



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



MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Industries Pétrochimiques

Option : Génie Pétrochimique

Thème

**Optimisation du débit de reflux au niveau du fractionnateur
de complex GP1Z**

Présenté par

- 1- BOUDEBZA Chaimaa
- 2- MOHAMED BENKOIBICHE Feriel Khadidja

Soutenu le 06/07/ 2023 devant le jury composé de :

Président : Dr MOHAMED SEGHIR Zahira	MCB	Université de Mostaganem
Examineur : Mme FARES Zineb	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur : Dr KHELLADI Malika	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2022/2023

Remerciements

Nous tenons en premier lieu, à remercier Dieu le tout puissant de nous avoir donné le courage et la patience pour réaliser ce travail.

Ce travail a été réalisé à Sonatrach au complexe GP1Z.

Nous adressons le grand remerciement à notre encadrant : Mme KHELLADI Malika qui a accepté de nous encadrer.

Nous remercions Mr A. CHERGUI qui a proposé le thème de ce mémoire, ainsi que pour son aide, pour ses conseils, ses explications claires et son intérêt pour ce travail.

Nous remercions également les membres de jury, Dr MOHAMED SEGHIR Zahira et Mme FARES Zineb d'avoir accepté d'évaluer le présent travail.

Nous tenons à remercier également les membres de la salle de contrôle.

Enfin, nous exprimons aussi nos sincères remerciements à chacune des deux familles (parents, frères et sœurs) qui nous ont soutenu et surtout supporté tout le long de nos études.

Nous tenons à remercier tous ceux qui nous ont apporté aide et conseils pendant notre travail.

Dédicace

Je dédie ce travail à tous ceux qui sont chères
pour moi,

A mes parents pour leurs forces et leurs
passions qu'ils m'ont transmise

A mon cher frère, Zakaria

A mes sœurs, Meriem et Sabria

Toute ma famille

Tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin
dans ma formation

A toutes mes amies

En fin, je remercie mon binôme Feriel qui a
Contribué à la réalisation de ce modeste travail.

Chaima.

Dédicace

Je dédie ce travail à tous ceux qui sont chères
pour moi

A mes parents pour leurs forces et leurs
passions qu'ils m'ont transmis

A mon frère, Youcef

A mes sœurs, Ikram, Khouloud et Bouchra

A ma nièce chérie, Jana

A toute ma famille

A tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin
dans ma formation

A toutes mes amies

En fin, je remercie mon binôme Chaima qui a
Contribué à la réalisation de ce modeste travail.

Feriel.

Les Résumés

ملخص

يعتبر غاز البترول المسال مزيجًا من الغازات المسالة. يتكون أساسًا من البروبان والبيوتان بنسب مختلفة اعتمادًا على طبيعة رواسب الزيت المعالج. في الوقت الحاضر، يزداد استهلاك غاز البترول المسال (LPG) بشكل كبير، ويمثل الأخير مصدرًا مهمًا للطاقة. عملية الفصل هي الأكثر استخدامًا، فهي تعتمد على التجزئة، وتتطلب هذه العملية طاقة حرارية وكهربائية كبيرة. من أجل تقليل الفاتورة بسبب الاستهلاك الذاتي، يتعين على المجمعات تقليل تكاليف التشغيل، مثل الطاقة، من خلال تحسين المعدات المستهلكة للطاقة في هذا القسم. خصص هذا العمل لدراسة تحسين تدفق التدفق وتأثيره على استهلاك الطاقة على مستوى الغلايات والمكثفات والمضخة. يتم إجراء التحسين من خلال طريقتين: محاكاة بواسطة برنامج HYSYS للتحقق من صلاحية نموذج HYSYS المستخدم وطريقة تقريبية تتمثل في تحسين تدفق الارتداد للحصول على كسب طاقة على مستوى القسم.

الكلمات المفتاحية: غاز البترول المسال، التجزئة، الارتداد.

Abstract

LPG is considered to be a mixture of liquefied gases. It is essentially made up of propane and butane in different proportions, depending on the nature of the oil deposits processed. Today, consumption of liquefied petroleum gas (LPG) is increasing significantly, making it an important source of energy. The most widely used process is separation, based on fractionation, which requires considerable thermal and electrical energy. In order to reduce the cost of self-consumption, complexes are required to minimize operating costs, such as energy, by optimizing the energy-consuming equipment in this section. This study focused on optimizing the reflux flow rate, and its influence on energy consumption in reboilers, condensers and the pump. Optimization is carried out using two methods: a simulation using HYSYS software to check the validity of the HYSYS model used, and an approximate method which consists of optimizing the reflux flow rate to achieve an energy gain in the section.

Key Words: LPG, fractionation, reflux, HYSYS, simulation.

Résumé

Le GPL est considéré comme étant un mélange des gaz liquéfiés. Il est constitué essentiellement de propane et de butane en des proportions différentes selon la nature des gisements du pétrole traité. De nos jours, la consommation du gaz de pétrole liquéfié (GPL) augmente de manière significative, ce dernier représente une source d'énergie importante. Le procédé de séparation est le plus utilisé, il se base sur le fractionnement, ce processus exige des énergies thermique et électrique considérable. Afin de diminuer la facture due à l'autoconsommation, les complexes sont tenus à réduire au minimum les frais d'exploitation, tels que l'énergie, en optimisant les équipements consommateurs d'énergie dans cette section. Ce travail a été consacré à l'étude sur l'optimisation du débit de reflux, et son influence sur la consommation d'énergie au niveau des rebouilleurs, condenseurs et la pompe. L'optimisation se fait par deux méthodes : une simulation par le logiciel HYSYS pour vérifier la validité du model HYSYS utilisé et une méthode approximative qui consiste à optimiser le débit de reflux pour avoir un gain énergétique au niveau de la section.

Mot clés : GPL, le fractionnement, reflux, HYSYS, simulation.

Liste des tableaux

Tableau II.1: Les normes de NGPA.....	11
Tableau II.2 : Les normes de NGP1/Z.	11
Tableau III.1 : Paramètres du design.....	16
Tableau III.2 : calcul des erreurs du design	17
Tableau III.3 : Paramètres de service	17
Tableau III.4 : Calcul des erreurs dans les valeurs actuelles	18
Tableau III.5 : Optimisation de débit de reflux à $L=180\text{m}^3/\text{h}$	19
Tableau III.6 : Optimisation de débit de reflux à $L=210\text{m}^3/\text{h}$	20
Tableau III.7 : Optimisation de débit de reflux à $L=240\text{m}^3/\text{h}$	21
Tableau III.8 : Optimisation de débit de reflux à $L=264\text{m}^3/\text{h}$	22
Tableau III.9 : Optimisation de débit de reflux à $L=288\text{m}^3/\text{h}$	23
Tableau III.10 : Optimisation de débit de reflux à $L=336\text{m}^3/\text{h}$	24
Tableau III.1.1 : Calcul du gain énergétique	27

Liste des figures

Figure I.1 : Organisation du complexe GP1Z.....	04
Figure I.2 : Bacs de stockage.	08
Figure I.3 : sphères de stockage.	08
Figure II.1: Section de stockage.....	10
Figure II.2 : schéma générale de la production.....	12
Figure III.1: Choix du modèle thermodynamique (Peng-Robinson).	17
Figure III.2: Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement.....	17
FigureIII.3 : Méthode de suivre d'Aspen HYSYS.....	18
Figure III.4 : La somme d'énergie en fonction du débit de reflux.....	22
Figure III.5 : La somme d'énergie en fonction du débit de reflux.....	23
Figure III.6 : La somme d'énergie en fonction du débit de reflux.....	24
Figure III.7 : La somme d'énergie en fonction du débit de reflux.....	25
Figure III.8 : La somme d'énergie en fonction du débit de reflux.....	27
Figure III.9: La somme d'énergie en fonction du débit de reflux.....	28

Sommaire

Remerciements	
Dédicace	
Les résumés	
Liste des tableaux	
Liste de figures	
Introduction générale.....	01

Chapitre I : Présentation du complexe

I.1.Introduction.	03
I.2.Description du complexe.	03
I.2.1. Présentation du complexeGP1/Z.....	03
I.2.2. Organisation du complexe.....	04
I.2.3. Situation.	05
I.2.4. Principales installations.	05
I.3.capacité.	05
I.4.Alimentation de l'usine.	06
I.5.Les utilités.....	06
I.6.procédé de fabrication.	06
I.7.Section déshydratation.....	06
I.8.Section séparation.	06
I.9.Section réfrigération.	07
I.10.Section huile chaude.....	07
I.11.Stockage à basse température.	07
I.12.Stockage à température ambiante.....	08

Chapitre II : Description générale de la section séparation

II.1. Introduction.	10
II.2. Fractionnateur.	10
II.2.1. Paramètres de fonctionnement.....	11
II.2.1.1. Température.	11
II.2.1.2. Pression.....	11
II.2.1.3. Débit.	11
II.3. Dé-ethaniseur.	12

II.4. Schéma de procédé de traitement GPL..	12
II.5. Normes des produits finis.....	11

Chapitre III: Partie simulation

III.1. Introduction.....	13
III.1. Généralités sur la simulation.....	15
III.1.1. Définition de la simulation.....	15
III.1.2. Intérêt de l'utilisation de la simulation.....	16
III.2. Présentation du logiciel Hysys.....	16
III.3. Etablissement du schéma du procédé (PFD).....	17
III.3.1. Méthode suivie.....	18
III.4. Vérification des performances du logiciel Hysys.....	18
III.4.1. Paramètre de service.....	18
III.4.2. Les résultats de simulation.....	19
III.4.3. Vérification du cas actuel.....	19
III.4.3.1. Paramètre du cas actuel.....	19
III.4.3.2. Résultat de la simulation.....	20
III.5. Optimisation du taux de reflux.....	20

Chapitre IV : calcul du gain énergétique

IV.1. Introduction.....	30
IV.2. Calcul du gain énergétique.....	30
Conclusion générale	31
Références Bibliographiques	30

Introduction Générale

L'histoire de la civilisation est en grande partie l'histoire de la conquête de l'énergie par l'homme. Grâce à des techniques de plus en plus perfectionnées, l'homme a su découvrir et exploiter l'une après l'autre, les cachettes où la nature avait stocké l'énergie : les gisements de charbon, le pétrole et le gaz. Incontestablement, le pétrole et le gaz sont les richesses naturelles les plus importantes de notre pays. Le gaz de pétrole liquéfié connu sous le terme GPL, est de notre temps le challenge dans le marché mondial des combustibles tels que le kérosène et le naphta. Avant quelques années, l'énergie coûtant peu, l'industrie d'une manière générale ne prêtait pas une attention très particulière à ce sujet. Mais au cours de ces dernières années le coût de cette énergie pesant de plus en plus dans le bilan d'exploitation des entreprises, ces dernières se sont tout naturellement intéressées à ce poste qui prend une part très importante dans le coût du produit fini.

L'objectif de notre travail qui s'inscrit dans le cadre du projet de fin d'étude, consiste à l'optimisation du débit de reflux du fractionnateur de la section de séparation, car une consommation excessive d'énergie a été observée au niveau de cette dernière.

Nous devons essayer de trouver les sources de ce problème, de trouver les causes et de rechercher les solutions, en dehors de toute perturbation du fonctionnement normal du complexe d'une part, et d'investissement d'autre part. Notre démarche de travail comprend deux parties : La première partie porte sur une présentation du complexe GP1Z, suivi par une description du procédé de séparation du GPL. La seconde partie est consacrée à l'étude pratique basée sur la simulation de différents cas, avec une comparaison, interprétation des résultats, et calcul du gain énergétique.

Enfin, nous terminons notre travail par une conclusion dans laquelle les résultats trouvés sont récapitulés, suivie de quelques recommandations.

Chapitre I :

Présentation du

complexe GP1Z

I.1. Introduction

Le pétrole et le gaz sont les richesses naturelles les plus importantes en Algérie. De là, on voit que l'économie de notre pays se base essentiellement sur l'industrie des hydrocarbures.

La compagnie la plus importante d'hydrocarbures en Algérie et en Afrique est la « **SONATRACH** ». C'est une société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation et la commercialisation des hydrocarbures.

Cette entreprise contient plusieurs grands complexes de séparation, comme c'est le cas du complexe « **GP1Z** ». Ce dernier est le lieu de la séparation de gaz de pétrole liquéfié qui contient essentiellement du butane et du propane.

De nos jours, la consommation du gaz de pétrole liquéfié (GPL) augmente de manière significative. Ce dernier représente une source importante d'énergie considérant son bas taux de pollution comparé à celui des autres combustibles classiques.

Il peut être facilement condensé, stocké et utilisé, ce qui fait de lui une énergie idéale pour une large gamme d'application.

I.2. Description du complexe :

I.2.1. Présentation du complexe GP1/Z « **JUMBO** »:

➤ **Objet:**

Important complexe, construit dans la zone industrielle d'ARZEW dans le but de traiter le mélange brut GPL, afin de produire du propane commercial et du butane commercial.

➤ **Historique:**

- Le contrat de construction était avec « **IHI-C-ITOH JAPON** » le 11 Décembre 1978.
- L'ouverture du chantier le 10 Octobre 1980.
- L'inauguration officielle le 31 Décembre 1983.
- Le chargement du premier navire de propane réfrigéré le 20 Février 1984.
- L'extension du complexe :
 - ✓ Phase II le 24 Février 1998 (deux trains).
 - ✓ Phase III 24 Février 2010 (trois trains).

I.2.2. Organisation du complexe :

L'organisation du complexe GP1/Z est étudiée de façon à avoir une coordination complète entre les différentes structures de l'usine afin de permettre une exploitation optimale des ressources disponibles. Le suivi est assuré par quatre équipes dont une au repos ainsi que par le personnel de maintien travaillant en journées normales.

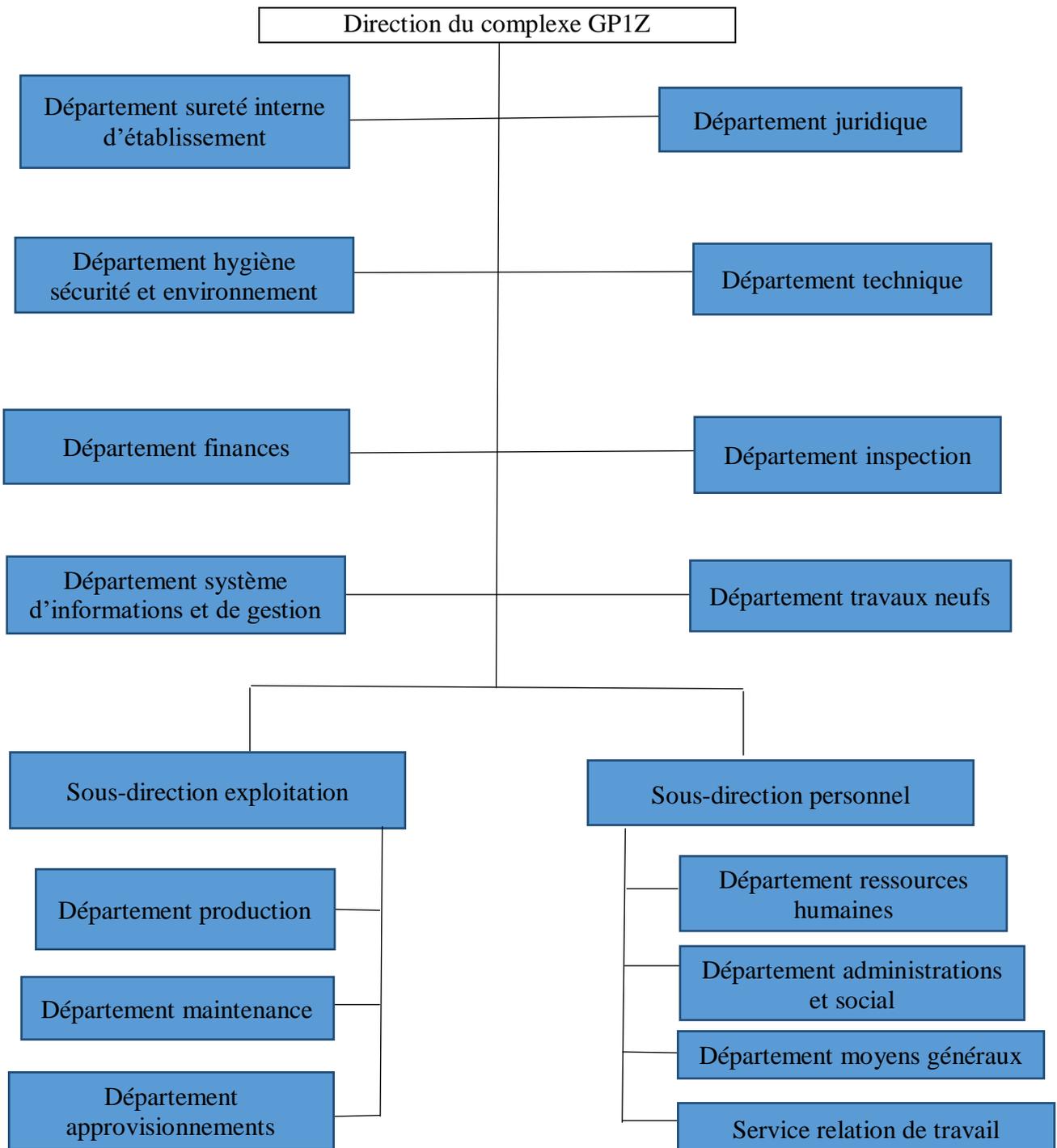


Figure I.1 : Organisation du complexe GP1Z.

I.2.3. Situation :

D'une superficie de 120hectares, le complexe GP1.Z est situé dans la zone industrielle d'ARZEW, entre le centrale thermique (MERS EL HADJAJ) à l'EST et le complexe GNL.Z à l'OUEST, entre la mer méditerranée et la route nationale N°1.1 [1].

I.2.4. Principales installations:

- 22 Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1100 m³ chacune.
- 09 Trains de traitement du GPL.
- 02 Unités de ré-liquéfaction du gaz évaporé.
- 04 Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m³ chacun.
- 04 Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m³ chacun.
- 04 Sphères de stockage de produits à température ambiante (propane et Butane) de 500 m³ chacune.
- 01 Sphère de stockage gazoline.
- 04 Salles de contrôle.
- 01 Sous-station électrique alimentée par la SONELGAZ.
- 04 Générateurs assurant l'énergie électrique de secours du complexe en cas de coupure de courant.
- 02 Quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité variante entre 4000 et 10000 tonnes.
- Une rampe de chargement de camions.
- Une station de pompage d'eau de mer pour le réseau d'incendie.
- Un système de télésurveillance. [1]

I.3. Capacité :

A partir d'un traitement du GPL brut algérien en provenance des champs gaziers et pétroliers du sud, la production du complexe est de 10.800.000 tonne/an de GPL : propane, butanes commerciaux et pentane.

I.4. Alimentation de l'usine :

L'usine reçoit son alimentation de GPL des sources suivantes : Hessi Messaoud, Hessi Ramel, In amenas, Tinfouye Taban Kort (TFT), Rhourde Nouss, Gassi Touil.

I.5. Les utilités :

Elles alimentent les diverses zones de production en :

- Fuel (gaz naturel) : utilisé comme combustible.
- Air : elle est divisée en deux :
 - ✓ Air instrument : C'est de l'air séché après enlèvement de l'humidité, cet air aide pour ouvrir les vannes et la manipulation des boucles de régulation (vanne pneumatique).
 - ✓ Air service : C'est du l'air qui sert pour le nettoyage et l'entretien.
 - ✓ Vapeur : On utilise le dessaleur pour avoir l'eau distillée et à partir de la chaudière on produit de la vapeur.
- ✓ Eau :
 - ❖ L'eau distillée.
 - ❖ L'eau de refroidissement.
 - ❖ L'eau potable.

I.6. Procédé de fabrication :

Le GPL venant de l'extérieur est stocké dans 22 réservoirs sphériques dans la section de stockage de la charge, ensuite le GPL brute est acheminé vers les 9 trains identiques installés en parallèles ; chaque train est conçu de manière à produire 10.800.000 de tonnes/an.

I.7. Section de déshydratation :

Le but de cette section est de réduire la teneur en eau de 100 ppm à 5 ppm dans le déshydrateur de charge et de 5 ppm à environ 1 ppm dans le déshydrateur de garde (dans la section réfrigération) et cela pour éviter la formation du givre dans les équipements.

Cette section comprend trois colonnes d'adsorption à tamis moléculaires, à tout instant on a une colonne en service (en adsorption), l'autre en régénération et la dernière en attente. Le GPL passe dans le sécheur du bas vers le haut, l'humidité est extraite lors du passage du GPL à travers les tamis moléculaires pendant 36 heures, une fois cette durée est dépassée le sécheur passe automatiquement en régénération. [2].

I.8. Section de séparation :

C'est la section qui assure la séparation du GPL en deux produits finis ; propane et butane en plus de très faibles quantités d'éthane et de pentane. Le GPL déshydraté avant de passer au splitter, il doit être porté à sa température d'ébullition (71°C) ; en passant à travers trois préchauffeurs. Le premier est chauffé par le produit de fond du dé-éthaniseur, le second par les produits de fond la colonne de distillation et le dernier par l'huile chaude provenant du four. Le GPL ainsi préchauffé à 71°C passe directement dans le splitter (plateaux à clapets) où

Il est séparé en (propane + éthane) en tête de colonne et en (butane + pentane) au fond de la colonne. Les produits de tête de colonne sont condensés et récupérés au niveau du ballon de reflux.

Le pentane recueilli du fond du dépentaniser sera refroidi par aéro-réfrigérant, et envoyé vers le stockage ambiant. [3]

I.9. Section de réfrigération :

Cette section reçoit le propane et le butane de la section séparation, les réfrigère jusqu'aux basses températures correspondantes aux points de saturation au voisinage de la pression atmosphérique et les dirige vers les bacs de stockage à basse température. Chacun des deux produits propane et butane passent à travers trois refroidisseurs (Schiller) pour être réfrigérés suivant un cycle ouvert par détente successive en trois niveaux de pression HP, MP et BP par détente du propane (fluide frigorigène) après compression.

Les vapeurs résultantes de l'évaporation du propane réfrigérant dans les Schiller et les condenseurs de tête du dé-éthaniseur sont collectées dans les trois ballons d'aspiration HP, MP et BP pour être aspirées par le compresseur centrifuge entraîné par une turbine à gaz dans la phase I et par un moteur électrique dans la phase II et phase III, puis elles sont condensées dans les condenseurs de type Aéro-réfrigérant (E-X027).

I.10. Section d'huile chaude :

Cette section de fluide caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour le troisième préchauffeur et les rebouilleurs de la section de séparation et finalement pour le gaz naturel de régénération de la section de déshydratation. L'huile TORADA TC 32 circule en boucle fermée à une température de 180°C obtenue à l'aide d'un four. Ce dernier est également utilisé pour chauffer le GN de la section de déshydratation.

I.11. Stockage à basse température :

Elle contient 08 bacs de stockage à basse température : 04 pour le propane C₃ et C₄ autres pour le butane C₄ d'une capacité de stockage de 70000m³ chacun. Les bacs sont en doubles parois permettant de maintenir les deux produits à une température de -40°C pour le propane et de -6°C pour le butane.



Figure I.2 : Bacs de stockages.

I.12. Stockage à température ambiante :

05 sphères de 500 m³ chacun sont disponibles pour une température ambiante pour le chargement camion. Une sphère pour le propane, trois pour le butane et une pour le pentane.



Figure I.3 : sphères de stockages.

Chapitre II :

Description générale de la section séparation

Fractionnateur est obtenue en croissant les taux de reflux et de rebouillage optimaux. On utilise la température au plateau 36 comme critère de fonctionnement pour régler le débit du fluide caloporteur vers les (E-X003 A/B) (Rebouilleur) et de déterminer la teneur en propane dans le butane commercialisé.

Les produits de tête du fractionnateur sont condensés à travers les aéro-réfrigérants (E-X002), récupérés au niveau du ballon de reflux (P-X002 A/B), une partie est envoyée vers la colonne comme reflux pour refroidir les produits de tête, l'autre partie est envoyée vers le dé-Éthaniseur le (V-X102) si la teneur en éthane est supérieure à 2%. Avant que le propane sortant du dé-éthaniseur ne soit envoyé vers la section réfrigération, il est refroidi dans le préchauffeur de la charge (E-X004) en cédant une partie de sa chaleur au GPL brut cité auparavant, ensuite refroidi à travers les aéro-refroidisseur (E-X011).

II.2.1. Paramètre de fonctionnement :

II.2.1.1. Température :

➤ Alimentation du fractionnateur :

La température de l'alimentation de la colonne en GPL brut se fait à son point d'ébullition, son point de consigne est maintenu constant à 71°C.

➤ Plateaux sensible 36 :(T= 92°C)

La température au 36^{ème} plateau, contrôle le rebouillage dans le fractionnateur et en particulier la teneur en propane du produit de fond et par conséquent la teneur en propane du butane commercial.

II.2.1.2. Pression :

• Pression de la colonne :

La fractionnateur est conçu pour fonctionner à une pression fixe de 20.2 Kg/cm².eff, pour toutes les conditions de charge et de production en vue de fonctionnement optimum.

• Ballon de reflux :

Ce ballon fonctionne à une pression constante de 19.5 Kg/cm², un contrôleur sert à éliminer toute surpression du système de tête qui pourrait se produire, essentiellement par accumulation de composants inserts.

• Pression de tête :

Une différence de pression est fixée et maintenue entre la pression en haut de la colonne réglée par (PIC-X101) et la pression du (V-X003) afin d'obtenir un fonctionnement stable du condenseur.

II.2.1.3. Débit :

Pendant le fonctionnement normal, le débit de reflux est maintenu constant à $470\text{m}^3/\text{h}$ afin d'obtenir le fractionnement voulu pour le taux de récupération garanti du propane et du butane avec toutes les sources de charge possibles.

II.3. Dé-éthaniseur :

C'est une colonne de fractionnement de 25 plateaux. Cette colonne est utilisée pour l'élimination de l'éthane contenu dans le propane, l'éthane sort en tête dé-éthaniseur est utilisé comme combustible du four, et le propane sort au fond de la colonne à une température de $62\text{ }^\circ\text{C}$, se dirige directement vers le premier préchauffeur du fractionnateur, passe ensuite vers les aéro-réfrigérants où il va être refroidit avant de pénétrer dans la section de réfrigération, où il est refroidi à $(-38\text{ }^\circ\text{C})$, enfin vers les sphères de stockage. [3]

II.4. Schéma de procédé de traitement GPL :

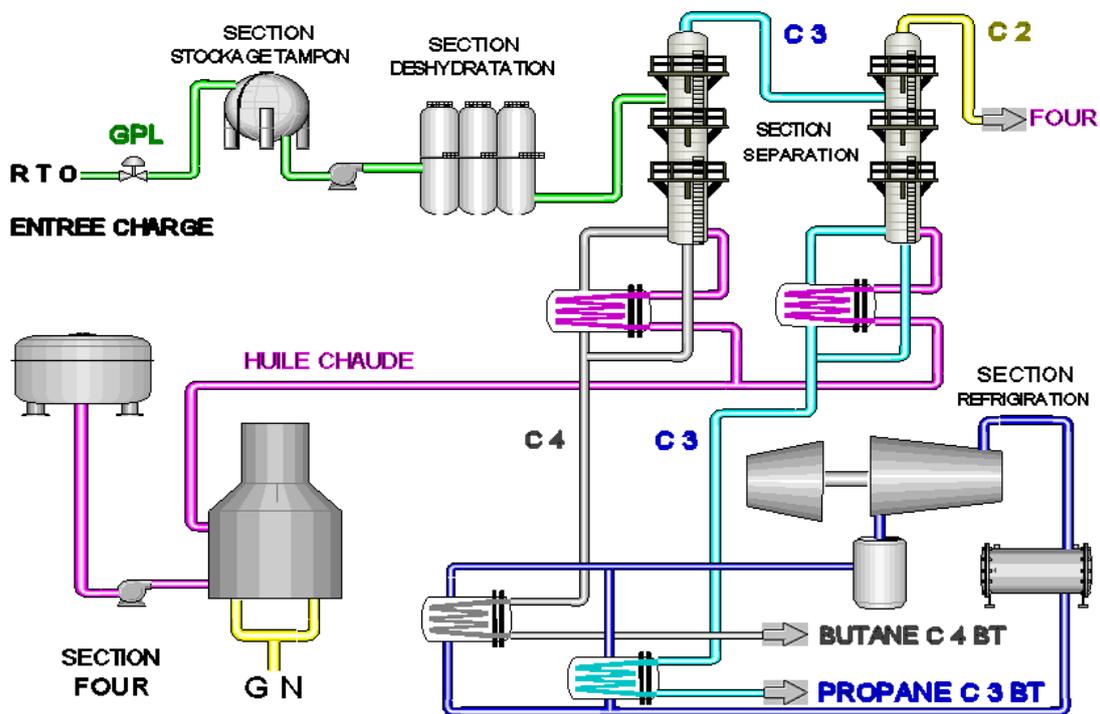


Figure II.2 : schéma générale de la production.

II.5. Normes des produits finis :

Le propane et le butane comme produits finis doivent correspondre aux normes du marché représenté par la publication internationale NGPA (Natural Gas Processing Association) qui prescrit les fractions maximales de chaque élément dans les produits finaux (propane, butane). Ces normes sont représentées dans le tableau ci-dessous :

Tableau II.1: Les normes de NGPA. [4]

Les normes	La teneur (% molaire)
La teneur maximale de l'éthane dans le propane	4,8
La teneur maximale de butane dans le propane	2,2
La teneur maximale de propane dans le butane	25
La teneur maximale de pentane dans le butane	1,75
La teneur maximale de propane dans l'éthane	12

A noter que la **SONATRACH** exige des normes plus rigoureuses que celles de NGPA appeler les normes de NGP1/Z telles que :

Tableau II.2: Les normes de NGP1/Z. [4]

Les normes	La teneur (% molaire)
La teneur maximale de l'éthane dans le propane	2
La teneur maximale de butane dans le propane	2,5
La teneur maximale de propane dans le butane	25
La teneur maximale de pentane dans le butane	1,75
La teneur maximale de propane dans l'éthane	12

Chapitre III:

Partie simulation

III.1 Introduction :

Ce mémoire a pour objectif d'avoir une consommation d'énergie moindre au niveau de la section de séparation « train 100 complexe GP1/Z ». La consommation de l'énergie, soit électrique ou calorifique au niveau des aérocondenseurs et des rebouilleurs du fractionnateur est très importante pendant le fonctionnement de ces équipements. Donc, dans ce volet pratique, nous avons essayé d'étudier un cas concret dans le milieu industriel, il s'agit d'une étude sur la possibilité de diminuer le débit de reflux a un reflux optimisé. La colonne de fractionnement (V-X101) fonctionne à débit de reflux fixé à 470 m³ /h. Sachant que ce débit est prévu pour un taux de charge de 140 % équivalent de 336 m³ /h. En effet, cette colonne fonctionne à un taux de charge variable qui peut descendre jusqu'à 75 % impliquant une consommation importante de l'énergie au niveau de l'aérocondenseur et le rebouilleur.

La problématique de ce travail consiste à vérifier cette supposition concernant la cause de la surconsommation de l'énergie.

Dans ce chapitre on va optimiser le débit de reflux par deux méthodes :

- Une simulation par le logiciel HYSYS pour vérifier la validité du model HYSYS utilisé.
- Une méthode approximative qui consiste à optimiser le débit de reflux pour avoir un gain énergétique dans les aéros et les rebouilleurs.

III.2. Généralités sur la simulation :

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation, nous permet de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil des logiciels de simulation.

Les simulateurs existants tels que :

- **Aspen Plus,**
- **ChemCAD,**
- **Hysim, HYSYS,**
- **Pro-II**

Sont les plus vendus et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois loin de leur optimum.

- Cela dit, le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation.

III.2.1. Définition de la simulation :

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement.

Autrement dit, la simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires.

III.2.2. Intérêt de l'utilisation du simulateur :

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin de :

- Établir des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Dimensionner les équipements de ce procédé.

Ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de :

- Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements.

III.3. Présentation du logiciel « HYSYS » :

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé pour assurer que les conceptions optimales sont identifiées. On utilise qu'un seul modèle mathématique qui est composé d'une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système donné (opération unitaire: séparation des phases, compression, échange de chaleur ou autre). Ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantité de mouvement. Ces équations peuvent être algébriques ou différentielles.

- **Choix du modèle**
- **Thermodynamique :**

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide-vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que des propriétés de transport.

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluides et un domaine de conditions de pression et de température recommandés en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques.

L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de Peng – Robinson, car elle Permet de résoudre correctement les problèmes d'équilibre liquide-vapeur en donnant l'erreur le plus faible [5]

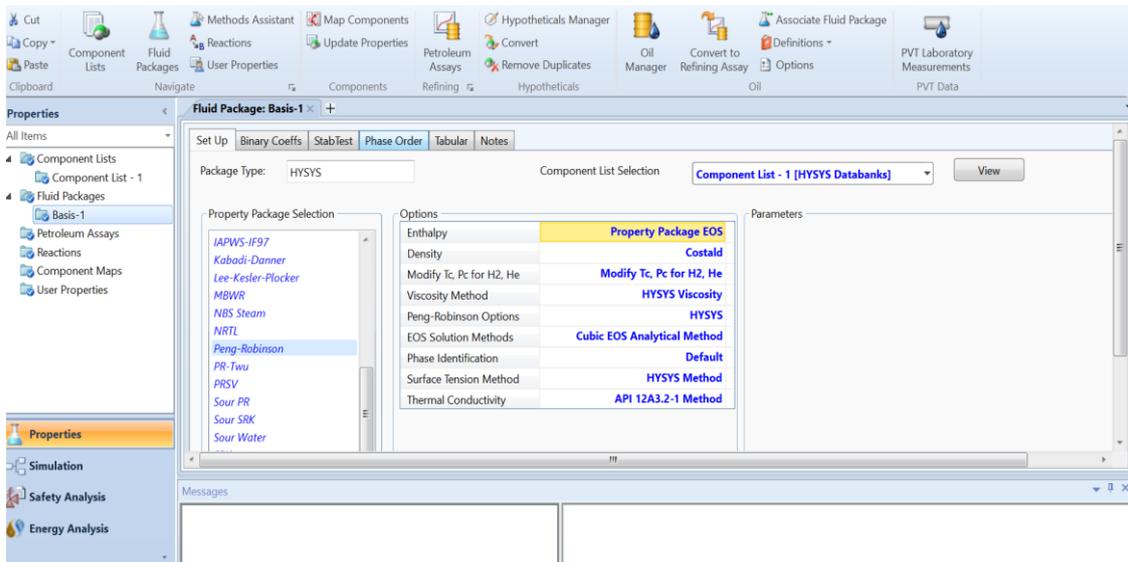


Figure III.1: Choix du modèle thermodynamique (Peng-Robinson).

III.4. Etablissement du schéma du procédé (PFD) :

Une fois le modèle thermodynamique choisi, le simulateur demande la construction du schéma de la section d'étude concernée par la simulation. La figure III.1 ci-dessous est une reproduction du schéma restitué par le logiciel HYSYS.

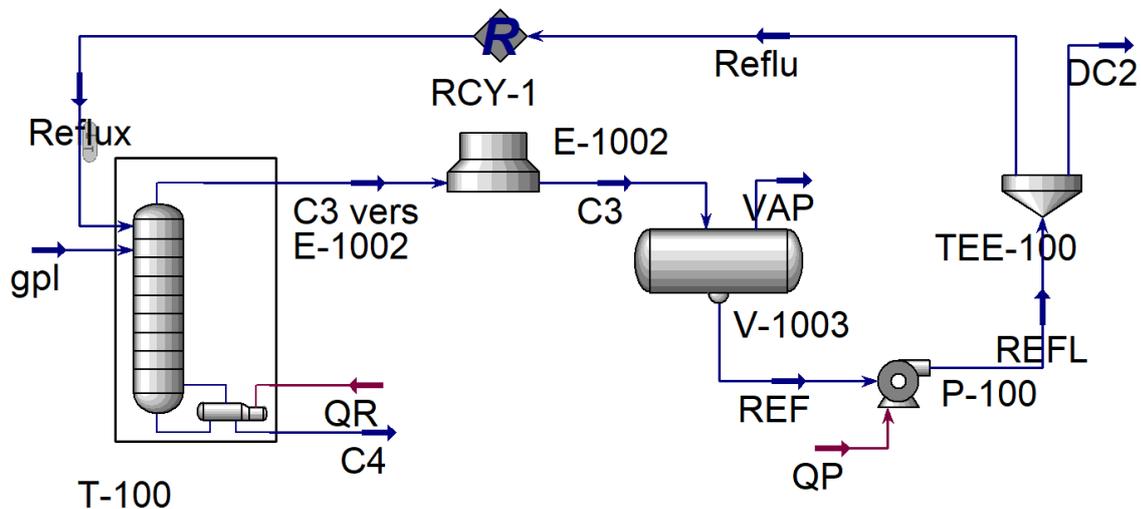


Figure III.2: Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement.

III.4.1. Méthode suivie :

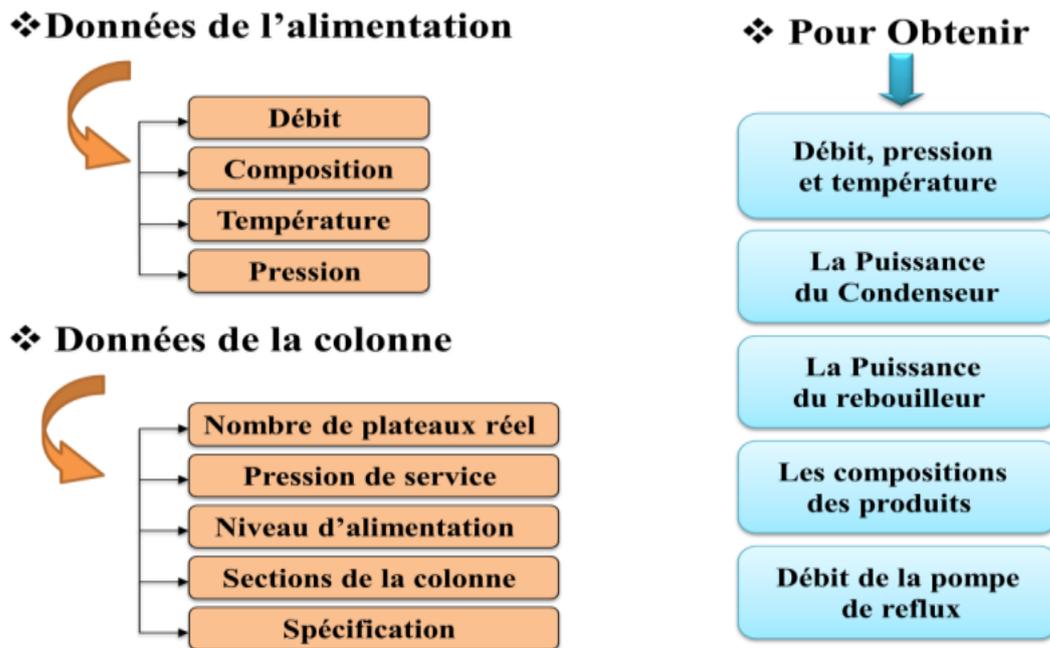


Figure III.3 : Méthode de suivi d'Aspen HYSYS.

III.4.2. Vérification des performances du logiciel HYSYS:

Nous avons donc commencé notre travail de simulation en validant nos données, nos hypothèses, le modèle thermodynamique choisi ainsi que le schéma de procédé PFD en introduisant les données du design. On ne pourra considérer notre modèle comme satisfaisant que si les résultats obtenus après simulation sont proches de ceux prévus par le design.

III.4.3. Paramètres de service :

Tableau III.1. Paramètres de design :

Paramètre	Alimentation	Distillat	Résidu
T (C)	74.500	57.1	110.9
P (kpa)	21.5	21.1	21.6
Débit (Kg mol/h)	2541.80	1376.73	1164.87
C ₁	0.0000	0.0000	0.0000
C ₂	0.0201	0.0371	0.0000
C ₃	0.5251	0.9610	0.0099
iC ₄	0.1675	0.0017	0.3635
nC ₄	0.2836	0.0002	0.6164
iC ₅	0.0031	0.0000	0.0067
nC ₅	0.0016	0.0000	0.0035
SOMME	1.0000	1.0000	1.0000

III.4.4. Les résultats de simulation :

Dans le tableau ci-dessous, nous présentons les données du design, les résultats de la simulation ainsi que l'erreur relative obtenue selon la relation suivante :

$$\text{Erreur} = \frac{|(V_{\text{Désigné}} - V_{\text{Désigné.simulé}})|}{V_{\text{Désigné}}} \times 100 \quad (\text{III.1})$$

Tableau III.2 : calcul des erreurs du design.

	Design	design simulé	Erreur(%)
T _D (°C)	57,1	54,89	3,87
T _R (°C)	110,9	109	1,71
P tête (bar)	20,2	19,81	1,93
P fond (bar)	20,5	20,1	1,95
Q _c (kcal/h)	19850000	19720000	0,65
Q _{reb} (kcal/h)	21080000	21120000	0,19
C ₃ tête	0,98	0,9629	1,74

L'erreur obtenue pour tous les paramètres est inférieure à 4 % ce qui signifie que les résultats de la simulation sont proches des valeurs du design et que l'utilisation du modèle thermodynamique PR est avantageuse.

III.4.5. Vérification du cas actuel :

III.4.5.1. Paramètres du cas actuel :

Les paramètres du cas actuel sont obtenus pendant le mois de juin (la charge 100%).

Tableau III.3. Paramètres de service.

Paramètre	Alimentation	Distillat	Résidu
T (C)	71	56,22	112,3
P (kpas)	2089	2010	2108
Débit (Kg.mol/h)	2594	1580	1013
C ₁	0.0003	0,0005	0
C ₂	0.0058	0,0095	0
C ₃	0.6025	0,9887	0,0004
iC ₄	0.1368	0,0013	0,348
nC ₄	0.2494	0	0,6383
iC ₅	0.0036	0	0,009
nC ₅	0.0016	0	0,0041
SOMME	1.00	1.00	1.00

III.4.5.2. Les résultats de la simulation :

Les données de cas actuel, les résultats de la simulation de ce cas et l'erreur relative obtenue à partir de la relation (IV.1) sont récapitulés dans le tableau suivant :

➤ Pour $L=180\text{m}^3/\text{h}$  75%

Tableau III.4. Calcul des erreurs dans les valeurs actuelles.

	Cas actuel	Cas actuel simulé	Erreur %
T_D (°C)	56,22	55,38	1,49
T_R (°C)	112,3	109	2,94
$P_{tête}$ (bar)	20,1	19,81	1,44
P_{fond} (bar)	21,08	20,1	4,65
Q_C (kcal/h)	18,1	18,39	1,60
Q_{reb} (kcal/h)	17,8	18,73	5,22
$C_{3tête}$	0,9887	0,9731	1,58

- Nous remarquons que les résultats de la simulation sont proches des données réelles de fonctionnement de la colonne ce qui confirme la validité de cette simulation et nous permet d'optimiser le débit de reflux pour différentes charges.

III.5. Optimisation du taux de reflux :

On fixe les débits volumiques des charges d'alimentation suivantes :

180m³ /h ➡ 75%

210m³ /h ➡ 87,5%

240m³ /h ➡ 100%

264m³ /h ➡ 110%

288m³ /h ➡ 120%

336m³/h ➡ 140%

Et dans chaque charge on fait varier le débit de reflux de 210 jusqu'à 470 avec un pas 20 (m³/h).

➤ Les conditions pour le choix de R optimal :

Il faut que :

- 1) Le pourcentage molaire de C₃H₈ dans le distillat doit supérieur ou égal 96% (C₃ % dans D ≥ 96%).
- 2) Le pourcentage molaire de C₄H₁₀ dans le distillat doit inférieur ou égal 1% (C₄ dans D ≤ 1%).
- 3) Le pourcentage molaire de C₃H₈ dans le résidu doit inférieur ou égal 1% (C₃ dans W ≤ 1%).
- 4) Débit volumique d'aspiration de la pompe de reflux doit être supérieur ou égal à 370 m³ /h (F ≥ 370 m³/h), là dans le bon fonctionnement, et ne pas être inférieur à 350 m³/h (F < 350m³/h) car la pompe s'arrête.

Maintenant, on va commencer à trouver le reflux optimal :

Tableau III.5 : Optimisation de débit de reflux à L=180m³/h.

180 m ³ /h	Débit de reflux(m ³ /h)	Q _{Totale} (kW)	C _{4Fond}	C _{3tête}
Case 1	210	27530,728	0,997102	0,999246
Case 2	230	29251,9643	0,997933	0,999297
Case 3	250	30973,1919	0,998392	0,999481
Case 4	270	32698,576	0,998706	0,999644
Case 5	290	34423,4729	0,998927	0,999763
Case 6	310	36151,5449	0,999089	0,999843
Case 7	330	37876,2346	0,999211	0,999895
Case 8	350	39603,4816	0,999307	0,999929
Case 9	370	41329,2522	0,999383	0,999951
Case 10	390	43055,8798	0,999445	0,999965
Case 11	410	44782,6114	0,999496	0,999975
Case 12	430	46508,7713	0,999538	0,999981
Case 13	450	48236,7556	0,999574	0,999986
Case 14	470	49963,1797	0,999604	0,999989

Le reflux optimal dans cette charge est : 210m³/h Carle pourcentage molaire de la fraction C₃ dans la tête 99% supérieur à 96%.

Les résultats obtenus par la simulation sont représentés dans la figure ci-après :

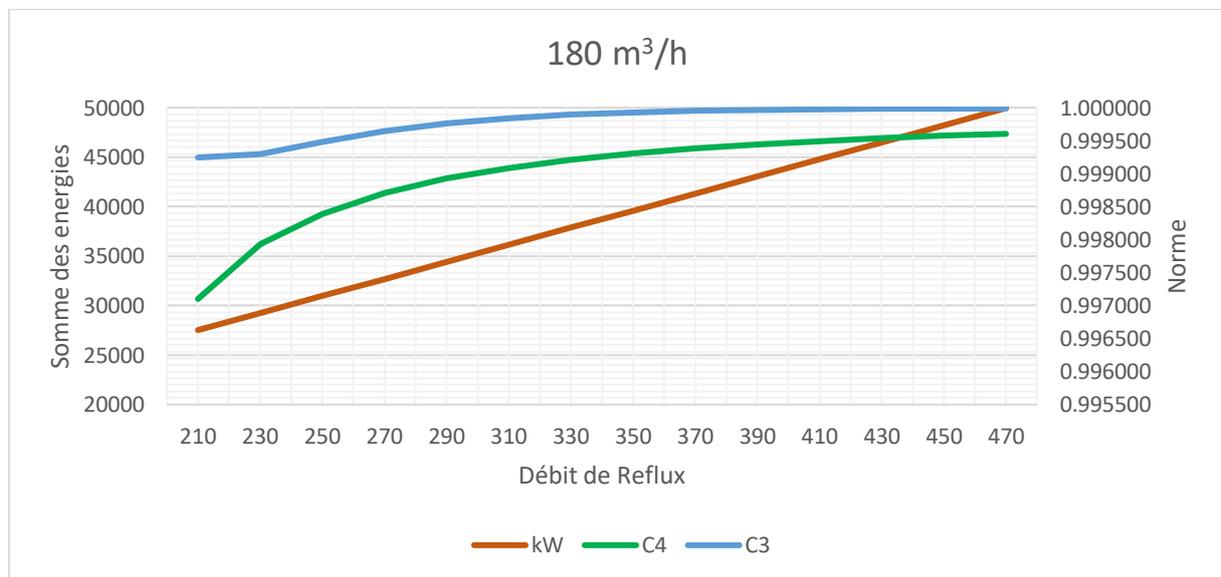


Figure III.4 : La somme d'énergie en fonction de débit de reflux.

On remarque que la somme des énergies et la pureté de C₃, C₄ augmentent proportionnellement avec l'augmentation du débit de reflux :

➤ Pour L=210m³/h → 87,5%

Tableau III.6. Optimisation de débit de reflux à L=210 m³/h.

210 m ³ /h	Débit reflux (m ³ /h)	Q _T (kW)	C ₄	C ₃
Case 1	210	29319,626	0,995172	0,988366
Case 2	230	30868,8169	0,996318	0,996552
Case 3	250	32568,8694	0,997352	0,997536
Case 4	270	34277,0572	0,997943	0,998407
Case 5	290	35995,0928	0,998353	0,999004
Case 6	310	37718,0007	0,998642	0,999383
Case 7	330	39442,2301	0,998853	0,999616
Case 8	350	41167,6813	0,999012	0,999758
Case 9	370	42893,7399	0,999135	0,999844
Case 10	390	44620,3722	0,999233	0,999897
Case 11	410	46346,84	0,999313	0,999931
Case 12	430	48073,7799	0,999378	0,999952
Case 13	450	49800,6119	0,999432	0,999965
Case 14	470	51526,9607	0,999478	0,999974

- Le reflux optimal dans cette charge est :210m³/h car le pourcentage molaire de la fraction C₃ dans la tête 98%.

Les résultats obtenus par la simulation sont représentés dans la figure ci-après :

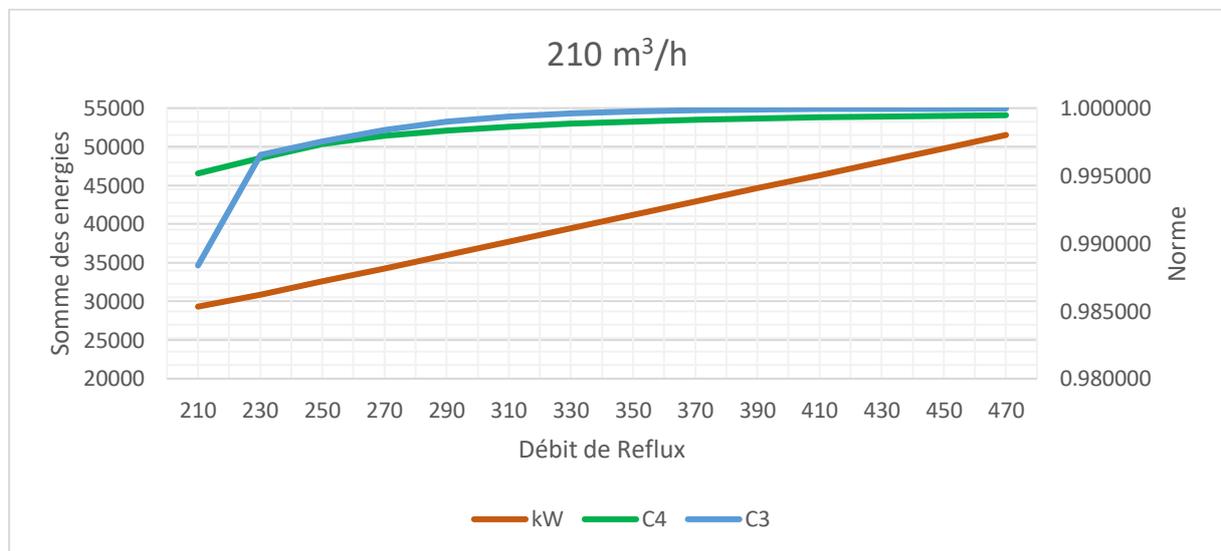


Figure III.5 : La somme d'énergie en fonction de débit de reflux.

On remarque que la somme des énergies et la pureté de C₃, C₄ augmentent proportionnellement avec l'augmentation du débit de reflux.

- Pour L=240m³/h → 100%

Tableau III.7. Optimisation de débit de reflux à L=240m³/h.

240 m ³ /h	Débit reflux (m ³ /h)	Q _T (kW)	C ₄	C ₃
Case 1	210	31483,2913	0,994161	0,966717
Case 2	230	32806,7911	0,994787	0,982437
Case 3	250	34252,0478	0,995665	0,993415
Case 4	270	35869,6194	0,996666	0,997667
Case 5	290	37580,2466	0,997481	0,998232
Case 6	310	39292,0613	0,997972	0,998790
Case 7	330	41011,7879	0,998332	0,999201
Case 8	350	42735,1747	0,998594	0,999478
Case 9	370	44459,0393	0,998792	0,999657
Case 10	390	46183,5843	0,998947	0,999772
Case 11	410	47911,0562	0,999069	0,999846
Case 12	430	49636,6781	0,999168	0,999894
Case 13	450	51363,4372	0,999249	0,999924

- Le reflux optimal dans cette charge est :230m³/h car le pourcentage molaire de la fraction C₃ dans la tête 98%.

Les résultats obtenus par la simulation sont représentés dans le figure ci-après :

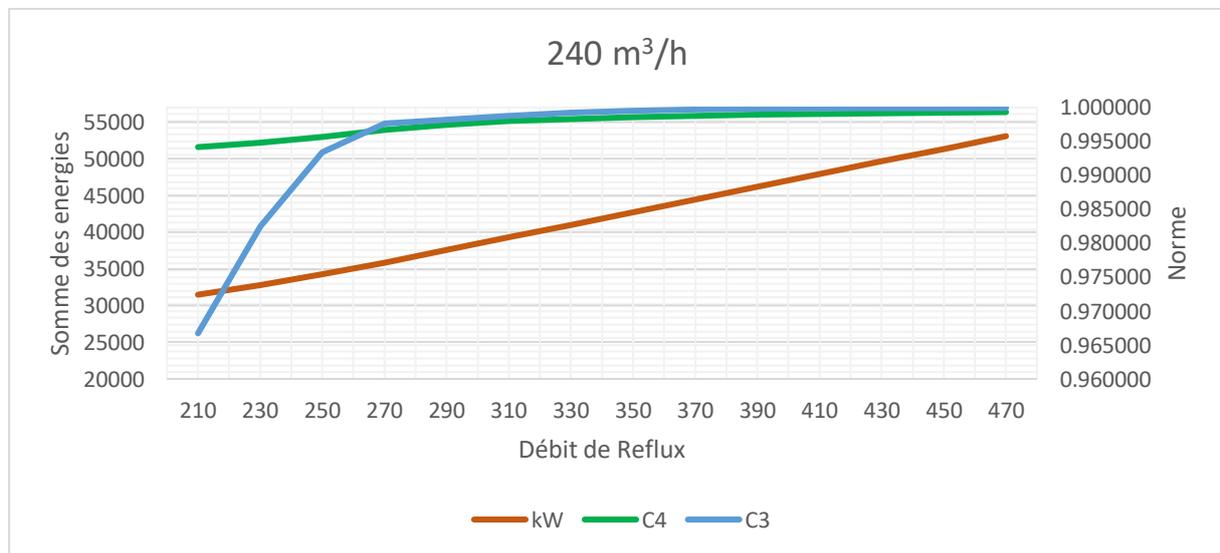


Figure III.6 : La somme d'énergie en fonction de débit de reflux.

On remarque que la somme des énergies et la pureté de C₃, C₄ augmentent proportionnellement avec l'augmentation du débit de reflux.

- Pour L=264m³/h → 110%

Tableau III.8. Optimisation de débit de reflux à L=264m³/h.

264 m ³ /h	Débit Reflux(m ³ /h)	Q _T (kW)	C ₄	C ₃
Case 1	210	33337,2406	0,993811	0,949777
Case 2	230	34569,1443	0,994146	0,966229
Case 3	250	35882,1088	0,994686	0,980493
Case 4	270	37298,0951	0,995438	0,991521
Case 5	290	38874,8622	0,996364	0,996827
Case 6	310	40575,3165	0,997207	0,997586
Case 7	330	42279,5621	0,997737	0,998346
Case 8	350	43994,8943	0,998130	0,998908
Case 9	370	45713,5858	0,998421	0,999287
Case 10	390	47437,4635	0,998643	0,999532
Case 11	410	49160,041	0,998814	0,999690
Case 12	430	50890,2353	0,998952	0,999790
Case 13	450	52616,2004	0,999063	0,999855
Case 14	470	54342,2316	0,999155	0,999897

- Le reflux optimal dans cette charge est :250m³/h car le pourcentage molaire de la fraction C₃ dans la tête 98%.

Les résultats obtenus par la simulation sont représentés dans le figure ci-après :

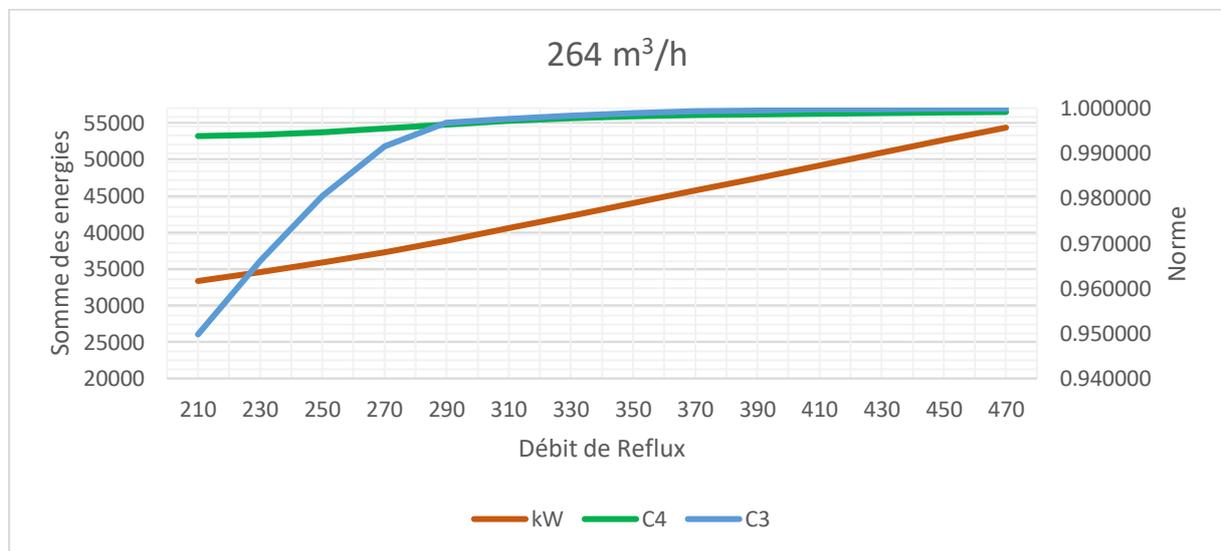


Figure III.7 : La somme d'énergie en fonction de débit de reflux.

On remarque que la somme des énergies et la pureté de C₃, C₄ augmentent proportionnellement avec l'augmentation du débit de reflux

- Pour L=288m³/h → 120%

Tableau III.9. Optimisation de débit de reflux à L=288m³/h.

288 m ³ /h	Débit reflux(m ³ /h)	Q _T (kW)	C ₄	C ₃
Case 1	210	35235,0794	0,993680	0,934540
Case 2	230	36422,6319	0,993819	0,950765
Case 3	250	37653,5147	0,994124	0,965584
Case 4	270	38960,8574	0,994610	0,978811
Case 5	290	40354,8363	0,995259	0,989622
Case 6	310	41890,8998	0,996094	0,995818
Case 7	330	43576,6714	0,996940	0,996799
Case 8	350	45270,8127	0,997503	0,997801
Case 9	370	46980,7149	0,997928	0,998548
Case 10	390	48697,7605	0,998247	0,999052
Case 11	410	50419,6542	0,998491	0,999379
Case 12	430	52142,4928	0,998681	0,999588
Case 13	450	53867,2912	0,998834	0,999721
Case 14	470	55593,3603	0,998956	0,999907

- Le reflux optimal dans cette charge est :290m³/h car le pourcentage molaire de la fraction C₃ dans la tête 98%.

Les résultats obtenus par la simulation sont représentés dans le figure ci-après :

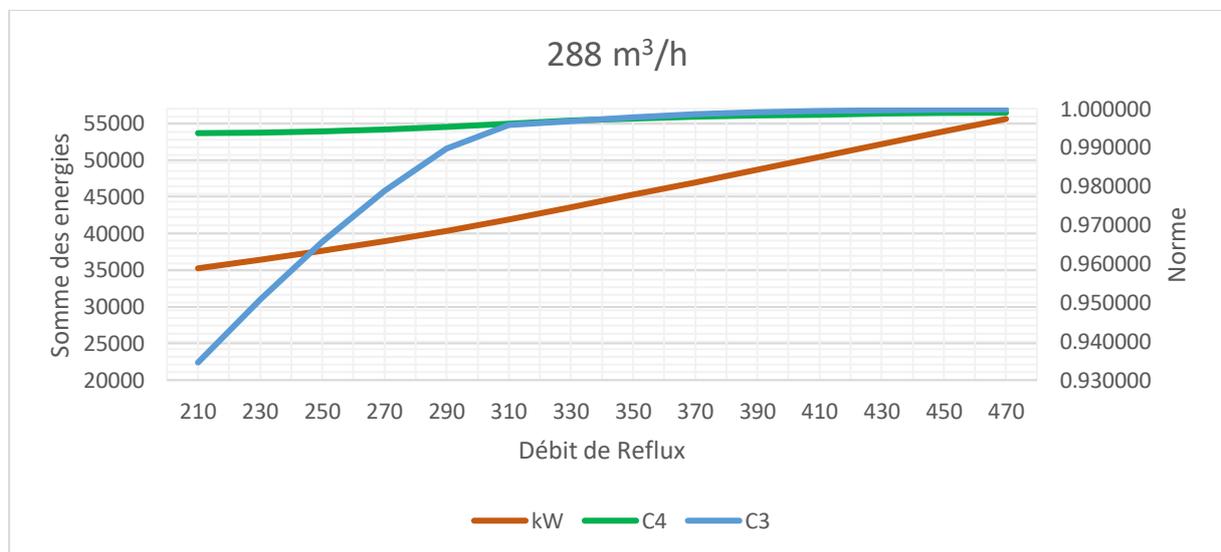


Figure III.8 : La somme d'énergie en fonction de débit de reflux.

On remarque que la somme des énergies et la pureté de C₃, C₄ augmentent proportionnellement avec l'augmentation du débit de reflux

- Pour L=336m³/h → 140%

Tableau III.10. Optimisation de débit de reflux à $L=336\text{m}^3/\text{h}$.

336 m³/h	m ³ /h	kW	C ₄	C ₃
Case 1	210	39010,6155	0,993609	0,910138
Case 2	230	40214,9928	0,993641	0,924380
Case 3	250	41402,5496	0,993700	0,938304
Case 4	270	42595,4145	0,993843	0,951847
Case 5	290	43823,8097	0,994096	0,964551
Case 6	310	45120,0657	0,994495	0,976098
Case 7	330	46484,6882	0,995002	0,986113
Case 8	350	47952,7443	0,995660	0,993328
Case 9	370	49571,2635	0,996357	0,995691
Case 10	390	51239,3237	0,996996	0,997540
Case 11	410	52952,6809	0,997544	0,998220
Case 12	430	54665,4952	0,997903	0,998759
Case 13	450	56382,0832	0,998184	0,999146
Case 14	470	58102,2209	0,998409	0,999410

- Le reflux optimal dans cette charge est : $330\text{m}^3/\text{h}$ car le pourcentage molaire de la fraction C₃ dans la tête 98%.

Les résultats obtenus par la simulation sont représentés dans le figure ci-après :

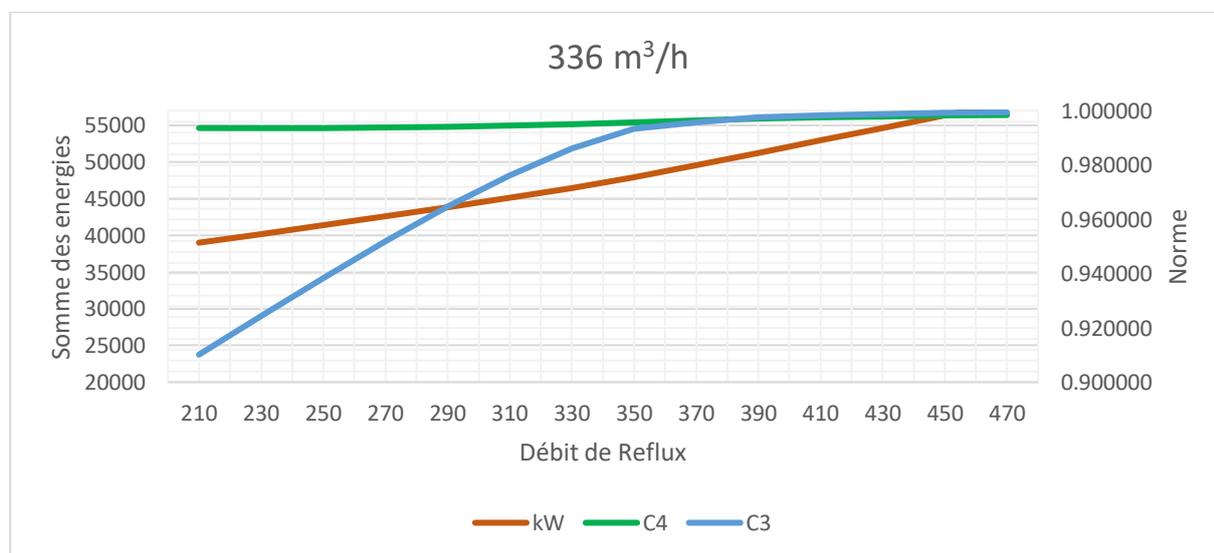


Figure III.9 : La somme d'énergie en fonction de débit de reflux.

On remarque que la somme des énergies et la pureté de C₃, C₄ augmentent proportionnellement avec l'augmentation du débit de reflux.

Chapitre IV :

Calcul du gain énergétique

IV.1. Introduction :

Après l'estimation de la consommation d'énergies calorifique et électrique avec la variation de la charge et le débit de reflux, l'établissement de l'étude de gain énergétique est jugée nécessaire. Cette étude a pour but d'avoir la quantité d'énergie qu'on aura gagné dans le cas actuel et après l'optimisation.

IV.2. Calcul du gain d'énergie :

Afin de montrer l'intérêt de l'optimisation du débit de reflux, nous allons calculer le gain en énergie en utilisant la relation suivante :

$$\text{Le gain énergétique} = Q_{\text{actuelle}} - Q_{\text{optimisé}} \quad (\text{IV.1})$$

L'énergie consommée actuellement à un débit de reflux de l'ordre de 470m³ /h ainsi que l'énergie consommée après l'optimisation du débit de reflux déterminées par HYSYS.

Pour cela on a pris une charge de 240m³/h comme un exemple pour calculer le gain énergétique.

On a trouvé :

Tableau III.1.1: Calcul le gain énergétique

Q _{actuelle}	Q _{optimisé}	Le gain énergétique
38162,1335 kW	32806,7911 kW	5355,3424KW

D'après les résultats du tableau précédent, On observe que, l'optimisation de débit de reflux donne un gain énergétique important au niveau de la section.

Conclusion générale

L'objectif de notre travail est basé sur le suivi des énergies consommées (énergie calorifique et électrique) au niveau de aéro-condenseur, rebouilleur et la pompe par un train et fonctionnant à différentes charges.

Nous avons montré que les trois équipements du fractionnateur consomment une énergie très importante, ce qui est dû en grande partie à l'utilisation d'un reflux fixé à $470 \text{ m}^3 / \text{h}$ dont le taux de charge égal à 140 % jusqu'à 75%.

Après avoir effectué une étude d'optimisation on a constaté que le reflux appliqué soit réglé en fonction de la variation de la charge.

Les résultats obtenus, pourront être pris en compte par les producteurs de GP1/Z pour diminuer la facture énergétique due au développement de la colonne.

Références bibliographiques

- [1] Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe.
- [2] Manuel Opérateur GP1/Z, Process.
- [3] Manuel Opérateur GP1/Z section de séparation.
- [4] Catalogue mécanique documente GP1/Z
- [5] Document et cours HYSYS (Support technique HYSYS.).