, le DC4 nécessitera moins de plateaux et des équipements de dimensions plus réduites, étant donné que le débit à traiter est moins important (voir Figure II.3).

II.4.1. Direction des produits [17]

- Le produit de fond, la gazoline, est stocké dans deux réservoirs situés dans le complexe, destinés à la commercialisation (RTO, GPL) ainsi qu'à l'école de feu. Son utilisation comme combustible dans les chaudières est désormais supprimée.
- Le produit de tête, le butane, ne bénéficie pas d'un soutirage latéral dans le DC4. En effet, la pureté des produits de tête n'est pas un problème, étant obtenue facilement, et le débit vers le condenseur est relativement faible. Tous les produits de tête seront évacués sous forme de vapeur vers le gaz combustible ou la torche chaude.

- Le liquide provenant de l'excès de reflux est dirigé soit vers le stockage de GPL (après le X60 C), soit vers la réinjection dans le GNL.
- Le C4 (liquide provenant de l'excès de reflux) peut être acheminé vers le GL1Z.

Remarque : Le point de cristallisation du butane se situe aux alentours de -135°C . Par conséquent, il ne peut être réinjecté au même endroit que le C2 et le C3 (-150°C). Il sera donc réinjecté à un endroit plus chaud, à savoir la ligne de tête X08F vers X16C. Cette injection se fera à très haute pression grâce à des buses de pulvérisation afin de favoriser le mélange du C4 avec le C1 et le N₂ (pression dans la ligne de tête 108 F = 38 bars, température = -69°C), à l'aide de la pompe de réinjection 156 J/JA.

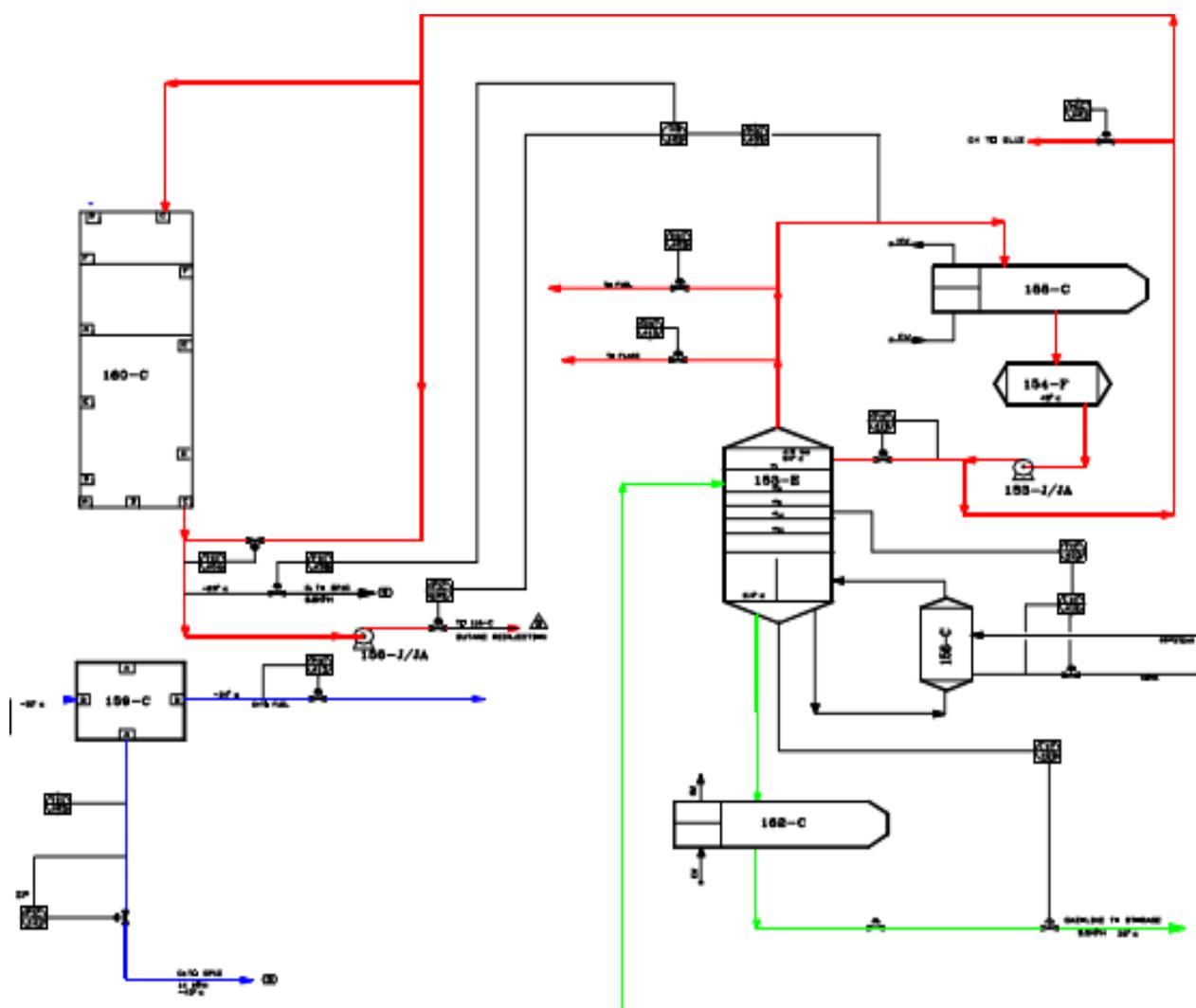


Figure II.3. Section D-ébutanisation

II.4.2. Description et caractéristiques techniques [9]

Le produit de fond du dé-propaniseur X52E subit une détente à travers la FV 418, passant de 19,3 bars à 5,0 bars, ce qui entraîne un taux de vaporisation molaire d'environ 45% et une chute de température à 74°C.

- **Dé-butaniseur X53E**

- La colonne est composée de 21 plateaux perforés, avec l'alimentation placée au 9ème plateau.
- La pression de fonctionnement de la colonne est de 5,0 bars.
- L'échelle de température va de 54°C en tête à 113°C en fond de colonne.

Remarque : La taille de cette colonne est environ deux fois moins importante que celle des deux autres, et cela s'explique par les raisons suivantes :

Le dé-éthaniseur est alimenté par un mélange allant du C1 au C5+. Ainsi, en raison du grand nombre de composants dans ce mélange et afin d'éliminer les C1 et C2 en fond de colonne sans entraîner les C3 en tête, une large plage de température est nécessaire, ce qui se traduit par un nombre important de plateaux. Pour le dé-propaniseur, étant alimenté par un mélange allant du C2 au C5+, la haute qualité de propane exigée en tête de colonne nécessite également un nombre important de plateaux dans la « section rectification », c'est-à-dire la partie située au-dessus de l'alimentation de la colonne.

Quant au dé-butaniseur, le nombre restreint de constituants dans le mélange (allant du C3 au C5+) et la qualité moindre du butane exigée en tête de colonne expliquent le nombre nettement plus petit de plateaux.

- **Condenseur de tête X55C :**

Les vapeurs de tête du dé-butaniseur sont refroidies à l'eau de mer. Le débit maximal de l'eau de mer de refroidissement est de 480 m³/h. Du côté de la calandre hydrocarbures, la pression maximale est de 10 bars, avec un débit maximal de 32 tonnes/heure. La température de sortie du condenseur, dans les conditions de conception, est de 47,7°C.

- **Ballon de reflux X54F**

Après la condensation des vapeurs de tête, le liquide provenant du condenseur est dirigé vers le ballon de reflux X54F du dé-butaniseur. Les incondensables du ballon sont acheminés vers le système fuel gaz. La capacité de ce ballon est de 4,3 m³, offrant ainsi une

autonomie de 4 minutes.

- **Rebouilleur X56C**

Le rebouilleur fournit la chaleur nécessaire pour vaporiser les produits de fond du débuteur, fonctionnant sur le principe du thermosiphon. Son fonctionnement repose sur la présence d'un niveau constant de liquide au fond de la colonne, tandis que l'autre partie du fond est utilisée pour soutirer les produits de fond de la colonne.

- **Pompes de reflux X53 J/JA**

- Pression d'aspiration : 4,34 bars
- Pression de refoulement : 6,8 bars
- Débit maximum : 60,6 m³/h
- Débit normal : 54,5 m³/h
- Débit minimum : 17 m³/h

- **Pompes de réinjection X56 J/JA**

- Pompe verticale avec multiplicateur
- Vitesse de rotation du moteur : 3000 rpm
- Vitesse de rotation pompe : 19000 rpm
- Pression aspiration : 5 bars
- Pression refoulement : 50 bars
- Débit maximum : 9,8 m³/h ,Débit normal : 8,6 m³/h
- Débit minimum : 3,2 m³/h

La disposition verticale de ces pompes garantit un flux constant vers l'impulseur, facilitant ainsi leur installation mécanique. De plus, ces pompes sont équipées d'un circuit d'huile refroidi par l'eau de mer EDM(maintenue entre 60 et 90°C), tandis que leur étanchéité est assurée par une garniture mécanique double, accompagnée d'un circuit de méthanol.

- **Refroidisseur de gazoline X62C**

- Il s'agit d'un refroidisseur utilisant de l'EDM comme fluide de refroidissement.
- Du côté des tubes, la pression maximale est de 10,3 bars, avec un débit maximal d'EDM de 150 m³/h et une perte de pression inférieure à 0,8 bars.
- Du côté de la calandre C5+, la pression maximale est de 7,6 bars, avec un débit maximal de 17 t/h.

- **Réchauffeurs FG et XV**

- a. **Réchauffeurs de FG X57CA/CB**

Deux échangeurs à tubes sont utilisés pour réchauffer les flux provenant des différentes parties de l'unité et se dirigeant vers le FG, en utilisant du C3 provenant de X01F, avec une pression de 12,3 bars et une température de 33 °C. Le C3, du côté de la calandre, retourne ensuite vers le 105F après avoir transféré de la chaleur aux flux FG du côté des tubes, via la TV 1-531.

- b. **Rôle des XV**

En cas de bas débit au refoulement du compresseur 104 J, il existe un risque d'augmentation du pouvoir calorifique du FG en raison des facteurs suivants :

- Le bas débit du compresseur 104 J (gaz à faible pouvoir calorifique) indique un volume réduit.
- Les vapeurs de rejet du fractionnement, riches en pouvoir calorifique, seront proportionnellement plus abondantes.
- Le dispositif de compensation du pouvoir calorifique des chaudières réduira progressivement l'alimentation en gaz vers les chaudières.
- Afin d'éviter toute perturbation potentielle, un FSL (4324 Nm³/h) placé au refoulement du 104 J fermera les vannes XV 703 et 705 vers le FG et ouvrira la vanne XV 704 vers la torche froide. Le PIC 717 régulera la pression à 2,5 bars.[18]

CHAPITRE

**Simulation et optimisation
des résultats**

III

Introduction

La mise en place d'une unité de production chimique représente une tâche complexe nécessitant d'importants investissements financiers et humains. Dans le contexte actuel, tout procédé industriel doit satisfaire à trois impératifs majeurs : l'économie, la sécurité et la préservation de l'environnement. Ainsi, lors de la conception d'un nouveau procédé, le rôle de l'ingénieur est de sélectionner le système le plus approprié, en tenant compte non seulement de son efficacité et de sa sûreté, mais aussi de son coût et de sa rentabilité pour la production du produit.

Dans cette optique, la simulation peut se révéler extrêmement utile en abordant et en résolvant ces problématiques, surtout lorsque de multiples variables entrent en jeu (variété des composants, complexité des interactions, non-linéarité des phénomènes, etc.).

Ce chapitre vise à établir une définition de la simulation, à présenter le logiciel utilisé, à optimiser les paramètres de fonctionnement de la colonne dé-butaniseur, et enfin à examiner et à discuter les résultats obtenus.

III.1 Définition de simulation

La simulation examine le comportement d'un système. Elle permet notamment d'étudier l'évolution de ce système en faisant varier un ou plusieurs paramètres et en comparant les valeurs calculées aux valeurs observées. La simulation trouve des applications dans divers domaines :

- Ingénierie ;
- Etablissement des bilans matière et énergie des procédés industriels ;
- Dimensionnement des équipements,
- Suivi des procédés ;
- Evaluation de la performance des équipements.

Un large éventail de logiciels de simulation des procédés chimiques est disponible sur le marché. Parmi les plus populaires à l'échelle mondiale, on retrouve Aspen, Chemcad, Design II, Ideas, Indiss, Prosim, ProII, Sim42 et HYSYS. [19]

Pour notre étude, nous avons choisi d'utiliser le logiciel HYSYS (version 10) développé par la société HYPROTECH.

III.2 Présentation de HYSYS

HYSYS ne se classe pas parmi les logiciels de simulation les plus flexibles ou les plus largement utilisés dans l'industrie. Cependant, il présente l'avantage d'être convivial et facile à prendre en main une fois que les bases sont maîtrisées. Initialement développé pour l'industrie pétrolière, HYSYS trouve également des applications dans d'autres domaines de procédés chimiques. Les simulations s'effectuent principalement à l'aide des outils disponibles dans les menus, et il propose également une interface graphique permettant de construire des diagrammes de flux de procédé (PFD - Process Flow Diagram).[20]

III.2.1 Définition de HYSYS

Le logiciel de simulation HYSYS comprend un ensemble de modèles mathématiques représentant les opérations unitaires qui nécessitent des équipements spécifiques tels que des ballons, des compresseurs, des colonnes de distillation, des échangeurs de chaleur, etc. Ces opérations sont interconnectées dans un schéma de procédé (PFD) grâce au flux d'informations généré dans ces opérations. En somme, le logiciel HYSYS est essentiellement un programme informatique conçu pour simuler les processus utilisés dans l'industrie gazière, le raffinage et la pétrochimie.

Grâce au logiciel HYSYS, il est possible de calculer la capacité de production, de dimensionner les équipements constituant une unité spécifique, d'identifier les limites opérationnelles de cette unité et de comprendre les phases critiques du processus. De plus, ce logiciel offre la possibilité d'anticiper l'écoulement en temps réel, d'établir les limites opérationnelles de l'unité et d'évaluer les risques en fonction de l'évolution des paramètres (P, T, etc.) [21]

III.2.2 Fonctionnement de HYSYS

Pour que le logiciel HYSYS puisse résoudre le schéma de procédé et/ou même dimensionner certains équipements du procédé, l'utilisateur doit d'abord :

- Définir les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
- Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.
- Élaborer le schéma PFD de la section d'étude.
- Choisir un modèle thermodynamique approprié. Ce modèle est utilisé pour déterminer les propriétés thermodynamiques, volumiques ainsi que l'état physique des composés ou des mélanges.

La réussite de la simulation repose donc sur le choix appropriée du modèle thermodynamique, car celui-ci est conçu pour une catégorie spécifique de fluides et pour un domaine de conditions de pression et de température recommandé.

Cependant, il convient de noter que pour les procédés de traitement du gaz, l'équation d'état de Peng-Robinson (PR) est généralement le modèle recommandé.[21]

III.3 Problématique

En 1994, le complexe GL2/Z a entrepris des travaux de rénovation de ses installations dans le but d'accroître sa capacité de production.

Ce processus de rénovation des installations, s'étalant sur plusieurs mois, visait non seulement la réfection ou le remplacement des équipements, mais également l'adaptation de l'outil de production par le biais de modifications apportées à certaines sections du procédé et aux utilités.

Concernant ce dernier aspect, l'étude technique préliminaire menée par Pullman Kellog s'est basée sur les nouvelles données opérationnelles, parfois considérablement différentes de celles lors de la construction.

La mission principale du complexe GL2/Z est de liquéfier le gaz naturel (GN). L'extraction du gaz de pétrole liquéfié (GPL) est inévitable. Dès le départ, il avait été décidé de concevoir une usine capable de produire à la fois du GPL et de l'essence, car ce sont des composants essentiels dans l'industrie, recherchés sur le plan commercial à l'échelle internationale pour obtenir des matières premières et les utiliser dans divers domaines tels que les combustibles pour la cuisine, la production d'eau chaude ou le chauffage, ainsi que, dans une moindre mesure, comme carburant pour les véhicules.

Dans un avenir proche, l'entreprise SONTRACK envisage un nouveau projet consistant à établir une usine pour la fabrication des matières premières à partir du GPL et de la gazoline, plutôt que de les importer d'autres pays. Cette initiative vise à atteindre l'autosuffisance et à favoriser la croissance économique de l'Algérie.

Malheureusement, ces dernières années, l'entreprise, en particulier le complexe GL2/Z, a connu une baisse de production de GPL et de gazoline, notamment au niveau d'un de ses trains, le train-100, en raison de plusieurs raisons non examinées. Pour répondre à cette préoccupation, nous avons lancé une étude visant à identifier les causes potentielles affectant

Chapitre III : Simulations et optimisation des résultats

la production de GPL et de gazoline, ainsi qu'à surveiller les paramètres de fonctionnement de la colonne de dé-butaniseur.

Pour une meilleure compréhension du problème, nous avons jugé opportun de procéder d'abord à une étude statistique. Au cours de notre stage, cette étude consiste à comparer le train-100 avec le train-300, qui fonctionne bien et présente un rendement de production satisfaisant de gazoline et de GPL, avec des compositions caractéristiques (similaires à celles exigées par Sonatrack) pour le produit de la colonne de dé-butaniseur.

Nous avons choisi de nous concentrer sur le train-100 en raison de sa production relativement plus faible de butane et de gazoline par rapport aux autres trains. Nous avons surveillé la production pendant 4 mois, et les résultats sont présentés sur le graphe de figure III.1.

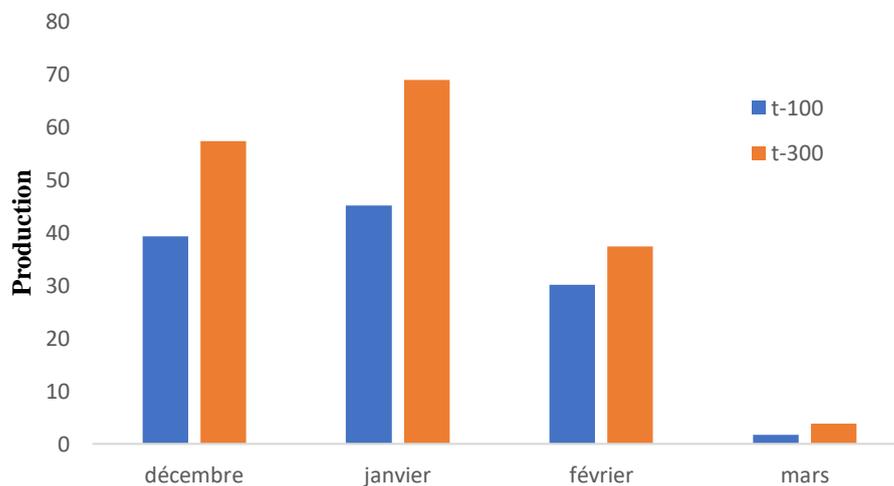


Figure III.1. Evaluation de la production de gazoline et de butane dans le t-100 et t-300 pendant 4 mois (2023-2024)

Il est évident que la production de gazoline et de butane du train-300 a constamment dépassé celle du train-100 pendant les quatre derniers mois. Cela suggère un dysfonctionnement potentiel dans ce dernier. La baisse enregistrée en mars peut être attribuée à des interruptions temporaires de production.

III.4 Technique analytique

En ce qui concerne l'identification des compositions de production des deux trains, nous avons utilisé différentes méthodes. Pour le distillat (butane), nous nous sommes appuyés sur les données fournies par le département technique, tandis que pour le résidu (gazoline), nous avons effectué des analyses au laboratoire du complexe en utilisant la chromatographie en phase gazeuse (CPG). Cette méthode, largement utilisée, trouve ses origines dans les années 1940, lorsqu'elle a été initialement employée pour contrôler les fractions légères des raffineries de pétrole. Depuis lors, son développement constant est attribuable à sa grande sensibilité et à sa capacité à produire des résultats rapidement.

Les perspectives d'automatisation de cette technique renforcent son attrait, notamment en raison de la séparation des composés sur la colonne qui se déroule avec des substances gazeuses. Cependant, les composés liquides ou solides doivent être transformés en phase gazeuse, généralement par chauffage, avant leur analyse. Par conséquent, l'utilisation de cette méthode est restreinte à l'étude des composés moléculaires qui sont thermiquement stables et suffisamment volatils.[22]

L'appareil de chromatographie utilisé est le Perkin Elmer 8700 (Figure III.2), et les résultats sont présentés sous la forme d'un chromatogramme.



Figure III.2. L'appareil de chromatographie Perkin Elmer 8700

III.5 Simulation et optimisation des résultats

III.5.1 Validation du modèle thermodynamique [23]

Le processus de simulation débute par la sélection du modèle thermodynamique approprié à notre système, visant à minimiser les écarts par rapport aux données de conception. Une équation d'état pour un corps pur est une formule mathématique qui lie la température (T), la pression (P), et le volume molaire (V).

La forme la plus basique est représentée par l'équation d'état d'un gaz parfait pur selon **Van der Waals** :

$$P(V,T) = \frac{R \times T}{V - b} - \frac{a}{V^2}$$

Dans les secteurs du raffinage pétrolier, du traitement du gaz et de la pétrochimie, l'équation d'état de **Peng Robinson (PR)** est fréquemment choisie comme modèle recommandé :

$$P(V,T) = \frac{R \times T}{V - b} - \frac{a}{V^2 - b^2 + 2bV}$$

Dans cette phase initiale, notre but est de vérifier la validité du modèle thermodynamique sélectionné (**Peng-Robinson**) ainsi que du simulateur HYSYS utilisé, en vue de leur utilisation future.

Nous avons donc débuté notre étude par la simulation du fractionnateur 153-E tel que prévu dans le cas de conception.

III.5.2 Simulations du cas design

La configuration de la colonne dé-butaniseur 153-E est exposée dans la figure III.3, avec une disposition de 21 plateaux. Son alimentation se fait à un débit de 4778 kg/h, sous une température de 60.15°C et à une pression de 5.86 bar. Les informations détaillées sur la composition de la charge d'alimentation de la colonne 153-E sont fournies dans le tableau III.1.

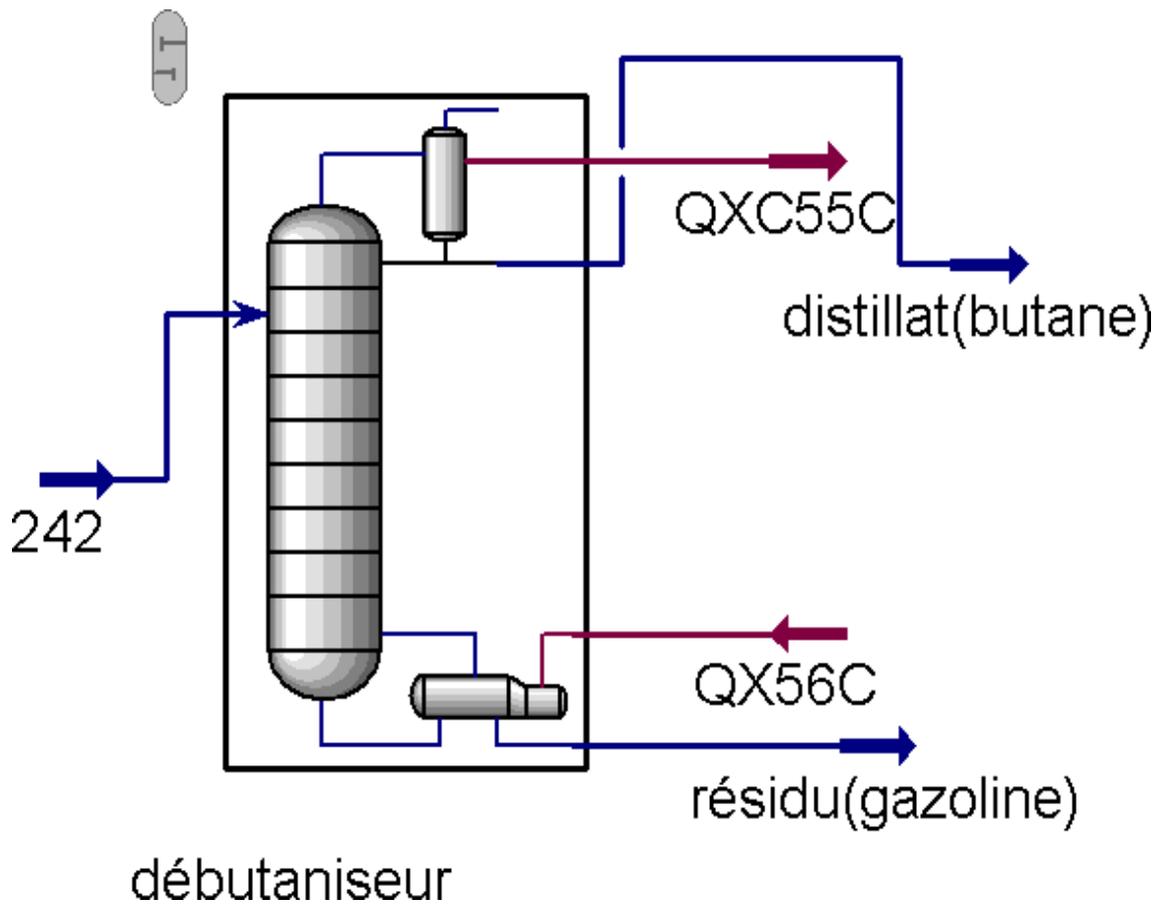


Figure III.3. Schéma PFD de la colonne dé-butaneuseur t-100

Tableau III.1. Composition design de l'alimentation du dé-butaneuseur 153-E

Constituant	Fraction molaire X
C3	0.0424
iC4	0.2957
nC4	0.4510
iC5	0.1054
nC5	0.1054

Chapitre III : Simulations et optimisation des résultats

Tableau III.2. Les conditions des produits de tête (Distillat) et de fond (résidu) de la colonne dé-butaniseur

	Alimentation	Distillat	Résidu
Vapeur	0.6021	0	0
Température (°C)	60.15	47.5	94.13
Pression (kPa)	586	586	642
Débit molaire (kmol/h)	78.99	60.82	18.17
Débit massique (kg / h)	4778	3491	1287
Débit volumique -Idéal (m ³ /h)	8.176	6.111	2.065
Enthalpie (kJ/kmol)	-1.380 .10 ⁵	-1.457.10 ⁵	-1.614 .10 ⁵
Entropie (kJ / kmol.°C)	124.6	82.51	100
Débit d'énergie (kJ/h)	-1.090. 10 ⁷	-8.862. 10 ⁶	-2.932 10 ⁶

Tableau III. 3. Les résultats design exacts et simulés de la colonne 153-E

	Distillat			Résidu		
	Exact	Simulé	Erreur	Exact	Simulé	Erreur
C ₃ H ₈	0.0560	0.0551	9.80	0	0	/
iC ₄ H ₁₀	0.37061	0.38340	3.34	0.00209	0.00210	0.48
nC ₄ H ₁₀	0.6130	0.5575	9.96	0.10482	0.0944	9.95
iC ₅ H ₁₂	0.0037	0.0034	8.82	0.4868	0.4471	8.15
nC ₅ H ₁₂	0.00059	0.00060	1.67	0.5070	0.4565	9.97
Débit (kg/h)	6418.0	5996.0	5.10	1740.6	1586.0	9.75
Température(°C)	44.0	47.5	7.95	102.56	94.13	15.67
Préssion(bar)	6.00	5.86	2.33	6.42	6.42	0

Il est notable que l'écart entre les résultats exacts et simulés demeure faible (inférieur ou égal à 10 %) pour tous les paramètres de fonctionnement. Ces conclusions confirment la fiabilité tant du logiciel que du modèle thermodynamique employé, ce qui facilite la reproduction précise de notre situation actuelle dans le simulateur HYSYS.

Afin de conduire cette analyse avec succès et d'améliorer la qualité du butane (produit de tête) et de la gazoline (produit de fond) pour répondre aux normes de qualité établies par la société SONATRACH, nous envisageons d'optimiser les paramètres de fonctionnement de la section étudiée.

III.5.3 Optimisation des paramètres du fonctionnement de la colonne débuteur 153-E

Il est important de souligner que l'objectif de cette étude est d'optimiser les paramètres de fonctionnement de la colonne 153-E (température et taux de reflux) afin d'améliorer la qualité des produits de tête, le distillat appelé butane, et du fond, le résidu nommé gazoline, contenant principalement du pentane. Cette optimisation vise à garantir la qualité des fractions de composition de butane et de gazoline requises par SONATRACH, telles qu'elles sont répertoriées dans le tableau (III.4).

Tableau III. 4. La fraction de compositions de butane et gazoline exigée par SONATRACH

Constituant	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6
Butane	0.0056	0.3635	0.6134	0.016	0.0015	0
Gazoline	0	0.0019	0.02	0.2837	0.318	0.3764

Afin d'atteindre notre objectif, nous avons étudié l'évolution des fractions des composants nC4, iC4, nC5 et iC5 dans le distillat et le résidu de la colonne 153-E en fonction de la température, pour différentes valeurs de taux de reflux.

Nous avons fait varier la température de fond de la colonne 153-E de 100°C à 110°C, avec un intervalle de 1°C, pour une plage de taux de reflux allant de 1,5 à 1,9, avec un intervalle de 0,05.

III.5.3.1 En tête de la colonne 153-E

1. L'influence de la température et du taux de reflux sur la fraction de iC5

Le graphique III.4 illustre comment la fraction de iC5 dans le distillat évolue en fonction de la température et du taux de reflux.

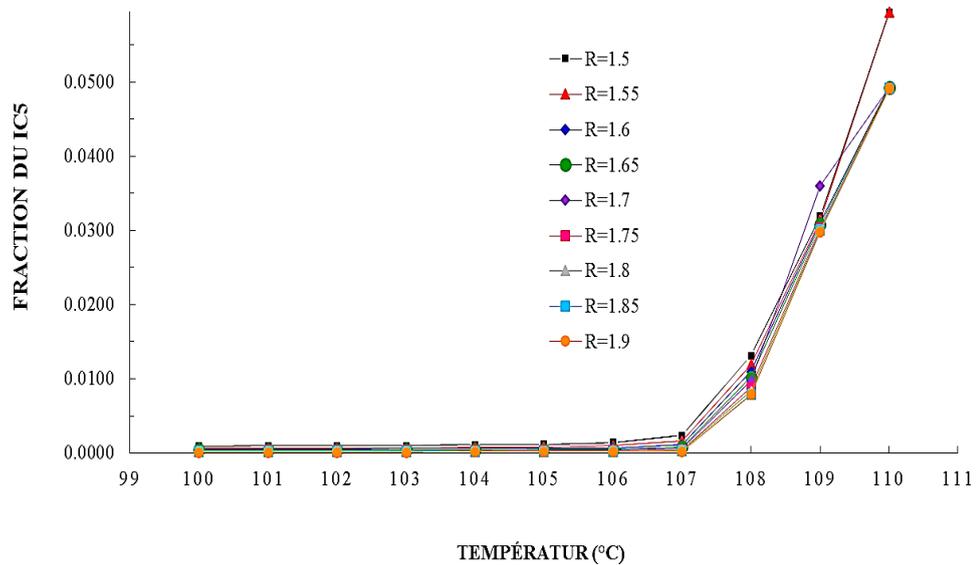


Figure III.4. Evolution de la fraction d'iC5 dans le distillat en fonction de la température pour différents taux de reflux.

Selon la figure III.4, il est observé que la fraction de iC5 dans la tête de la colonne est nulle à des températures inférieures à 107°C. Cependant, au-delà de cette valeur (107°C), la fraction d'iC5 commence à augmenter à mesure que le pentane atteint sa température d'ébullition, indiquant ainsi une température optimale de 107°C.

De plus, une diminution de la fraction de iC5 est remarquée avec l'augmentation du taux de reflux pour une même température. Cela s'explique par le fait que le reflux, sous forme de liquide (vapeur condensée), est introduit dans le premier étage de la colonne 153-E, ce qui entraîne un refroidissement de la tête de la colonne et, par conséquent, la rétention des composés lourds dans le fond de la colonne.

Il est également remarqué que toutes les valeurs de reflux donnent une fraction d'iC5 inférieure à 0,016 dans la tête de la colonne 153-E pour une température inférieure à 107°C.

2. L'influence de la température et du taux de reflux sur la fraction de nC5 :

Le graphique III.5 illustre comment la fraction de nC5 dans la tête de la colonne évolue en fonction de la température et du taux de reflux.

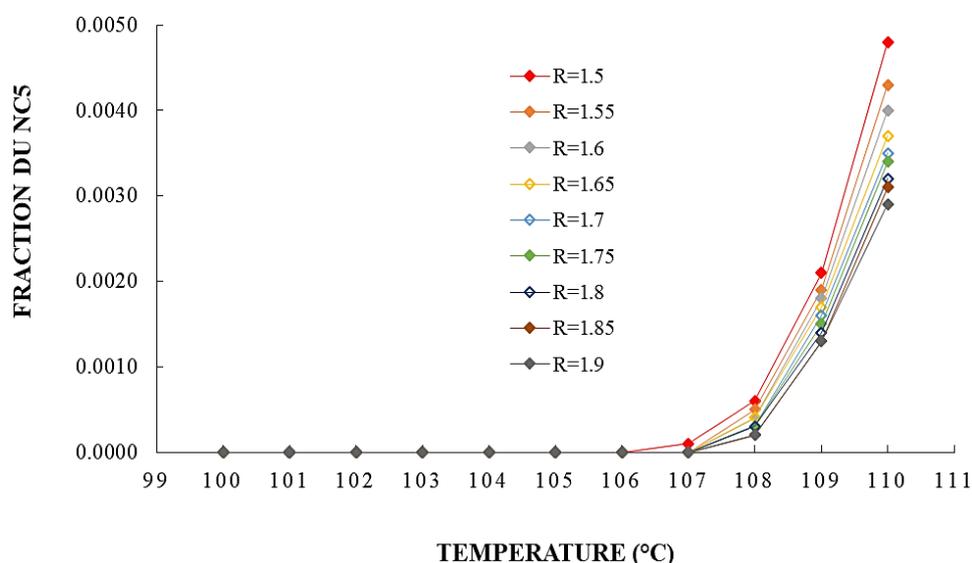


Figure III.5. Evolution de la fraction de nC5 dans le distillat en fonction de la température pour différents taux de reflux.

D'après le graphique III.5, il est observé que la fraction de nC5 dans la tête de la colonne reste à zéro jusqu'à ce que la température atteigne 107°C, après quoi le nC5 commence à augmenter à des températures supérieures à cette valeur, car le pentane commence à s'évaporer et s'accumule ensuite dans le distillat. On constate également que la fraction de nC5 diminue avec l'augmentation du taux de reflux pour une température donnée. Ceci est dû au refroidissement de la tête de la colonne 153-E lors de l'augmentation du taux de reflux, ce qui favorise la condensation des vapeurs de nC5.

Ainsi, la température optimale dans ce cas est de 107°C. En ce qui concerne le taux de reflux, on remarque que quelle que soit sa valeur, la fraction de nC5 est appropriée et inférieure à la valeur de 0,0015 exigée par SONATRACH pour des températures inférieures à 107°C.

3. L'influence de la température et du taux de reflux sur la fraction de iC4

La figure III.6 illustre la façon dont la fraction d'iC4 varie en fonction de la température et du taux de reflux.

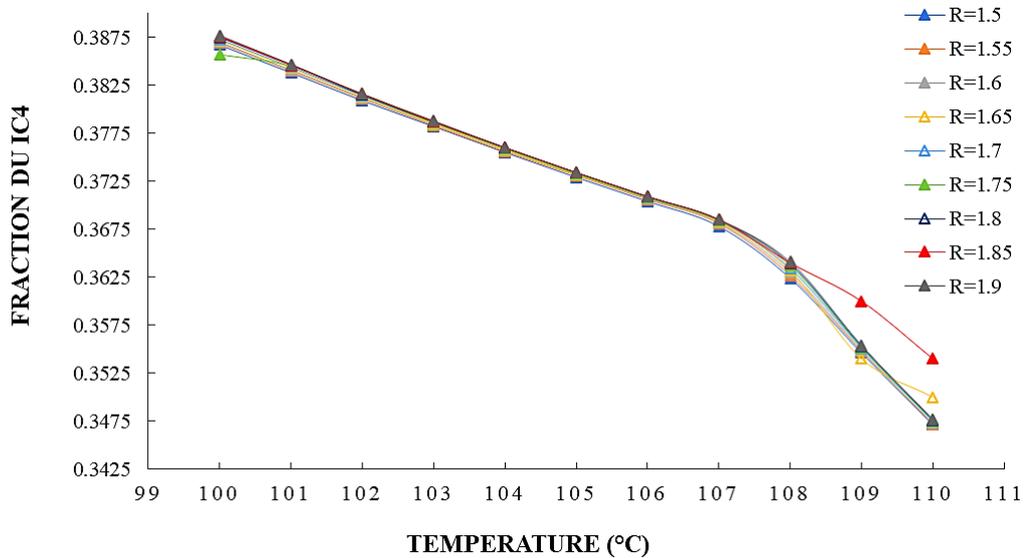


Figure III.6. Evolution de la fraction de iC4 dans le distillat en fonction de la température pour différents taux de reflux.

Il est remarquable que les profils de la fraction de iC4 dans le graphique III.6 restent identiques pour différents taux de reflux. On observe clairement une relation inverse entre la fraction d'iC4 et l'augmentation de la température du fond de la colonne 153-E. En effet, l'évolution de la température du fond de la colonne entraîne une augmentation de la fraction des composants lourds dans la tête de colonne, comme indiqué dans les graphiques précédents III.4 et III.5. Étant donné que la fraction d'iC4 ne doit pas être inférieure à 0.3635, la température optimale est de 107°C.

De plus, il est remarquable que pour un taux de reflux élevé, on obtient une fraction significative d'iC4, améliorant ainsi la qualité du distillat. Par conséquent, le taux de reflux optimal est de 1,8, étant limité par la capacité de chaleur du rebouilleur et du condenseur.

4. L'influence de la température et du taux de reflux sur la fraction de nC4

La proportion de nC4 dans la partie supérieure de la colonne varie en fonction de l'augmentation de la température et du taux de reflux, comme indiqué dans le graphique III.7.

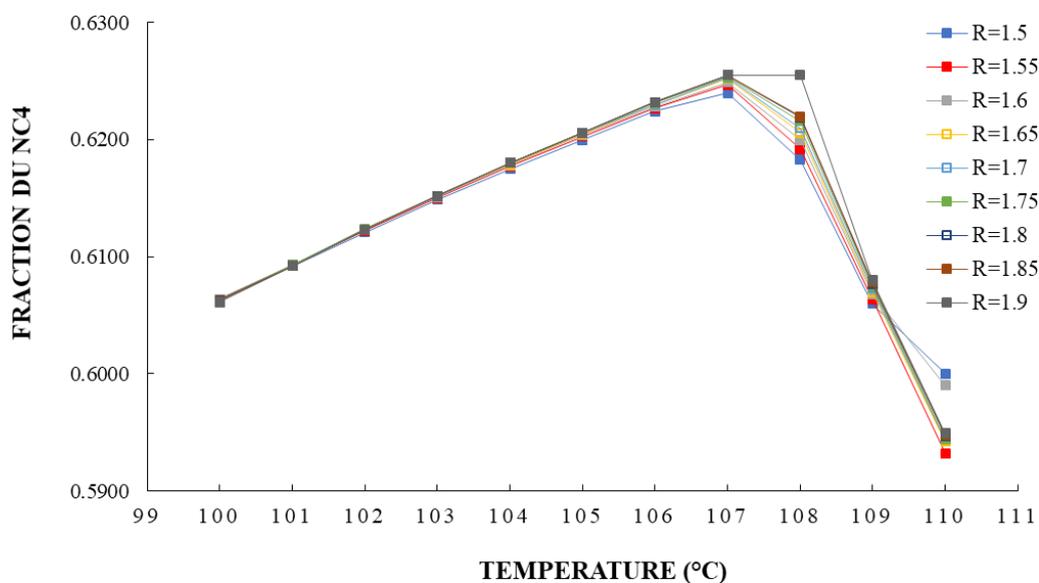


Figure III.7. Evolution de la fraction de nC4 dans le distillat en fonction de la température pour différents taux de reflux.

Selon le graphique III.7, on peut diviser les données en deux sections distinctes. Dans la première section, qui s'étend sur une plage de température entre 100 et 107°C, on observe une augmentation nette de la fraction de nC4. En revanche, dans la deuxième section, entre 107 et 110°C, on constate une diminution de la présence de nC4 dans le distillat, attribuable à l'augmentation de nC5 dans la tête de colonne, comme cela a été illustré dans les graphiques précédents III.4 et III.5.

Quant à la variation de la fraction de nC4 en fonction du taux de reflux pour une même température, on remarque qu'elle est proportionnelle à l'augmentation de R dans les deux sections. Cette observation s'explique par la diminution de la fraction de nC5 lors de l'augmentation du taux de reflux.

III.5.3.2 Dans le fond de la colonne 153-E

1. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction de iC5

Le graphique III.8 illustre comment la fraction de iC5 dans le fond de la colonne évolue en fonction de la température et du taux de reflux.

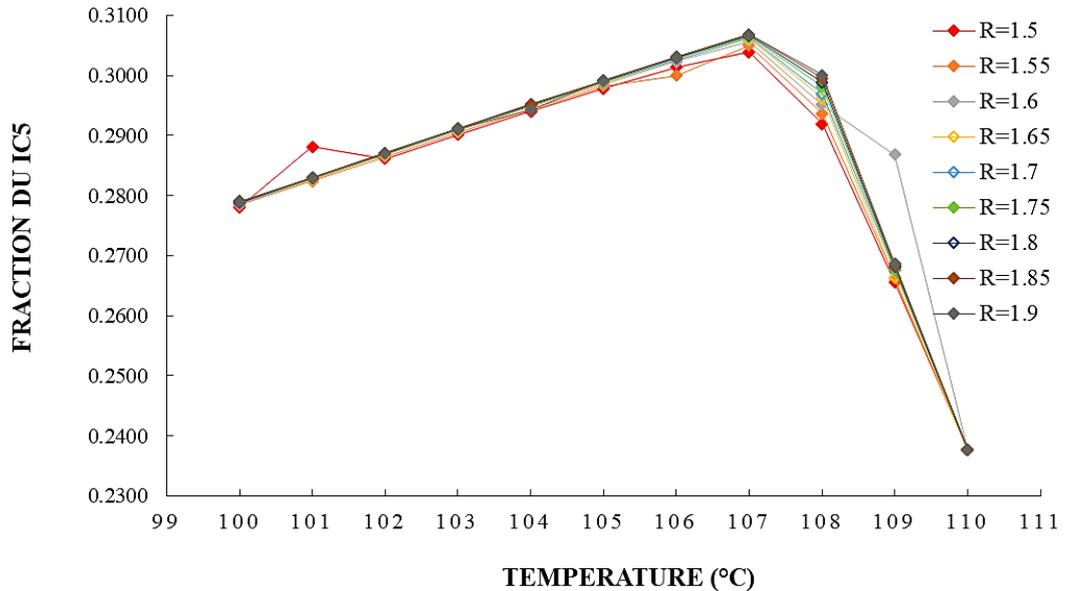


Figure III.8. Evolution de la fraction de nC4 dans le distillat en fonction de la température pour différents taux de reflux.

Dans le graphique III.8, on observe deux tendances distinctes dans la variation de la fraction d'iC5 dans le fond de la colonne 153-E avec l'augmentation de la température. On constate une augmentation de la fraction d'iC5 dans la plage de température de 0 à 107°C, car l'élévation de la température provoque l'évaporation de l'iC4. En revanche, pour des températures supérieures à 107°C, la fraction d'iC5 commence à quitter le fond pour se diriger vers la tête de la colonne 153-E, car le composant iC5 atteint sa température d'ébullition. On remarque également une augmentation de la fraction de iC5 dans le fond de la colonne 153-E avec l'augmentation du taux de reflux pour une température fixe, en raison du retour d'une quantité de vapeur d'iC5 induit par l'effet du reflux froid, améliorant ainsi la qualité de la séparation.

2. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du nC5

Le graphique III.9 illustre l'évolution de la fraction de nC5 dans le fond de la colonne en fonction de la température.

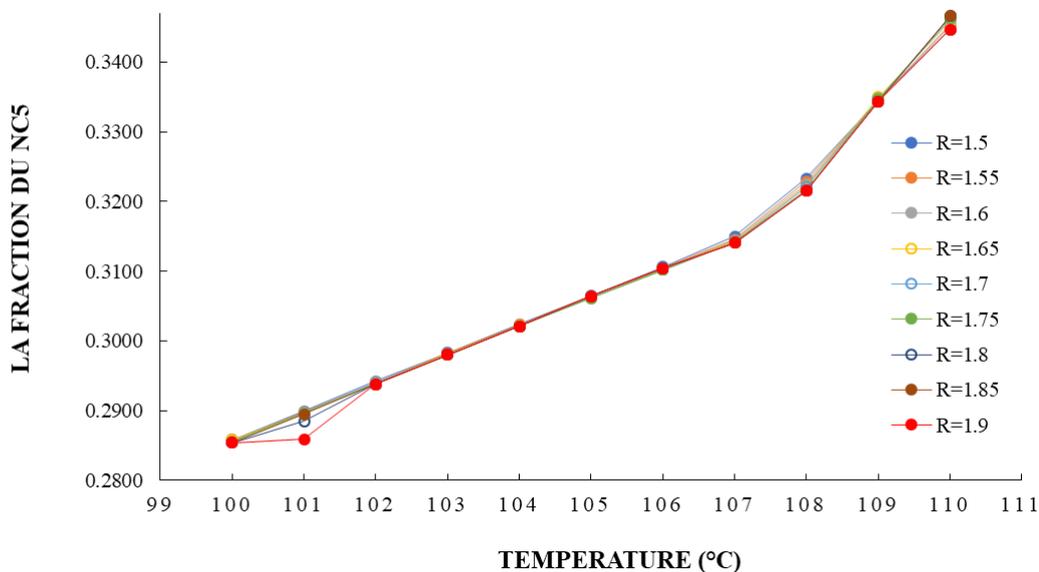


Figure III.9. Evolution de la fraction de nC5 dans le fond en fonction de la température pour différents taux de reflux.

Selon les données de la Figure III.9, une hausse de la température entraîne une augmentation de la proportion de nC5 dans le fond de la colonne, attribuable à l'évaporation du composé nC4 lors de l'augmentation de la température, ce qui le fait s'échapper du fond de la colonne.

En ce qui concerne l'effet du taux de reflux, une observation notable est que la fraction de nC4 augmente avec l'augmentation de R, comme illustré dans les données graphiques. Cette tendance peut être expliquée par la diminution de la température à la tête de la colonne 153-E induite par le reflux.

2. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction de iC4

Le graphique III.10 illustre l'évolution de la fraction d'iC4 dans le résidu en fonction de la température de fond et du taux de reflux.

Chapitre III : Simulations et optimisation des résultats

Selon le graphique III.10, une augmentation de la fraction de nC5 dans le fond de la colonne est observée avec l'augmentation de la température, car le composant nC4 s'évapore à mesure que la température augmente et s'échappe du fond de la colonne.

En ce qui concerne l'effet du taux de reflux, on remarque que la fraction de nC4 augmente avec l'augmentation de reflux. Cela peut s'expliquer par la diminution de la température à la tête de la colonne 153-E provoquée par le reflux.

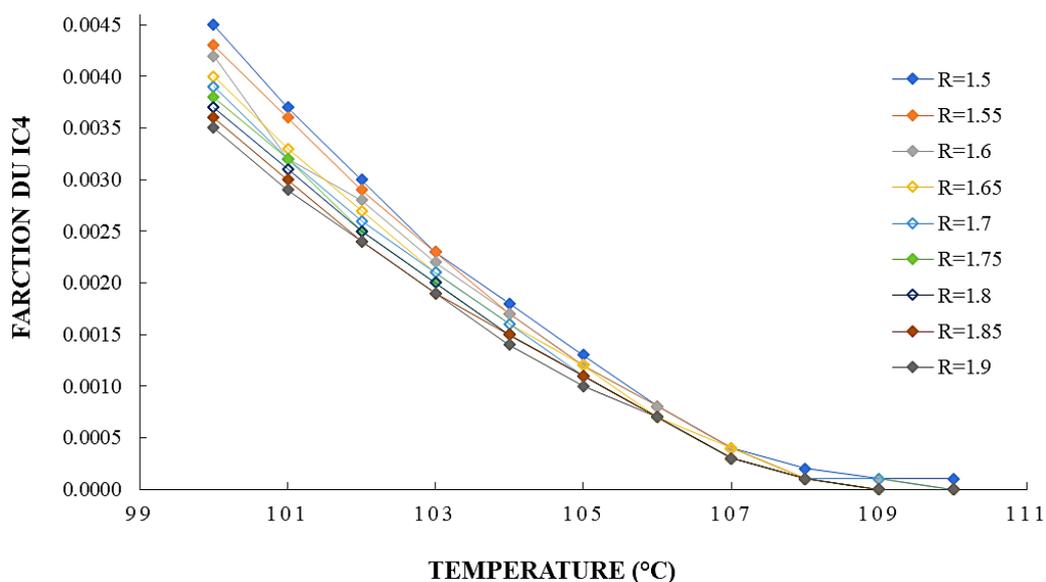


Figure III.10. Evolution de la fraction de iC4 dans le fond en fonction de la température pour différents taux de reflux.

Une cohérence dans les profils de la fraction de iC4 dans le fond de la colonne est notable pour les différents taux de reflux.

Selon la figure III.10, on observe une diminution de la fraction de iC4 avec l'augmentation de la température du fond de la colonne, atteignant des valeurs nulles à des températures supérieures à 108°C. Cette observation s'explique par le fait que l'iC4 a une température d'ébullition inférieure à celle appliquée au fond de la colonne, ce qui entraîne leur évaporation et leur présence dans la composition du résidu.

De plus, on remarque que, pour une même valeur de température, une augmentation du taux de reflux conduit à un appauvrissement en iC4 dans le fond

de la colonne 153-E, améliorant ainsi la qualité du résidu. Cela s'explique par le fait que le reflux froid piège les vapeurs lourdes de tête, nC5 et iC5, les forçant à retourner au fond de la colonne 153-E.

4. L'influence de la température et taux de reflux sur la fraction du nC4

Dans le fond de la colonne 153-E, la fraction de nC4 varie en fonction des changements de température et de taux de reflux, comme le montre le graphique III.11.

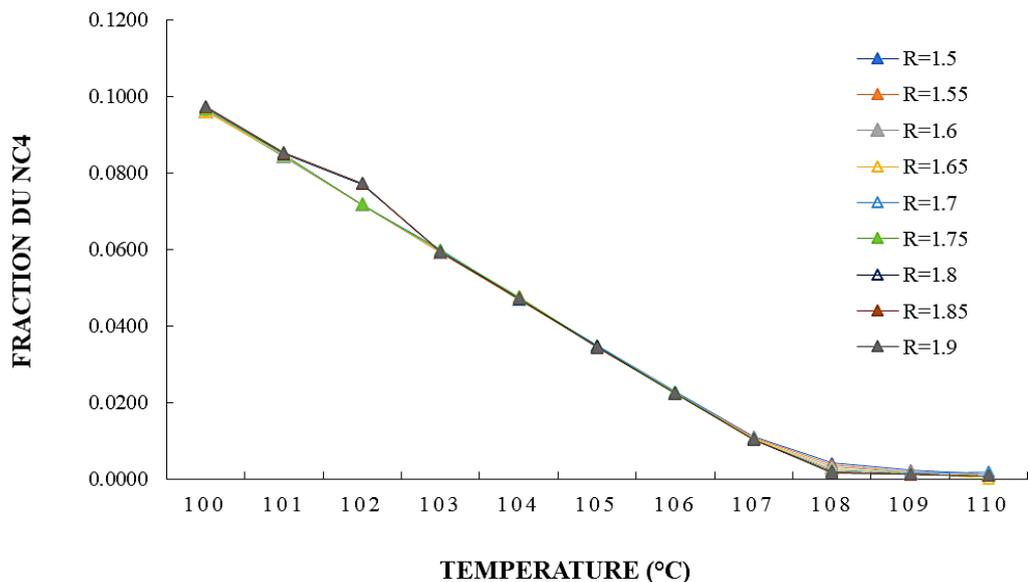


Figure III.11. Evolution de la fraction de nC4 dans le fond en fonction de la température pour différents taux de reflux.

D'après le graphique III.11, on observe que les profils de la fraction de nC4 dans le fond de la colonne sont identiques pour différents taux de reflux. Il est remarquable que la quantité de nC4 diminue de manière proportionnelle à l'élévation de la température du fond de la colonne, jusqu'à atteindre une température de 108 °C, où la fraction de nC4 devient nulle.

En outre, on constate une diminution de la fraction de nC4 avec l'augmentation du taux de reflux jusqu'à un taux de reflux égal à 1.8. Au-delà de cette valeur, les profils se superposent, indiquant que l'augmentation de R n'affecte pas la fraction de nC4 dans le fond de la colonne.

III.5.4 La variation de la quantité de chaleur du condenseur en fonction de température et taux de reflux

Le graphique III.12 illustre les changements de la quantité de chaleur du condenseur en relation avec la température et le taux de reflux.

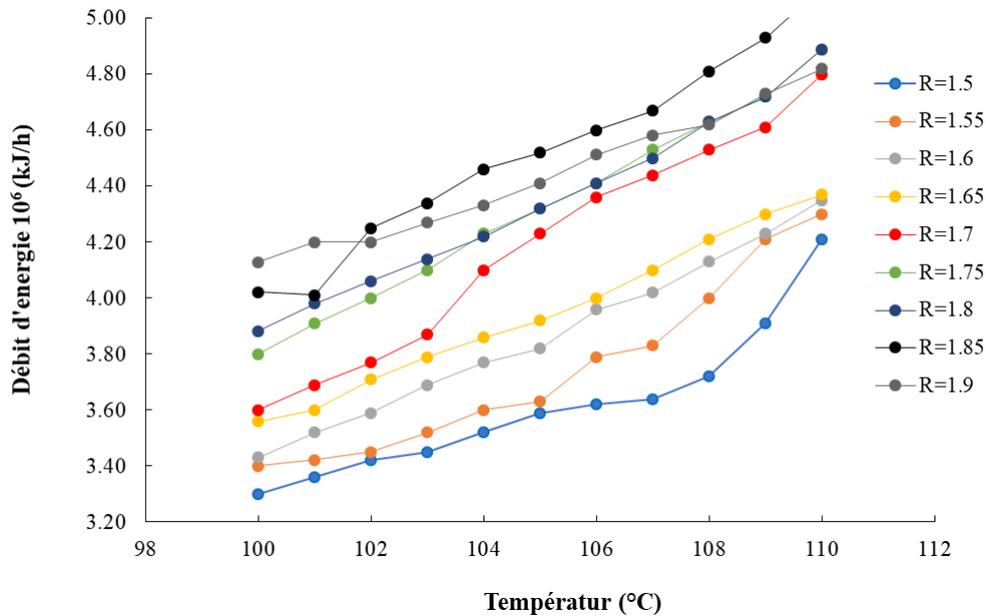


Figure III. 12. Evolution de la quantité de chaleur du condenseur en fonction de température et taux de reflux

D'après le graphique III.12, on constate que la quantité de chaleur du condenseur QC de la colonne 153-E augmente avec l'élévation de la température de fond. Cela s'explique par le fait que l'accroissement de la température de fond entraîne une augmentation de la quantité de produit de tête qui doit être condensée par le condenseur.

De plus, on observe que QC augmente également avec l'augmentation du taux de reflux (R). En effet, pour des valeurs élevées de taux de reflux, il est nécessaire de condenser une plus grande quantité de vapeurs de tête de la colonne, ce qui demande une quantité significative d'énergie.

Chapitre III : Simulations et optimisation des résultats

La capacité maximale du condenseur dans la conception est de 5.9×10^6 kJ/h. Ainsi, la valeur optimale de la température est de 107°C et celle du taux de reflux est de 1.8.

III.5.5 La variation de la quantité de chaleur de rebouilleur en fonction de température et taux de reflux

Le graphique III.13 présente les variations de la quantité de chaleur du rebouilleur en fonction de la température et du taux de reflux.

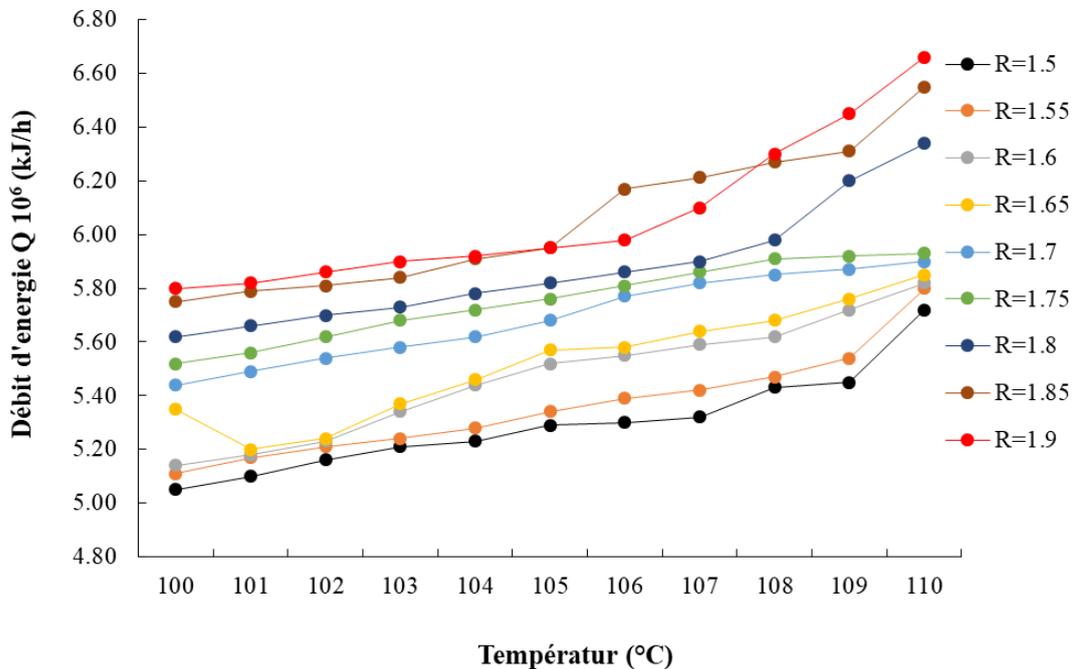


Figure III.13. Evolution de la quantité de chaleur de rebouilleur en fonction de température et taux de reflux

Selon le graphique III.14, on observe que la quantité de chaleur du rebouilleur Q_R varie en fonction de la température et du taux de reflux. Elle est directement proportionnelle à l'élévation de la température de fond de la colonne 153-E, car cette augmentation de température requiert davantage d'énergie de la part du rebouilleur.

En ce qui concerne l'influence du taux de reflux sur Q_R , on remarque que lorsque le taux de reflux augmente, la quantité de chaleur du rebouilleur augmente pour une température donnée. Cela s'explique par le fait que le taux de reflux accroît la quantité

Chapitre III : Simulations et optimisation des résultats

de liquide condensé retournant dans la tête de la colonne, ce qui nécessite une quantité significative de chaleur de la part du rebouilleur.

La capacité maximale du rebouilleur dans la conception est de 4.2×10^6 kJ/h. Par conséquent, il est impératif de ne pas dépasser cette valeur, ce qui conduit à une température optimale de 107°C et à un taux de reflux optimal de 1.

CONCLUSION
&
RECOMMENDATIONS

Conclusion générale

Conclusion générale

Notre étude a été menée dans le cadre d'un stage pratique réalisé au niveau du complexe GL2/Z d'Arzew, en partenariat avec l'université Abdelhamid Ibn Badis de Mostaganem, faculté des sciences et de la technologie.

L'objectif principal de cette étude était d'optimiser le fonctionnement de la colonne de dé-butaniseur X153-E. Pour y parvenir, il était crucial de bien comprendre les paramètres de fonctionnement de la section de fractionnement. Cette compréhension a été acquise grâce à un suivi minutieux effectué sur le Train 100 de production, nous permettant ainsi d'avoir une vision concrète du fonctionnement du circuit et de l'utilisation du butane et de la gazoline au sein du complexe.

Afin d'accroître cette connaissance et de proposer une solution pratique, nous avons utilisé la simulation à l'aide du logiciel HYSYS comme outil d'investigation. Nous avons concentré nos efforts sur deux paramètres essentiels pour le fonctionnement d'une colonne de distillation : le taux de reflux et la température du plateau sensible.

Recommandations

Les recommandations formulées à la fin de ce mémoire pourraient s'avérer extrêmement bénéfiques si elles étaient mises en œuvre par les exploitants du complexe.

Pour améliorer le fonctionnement des colonnes, nous suggérons les actions suivantes :

- ✓ Utiliser un taux de reflux de 1.8 et une température de fond de la colonne 153-E de 107°C.
- ✓ Ajuster le débit de reflux afin d'atteindre la température de tête souhaitée, tout en vérifiant la surface d'échange des condenseurs de tête des colonnes.
- ✓ Examiner et réparer les boucles de régulation et les transmetteurs défectueux.
- ✓ Réactiver les analyseurs en ligne pour assurer un suivi précis des quantités de produits.

RÉFÉRENCE BIBLIOGRAPHIQUE

Référence bibliographique

- [1]. « Sonatrach [archive] », sur Euro-pétrole.
- [2]. Patrick Sandouly, « Les 500 premières entreprises africaines [archive] », sur Jeune Afrique, 8 décembre 2008
- [3]. http://www.l'expressiondz.com/chroniques/analyses_du_professeur_chitour/169507-pour-une-transition-energetique-assumee-et-non-subie.html [archive]
- [4]. <https://www.energy.gov.dz/?rubrique=produits-petroliers>
- [5]. <https://fr.wikipedia.org/wiki/Sonatrach>
- [6]. <https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/gaz-naturel-liquefie-gnl>
- [7]. <http://www.gii-gnl.org/lng-markets-trade-0>
- [8] https://sonatrach.com/wp-content/uploads/2023/08/RA_2022_FR_Web.pdf
- [9]. GORINE. C, MOUFFOK. H « Optimisation de la production des GPL au Niveau du complexe GL2/Z » ; Mémoire fin d'étude ; Boumerdes ; 2008
- [10]. <https://rci-chaudieres-vapeur.fr/chaufferie-vapeur-industrielle/chaudiere-vapeur-tubes-fumee-tube-eau>
- [11]. <https://www.quiri.com/fr/echangeur-thermique/echangeurs-de-chaaleur/refroidisseur-liquide/>
- [12]. MW. Pull Man Kellogg Company, « Manuel Opérateur » Volume II (process), USA, (1994).
- [13]. Revue « Complexe gazier de Hassi R'Mel: De nouvelles installations pour augmenter la production », [archive] , 23 février 2016
- [14]. Le gaz naturel liquéfié, un intérêt stratégique majeur, limité par des contraintes économiques », Commissariat général au développement durable, avril 2011
- [15]. <https://www.scribd.com/document/490826930/CHAPITRE-II-Pr-sentation-du-compl-xe-GNL2>.
- [16]. W. BOUNZEF(rapport de stage GL2Z 2016)
- [17]. S. BELAZREG, « Etude de section de débutanisation du complexe GNL1/Z », Mémoire de l'IAP, (2012).
- [18]. https://www.omega.fr/pptst/AHPF_HEATER.html
- [19]. M. BENMIR. « Calcul et optimisation des paramètres opératoire et dimensionnements de la colonne de dépropanisation des unités communes de Hassi Ramel », Mémoire de projet de fin d'étude, université de Ouargla, (2005).
- [20]. A. KERBOUCHE, B. KAABOUCHE, « Vérification et optimisation des paramètres de

Référence bibliographique

Fonctionnement de la colonne du débutaniseur T202 de Hassi Ramel», mémoire de fin d'étude, université de Ouargla, (2016).

[21]. HYSYS, « Manuel Customization guide version 3.1, Hyprotech » (2002).

[22]. N. ABOUD rapport de stage GNL2Z 2011.

[23]. HYSYS, « Manuel référence Hyprotech », (1995).

ANNEXE

NOTE: 1. THE MANUFACTURER SHALL BE RESPONSIBLE FOR THE CORRECTNESS OF THE DATA LISTED BELOW.

ITEM NO.	DESCRIPTION	QTY	UNIT
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68
69
70
71
72
73
74
75
76
77
78
79
80
81
82
83
84
85
86
87
88
89
90
91
92
93
94
95
96
97
98
99
100

AS BUILT

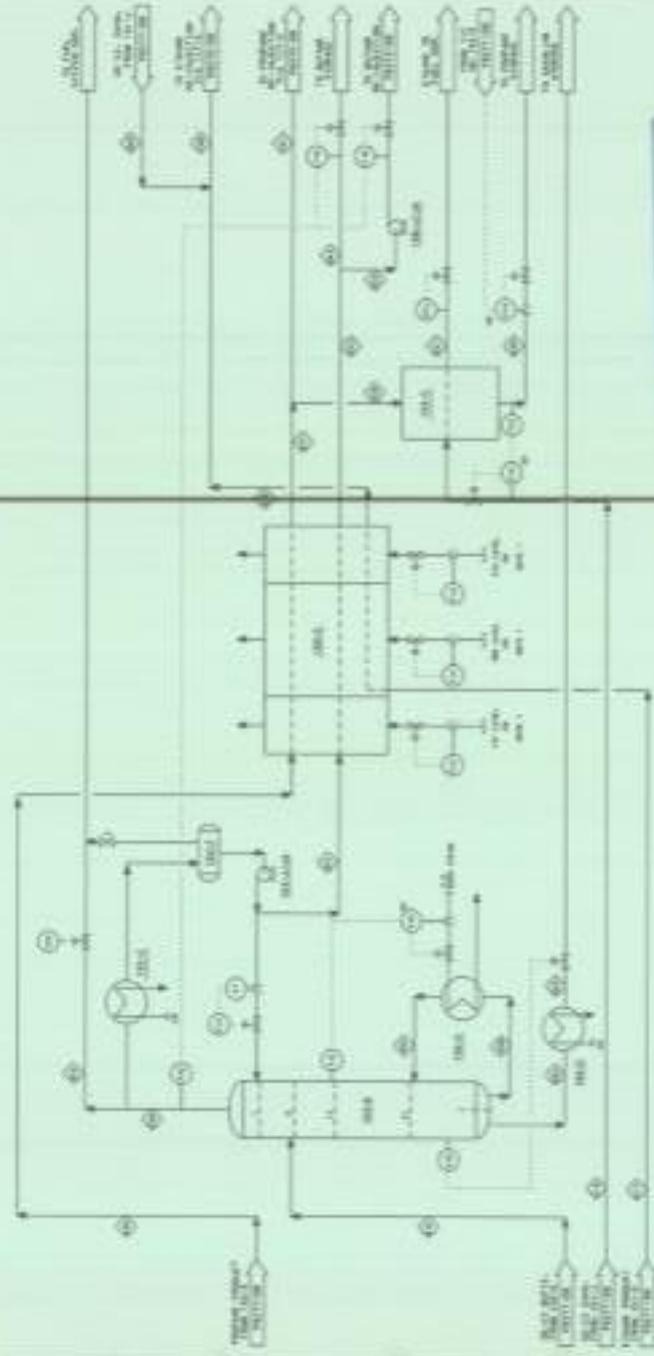
NO.	DATE	BY	REVISION
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68
69
70
71
72
73
74
75
76
77
78
79
80
81
82
83
84
85
86
87
88
89
90
91
92
93
94
95
96
97
98
99
100

THE M.W. KELLOGG COMPANY
SONATRACH, GUJ-Z

PHASE II HPE CASE
FRACKING STATION

NO.	DATE	BY	REVISION
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30
31
32
33
34
35
36
37
38
39
40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68
69
70
71
72
73
74
75
76
77
78
79
80
81
82
83
84
85
86
87
88
89
90
91
92
93
94
95
96
97
98
99
100

120-2	120-3	120-4	120-5	120-6	120-7	120-8	120-9	120-10	120-11	120-12	120-13	120-14	120-15	120-16	120-17	120-18	120-19	120-20	120-21	120-22	120-23	120-24	120-25	120-26	120-27	120-28	120-29	120-30	120-31	120-32	120-33	120-34	120-35	120-36	120-37	120-38	120-39	120-40	120-41	120-42	120-43	120-44	120-45	120-46	120-47	120-48	120-49	120-50	120-51	120-52	120-53	120-54	120-55	120-56	120-57	120-58	120-59	120-60	120-61	120-62	120-63	120-64	120-65	120-66	120-67	120-68	120-69	120-70	120-71	120-72	120-73	120-74	120-75	120-76	120-77	120-78	120-79	120-80	120-81	120-82	120-83	120-84	120-85	120-86	120-87	120-88	120-89	120-90	120-91	120-92	120-93	120-94	120-95	120-96	120-97	120-98	120-99	120-100
-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	-------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	--------	---------



APPROVE I AR:
SUNSHINE 10-22
Signature: [Handwritten Signature]
Date: 30/06/17

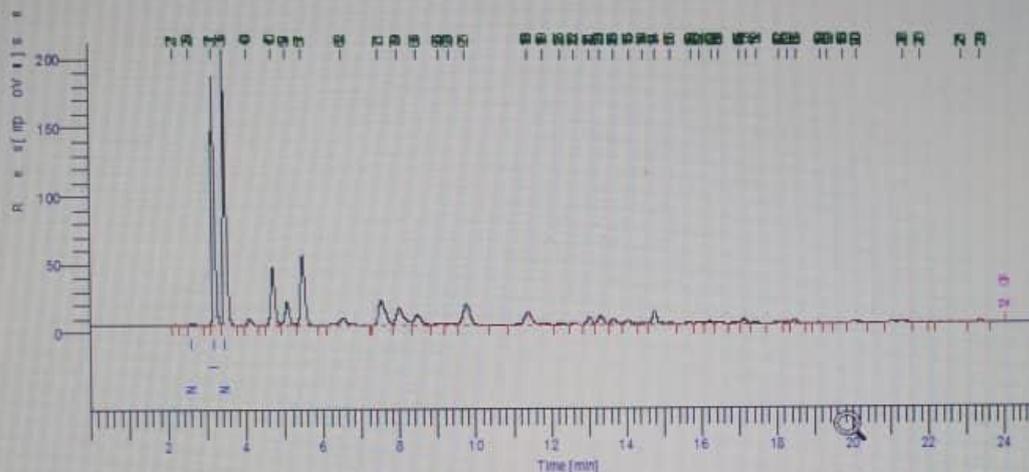
PAGE 11 OF 11 SHEETS

NO.	DATE	BY	REVISION
1
2
3
4
5			

Analyses (Chromatogramme) de la gasoline au niveau du train 300

Software Version : 6.3.2.0646 Date : 17/03/2024
 Sample Name : Data Acquisition Time : 17/03/2024 11:48:41
 Instrument : CLARUS580 Channel : A
 Rack/Vial : 0/0 Operator : Manager
 Sample Amount : 1.000000 Dilution Factor : 1.000000
 Cycle : 1

Result File : C:\Data\GAZOLINE\Mai Juin Juillet 2020\novembre 2019A_001-20240317-121343.rst
 Sequence File : C:\Sequences\CLARUS580_TMP-20240317-114551.SEQ



ANALYSE GAZOLINE

Peak #	Component Name	Time [min]	Area [uV*sec]	Raw Amount	Concentration Mol %	Quantity [%]
2	nC4	2.588	3854.40	0.0568	0.0568	0.118
3	iC5	3.168	864803.76	13.0328	13.0328	27.023
4	nC5	3.453	1011859.02	14.2217	14.2217	29.488
	C6	5.524	922131.89	9.9147	9.9147	20.558
	C7	10.010	878962.60	7.7683	7.7683	16.107
	C8	15.165	359734.27	2.7376	2.7376	5.676
	C9	19.975	56606.73	0.4114	0.4114	0.853
	C10	23.315	7944.43	0.0853	0.0853	0.177
			4105897.10	48.2284	48.2284	