



وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPEREUR ET DE
LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
جامعة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
لكلية العلوم والتكنولوجيا
Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCÉDES



N° d'ordre : M2../GC/2022

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DEMASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option : Génie Chimique

Thème

**Etude de la performance de colonne de fractionnement du
GPL au niveau du complexe GP1/Z**

Réalisé par :

M^{elle} MEDJAHERI Samah

Soutenu le 15/09/ 2022 devant le jury composé de :

Présidente :	M ^{me} . N. BOUBEGRA	M.C.A	UMAB-Mostaganem
Examineur :	M ^r . M. BENZEKRI BENALLOU	M.C.A	UMAB-Mostaganem
Encadrant :	M ^r . A. DAHMANE	M.A.A	UMAB-Mostaganem

Année Universitaire : 2021 / 2022

الملخص:

تم تصميم مجمع **GP1/Z** لفصل غاز البترول المميع، ويستخدم جزء منه لتزويد السوق الوطنية بالبوتان و البروبان الطبيعيين، والجزء الآخر يسمى البوتان والبروبان التجاريان عند درجة حرارة منخفضة، وهو مخصص بشكل خاص للسوق الدولية. نستند في هذه الدراسة إلى محاكاة العملية لتحديد الحدود المسموح بها للتشغيل العادي لعمود الفصل. بعد التحقق من مطابقة المحاكاة باستخدام أقرب نموذج ديناميكي حراري **PR**، انتقلنا إلى زيادة تدريجية في معدل التحميل حتى معدل تحميل يصل إلى 140%، مع الأخذ في الاعتبار مطابقة معلمات الإخراج وسعة كل قطعة من المعدات في هذا القسم. بالاعتماد على النتائج التي تم الحصول عليها.

الكلمات المفتاحية: أداء غاز البترول المميع، عمود المجزئ، البرنامج HYSYS، المحاكاة الالكترونية.

Abstract :

The **GP1/Z** complex is designed for the separation of liquefied petroleum gas, one part is used to supply the national market with ambient butane and propane, the other part is called commercial butane and propane at low temperature, specially dedicated to the international market.

We are based in this study on the simulation of the process to determine the admissible limits for the normal operation of the column.

After verifying the conformity of our simulation using the closest thermodynamic model **PR**, we proceeded to a gradual increase in the loading rate up to a loading rate of 140%, taking into account the conformity of the output parameters.

And The capacity of each piece of equipment in this section depending on the results obtained.

Keywords: Performance of GPL, The fractionator column, Program HYSYS, Simulation.

Résumé:

Le complexe **GP1/Z** est conçu pour la séparation du gaz de pétrole liquéfié ; une partie sert à alimenter le marché national en butane et propane ambiant l'autre partie appelée butane et propane commercial à basse température spécialement dédié pour le marché international. Nous sommes basées dans cette étude sur la simulation du procédé pour déterminer les limites admissibles pour le fonctionnement normal de la colonne.

Après avoir vérifié la conformité de notre simulation en utilisant le modèle thermodynamique le plus proche **PR**, nous avons procédé à une augmentation graduelle du taux de charge jusqu'à un taux de charge de 140%, en prenant en compte la conformité des paramètres de sortie et la capacité de chaque équipement de cette section en fonction des résultats obtenus.

Mots clés : Performance de GPL, La colonne de fractionnateur, Programme HYSYS, Simulation

REMERCIEMENTS

Ce travail a été réalisé a niveau du complexe GP1/Z de l'entreprise national SONATRACH.

Nous remercions tout d'abord dieu le tout puissant de nous avoir donné la force et la volonté pour mener à bien ce travail.

Je tiens à remercier, le encadrant **M^r. A.DAHMANE** de nous avoir permis de préparer ce travail dans les meilleures conditions. Nous tenons à le remercier tout particulièrement pour la confiance qu'il nous a accordée. Ses compétences scientifiques nous ont permis de mener à bien ce travail.

Nous tenons également à exprimer nos sincères remerciements à notre superviseur de stage Monsieur « **LARIBI Bouabdellah Nadir** » pour tous ses efforts, son aide et ses précieux conseils et pour ses encouragements dans les moments de doute, son dynamisme et sa rigueur.

Nous remercions vivement madame la présidente du jury **N. BOUBEGRA** de nous avoir honorés en acceptant de présider le jury et d'avoir pris le temps de lire ce travail.

Nous remercions également monsieur l'examineur **M. BENZEKRI BENALLOU** pour l'honneur qu'elle nous fait en acceptant de juger notre travail.

Nous tenons à remercier tous les enseignants, qui ont assuré notre formation durant notre cycle universitaire.

Finalement, il nous est particulièrement agréable d'exprimer ici notre reconnaissance en vers nos familles respectives dont le soutien a été essentiel tout au long de nos études ainsi qu'à tous ceux qui ont contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce travail.

Dédicaces

Je dédie ce modeste mémoire

Tout d'abord, louange à « Allah » qui m'a guidé sur le chemin droit tout au long du travail et m'a inspiré les bons pas et les justes réflexes. Sans sa miséricorde, ce travail n'aura pas abouti.

A la lumière de mes jours, la source de mes efforts, la flamme de mon cœur, ma vie et mon bonheur « MAMAN » que j'adore.

*A ma sœur **IMANE** et mon frère **ZAKRIA***

*A mes chères cousin(e)s: **NAIMA** ; **NAFISSA** ; **AZIZ***

Qui non jamais cessé et qui m'ont assuré le soutien moral et Financier afin de pour suivre mes études en bonne quiétude. Que dieu leur procure bonne santé et longue vie.

Pour son entente, soutient, sa sympathie et sa patience durant ces années d'études.

*A mes proches ami(e)s: **HOURIA** ; **ARBIA***

En souvenir de notre sincère et profonde amitié et des moments agréables que nous avons passés ensemble.

Aux personnes qui m'ont toujours aidé et encouragé, qui étaient toujours à mes côtés, et qui m'ont accompagné durant mon chemin d'études supérieures, mes aimables amis, collègues d'étude et la promotion de génie chimique.



M . samah

Sommaire

Remerciement

Dédicaces

Résumé

Listes des abréviations

Listes des figures

Listes des tableaux

Introduction générale1

CHAPITRE I : PRESENTATION DU COMPLEXE GP1/Z (jambo)

I.1 Introduction.....2

I.2 Présentation du complexe GP1/Z2

I.2.1 Historique.....2

I.2.2 Principales installations du complexe3

I.2.3 Organisation du complexe3

I.2.4 Capacité.....5

I.2.5 Département technique5

I.2.6 Département production..... 5

I.3 Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié6

I.3.1 Historique.....6

I.3.2 Sources de GPL.....6

I.3.3 Définitions.....6

I.3.4 Procédés d'obtentions du GPL7

I.3.5 Propriétés des GPL7

I.3.6 Domaine d'utilisation du GPL8

I.3.7 Spécifications du propane et du butane commercial9

CHAPITRE II : DESCRIPTION DU PROCEDE

II.1 Introduction11

II.2 Section de stockage de GPL.....11.

II.3 Section déshydratation.....12

II.4 Section séparation.....14

II.4.1 Fractionnateur.....	14
II.4.2 Dééthaniseur	15
II.4.3 Dépentaniseur.....	16
II.5 Section de Réfrigération.....	17
II.6 Section d’huile chaude.....	18
II.7 Zone des utilités.....	19
II.8 Section stockage et expédition.....	20
II.8.1 Section BOG (Boil- Off- Gas).....	21
II.8.2 Section jetée (CN).....	22
II.8.3 Section chargement par navire.....	23
II.8.4 Section Chargement par Camion (CC).....	23
II.8.5 Section de transfert de produit réfrigéré.....	24
II.8.6 Section de torche HP et BP	24

CHAPITRE III : DESCRIPTION DE LA SECTION SEPARATION

III.1 Introduction.....	25
III.2 Section de séparation	25
III.2.1 Fractionnateur	26
III.2.2 Paramètres de fonctionnement... ..	28
III.2.2.1 Température.....	28
III.2.2.2 Pression.....	28
III.2.2.3 Débits.....	25
III.3 Normes des produits finis.....	29

CHAPITRE IV : PARTIE SIMULATION

IV.1 Généralités sur la simulation	30.
IV.1.1 Logiciels de simulation des procédés	30
IV.1.2 Présentation du logiciel « HYSYS »	31
IV.1.3 Intérêt de la simulation.....	31

IV.2 Calcul de la section séparation par le simulateur HYSYS.....	32
IV.2.1 Méthode suivie.....	32
IV.2.2 Choix du modèle thermodynamique.....	33
IV.3 Critères de base de l'étude.....	33
IV.3.1 Charge d'alimentation	33
IV.3.2 Qualité des produits finis.....	34
IV.3.3 Températures de produits finis.....	35
IV.3.4 Teneur d'eau dans le produit fini propane.....	35
IV.4 Caractéristiques des équipements.....	35
IV.5 Calcul de la colonne avec un taux de charge de 100 %	36
IV.5.1 Vérification du cas design.....	37
IV.5.2 Vérification du cas actuel	42
IV.6 Calcul de la colonne avec des taux de charges supérieures à 100 %.....	46
IV.6.1 Taux de charge 110%.....	47
IV.6.2 Taux de charge 120%.....	50
IV.6.3 Taux de charge 130%.....	53
IV.6.4 Taux de charge 140%.....	56
IV.6.5 Taux de charge 150%.....	59
IV.7 Vérification des capacités des équipements auxiliaires.....	62
Conclusion générale.....	63
Recommandations	64
Références bibliographique	
Annexes	

Listes des abréviations

SONATRACH : Société Nationale pour la Recherche, la Production, le Transport, la Transformation, et la Commercialisation des Hydrocarbures.

GP1/Z: Complexe de séparation du gaz pétrolier liquéfié (Béthioua).

GPL : gaz pétroliers liquéfié.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

GN : Gaz Naturel.

RTO : Région Transport Ouest

PPM: Partie Par Million.

V-N101: Fractionnateur De Train N°100.

E-N004 : Préchauffeurs N°1.

E-N005 : Préchauffeurs N°2.

E-N013 : Préchauffeurs N°3.

E-N011 : aérorefrigerants.

BP: Basse Pression.

MP: Moyenne Pression.

HP: Haut Pression.

D1 : Jetée concernant les petits navires.

M6: Jetée concernant les grands navires.

BOG: Boil-Off-Gas.

LCR : Local Control Room.

JCR : Jetty Control Room.

NGPA: Natural Gas Processing Association (mondiale).

PR: Peng–Robinson.

Listes des figures

Figure I.1 : Organigramme du complexe.....	4
Figure I.2 : Schéma du procédé	10
Figure I.3 : Représentation de la section stockage de la charge GPL.....	12
Figure II.4 : Schéma représentatif de la Section déshydratation.....	13
Figure II.5 : Schéma représentatif du Fractionnateur.....	15
Figure II.6 : Schéma représentatif du Dééthaniseur.....	16
Figure II.7 : Schéma représentatif du Dépentaniseur.....	17
Figure II.8 : Schéma représentatif de la Section Réfrigération.....	18
Figure II.9 : Schéma représentatif de la Section d'huile chaude.....	19
Figure II.10 : Les bacs de stockage des produits finis du GPL1/Z.....	20
Figure II.11 : Les sphères du GPL1/Z.....	21
Figure II.12 : Quai de chargement de navire du GPL1/Z.....	22
Figure II.13 : Quai de chargement de navire du GPL1/Z.....	22
Figure II.14 : Quai de chargement de navire du GPL1/Z.....	23
Figure II.15 : Rampe de chargement de camions du GPL1/Z.....	23
Figure II.16 : Schéma de la Section de stockage de charge GPL.....	24
Figure III.17 : Schéma représentatif du Fractionnateur.....	26
Figure III.18 : Colonne de séparation (Fractionnateur).....	27
Figure IV.19 : Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnateur.....	31
Figure IV.20 : Profile de Température Fractionnateur design à 100%.....	38
Figure IV.21 : Profils des Débits design à 100%.....	39
Figure IV.22 : Profile D'engorgement design à 100%.....	40
Figure IV.23 : Profile de Température actuel à 100%.....	43
Figure IV.24 : Profils des Débits actuel à 100%.....	43
Figure IV.25 : Profile D'engorgement actuel à 100%.....	44
Figure IV.26 : Profile de Température à 110%.....	47
Figure IV.27 : Profils des Débits à 110%.....	48
Figure IV.28 : Profile D'engorgement actuel à 110%.....	48
Figure IV.29 : Profile de Température à 120%.....	50
Figure IV.30 : Profils des Débits à 120%.....	51

Figure IV.31 : Profile D'engorgement à 120%.....	51
Figure IV.32 : Profile de Température à 130%.....	53
Figure IV.33 : Profils des Débits à 130%.....	54
Figure IV.34 : Profile D'engorgement à 130%.....	54
Figure IV.35 : Profile de Température à 140%.....	56
Figure IV.36 : Profils des Débits à 140%.....	57
Figure IV.37 : Profile D'engorgement à 140%.....	57
Figure IV.38 : Profile de Température à 150%.....	59
Figure IV.39 : Profils des Débits à 150%.....	60
Figure IV.40 : Profile D'engorgement à 150%.....	60

Listes des tableaux

Tableau I.1 : Les caractéristiques du propane et du butane commercial du GP1/Z.....	9
Tableau IV.2 : Compositon des charges d'alimentation	34
Tableau IV.3 : Normes NGPA.....	34
Tableau IV.4 : Caractéristiques des équipements d'échange thermique.....	35
Tableau IV.5 : Caractéristiques des pompes.....	36
Tableau IV.6 : Données opératoires design et actueles.....	36
Tableau IV.7 : Caractéristiques du fractionnateur.....	37
Tableau IV.8 : Paramètres de sortie dans le cas design et la simulation.....	37
Tableau IV.9 : Composition molaires des produits finis dans le cas design et simulation....	41
Tableau IV.10 : Paramètres de sortie dans le cas actuel et la simulation.....	42
Tableau IV.11 : Composition molaires des produits finis dans le cas atuel et simulation....	45
Tableau IV.12 : Débit des charges à différent pourcentage.....	46
Tableau IV.13 : Paramètres de sortie à 110% de la charge nominale.....	47
Tableau IV.14 : Composition molaires du distillat et résidu à 110% de la charge nominale..	49
Tableau IV.15 : Paramètres de sortie à 120% de la charge nominale.....	50
Tableau IV.16 : Composition molaires du distillat et résidu à 120% de la charge nominale..	52
Tableau IV.17 : Paramètres de sortie à 130% de la charge nominale.....	53
Tableau IV.18 : Composition molaires du distillat et résidu à 120% de la charge nominale...	55
Tableau IV.19 : Paramètres de sortie à 140% de la charge nominale.....	56
Tableau IV.20 : Composition molaires du distillat et résidu à 140% de la charge nominale..	58
Tableau IV.21 : Paramètres de sortie à 150% de la charge nominale.....	59
Tableau IV.22 : Composition molaires du distillat et résidu à 150% de la charge nominale..	61
Tableau IV.23 : Vérification descapacités des pompes.....	62
Tableau IV.24 :Vérification des capacités des équipements d'échange thermique.....	62

Introduction générale

Introduction générale

Le gaz pétrole liquéfier connu sous le terme de GPL, dont l'Algérie est l'un des leaders producteurs exportateurs dans le monde, constitue l'une des priorités des plans de développement et de la politique énergétique de la SONATRACH.

Vu la demande du GPL sur le marché national et international qui ne cesse de s'accroître et vu la charge importante arrivant des champs pétroliers, chaque pays développe ses propres moyens pour la mise en place d'un plan de développement afin de prévoir des augmentations substantielles de production. Dans ce cadre, SONATRACH dispose déjà d'importantes installations de production, de transport et de séparation des GPL permettant leur valorisation et leur commercialisation aussi bien sur le marché local qu'international. Mais, Il serait toujours indispensable d'opter pour une exploitation maximale de cette capacité installée, à des limites tolérables, ce qui sera bénéfique sur le plan économique (coût /revenu) et sur la gestion de la production (flexibilité et entretien). Ceci nous a amené à effectuer une étude dans ce contexte.

L'objectif de notre travail, réalisé en étroite collaboration avec le département technique du complexe GP1Z, est d'étudier les performances de la colonne de fractionnement pour une augmentation de capacité de traitement jusqu'à 140% de la capacité nominale de production, en respectant les spécifications commerciales des produits finis (propane et butane).

Ce travail est divisé de deux grandes parties, une première partie bibliographique sur la présentation du complexe GP1Z, généralités sur les GPL, suivi par une description du procédé de séparation du GPL et enfin généralités sur les colonnes de distillation.

Une deuxième partie expérimentale exprime la simulation de différents cas de système et comparer avec les résultats de travaux réalisés.

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

CHAPITRE I :

Présentation du complexe GP1/Z

I.1 Introduction

Le sud Algérien possède des richesses naturelles, parmi les quelles nous citons les réserves en hydrocarbures d'où la présence d'une large gamme de produits relatifs aux gisements de pétrole et gaz. Pour la séparation de ces produits et de leurs dérivés, notre pays a investi des sommes colossales dont la nécessité est d'acquérir et installer ces grands complexes de traitement qui sont répartis en plusieurs unités comme c'est le cas du complexe GP1/Z.

I.2 Présentation du complexe GP1/Z**➤ 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.

I.2.1 Historique [1]

Le complexe GP1/Z fait partie des six complexes de liquéfaction appartenant à l'activité (AVAL) de l'entreprise national SONATRACH. Il est situé entre la centrale thermoélectrique de Mers EL Hadjaj à l'Est et les complexes de GNL à l'Ouest et qui s'étend sur une superficie de 120 hectares. Il a été construit avec le concours d'un consortium Japonais IHI -ITOCHU dans le cadre d'un contrat clé main en trois phases de construction, la première a été réceptionnée le 02 septembre 1984, la deuxième phase le 20 novembre 1998 et la troisième phase le 24 Février 2010.

En 1983 le complexe disposait de quatre trains de traitement GPL qui lui permettait de produire 4.8 millions de tonnes par an et suite à une acquisition de deux trains supplémentaires (extension du complexe en 1998) cette production a augmenté pour atteindre 7,2 millions de tonnes par an. Après le démarrage de la troisième phase, la production est estimée à 10,8 millions de tonnes par an.

Le complexe a pour objectif, le traitement d'une charge GPL Brut en provenance des différents champs situés au Sud Algérien afin de produire du Propane et Butane destinés au marché national et international, il est dénommé JUMBO-GPL pour ses grandes capacités de production

I.2.2 Principales installations du complexe [1]

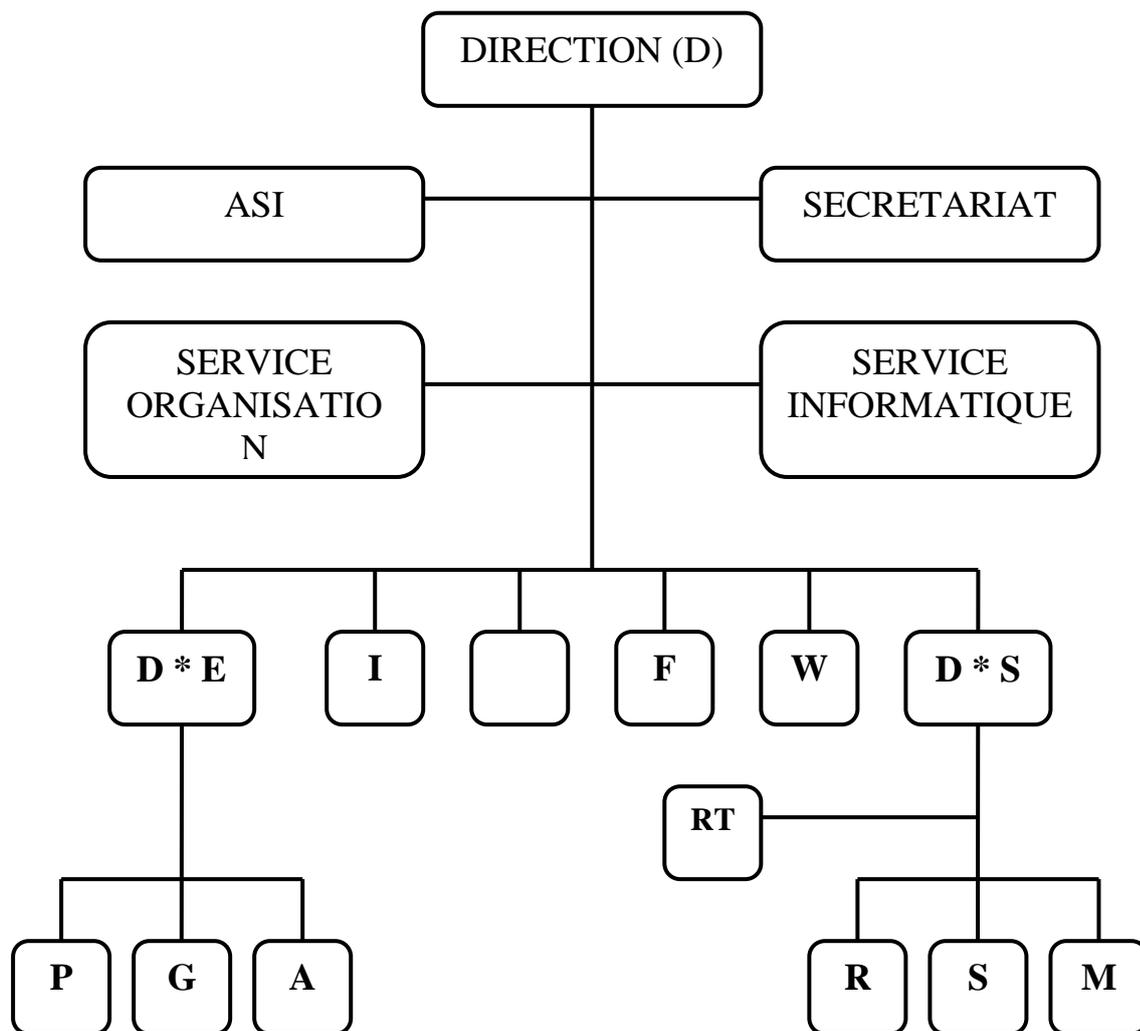
Les principales installations du complexe GP1/Z sont :

- 09 Trains de traitement du GPL;
- 02 unités de liquéfaction des boil-off ;
- 22 Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000 m³ chacune ;
- 04 Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m³ chacune ;
- 03 Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m³ chacune ;
- 01 Bacs de stockage de bupro basse température de 70000 m³ ;
- 04 Sphères de stockage de produits ambiants (propane et Butane) de 500m³ chacune ;
- 01 Sphères de stockage gazoline de 500 m³ ;
- Unité de démercurisation ;
- 05 salles de contrôle ;
- 01 Station électrique alimentée par SONELGAZ ;
- 04 Générateurs assurant l'énergie de secours du complexe ;
- 02 Quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité variante entre 4000 et 5000 tonnes ;
- Une rampe de chargement de camions ;
- Une station de pompage d'eau de mer ;
- Un système de télésurveillance ;

I.2.3 Organisation du complexe [1]

La description des structures nous permet de connaître la situation géographique, l'effectif, les objectifs et le rôle de chaque département. Cela nous amène à connaître tout le fonctionnement du complexe GP1/Z.

Le complexe GP1/Z est géré suivant un organigramme bien déterminé de façon à bien maîtriser les tâches, il est composé d'une direction générale, deux sous direction, des départements de contrôle, comme le montre l'organigramme suivant qui nous renseigne sur le fonctionnement du complexe GP1/Z :



- ◆ D Direction
- ◆ I Département Sécurité
- ◆ F Département Finance
- ◆ D*E Département Maintenance
- ◆ P Département Production
- ◆ G Département Maintenance
- ◆ A Département Approvisionnement
- ◆ M Dpt moyens généraux
- ◆ T Département Technique
- ◆ W Département Travaux neufs
- ◆ S Administration et social
- ◆ D*S Sous Direction du personnel
- ◆ RT Relation de Travail
- ◆ R Département Ressources Humaines
- ◆ ASI Assistance sûreté interne

Figure 1 : Organigramme du complexe [7]

I.2.4 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, butane commerciaux et pentane.

I.2.5 Département technique [1]

Le département technique dépend hiérarchiquement de la direction du complexe, c'est l'interface entre l'intérieur et l'extérieur, sa mission principale consiste à étudier les projets d'installation, le suivi des paramètres de fonctionnement et le contrôle de qualité des équipements ainsi que les utilités et produits finis. Le département comprend quatre services :

a) Service étude : Ce service est assuré par un groupe d'ingénieurs chargés de faire respecter les paramètres de fonctionnement des équipements et des installations.

b) Service inspection : Ce service a pour tâche d'inspecter les équipements techniques, il veille à la surveillance de toutes les machines et s'assure de leur fonctionnement optimal et assure le suivi des travaux de maintenance.

c) Service DCS « Système de contrôle distribué » : C'est un système numérique du contrôle et commande (SNCC), il est chargé de faire le suivi, l'amélioration et les mises à jour (suite à une nouvelle technologie) de ce dernier.

d) Service laboratoire : Il est chargé du contrôle des produits finis (Propane et Butane), et des produits finis en circulation dans différents points du process.

I.2.6 Département production [1]

Le département production dépend de la sous-direction d'exploitation. Ce département gère toute la production de GPL (propane et butane) et se compose de trois services :

a) Le service fabrication : s'occupe de la production du produit fini Propane et Butane réfrigéré et ambiant, Il s'occupe aussi de l'état et des conditions de marche des installations qui existent aux niveaux des trains.

b) Le service stockage et expédition : S'occupe de stockage du produit fini et son expédition par navires et camions. On distingue deux types de stockage :

- **Stockage à basse température :** destinée pour le marché international.
- **Stockage à température ambiante :** destinée pour le marché national.

c) Le service planning et programme : Ce service a pour mission la planification des programmes mensuels de production, l'analyse des écarts de production entre prévisionnel et réalisation, élaboration des bilans de production [1 - 6] .

I.3 Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

I.3.1 Historique [2]

La découverte du GPL (gaz de pétrole liquéfié) ou LPG (liquefiedpetroleum gases) est beaucoup plus récente que celle du pétrole. En effet elle remonte au 24 décembre 1910 en Virginie (USA), lorsque l'ingénieur de la 3Riverside OilCompany, H.STUKEMAN, réussit pour la première fois à obtenir les 658 premiers litres de GPL liquide.

La première utilisation fut l'oxycoupage en 1911 ou il s'avéra que le GPL constituait un excellent substitut à l'acétylène. Dès 1912, une installation domestique fut expérimentée. Dans la même année la carburation automobile aux GPL fit ses premiers pas.

I.3.2 Sources de GPL [3]

Le gaz de pétrole liquéfié est un mélange d'hydrocarbures légers stocké à l'état liquide et issu du raffinage du pétrole (40% des ressources mondiales) et plus généralement du traitement du gaz naturel (60 % des ressources mondiales).

I.3.3 Définitions [3]

Le GPL est un mélange d'hydrocarbures constitué principalement de propane et de butane, aux conditions normales de pression et de température le GPL se trouve à l'état gazeux, mais il est facilement liquéfiable à la température ambiante sous une pression moyenne de 4 à 18 bars. Cette particularité permet un stockage et un transport plus simple comparativement aux gaz qui exigent des pressions très élevées (méthane, éthane).

I.3.4 Procédés d'obtentions du GPL [3]

Les gaz de pétrole liquéfiés sont obtenus principalement à partir :

- Des raffineries de pétrole brut ; soit au cours de la distillation de pétrole brut soit lors du cracking ou du reforming des produits plus lourds.
- Au cours des séparations de l'essence du gaz naturel (GN) dans le but de recueillir les condensats (propane, butane, essences légers).
- Lors de la récupération directe des gaz séparés du brut dans les champs de production (gaz associés au pétrole).

I.3.5 Propriétés des GPL [4]

a) Odeur et couleur : Le GPL est incolore et pratiquement inodore, pour des raisons de sécurité on lui donne une odeur particulière au moyen de substances appropriées (mercaptans).

b) Tension de vapeur : Le GPL a une tension de vapeur à 20°C égale à 2 bars pour le butane et 8 bars pour le propane. Cette valeur ne doit pas dépasser en période de grande chaleur (été) un seuil incompatible avec le règlement de sécurité.

c) Température d'ébullition : Les températures d'ébullition à la pression atmosphérique sont de - 6°C pour le butane - 42°C pour le propane et - 25°C pour le GPL.

d) Pouvoir calorifique : Le pouvoir calorifique du GPL est élevé, il est égale à 12.200 Kcal/Nm³ pour le propane et 11.800 Kcal/Nm³ pour le butane.

e) Indice d'octane : Le GPL est caractérisé par un indice d'octane recherché (RON) naturellement élevé atteignant aisément la valeur de 98. Par ailleurs, son indice d'octane moteur (MON) est légèrement plus élevé que celui des essences classiques.

f) Densité : Aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourd que l'air, sa densité diminue avec l'augmentation de la température, ex: 0,534 à 38°C.

g) La corrosion : Le GPL est non corrosif pour l'acier et généralement corrosif pour le cuivre, l'alliage de cuivre ou d'aluminium.

h) Explosibilité et inflammabilité : Le GPL est un gaz explosif lorsqu'il se mélange avec l'air ou l'oxygène. La limite d'inflammabilité inférieure du GPL est très basse et comme le point d'éclair des GPL est très bas, il s'enflamme facilement en cas de fuite.

l) Toxicité physiologique : L'inhalation de GPL en grande quantité provoquerait un effet légèrement narcotique, la concentration acceptable dans l'air est 1 ppm pour le propane.

I.3.6 Domaine d'utilisation du GPL [3]

Les **GPL** sont promis à un bel avenir car la demande mondiale continue à croître, que ce soit pour la pétrochimie ou pour leurs utilisations traditionnelles en tant que combustible. Parmi les utilisations des **GPL**, on peut citer :

a) Applications domestiques

C'est l'objectif le plus important de ces gaz car il est utilisé dans :

- Le chauffage
- La climatisation

b) Le GPL/C (carburant)

Les **GPL** peuvent constituer un carburant fréquemment appelé **GPL/C**. Sa combustion engendre de très faibles émissions de polluants. En effet, il est composé de **55%** de butane et **45%** de propane. Il ne contient ni plomb, ni soufre, ni benzène; lui conférant ainsi la qualité de carburant propre. Il est aussi économique.

I.3.7 Spécifications du propane et du butane commercial [5]

Les spécifications du propane et butane commercial sont données dans le tableau suivant :

Tableau I.1 : Les caractéristiques du propane et du butane commercial du GP1/Z [5]

Caractéristiques	Le propane	Le butane	Méthodes d'analyses (Normes)
Masse molaire (g/mole)	44	58	/
Densité à 15°C	0,5068	0,5772	ASTM D 2598-1657
Tension vapeur relative à 37,8°C (kg/cm²)	12,7	3,1	ASTM D 2598-1267
Teneur en eau	Absence d'eau	Absence d'eau	ASTM D 2713-76
Point d'ébullition à 760 mm Hg (°C)	- 40	0	ASTM D 1837

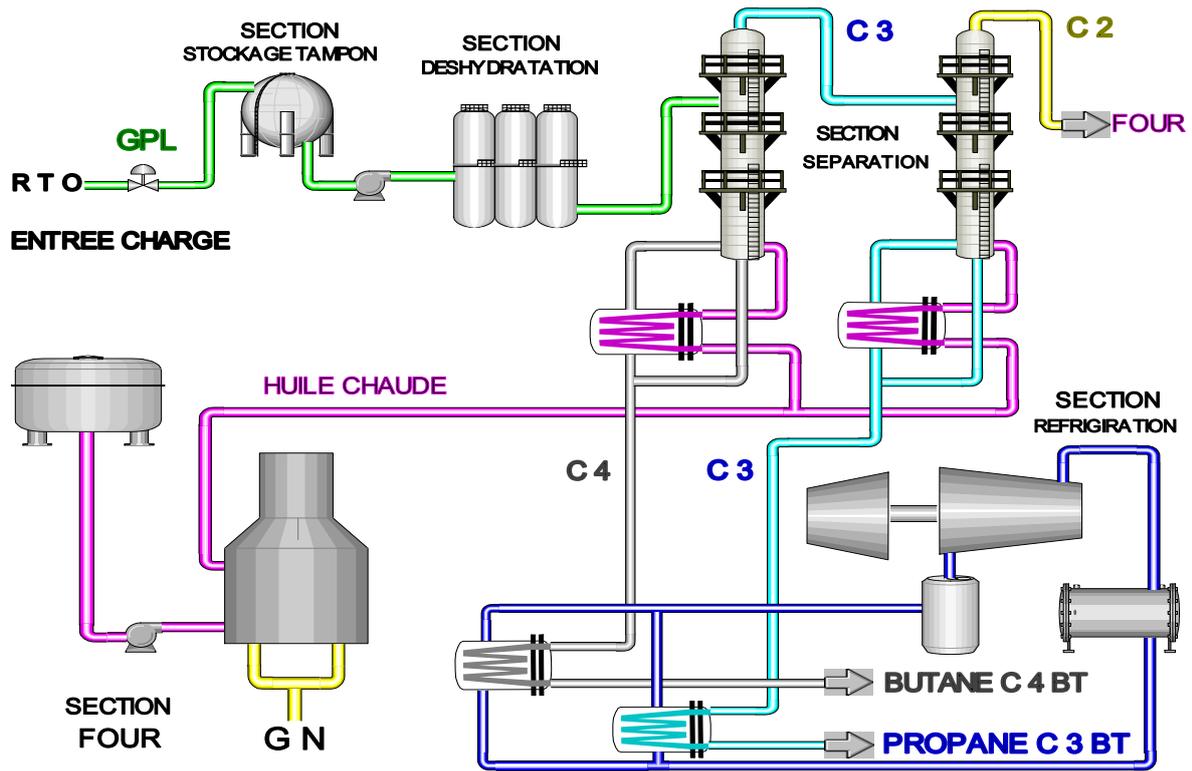


Figure I.2 : Schéma du procédé [5]

CHAPITRE II :

Description des procédés

II.1 Introduction [1]

Le complexe GP1Z comprend neuf (09) trains dans la zone de procédé, et des moyens communs pour la charge, le stockage, le chargement et la reliquéfaction des vapeurs en off-site. Chaque train dans la zone de procédé a été conçu pour une production nominale annuelle d'un million de tonnes de produits (propane et butane commercial).

II.2 Section de stockage de GPL [9]

Cette section (*fig.II.3*) est conçue pour maintenir un fonctionnement stable et d'assurer une autonomie de plus de 10 heures pour alimenter les trains en GPL brut en cas d'arrêt de pompage. Elle est destinée aussi pour recevoir soit le flux de recyclage, soit le produit hors spécification revenant des sections enaval.

La charge d'alimentation est livrée par RTO (Région Transport Ouest) au complexe GP1Z en GPL brut en provenance des différents champs dusud (Hassi Messaoud, Hassi R'mel, Alrar, InAmenas, Tin- Fouye Tabankort et Rhour de Nouss). Elle est acheminée vers le stockage à l'aide d'un pipe de 24. Avant le stockage le GPL brut passe d'abord par un collecteur équipé par un contrôleur de pression permettant le maintien d'une pression de service stable puis traverse des filtres chacun muni PDI ($\Delta P=0,5$) afin de signaler l'encrassement.

Ensuite le GPL traverse les dégazeurs de la charge afin de séparer et purger les vapeurs du mélange vers les sphères d'alimentation.

Une fois que la charge est filtrée et dégazée, elle passe alors à travers six (06) démercuriseurs pour réduire sa teneur en Mercure jusqu'à l'ordre de 5 ng/N.

A l'issue des démercuriseurs la charge passe par des redresseurs pour rendre l'écoulement laminaire afin d'avoir une lecture correcte du débit et de la densité du GPL. Le GPL brut est acheminé ensuite vers les sphères de charge sous une pression de 18 ~ 22 kg/cm^2 et une température de 5 ~ 41,8°C.

La charge est stockée dans 22 réservoirs sphériques de capacité de 1000 m^3 chacune à des pressions variables entre 7 et 9 bars. Le schéma de la section stockage de la charge GPL est représenté dans la figure suivante:

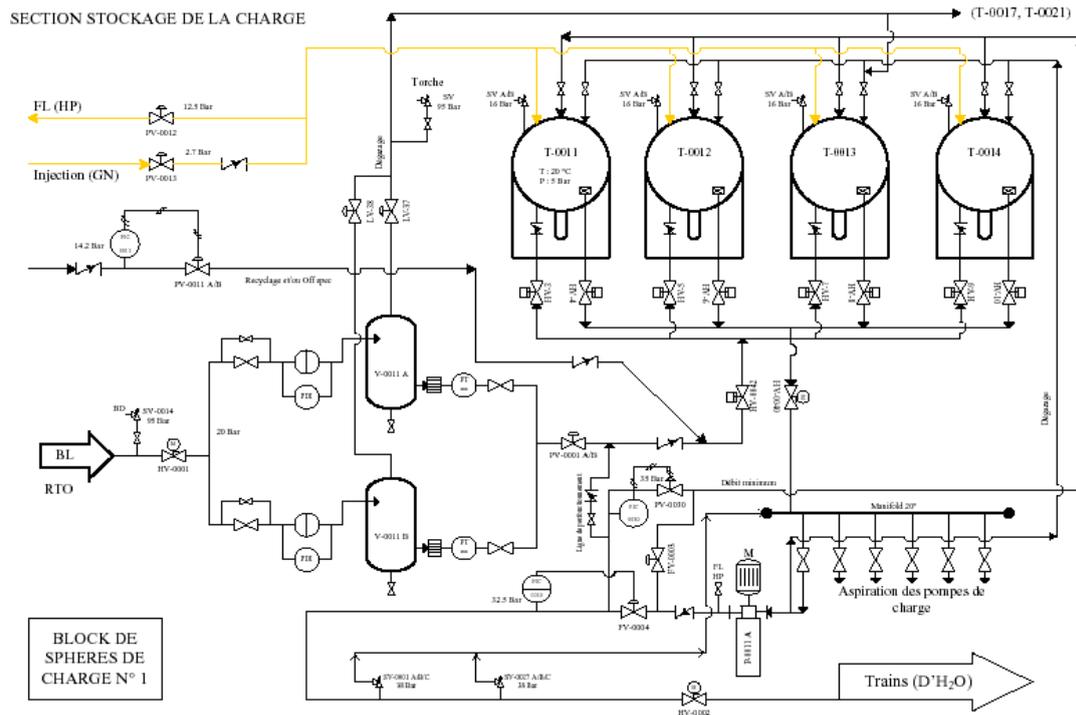


Figure II.3 : Représentation de la section stockage de la charge GPL [9]

Le GPL brut est acheminé par la suite vers les neuf trains du procédé qui fonctionnent en parallèle. Cette opération est assurée par 14 pompes centrifuges multi étages à puisard qui aspirent à partir de ce dernier et refoulent dans le collecteur commun pour approvisionner les trains du procédé à une pression de 30 kg/cm².

II.3 Section déshydratation [10]

Le but de la section de déshydratation (*fig.II.4*) est de réduire la teneur d'eau dissoute dans le GPL de 100 ppm à 5 ppm en poids pour éviter ainsi la formation de glace et de bouchons de givre dans les parties froides de l'installation (réfrigération).

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.

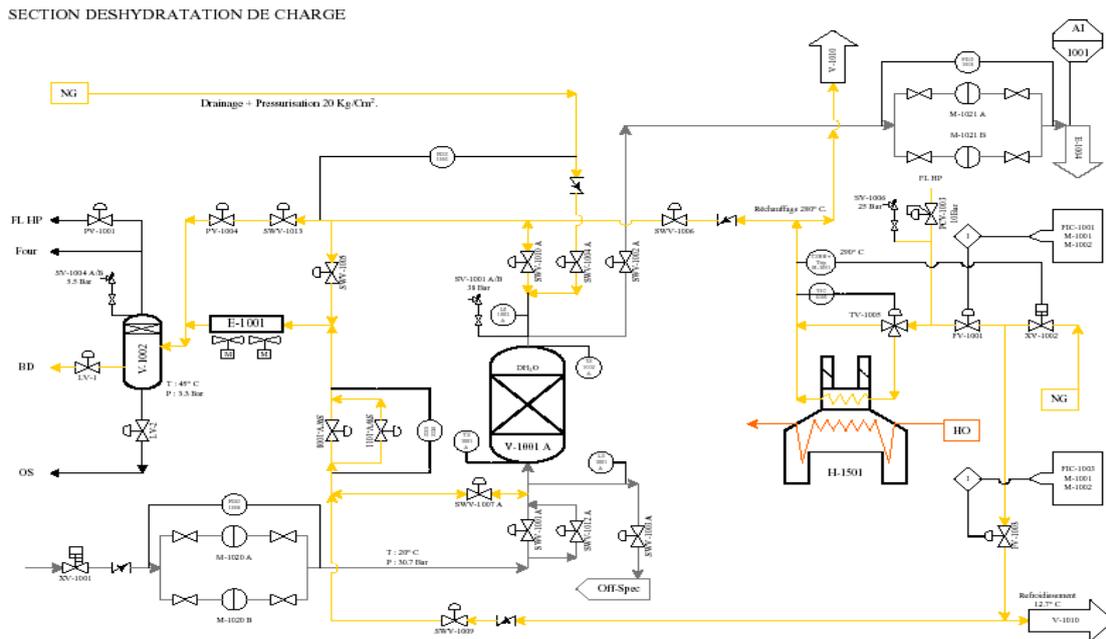


Figure II.4 : schéma représentatif de la Section déshydratation [10]

La régénération passe par les séquences suivantes :

- **Drainage (durée 1h)** : La vidange du sécheur se fait par l’injection du gaz naturel sous une pression de **20 kg/cm²**. Le GPL restant est acheminé vers les sphères de charge.
- **Dépressurisation (durée 30mn)** : Cette séquence sert à réduire la pression du sécheur de **20 kg/cm²** à **3 kg/cm²** et cela se fait par l’évacuation de GN contenu dans le sécheur 1 vers la section fuelgaz.
- **Chauffage (durée 11h)** : Le réchauffage se fait par le GN chauffé dans le four à une température de **280°C**. Il passe dans le sécheur de haut en bas pour évaporer l’eau contenue dans les tamismoléculaires.
- **Refroidissement (durée 5h)** : Le secteur étant chaud après la séquence de réchauffage, il est refroidi par le GN porté à une température de 12 à 45 °C et une pression de **3kg/cm²**.
- **Pressurisation (durée 30 min)** : Avant le remplissage de la colonne par le GPL, il faut atteindre une pression de service de **20kg/cm²**. Cette opération se fait par l’introduction de GN à haute pression.
- **Remplissage** : Cette opération consiste à mettre le sécheur en attente.

II.4 Section séparation

Le GPL provenant de la section déshydratation est introduit dans le fractionnateur à un débit nécessaire de telle manière à obtenir la quantité requise de produits.

➤ Passage par les préchauffeurs

Le GPL déshydraté entre dans le fractionnateur à une température 71°C après un passage par trois préchauffeurs.

II.4.1 Fractionnateur

C'est une colonne de fractionnement équipée de 55 plateaux à clapets. C'est dans cette colonne que l'on effectue la récupération de l'Ethane et du Propane en tête, tandis que le butane et le pentane seront récupérés en fond Le produit de tête du fractionnateur est envoyé vers le dé-éthaniseur au moyen d'une pompe de reflux qui assure en même temps la charge de dé-éthaniseur et le reflux du fractionnateur. Le butane sortant du fond est dirigé vers la section deréfrigération [14].

SECTION DE SEPARATION

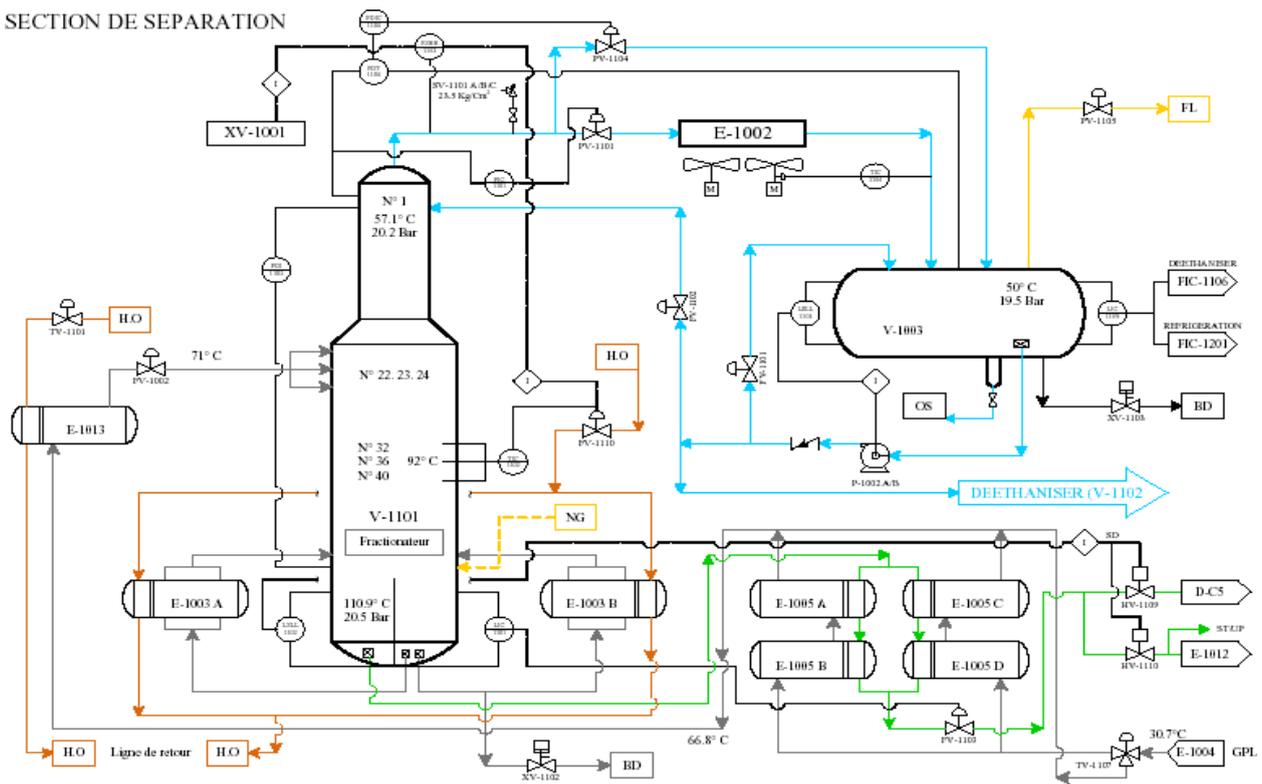


Figure II.5 : schéma représentatif du Fractionnateur [14]

II.4.2 Dééthaniseur [10]

Afin de produire du propane commercial plus au moins pur les produits de tête de la colonne de fractionnement alimentent le dééthaniseur (*fig.II.6*). Ce dernier est une colonne de fractionnement équipée de 25 plateaux à clapets. Le propane sort au fond de la colonne à une température de 62°C se dirige directement vers le premier préchauffeur du fractionnateur ,passe en suite vers les aérorefrigerants E-N011 où il va être refroidit avant de pénétrer dans la section de réfrigération, où il est refroidi-38°C, en fin vers les sphères de stockage afin d’être expédiés sur le marché national. Le gaz riche en éthane sortant de la partie supérieure du dééthaniseur est utilisé comme combustible du four.

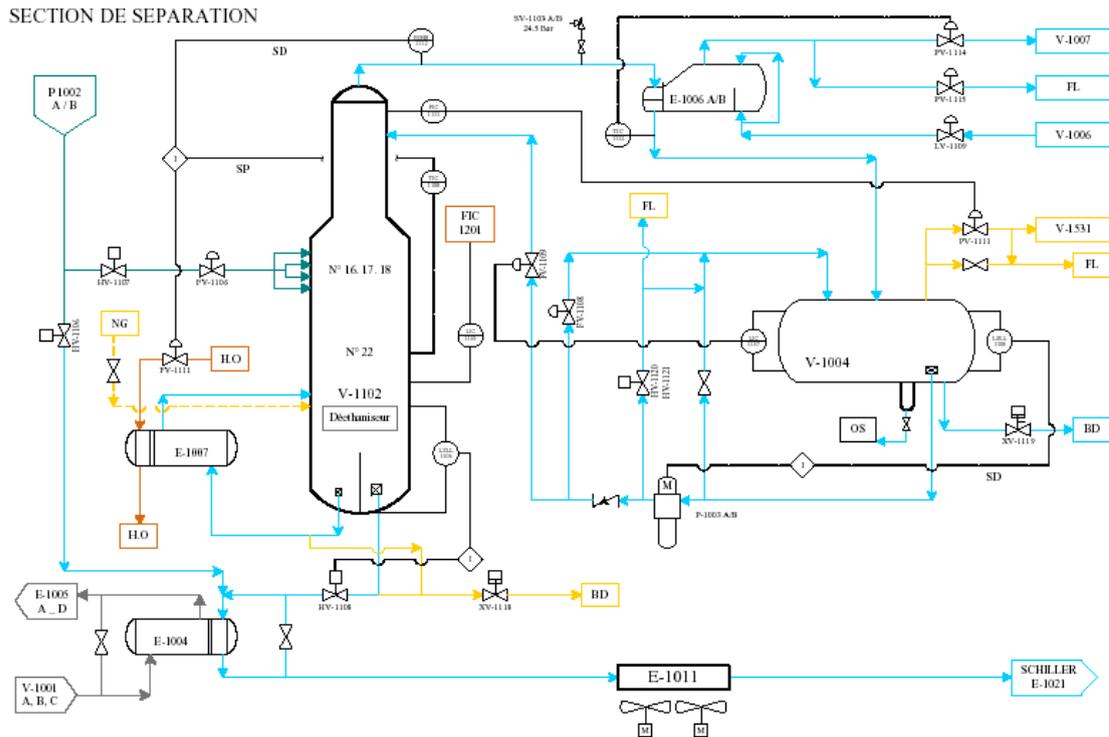


Figure II.6 : schéma représentatif du Dééthaneur [10]

II.4.3 Dépénaniseur [10]

Il existe deux Dépénaniseurs (*fig.II.7*) communs pour les 09 trains. Le rôle d'un dépénaniseur est d'éliminer les traces de pentane contenues dans le butane. La colonne est constituée de 50 plateaux à clapets. Le butane sortant de la tête du Dépénaniseur, mélangé au reste du butane non dépénanisé est envoyé à la section de réfrigération. Le pentane cueilli du fond du Dépénaniseur sera refroidi par aéroréfrigérant, et envoyé vers le stockage ambiant, cette opération est souvent by-passée, car la charge de GPL arrive avec une très faible teneur en pentane.

SECTION DE SEPARATION

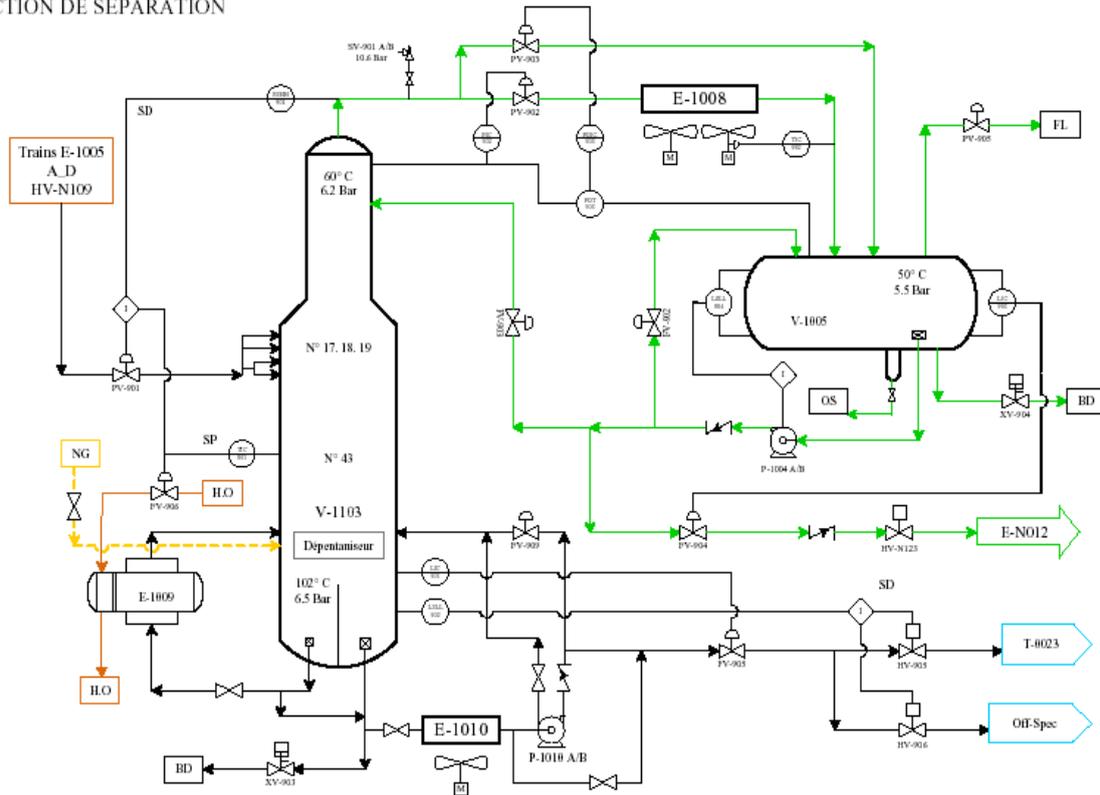


Figure II .7 : schéma représentatif du Dépentaniseur [10]

II.5 Section de Réfrigération [10]

Le but de cette section (*fig.II.8*) est de refroidir les produits finis à leur température de stockage (-38 ~ -41°C pour le propane et -5~ -10°C pour le butane). Les produits passent par un deuxième déshydrateur appelé déshydrateur de garde, qui réduit la teneur en eau de 5 ppm à 1 ppm, ensuite réfrigérés par trois (03) échangeurs suivant un cycle fermé formant une boucle de réfrigération, le fluide utilisé comme réfrigérant est le propane pur. Ce dernier est évaporé dans les échangeurs de chaleur. Cette évaporation provoque l'abaissement de température du produit à réfrigérer. Une partie du propane réfrigéré sera comprimée et envoyée au dééthaniseur comme réfrigérant de tête de colonne. Les vapeurs de propane générées sont comprimées par un compresseur centrifuge à trois (03) étages entraîné par une

turbine à gaz, ensuite condensées dans les condenseurs de type aérorefrigérant

Les produits finis sont ensuite canalisés vers les bacs de stockage.

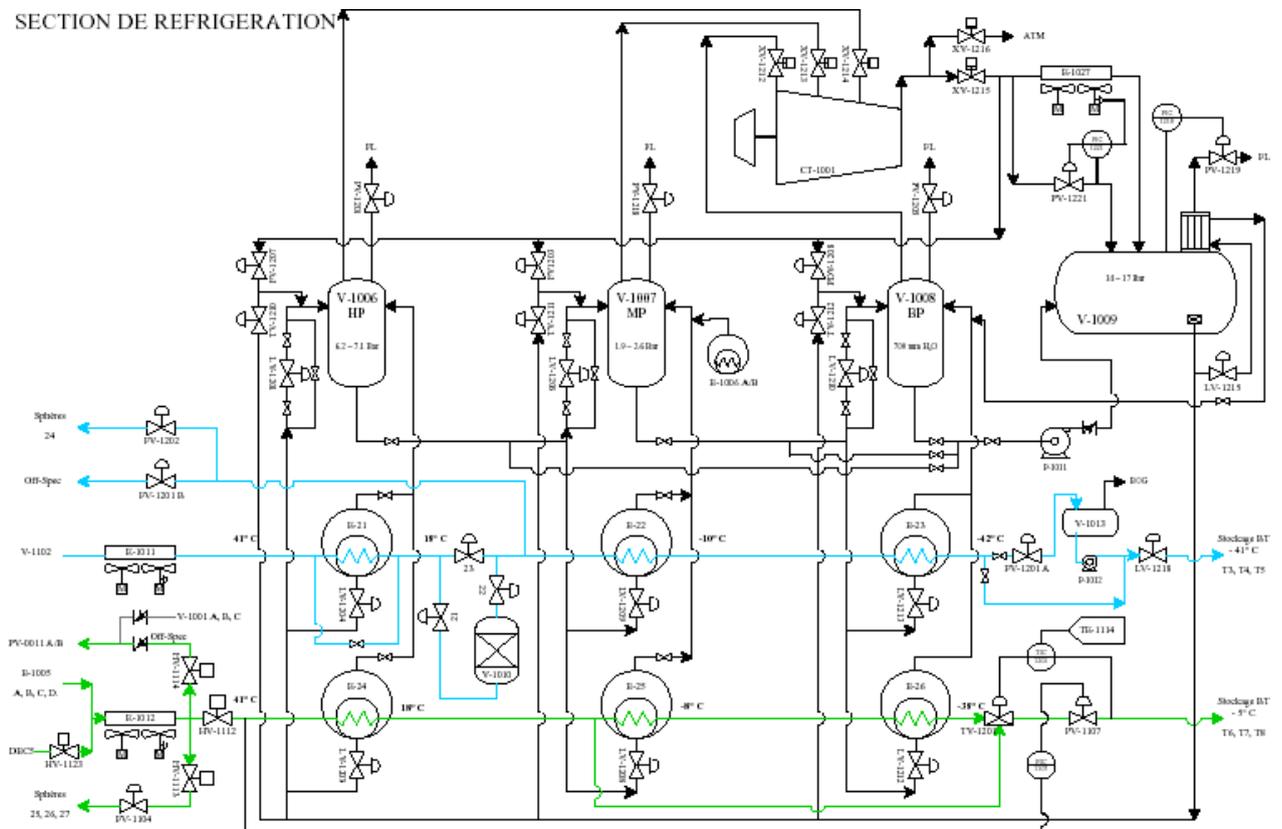


Figure II .8 : schéma représentatif de la Section Réfrigération [10]

II.6 Section d’huile chaude [10]

Cette section d’huile caloporteur (*fig.II.9*) est utilisée comme source de chaleur pour les équipements suivants :

- Le troisième préchauffeur (E-1013)
- Les rebouilleurs de la section séparation (E-1013A/B, E-1007,E-1009).
- Le gaz naturel de régénération de la section déshydratation.

Le circuit de l'huile est aussi une boucle fermée, les pompes en circulation aspirent l'huile du ballon d'expansion et le refoulent vers le four. Au niveau du four l'huile est chauffée premièrement par convection puis radiation jusqu'à 180° C ensuite elle est dirigée vers les différents utilisateurs, à son retour l'huile est refroidie à 130°C.

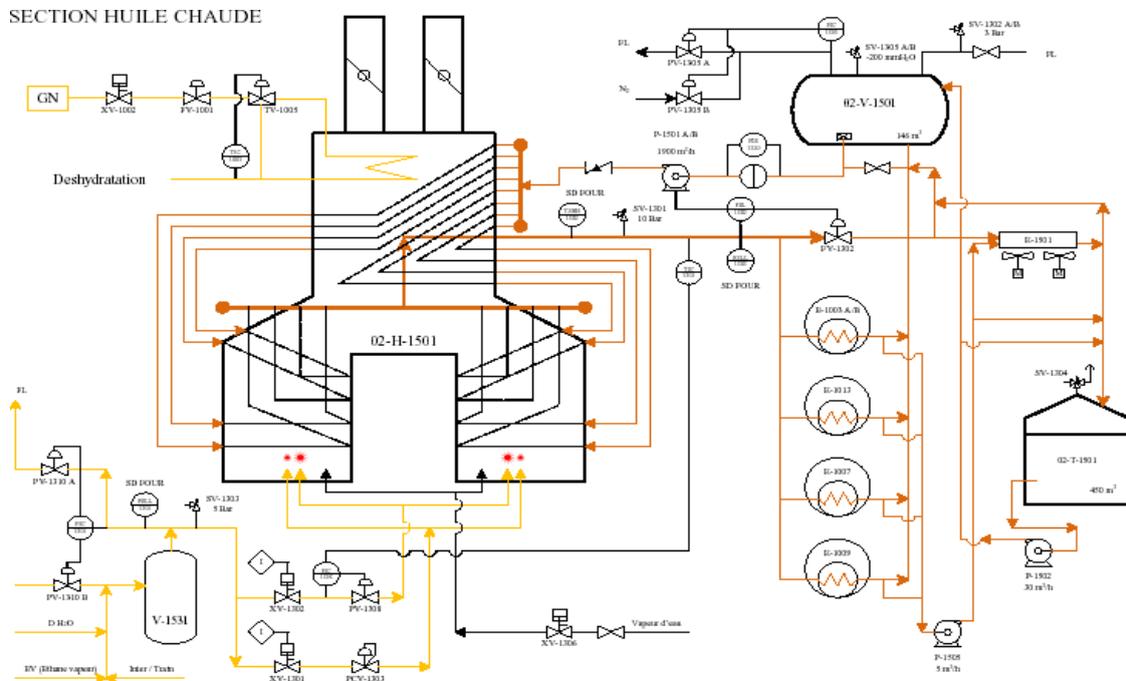


Figure II .9 : schéma représentatif de la Section d'huile chaude [10]

II.7 Zone des utilités [11]

Elle alimente les divers 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, destiné à la manipulation des boucles de régulation (vanne pneumatique).
 - ✓ **Air service** : sert au nettoyage et entretien des équipements.
- **Vapeur**: elle est produite a un niveau de la chaudière, à partir de l'eau de mer distillée, à 10 kg/cm², elle est utilisée dans les échangeurs de chaleur.
- **Eau** : Production de l'eau distillée, l'eau de refroidissement utilisée pour les équipements (pompe) et l'eau potable.

- **Méthanol** : utilisé pour ledégivrage.
- **Les torches Gasoil**: utilisé pour les générateurs desecours.
- **Azote** : Stocké dans un ballon et distribué suivant lecircuits:
 - ✓ Circuit Gazeux(HELIOS).
 - ✓ Circuit d'azote liquide(COGIZ).
- **Un générateur électrique de secours** : d'une capacité de 25.617kW.
- Un système de sécurité **vide-vite (blow-down)**
- **Les torches**: deux hautes pressions et une basse pression sert à brûler la quantité de gaz provoquée par un dysfonctionnement des trains.

II.8 Section stockage et expédition [12]

Elle s'occupe de stockage des produits finis et l'expédition par navires et camions. On distingue deux types de stockage :

- **Section de stockage à basse température** : (marchéinternational)
 - Trois (4) bacs pour le Propane de **70000** m³ chacun.
 - Trois (3) bacs pour le Butane de **70000**m³chacun.
 - Un (1) bac BuPro de **70000**m³.



Figure II.10 : Les bacs de stockage des produits finis duGPL1/Z [12]

➤ **Section de stockage à température ambiante** : (marché national)

- Une sphère (1) pour le Propane de **500 m³**.
- Trois sphère (3) pour le Butane de **500 m³** chacune.
- Une sphère (1) pour le pentane de **500 m³** chacune.



Figure II.11: Les sphères du GPL1/Z [12]

Le service Stockage et Expédition gère les trois zones suivantes:

II.8.1 Section BOG (Boil- Off-Gas)

La section de reliquéfaction des vapeurs (BOG), a pour but le contrôle de la pression dans les réservoirs de stockage à basse température, aussi bien pendant le stockage que pendant les opérations de chargement les vapeurs excédentaires récupérées sont comprimées pour qu'elle puissent être reliquéfiées sous forme de condensats réfrigérés aux réservoirs à basse température, le contrôle est assuré par deux salles:

- **LCR (Local Control Room)** : s'occupe de la gestion des opérations de stockage des produits finis, section récupération BOG (gazévaporé).
- **JCR (Jetty Control Room)** : s'occupe de la supervision des opérations de chargement par navir [11].

II.8.2 Section jetée (CN)

S'occupe des enlèvements par navire, il y'a deux jetées :

- D1 : concernant les petitsnavires.



Figure II.12 : Quai de chargement de navire du GPL1/Z [12]

- M6 : concernant les grands navires.



Figure II.13 : Quai de chargement de navire du GPL1/Z [12]

II.8.3 Section chargement par navire

C'est une section d'expédition de C3 et C4 pour le marché international. Elle contient deux quais de chargement navires D1 et M6 à des capacités variant entre 4 000 et 45 000 Tonnes de GPL (fig.II.14). Les opérateurs doivent suivre tous les instructions du chef de quart sur la quantité de chargement, mesure de sécurité du navire, début et fin de l'opération.



Figure II.14: Quai de chargement de navire du GPL1/Z [12]

II.8.4 Section Chargement par Camion (CC)

S'occupe de la gestion des enlèvements par camion au niveau de la rampe de chargement par camion (NAFTAL et les opérateurs privés). La section est dotée de 5 réservoirs sphériques, des pompes et des bras de chargement. Ces installations sont conçues de manière à permettre le chargement simultané du propane, pentane et butane.



Figure II.15: Rampe de chargement de camions du GPL1/Z [12]

II.8.5 Section de transfert de produit réfrigéré

Un produit est hors spécification ou contaminé, le propane ou le butane réfrigéré à basse température est dirigé vers la section de stockage à température ambiante pour assurer le chargement des camions.

II.8.6 Section de torche HP et BP

Par mesure de sécurité, et afin d'éviter les incendies tous les gaz non brûler passe dans des ballons qu'on l'appelle BLOWDOWN. Les gaz échapper ou craché par les soupapes de sécurité passe dans des ballons pour les préchauffer et diriger soit vers les 03 torches HP ou vers les deux torches BP.

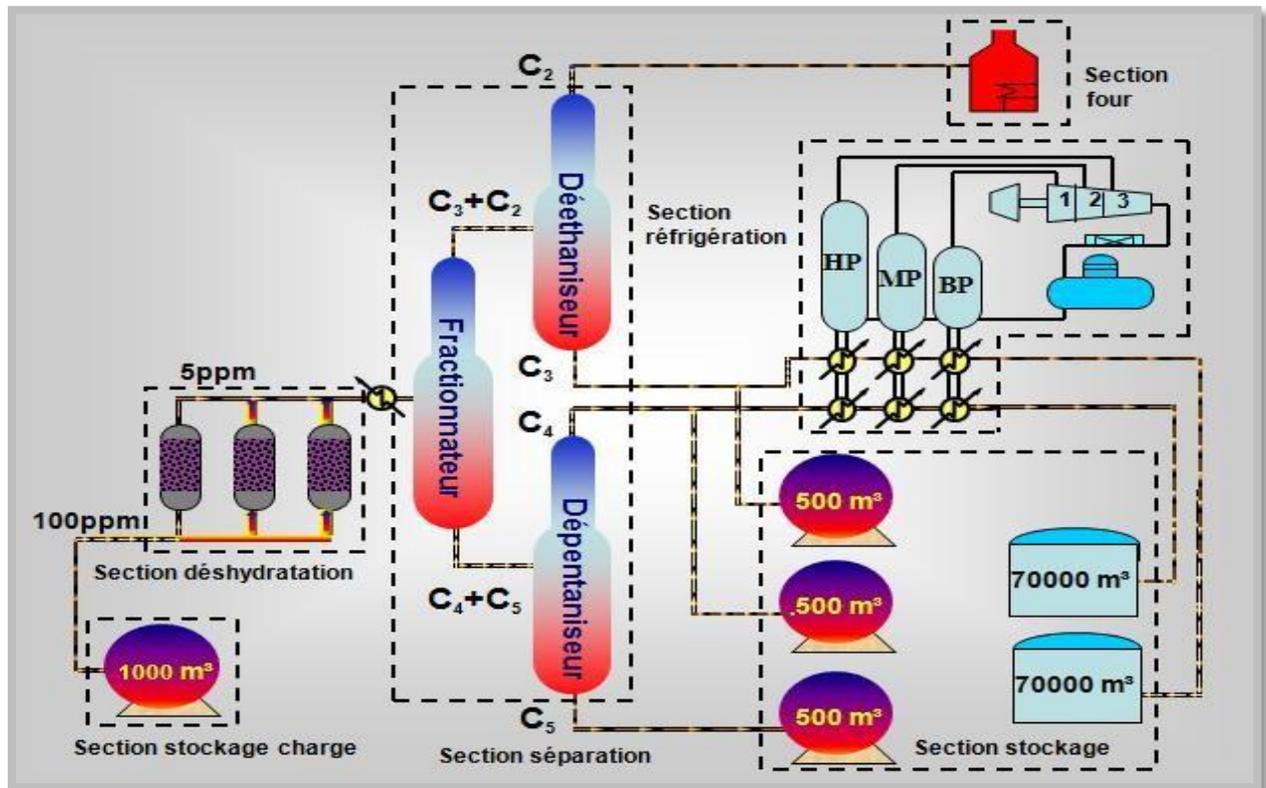


Figure II.16 : Schéma de la section stockage de la charge GPL [12]

CHAPITRE III :

Description de la section séparation

III.1 Introduction

Etant donné l'importance de la section séparation du GPL dans le présent travail, nous avons jugé utile de procéder à une description détaillée de cette section.

Après son entrée dans un train de fonctionnement, le GPL brut est d'abord déshydraté dans la section de déshydratation de la charge ; la teneur en eau à la sortie de l'unité étant fixée à 5 ppm au maximum. Le GPL entre ensuite dans la section de séparation comme alimentation du fractionnateur (V-X101).

Le GPL récupère d'abord la chaleur du propane, produit sortant du fond du dééthaniseur dans le préchauffeur (E-X004), ensuite il y a une autre récupération de chaleur dans le préchauffeur (E-X005 A/B/C/D), cette fois-ci sur le produit du fond de fractionnateur.

Le GPL brut est finalement amené à son point de bulle dans le préchauffeur (E-N013) à partir de l'huile chaude [13].

III.2 Section de séparation [10]

Le GPL brut est finalement amené à son point de bulle dans le préchauffeur (E-X013) par le biais d'une l'huile chaude.

Le débit de charge vers la section de séparation dépend de la qualité de cette même charge. Chaque train doit produire 1 million de tonne par an de propane et butane commerciaux, le débit nécessaire en GPL brut est de 1 million de t/an, plus les sous-produits. Le débit de charge nécessaire est d'autant plus élevé que la teneur en éthane et en pentane est importante.

La capacité minimale de chaque train correspond à 50 % de sa capacité normale. A ce débit, chaque colonne doit être exploitée avec un reflux et un rebouillage suffisants pour assurer un fonctionnement stable.

Si un produit d'un train dérive et se trouve hors spécification, il faut recycler tous les produits de ce train, pour maintenir autant que possible, la composition de la charge dans les réservoirs sphériques. Cependant, cela n'est pas nécessairement vrai pour le pentane produit. Autrement dit, si l'acheminement du produit doit être arrêté pour une raison quelconque, il faut que toutes les colonnes soient mises sur fonctionnement à reflux total, jusqu'à ce que le fonctionnement continu puisse être repris. Il faut noter que la ligne de recyclage des produits hors spécification permet le recyclage des produits d'un train à pleine capacité, ce qui est équivalent à la production de 2 trains fonctionnant à 50 % de leur capacité.

Lorsque le rapport $C2 / (C2 + C3)$ est égal ou supérieur à 4,8% mole, le dééthaniseur doit être en service.

De même, lorsque le rapport de $C5 / (C4 + C5)$ est égal ou supérieur à 1,75 % mole, il faut que le de-pentaniseur soit en service.

III.2.1 Fractionnateur

Après la section de déshydratation, le GPL brut entre dans la section de séparation (fig.III.17), comme alimentation du fractionnateur V-N101. Le GPL récupère d'abord la chaleur du propane produit sortant du fond du dérive dans le préchauffeur N° 1, E-N004, puis une autre récupération de chaleur dans le préchauffeur N° 2, E-N005 A~D, cette fois ci sur le produit du fond du fractionnateur.

Le GPL est finalement amené à son point de bulle dans le préchauffeur N° 3, E-N013, qui fait appel au fluide caloporteur avec contrôle de la température de sortie du E-N013. A la sortie du E-N013, le débit de charge est réglé selon le point de consigne du contrôleur de débit.

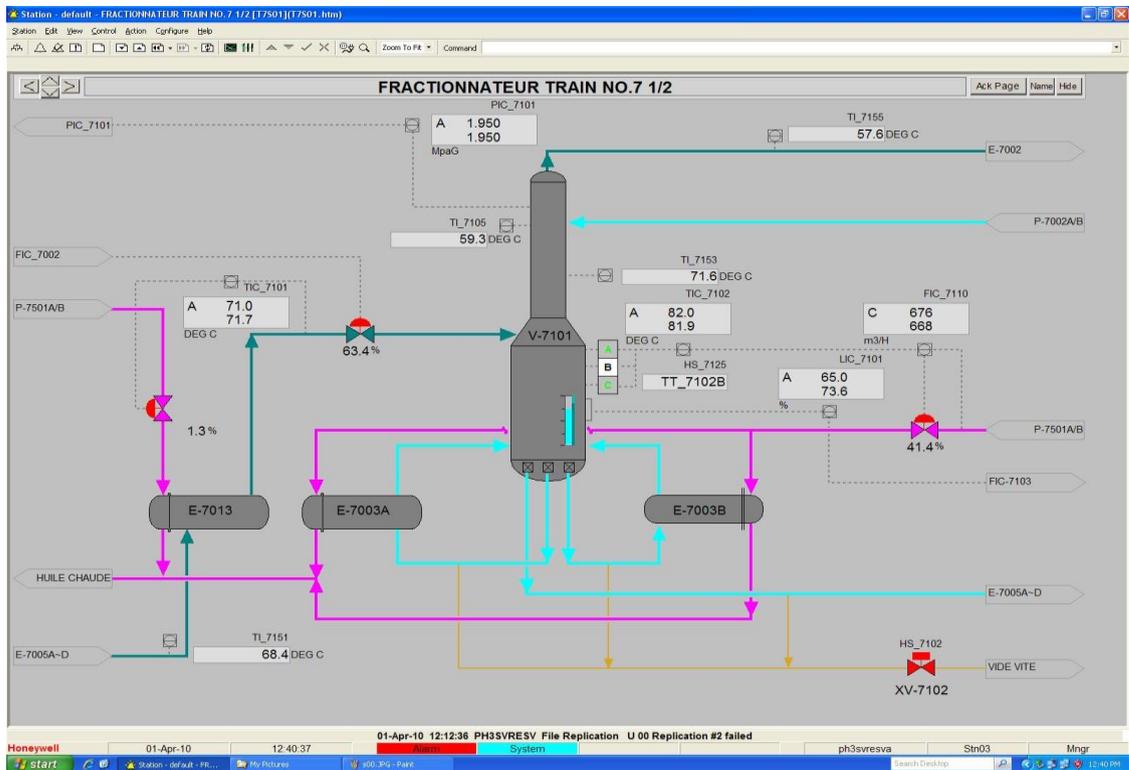


Figure III.17 : schéma représentatif du Fractionnateur [10]

Dans le fractionnateur, le GPL brut est séparé en un produit de butane au fond et un produit de propane liquide en tête. La colonne comprend 55 plateaux à clapets.

Le fonctionnement du fractionnateur est réglé de manière à réaliser la séparation voulue en propane et en butane, tout en effectuant le taux de récupération recherché.

La pression en tête du fractionnateur est maintenue constante par action de la vanne placée dans la longe des vapeurs de tête vers l'aéro-condenseur E-N002.

La pression dans le ballon de reflux est maintenue par un contrôleur de la différence de pression et un by-passe de gaz chaud E-N002. La température des condensats sortant de E-N002 est maintenue constante par le réglage du pas des pales du ventilateur.

Les vapeurs de tête du V-N101 sont complètement condensées dans E-N002. Une partie des condensats récupéré au V-N003 est repris par la pompe de reflux P-N002 et renvoyée au V-N101 comme reflux froid, sous contrôle du débit de liquide excédentaire à la sortie de P-N002, à savoir le produit de tête, est envoyé au dérive V-N102 sous contrôle du débit piloté par le contrôleur de niveau de V-N003.

Le liquide au fond du fractionnateur représente essentiellement un butane à teneur variable en pentane. En fonction de la teneur en pentane de la charge, le butane peut subir une dépentanisations ou non. En fonctionnement normal, le dépentaniseur n'est pas nécessaire. Ce qui explique le nombre faible des colonnes prévues (02) pour les neuf trains [10 -12].



FigureIII.18 : colonne de séparation (Fractionnateur) [10]

III.2.2 Paramètres de fonctionnement [10]

La séparation des produits finis butane, propane et éthane dans la section séparation est une opération essentielle pour réaliser les taux de récupération voulus de chaque produit, Cependant, afin de réaliser la plage demandée des qualités des produits, il faut maîtriser un nombre de variable d'exploitation.

III.2.2.1 Températures

a. Alimentation : Le point de consigne de l'alimentation doit être maintenu constant à 71°C, si bien que l'alimentation vers la colonne se fait à proximité de son point de bulle.

b. Plateau sensible : le rôle de ce plateau est de contrôler le taux de rebouillage dans la colonne et en particulier la teneur du produit léger dans le fond, ainsi que le taux de reflux, Lors de l'étude des deux colonnes de séparation, il ressort que le 36 ème plateau est le plateau le plus sensible pour le fractionnateur.

Pour assurer le taux de récupération avec toutes les charges possibles la température de ces plateaux devrait être réglé à 75 °C pour le fractionnateur.

c. Sorties des colonnes : La température consigne normale pour la tête du fractionnateur est de 57°C, et celle du fond de colonne est 110,9°C.

III.2.2.2 Pressions

a. Pressions dans les colonnes: Le fractionnateur est conçu pour fonctionner à une pression fixe de 20,2 kg/cm², avec une différence de pression entre le fond et la tête de la colonne de 0,3 à 0,4 kg/cm².

B. Ballons de reflux : la pression dans de ballon de reflux du fractionnateur devrait être réglée sur 19,5 kg/cm² et maintenue constante pour éliminer toute surpression du système de tête qui pourrait se produire, La pression différentielle de tête est maintenue à 0,7 kg/cm² afin d'obtenir le fonctionnement stable du condenseur.

III.2.2.3 Débits

a. Alimentation : en régime normal de production, l'alimentation du fractionnateur est égale à 240 m³/h (100%), et correspond à une production nominale d'un million de tonne par ans, Chaque train à aussi une souplesse qui lui permet de dépasser sa capacité nominale, et fonctionner à un minimum de 50 % de celle-ci.

b.Reflux de tête : pendant le fonctionnement normal, le débit de reflux du fractionnateur devrait être maintenu constant à 518 m³/h . Afin de garantir le taux de récupération voulu des produits finis.

III.3 Normes des produits finies

La section de séparation est conçue pour les conditions suivantes des normes

▪ **N.G.P.A :**

Teneur max de C₂ dans le C₃ produit est de 4,8 % (molaire) ;

Teneur max de C₄ dans le C₃ produit est de 2,5 % (molaire) ;

Teneur max de C₃ dans le C₄ produit est de 25 % (molaire) ;

Teneur max de C₃ dans le C₅ produit est de 10 % (molaire) ;

Teneur max de C₃ dans le C₂ produit est de 12 % (molaire) ;

Teneur max de C₅ dans le C₄ produit est de 2 % (molaire) ;

▪ **N.G.P1Z :**

Teneur max de C₂ dans le C₃ produit est de 2 % (molaire) ;

Teneur max de C₄ dans le C₃ produit est de 2,2 % (molaire) ;

Teneur max de C₃ dans le C₄ produit est de 25% (molaire) ;

Teneur max de C₃ dans le C₅ produit est de 10% (molaire) ;

Teneur max de C₃ dans le C₂ produit est de 12% (molaire) ;

Teneur max de C₅ dans le C₄ produit est de 1,75% (molaire) ;

CHAPITRE IV :
Partie simulation

IV.1 Généralités sur la simulation [17]

En général la simulation est un outil utilisé dans les différents domaines de l'ingénierie et de la recherche, Elle permet d'analyser le comportement d'un système avant de l'implanter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et conditions opératoires, Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle de système permettant la réalisation des scénarios en déduisant le comportement du système physique analysé.

Un modèle ne constitue pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé.

Les simulateurs de procédés chimiques utilisés classiquement dans l'industrie chimique ou para-chimique, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance, Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques et sont apte à fournir des informations de base pour la conception, Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés afin de les optimiser et évaluer les changements à effectuer sur les conditions opératoires[17] .

Les simulateurs existants tels que Aspen Plus, ChemCAD, Hysim, HYSYS, Pro-II sont les plus vendus et deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour afin d'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 [16] .

IV.1.1 Logiciels de simulation des procédés

Il existe un très grand nombre de logiciels de simulation des procédés chimiques sur le marché, Les simulateurs industriels les plus connus et utilisées mondialement sont :

- **Statiques:** Aspen Plus (Aspen Technologies), Design II (de WinSim), HYSYS (Hyprotech), PRO/II (Simulation Sciences), Prosim, Chemcad.
- **Dynamiques :** HYSYS, Aspen Dynamics (Aspen Technologies), Design II (de WinSim), DymSym (Simulation Sciences Inc).

IV.1.2 Présentation du logiciel « HYSYS » [17]

Le logiciel « HYSYS » a été développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a l'avantage d'être convivial et facile à utiliser une fois que les éléments de base sont compris.

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et s'assurer que les équipements sont conformes aux spécifications prescrites, ainsi d'évaluer et d'améliorer les procédés existants.

La (fig.IV.19) représente la simulation de la section séparation. L'installation est identique pour les neuf trains au niveau du complexe.

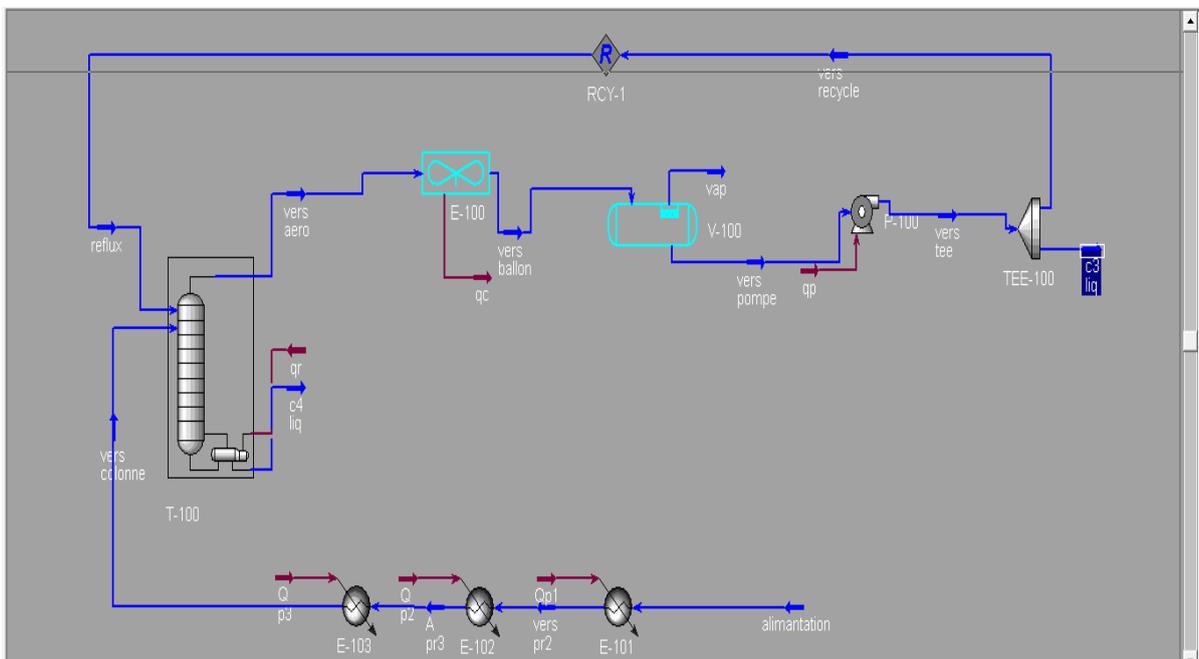


Figure IV.19 : Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnateur [17]

IV.1.3 Intérêt de la simulation

HYSYS a été conçu afin de permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique, Ce qui nous simplifie de plus en plus la tâche et réduit les coûts de l'engineering par :

- ✓ Des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.
- ✓ Création de modèles qui peuvent être appliqués durant le fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails : Estimation, formation et optimisation.

IV.2 Calcul de la section séparation par le simulateur HYSYS

Lors de l'élaboration de notre travail, nous nous sommes référés à des paramètres design prescrits par le constructeur, ainsi que ceux utilisés actuellement par l'exploitant afin d'arriver à des résultats de simulations plus convaincants par l'étude de plusieurs cas de charge d'alimentation de la section séparation à différent débit.

IV.2.1 Méthode suivie

Le Calcul consiste à fixer les données suivantes :

- Données de l'alimentation de la section séparation :
 - Le débit de l'alimentation (m^3/h) ;
 - La composition de la charge (% molaire) ;
 - La température ($^{\circ}\text{C}$) ;
 - La pression de service (kg/cm^2) ;
- Données des Colonnes de séparation :
 - Nombre de plateaux Réels ;
 - Plateau d'alimentation ;
 - Pression de service ;
 - Perte de charge (Condenseur) ;
 - Paramètres des deux sections de la colonne ;
 - Estimation de la Température de tête et de fond ;
 - Spécification : température du plateau sensible ;
 - Pour obtenir:
 - Différents paramètres (débit, pression et température), dans chaque section des colonnes: Tête, Distillat, Reflux, Fond et Résidu ;
 - Les Puissances des Condenseurs de tête ;
 - Les Puissances des rebouilleurs ;
 - La composition des produits de tête et fond des colonnes ;

- Les profils de température le long des colonnes ;
- Les débits, vapeur et liquide, le long des colonnes ;
- Les profils de l'engorgement le long des colonnes ;

IV.2.2 Choix du modèle thermodynamique

Les logiciels de simulation donnent accès à un panel de modèles thermo-dynamiques pour les unités de traitement de gaz, permettant le calcul des coefficients d'équilibre liquide – vapeur, les valeurs d'enthalpies et d'entropie, ainsi que les propriétés thermodynamiques adéquates.

Pour cette étude nous avons utilisé le modèle thermodynamique les plus utilisés pour les mélanges d'hydrocarbures ; Peng Robinson (PR).

IV.3 Critères de base de l'étude [10]

IV.3.1 Charge d'alimentation

L'usine est conçue pour traiter douze charges individuelles présentant des caractéristiques différentes, Le dimensionnement de chaque équipement est basé sur le choix des charges les plus difficiles à traiter. Il s'agit des alimentations qui contiennent respectivement un maximum d'éthane et de pentane, un maximum de butane et un maximum de propane.

La capacité nominale de production est estimée à un million de tonnes par année et par train, soit 240 m³/h de charge d'alimentation.

La charge théorique, qui présente la composition moyenne pondérée des douze sources d'alimentation a été utilisée pour définir l'exploitation normale, elle est désignée comme la charge n°13, sur la base de laquelle nous comparons les résultats du simulateur HYSYS, La composition molaire de cette dernière ainsi que la charge actuelle sont représentées dans le tableau suivant :

Tableau IV.2: Compositions molaires des charges d'alimentation

Constituants	Composition molaire charge N°13	Composition molaire charge actuelle
CH ₄	0,002	0,230
C ₂ H ₆	2,009	1,480
C ₃ H ₈	52,512	59,200
iC ₄ H ₁₀	16,751	12,470
nC ₄ H ₁₀	28,258	26,200
iC ₅ H ₁₂	0,308	0,340
nC ₅ H ₁₂	0,160	0,080
Total	100,000	100,000

IV.3.2 Qualité 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 IV.3 : Normes NGPA

Les normes	La teneur (% molaire)
teneur maximale de l'éthane dans le propane	4,80
teneur maximale de butane dans le propane	2,20
teneur maximale de propane dans le butane	25
teneur maximale de pentane dans le butane	1,75
teneur maximale de butane dans le pentane	10
teneur maximale de propane dans le éthane	12

A noter que SONATRACH exige des normes plus rigoureuses que celles de NGPA telles que :

❖ **Propane commercial**

- Ethane $\leq 2,00$ % molaire
- Butane $\leq 1,00$ % molaire

❖ **Butane commercial**

- Propane $\leq 1,00$ % molaire
- Pentane $\leq 1,75$ % molaire

❖ Ethane vers four

- Propane $\leq 12,00$ % molaire

IV.3.3 Températures de produits finis

- Propane commercial sortie train : -41 °C
- Butane commercial sortie train : -05 °C

IV.3.4 Teneur d'eau dans le produit fini propane

La teneur en eau à la sortie du déshydrateur de garde dans le produit fini propane est inférieure à 1 ppm poids.

IV.4 Caractéristiques des équipements [13]

En plus de la colonne de fractionnement, cette section doit comprendre aussi certains équipements auxiliaires qui doivent assurer à leur tour la bonne séparation, Les tableaux ci-dessous représentent les caractéristiques de ces équipements.

Tableau IV.4 : Caractéristiques des équipements d'échange thermique

Repère	Service	Type	Fluide	Pression (kg/cm ²)	Température (°C)	Capacité maximale d'échange (kcal/h)
02-E-N002	Condenseur de tête fractionnateur	Aéro-condenseur	Propane	20	57,4 ~ 50	25,23 10 ⁶
02-E-N003 A/B	Rebouilleur fractionnateur	Calandre Tube	Butane Hot oil	20,5 5 ~ 3	110 ~ 111 180 ~ 130	25,23 10 ⁶
02-E-N013	Préchauffeur N° 3	Calandre Tube	Charge GPL Hot oil	25,6 3,4	66 ~ 71,1 180 ~ 130	3,075 10 ⁶

Tableau IV.5: Caractéristiques des pompes

Repère	Service	Type	Fluide	Pression (kg/cm ²)	Température (° C)	Débit max (m ³ /h)
07-P-0011	Pompe d'alimentation	Centrifuge	Charge GPL	2,75 ~ 34,1	5 – 45	260
02-P-N002 A/B	Pompe de reflux du fractionnateur	Centrifuge	Propane	19,5 ~ 25	50	865

IV.5 Calcul de la colonne avec un taux de charge de 100 %

Le tableau ci-dessous représente les paramètres opératoires de fonctionnement de la colonne de fractionnement fixés par le designer pour la charge N°13 et les paramètres de fonctionnement actuels.

Tableau IV.6 : Données opératoires design et actuelles

Paramètres	Fractionnateur	
	Design	Actuel
Débit Alimentation (kmole/h)	2541,8	2597,7
Débit de reflux (kmole/h)	5291,23	3327
Température Alimentation (°C)	74,5	71
Pression au sommet (kg/cm ²)	21,2	19,5
Pression dans le rebouilleur (kg/cm ²)	21,6	21,1
Température du plateau sensible (°C)	75	73,56
Température de reflux (°C)	50	48,92

Les caractéristiques des deux colonnes sont données dans le tableau suivant :

Tableau IV.7 : Caractéristiques du fractionnateur

Caractéristiques	Fractionnateur	
	Section I	Section II
Nombre de plateaux	20	35
Type de plateaux	Clapet	Clapet
Nombre de passes	4	4
Diamètre intérieur (m)	4,100	5,500
Espacement entre plateau (m)	0,600	0,600
Limite d'engorgement (%)	80	80

IV.5.1 Vérification du cas design

Le tableau ci-dessous représente les paramètres de sorties de la section séparation calculés par le constructeur et ceux obtenus par HYSYS pour ce dernier nous avons utilisé modèles thermodynamique PR.

Tableau IV.8 : Paramètres de sortie dans le cas design et la simulation

Paramètres		Design	Simulation	Erreure (%)
Fractionnateur	Débit Distillat (kmole/h)	1376,73	1385,6	8,87
	Débit Résidu (kmole/h)	1164,87	1156,2	8,67
	Température de tête (°C)	57,1	54,64	2,46
	Température de fond (°C)	110,9	111,1	0,2
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h) (10 ⁶)	19,95	19,64	0,31
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h) (10 ⁶)	21,08	20,68	0,4

D'après les résultats obtenus on constate que le modèle thermodynamique se rapproche du cas design.

Le simulateur nous permet de représenter le profil des différents paramètres le long de la colonne à savoir :

- *Température*

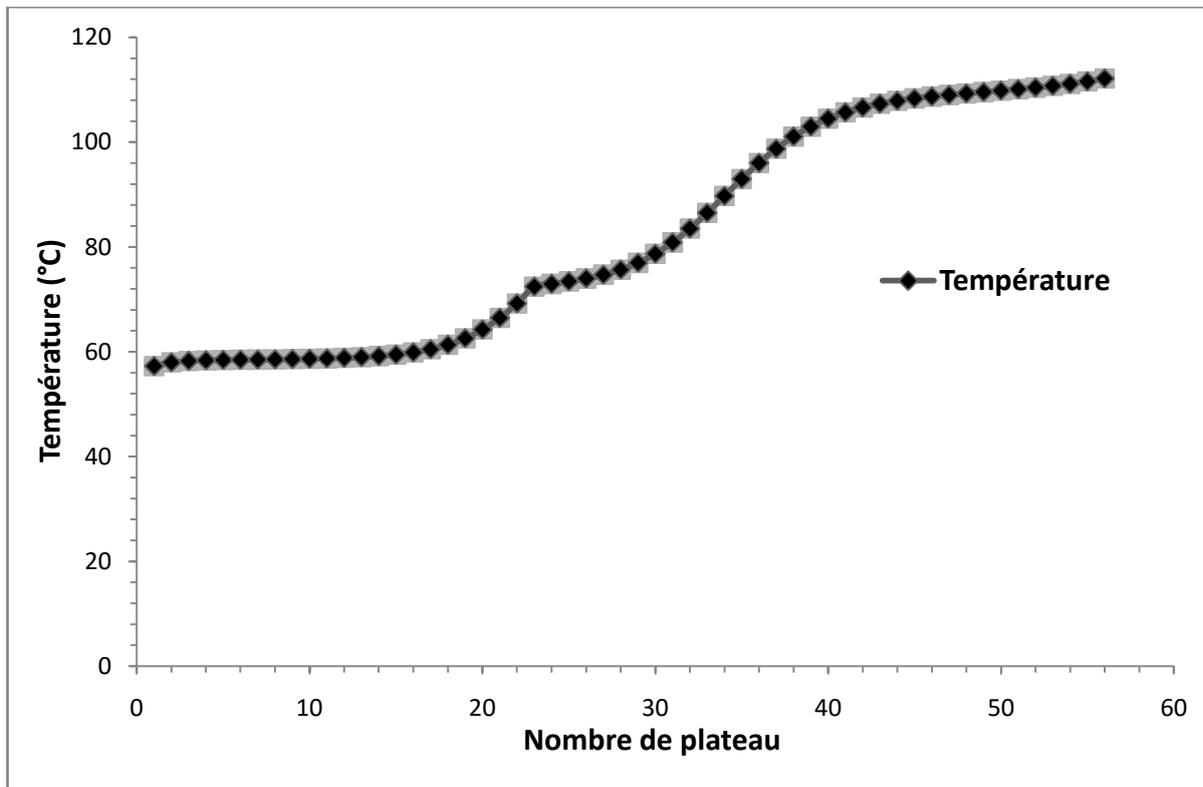


Figure IV.20 : Profil de température Fractionnateur design à 100%

Nous remarquons que la variation de la température est régulière le long de la colonne, ce qui signifie le bon fonctionnement et la stabilité de cette dernière.

- Débit

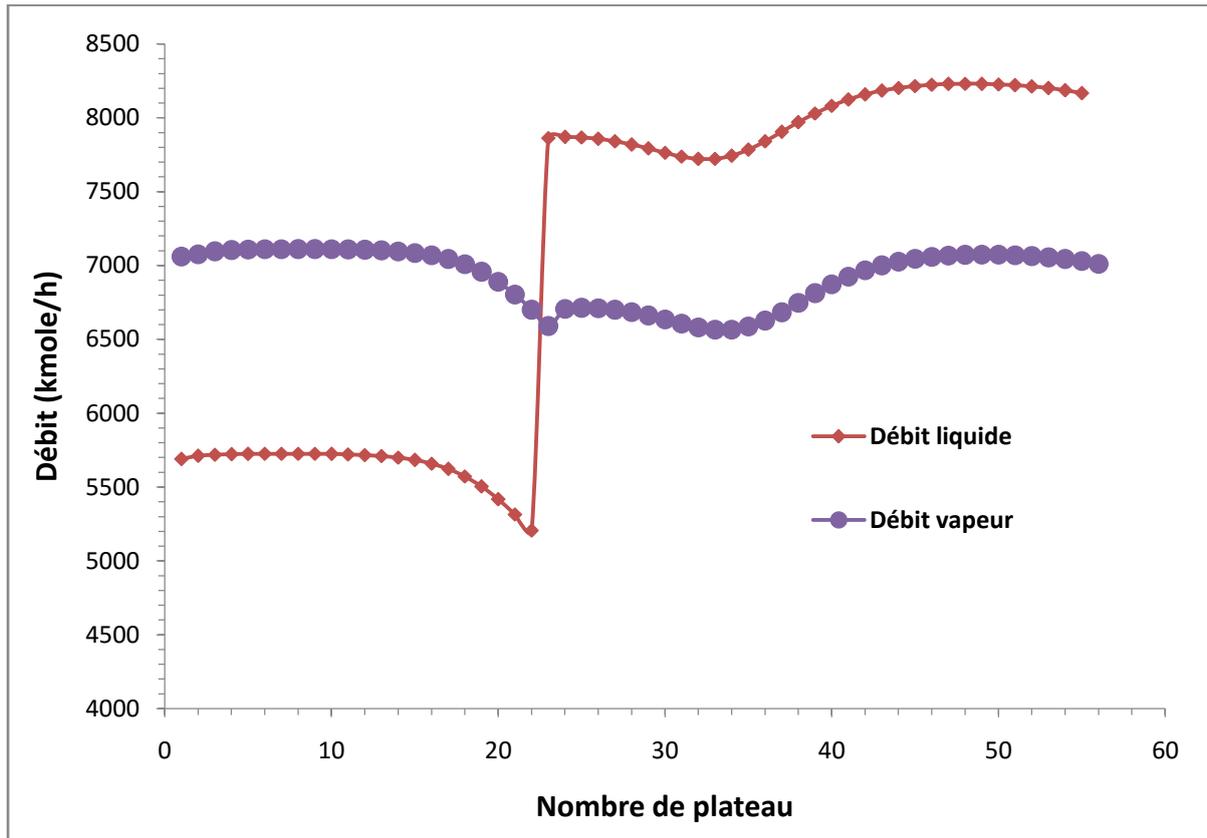


Figure IV.21 : Profils des débits Fractionnateur design à 100%

D’après la figure on constate que le débit de vapeur dans la section d’enrichissement est supérieur à celui de liquide mais quand on arrive au 23^{ème} plateau le débit de liquide augmente d’une façon considérable par rapport au débit de vapeur, du fait que l’alimentation est un liquide bouillant.

- L'engorgement

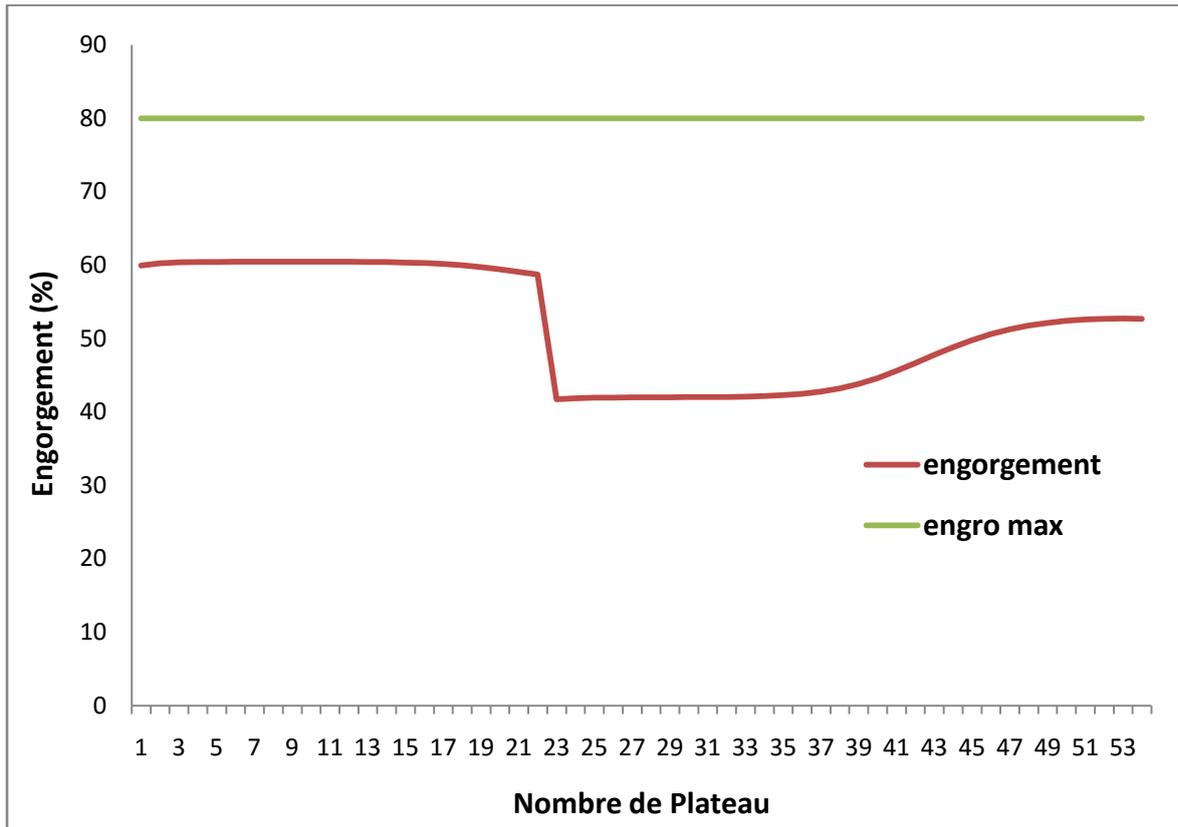


Figure IV.22 : Profil d'engorgement design à 100%

Concernant l'engorgement, le fractionnateur fonctionne à environ 60 % dans la première section et diminue jusqu'à 42 % dans la deuxième section dû à l'augmentation du diamètre dans cette dernière section, ces valeurs sont loin du max de l'engorgement qui est fixée par le constructeur à 80%.

- *Produits finis*

Tableau IV.9 : Compositions molaires des produits finis dans le cas design et simulation.

Constituants	Résidu			Distillat		
	Design	Simulation	Erreure%	Design	Simulation	Erreure%
CH ₄	0,0000	0,0000	-	0,0000	0,0000	-
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	-	0,4900	3,6937	3,2
C ₃ H ₈	0,9900	0,2449	-	99,0100	96,2729	2,7
iC ₄ H ₁₀	36,3500	36,7778	0,42	0,1000	0,0292	-
nC ₄ H ₁₀	61,6400	61,9513	0,31	0,2000	0,0005	-
iC ₅ H ₁₂	0,6700	0,6752	0,005	0,0000	0,0000	-
nC ₅ H ₁₂	0,3500	0,3508	0,0008	0,0000	0,0000	-
Total	100	100		100	100	

- ✓ L'erreur entre la composition du distillat calculée par simulation est proche de celle donnée par le constructeur.
- ✓ L'erreur entre la composition du résidu calculée par simulation et celle donnée par constructeur est minime.

Donc nous avons conclu ce que les données de sortie de la colonne par le simulateur sont très proches de celles prescrites par le constructeur, ce qui confirme la validité de la simulation.

IV.5.2 Vérification du cas actuel

Pour ce cas d'étude nous avons pris les données réelles de fonctionnement d'un train à 100%, nous avons simulé ce cas avec les mêmes conditions opératoires.

A noter que pour des raisons technico-économiques, quelques paramètres ont été optimisée par rapport au design, tel que le débit du reflux qui est fixé à 400 m³/h.

Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau IV.10 : Paramètres de sortie dans le cas actuel et la simulation

Paramètres		Actuel	Simulation
Fractionnateur	Débit Distillat (kmole/h)	1493,7	1549,6
	Débit Résidu (kmole/h)	1104	1048
	Température de tête (°C)	57,2	48,92
	Température de fond (°C)	111	110,7
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h) (10 ⁶)	19,95	14,82
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h) (10 ⁶)	21,08	15,43

- *La température*

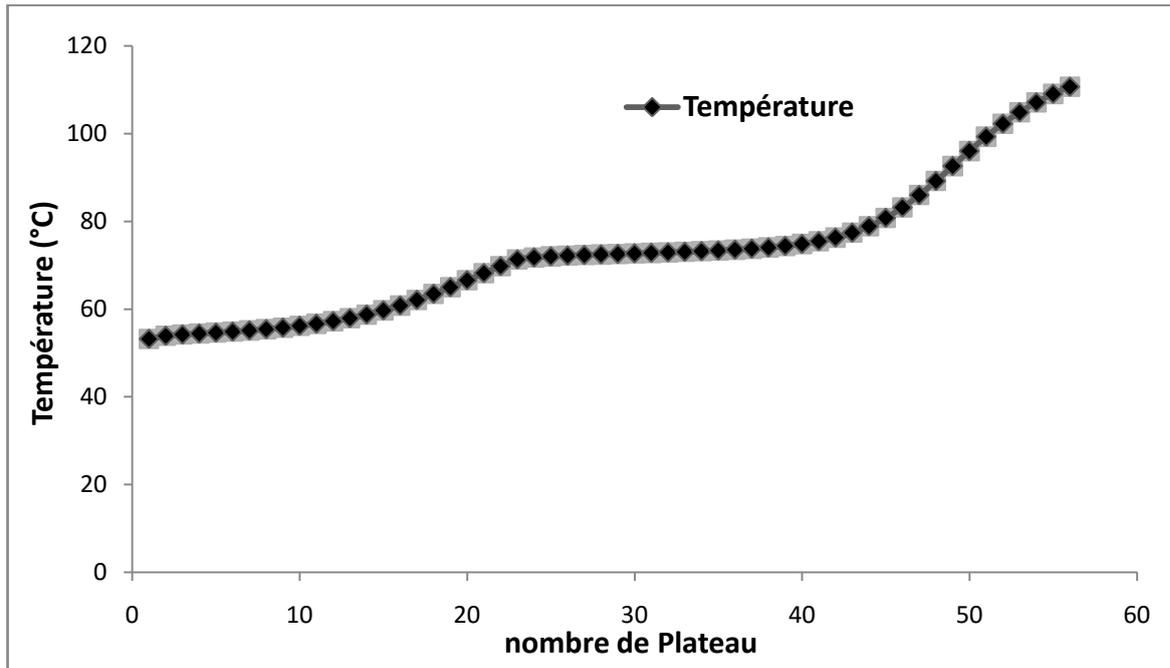


Figure IV.23 : Profil de température actuel à 100%

Le profil de température le long de la colonne est régulier, le fonctionnement de la colonne dans ces conditions est stable.

- *Les débits*

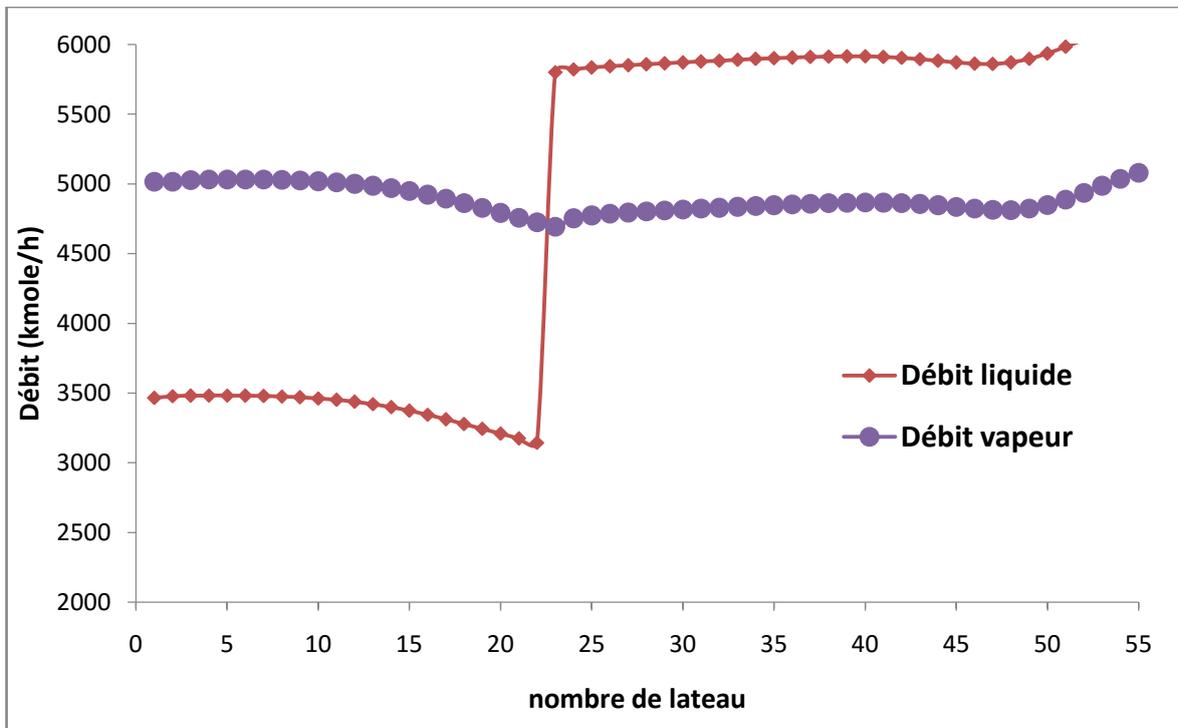


Figure IV.24 : Profils des débits actuels à 100%

Les profils des débits de vapeur et liquide gardent les mêmes allures, dans le cas actuel le débit est légèrement élevé par rapport au design (selon la composition de la charge traitée).

- *L'engorgement*

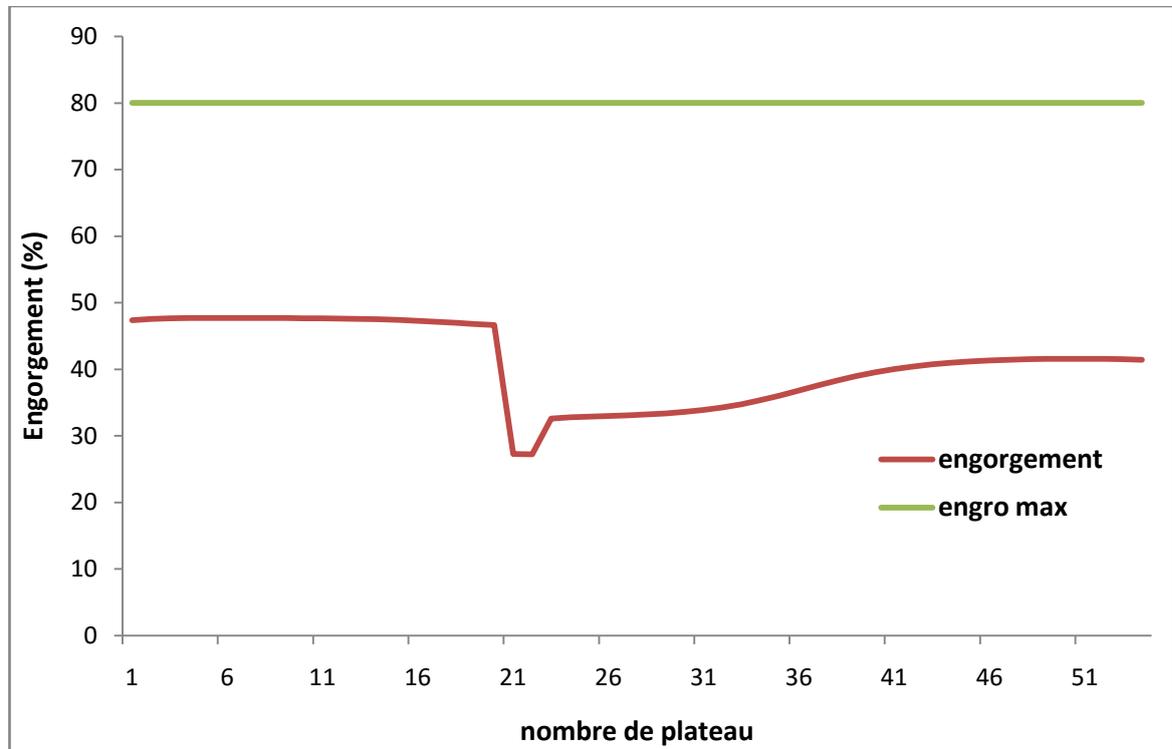


Figure IV.25 : Profil d'engorgement actuel à 100%

La colonne fonctionne à 48 % de l'engorgement dans la première section, et entre 28 % et 42 % dans la deuxième section, donc elle est loin du max d'engorgement.

- *Produits finis*

Tableau IV.11 : Compositions molaires des produits finis dans le cas actuel et simulation

Constituants	Résidu			Distillat		
	Actuel	Simulation	Erreure%	Actuel	Simulation	Erreure%
CH ₄	0,0000	0,0000	-	0,3800	0,0000	-
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	-	2,2400	2,4809	0,24
C ₃ H ₈	0,6600	3,303300	-	96,3600	96,9908	0,63
iC ₄ H ₁₀	31,110	30,7180	0,392	0,9400	0,1397	-
nC ₄ H ₁₀	67,1600	64,9377	2,22	0,0800	0,0032	-
iC ₅ H ₁₂	0,9600	0,8428	0,11	0,0000	0,0000	-
nC ₅ H ₁₂	0,1100	0,1983	0,088	0,0000	0,0000	-
Total	100	100		100	100	

- ✓ La composition du distillat de la charge actuelle calculée par le simulateur est proche de celle obtenue au niveau de la colonne de fractionnement, le taux du propane est élevé par rapport au design, cela dû à la nature de la charge.
- ✓ La composition du résidu est également proche du cas actuel, sauf pour le C₅ dont l'erreur dépasse les 5%, mais reste inférieure à la limite d'erreur tolérable de 10%.

Donc nous avons conclu à partir des résultats obtenus par le simulateur dans ce cas réel renforcent la validité de cette simulation. Ce que la simulation peut être utilisée pour le reste de ce travail.

IV.6 Calcul de la colonne avec des taux de charges supérieures à 100 %

Après avoir confirmé la validité de notre simulation, nous avons procédé aux calculs de la colonne à des taux de charges supérieures à 100 %, en gardant les mêmes paramètres opératoires, y compris le taux de reflux qui nous permettra la détermination du débit de reflux pour chaque taux de charge.

Dans notre cas d'étude, le taux de reflux est calculé à partir des données du cas actuel d'après la relation suivante :

$$\varphi = L_r/D$$

L : débit du reflux

D : débit du distillat

$$\varphi = 3327/1549,6 = 2,14$$

Le tableau IV.12 représente les débits des charges d'alimentation et reflux allant de 100 % à 150 %

Tableau IV.12: Débit des charges à différent pourcentage

Performance	Débit de la charge (kmole/h)	Débit du reflux (kmole/h)
100	2597,7	3327
110	2857,4	3664,9
120	3117,2	4119,6
130	3377	4438,5
140	3636,7	4876,0
150	3896,5	5302,3

Après l'introduction des débits d'alimentation et de reflux correspondants à chaque charge, les paramètres de sorties obtenus et les profils de température, débits et engorgement sont représentés ci-dessous.

IV.6.1 Taux de charge 110%

Tableau IV.13 : Paramètres de sortie à 110% de la charge nominale

Paramètres		Design	Simulation
Fractionnateur	Débit Distillat (kmole/h)	1376,73	1703
	Débit Résidu (kmole/h)	1164,87	1153,6
	Température de tête (°C)	57,1	48,92
	Température de fond (°C)	110,9	110,7
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h) (10^6)	19,95	16,32
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h) (10^6)	21,08	16,99

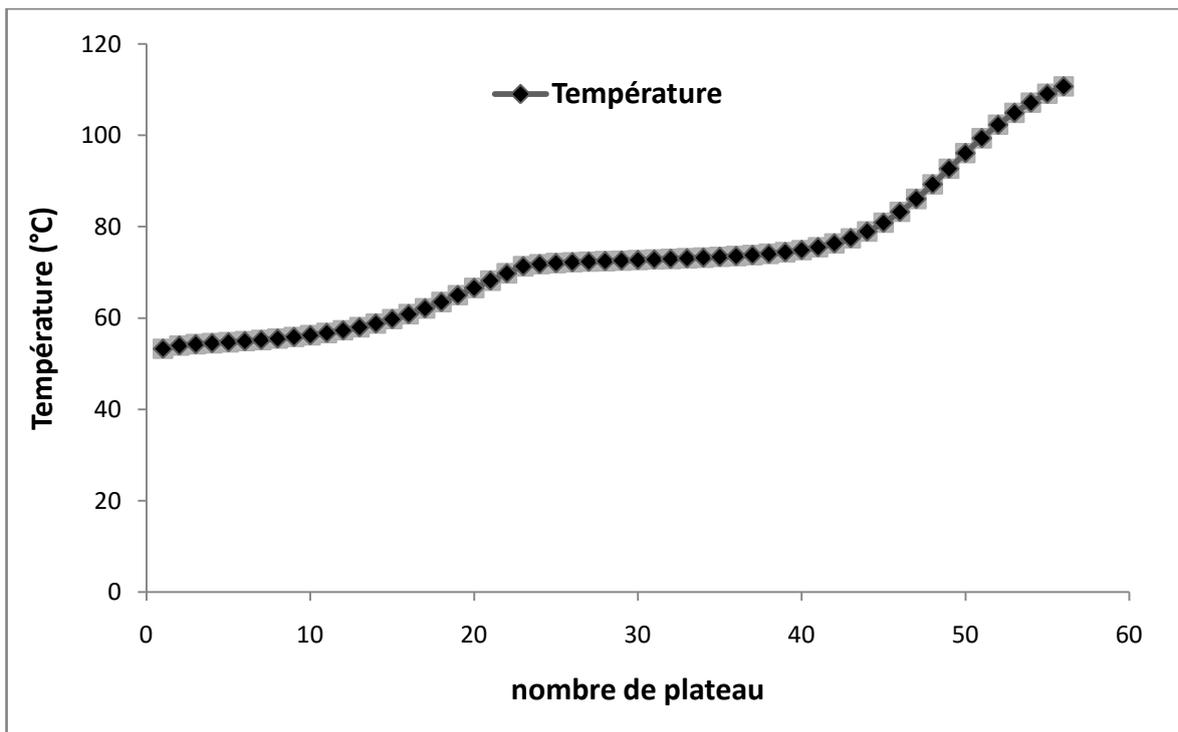


Figure IV.26 : Profil de Température à 110%

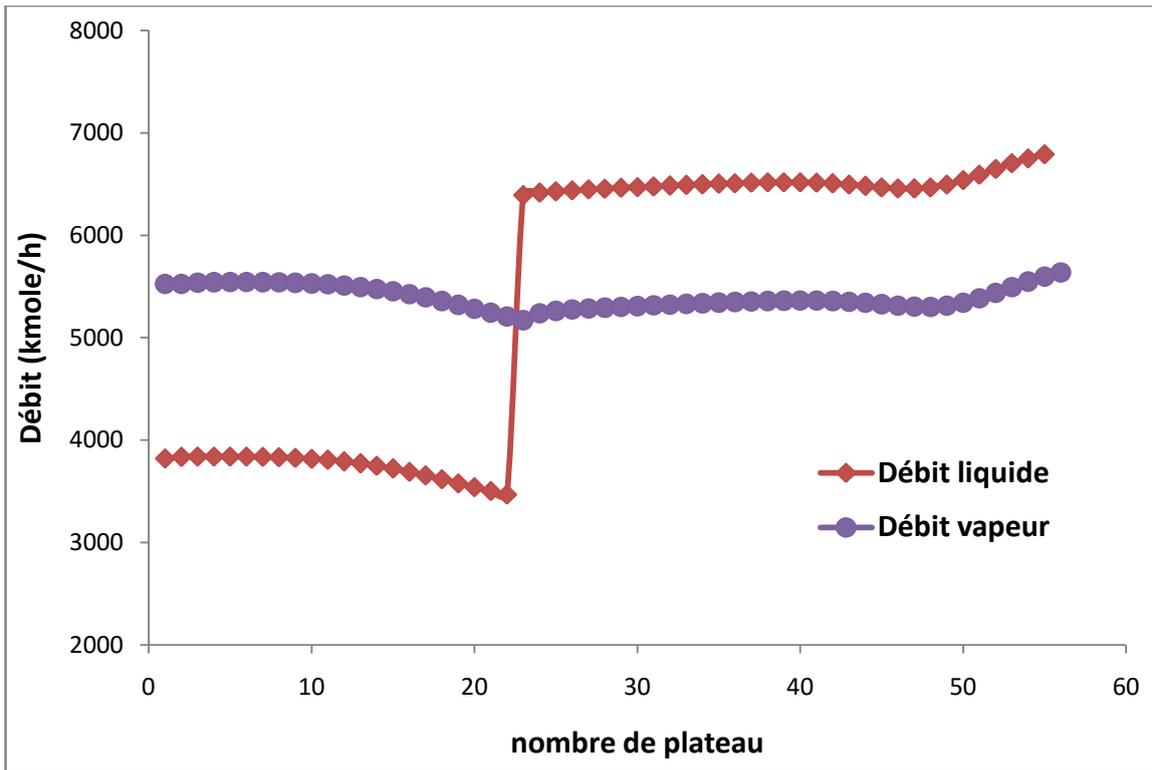


Figure IV.27 : Profils des débits à 110%



Figure IV.28 : profil d'engorgement actuel à 110%

Tableau IV.14: Compositions molaires du distillat et résidu à 110% de la charge nominale

Constituants	Butane C4	Propane C3
CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	2,4792
C ₃ H ₈	3,2849	96,9237
iC ₄ H ₁₀	30,7785	0,20710
nC ₄ H ₁₀	64,8963	0,004800
iC ₅ H ₁₂	0,8422	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,198	0,0000
Total	100	100

❖ Interprétation des résultats

➤ Pour une charge de 110% :

- Le profil de température est régulier le long de la colonne.
- Le débit de vapeur augmentant progressivement à partir du 1^{er} plateau et le débit de liquide augmentant à débit 6495 Kmole/h dans le 23^{ème} plateau dans la section de la colonne.
- La colonne fonctionne à 53 % et entre 31 % et 46 % pour les deux sections respectivement, sans atteindre le max d'engorgement 80%.
- Les compositions du distillat et résidu sont dans les normes.

IV.6.2 Taux de charge 120%

Tableau IV.15 : Paramètres de sortie à 120% de la charge nominale

Paramètres		Design	Simulation
Fractionnateur	Débit Distillat (kmole/h)	1376,73	1860
	Débit Résidu (kmole/h)	1164,87	1257
	Température de tête (°C)	57,1	48,92
	Température de fond (°C)	110,9	110,7
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h) (10^6)	19,95	18,16
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h) (10^6)	21,08	18,88

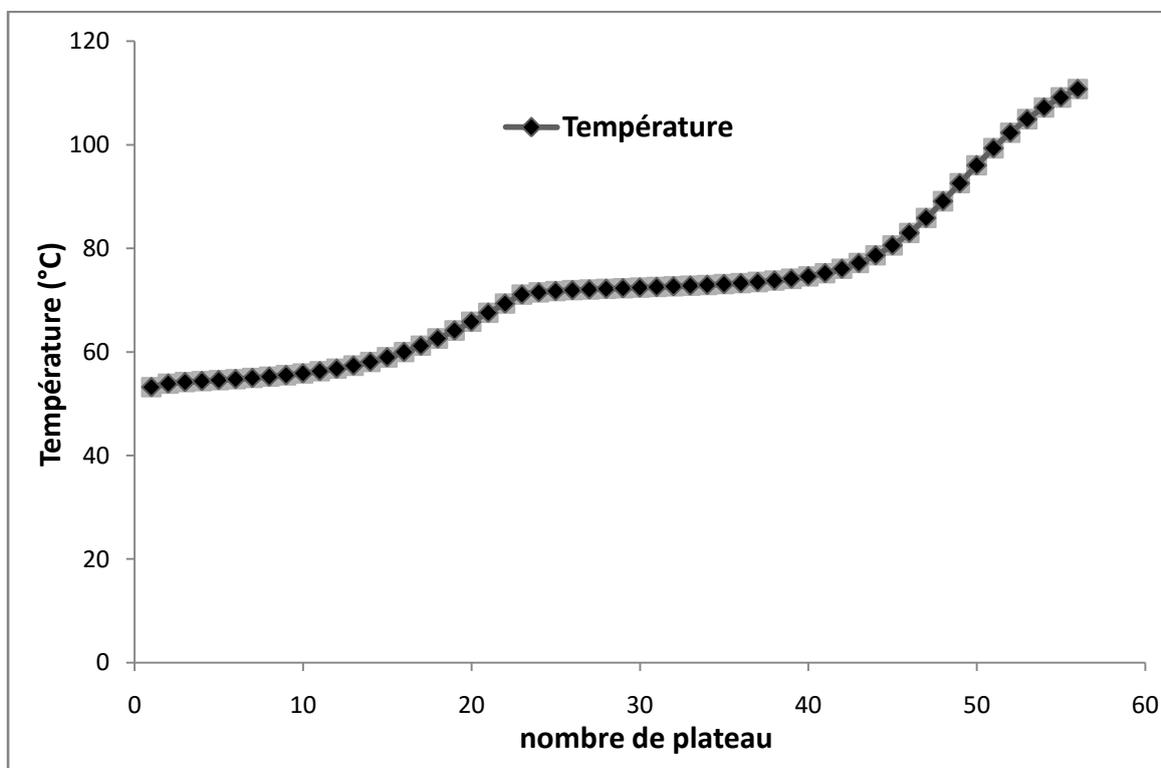


Figure IV.29 : Profil de Température à 120%

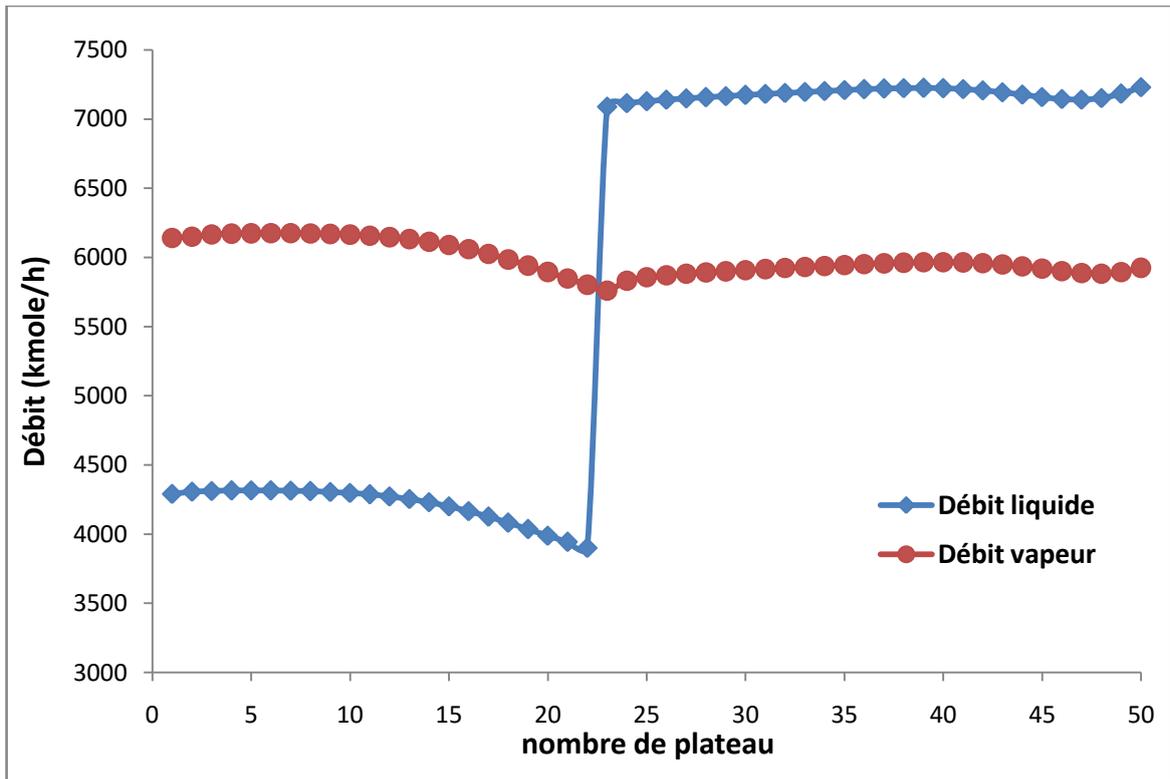


Figure IV.30 : Profils des débits à 120%

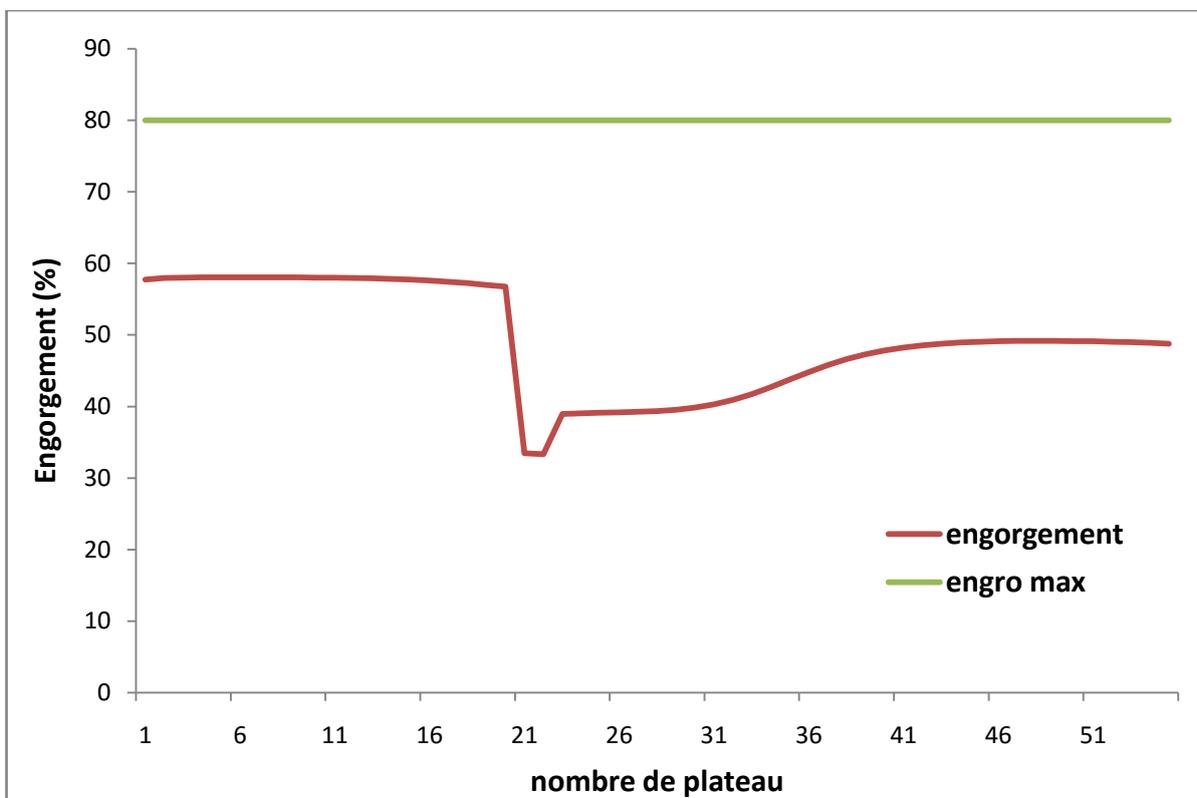


Figure IV.31: Profil d'engorgement à 120%

Tableau IV.16 : Compositions molaires du distillat et résidu à 120% de la charge nominale

Constituants	Butane C4	Propane C3
CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,24815
C ₃ H ₈	2,82690	97,0566
iC ₄ H ₁₀	31,6231	0,0747
nC ₄ H ₁₀	64,3542	0,00150
iC ₅ H ₁₂	0,9699	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,2259	0,0000
Total	100	100

❖ **Interprétation des résultats**

➤ Pour une charge de 120% :

- Le profil de température ne change pas d'allure le long de la colonne.
- Les débits des deux sections gardent le même comportement des cas précédents.
- La colonne fonctionne à 58% et atteint les 50% dans les deux sections respectivement, loin de la limite d'engorgement 80%.
- Les compositions du distillat et résidu sont presque identiques au cas précédent.

IV.6.3 Taux de charge 130%

Tableau IV.17 : Paramètres de sortie à 130% de la charge nominale

Paramètres		Design	Simulation
Fractionnateur	Débit Distillat (kmole/h)	1376,73	2014,8
	Débit Résidu (kmole/h)	1164,87	1362
	Température de tête (°C)	57,1	48,92
	Température de fond (°C)	110,9	110,7
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h) (10 ⁶)	19,95	19,60
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h) (10 ⁶)	21,08	20,38

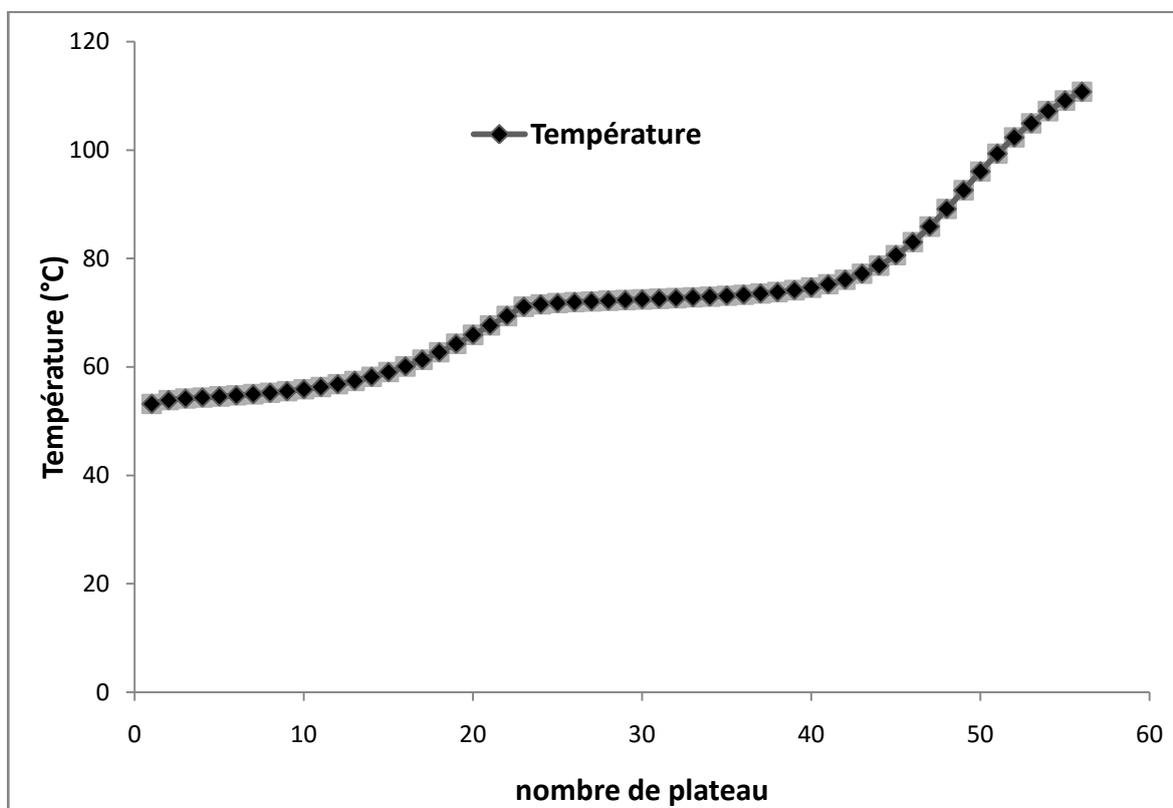


Figure IV.32 : Profil de Température à 130%

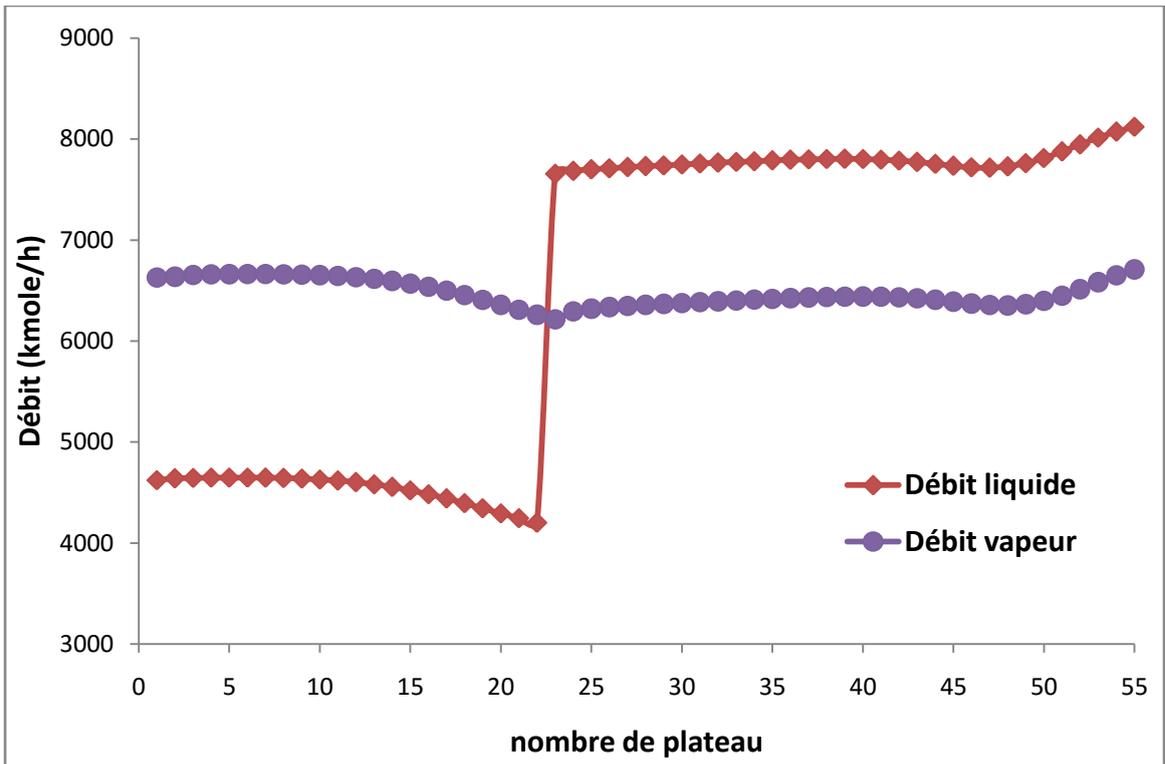


Figure IV.33 : Profils des débits à 130%

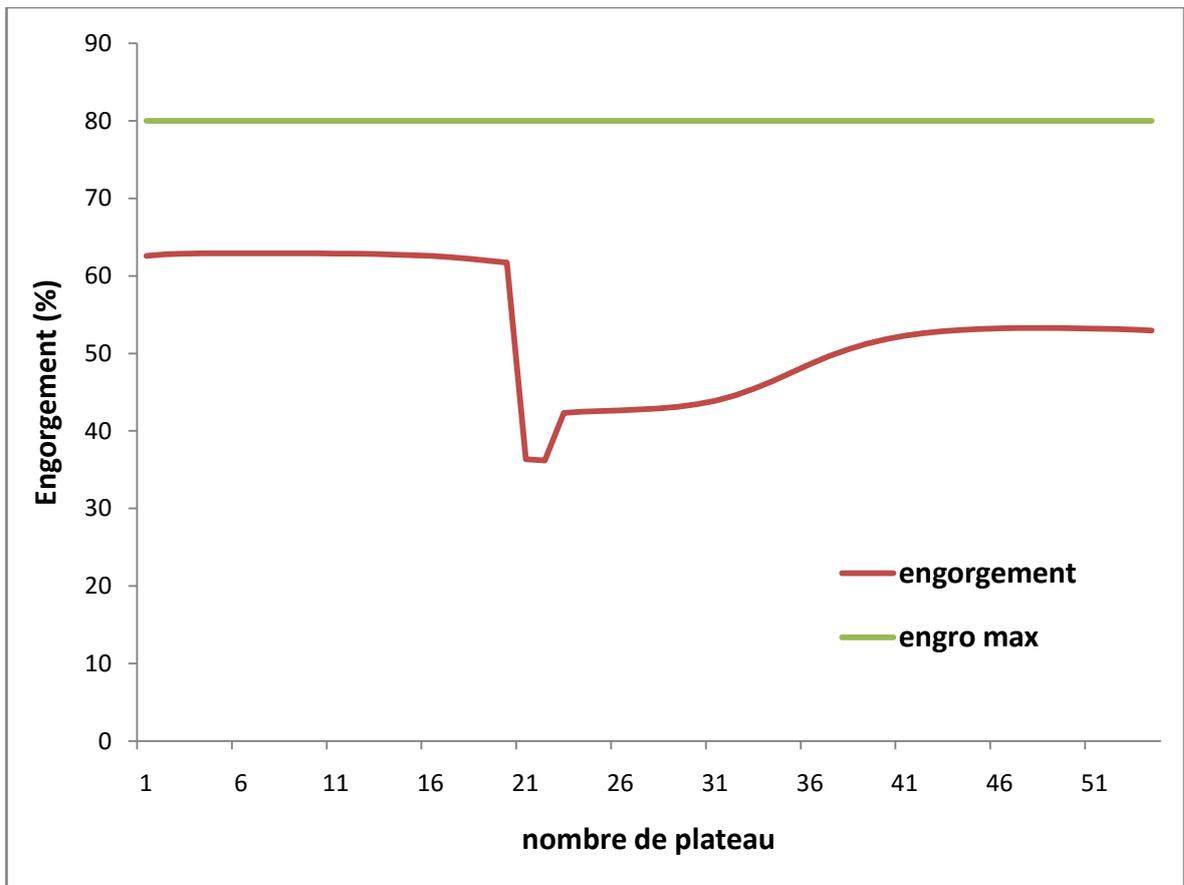


Figure IV.34 : Profil d'engorgement à 130%

Tableau IV.18: Compositions molaires du distillat et résidu à 130% de la charge nominale

Constituants	Butane C4	Propane C3
CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	2,48140
C ₃ H ₈	3,2676	97,0493
iC ₄ H ₁₀	30,7448	0,08200
nC ₄ H ₁₀	64,9464	0,001700
iC ₅ H ₁₂	0,8429	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,1983	0,0000
Total	100	100

❖ **Interprétation des résultats**

➤ Pour une charge de 130%

- L'allure de température reste régulière.
- Les débits des deux sections gardent le même comportement des cas précédents.
- La colonne fonctionne à 62% et atteint les 53 % dans les deux sections respectivement, loin du max d'engorgement 80%.
- Les compositions du distillat et résidu sont presque identiques au cas précédent.

IV.6.4 Taux de charge 140%

Tableau IV.19 : Paramètres de sortie à 140% de la charge nominale

Paramètres		Design	Simulation
Fractionnateur	Débit Distillat (kmole/h)	1376,73	1546
	Débit Résidu (kmole/h)	1164,87	1051
	Température de tête (°C)	57,1	48,93
	Température de fond (°C)	110,9	110,7
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h) (10^6)	19,95	19,50
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h) (10^6)	21,08	20,09

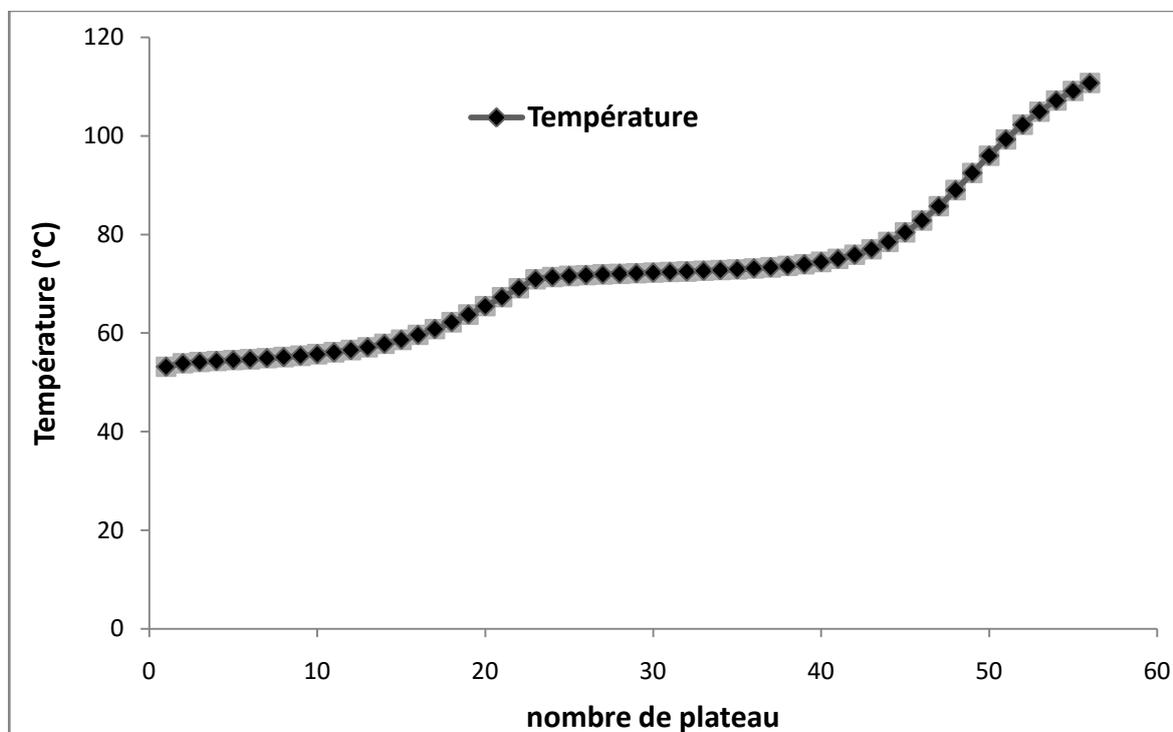


Figure IV.35 : Profil de Température à 140%

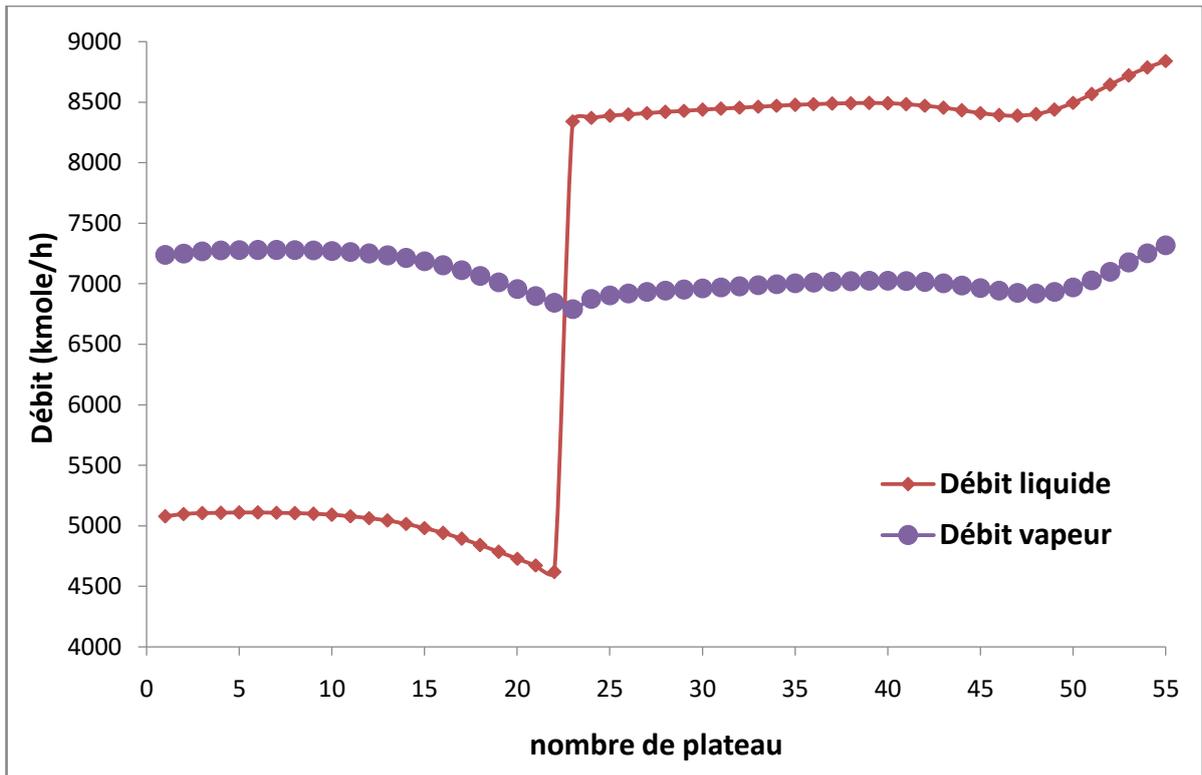


Figure IV.36 : Profils des débits à 140%

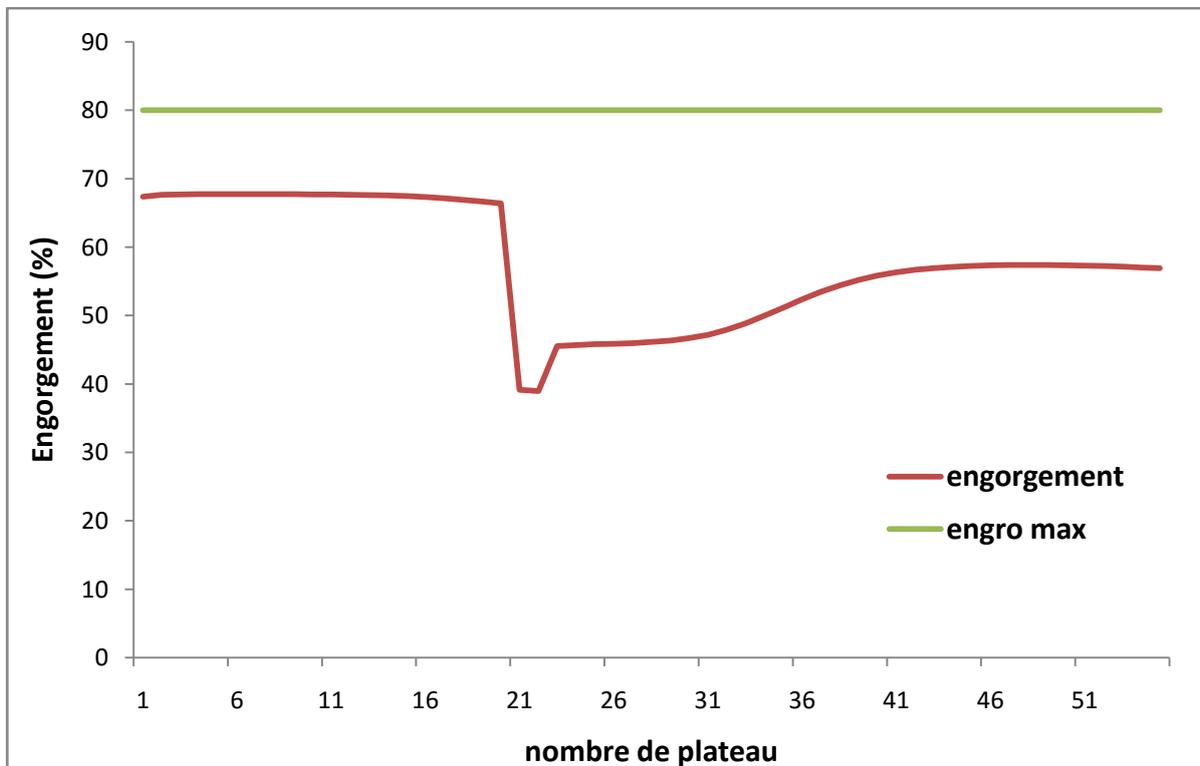


Figure IV.37 : Profil d'engorgement à 140%

Tableau IV.20: Compositions molaires du distillat et résidu à 140% de la charge nominale

Constituants	Butane C4	Propane C3
CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	2,4821
C ₃ H ₈	3,2279	97,0530
iC ₄ H ₁₀	30,9867	0,0780
nC ₄ H ₁₀	64,7475	0,0014
iC ₅ H ₁₂	0,8402	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,1977	0,0000
Total	100	100

❖ Interprétation des résultats

- Pour une charge de 140% :
 - aucun changement pour le profil de température par rapport au cas précédents.
 - Les débits vapeurs et liquides ne posent aucun problème dans la colonne
 - La colonne fonctionne à 67 % et atteint les 57% dans les deux sections respectivement, loin du max l'engorgement limite 80%.
 - Les compositions du distillat et résidu sont presque identiques au cas précédent.

IV.6.5 Taux de charge 150%

Tableau IV.21 : Paramètres de sortie à 150% de la charge nominale

Paramètres		Design	Simulation
Fractionnateur	Débit Distillat (kmole/h)	1376,73	1545
	Débit Résidu (kmole/h)	1164,87	1052
	Température de tête (°C)	57,1	48,93
	Température de fond (°C)	110,9	110,7
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h) (10^6)	19,95	20,80
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h) (10^6)	21,08	21,37

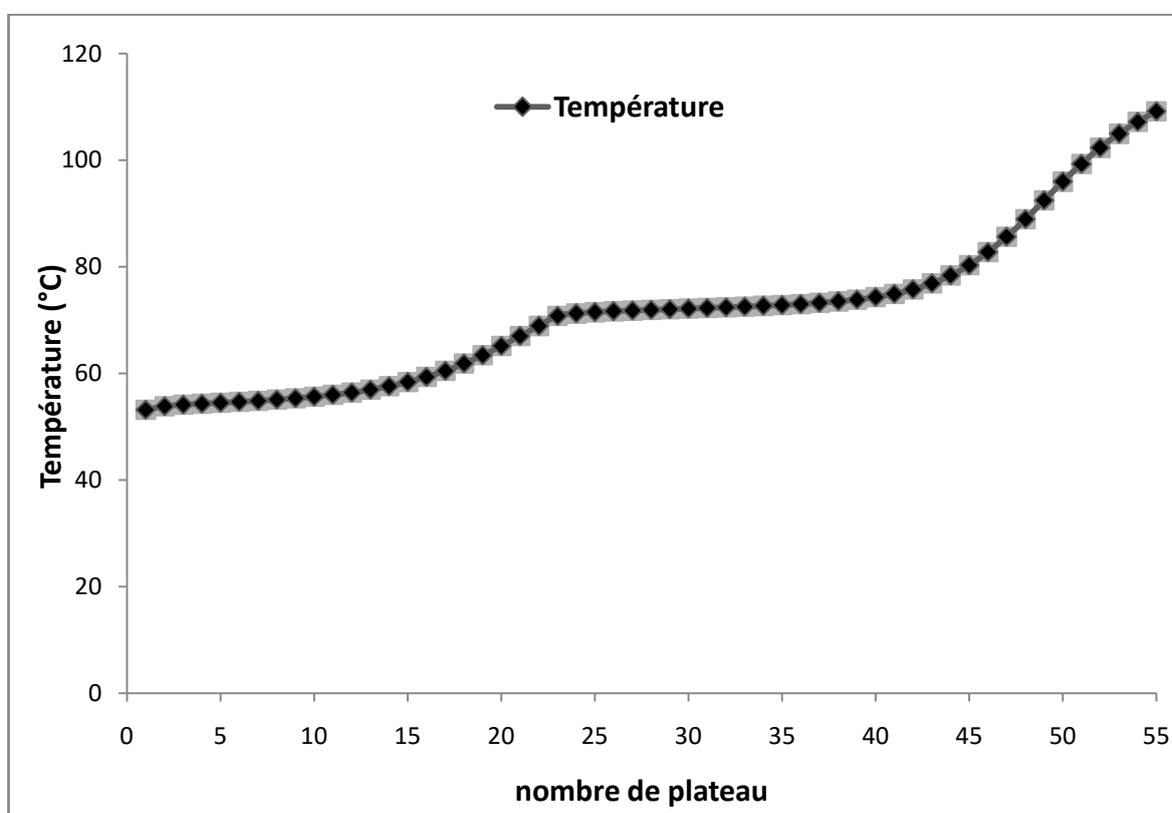


Figure IV.38 : Profil de Température à 150%

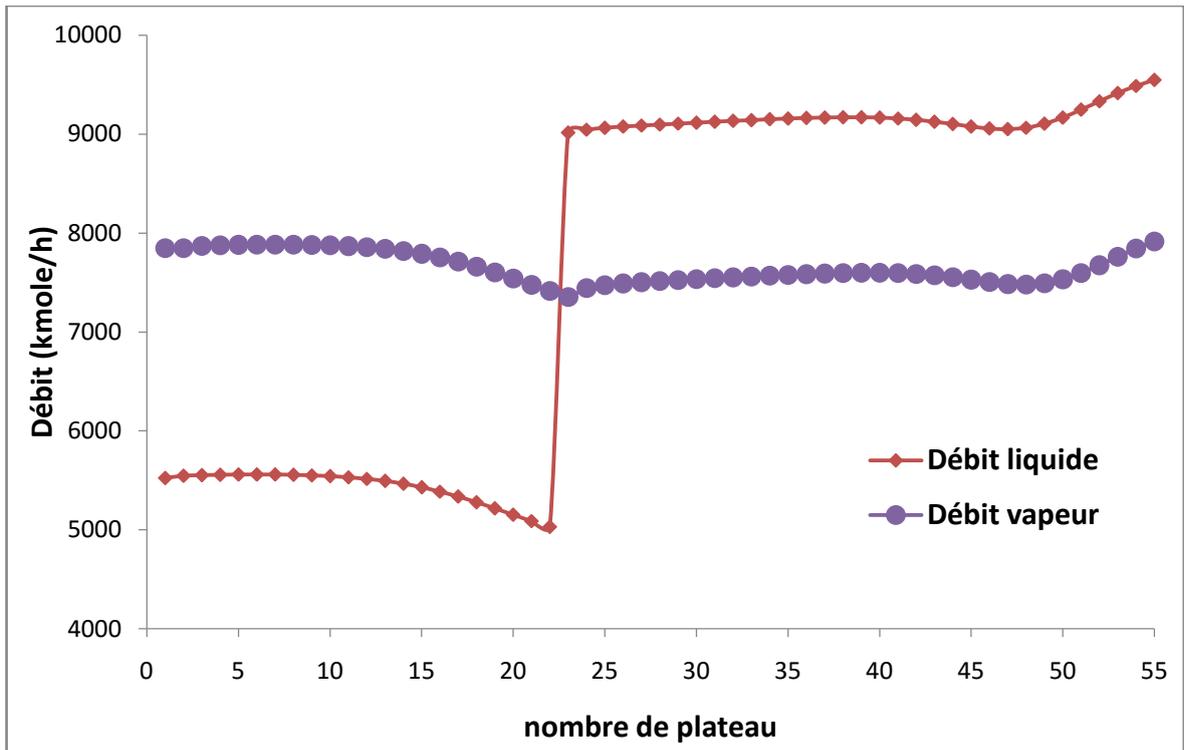


Figure IV.39 : Profils des débits à 150%

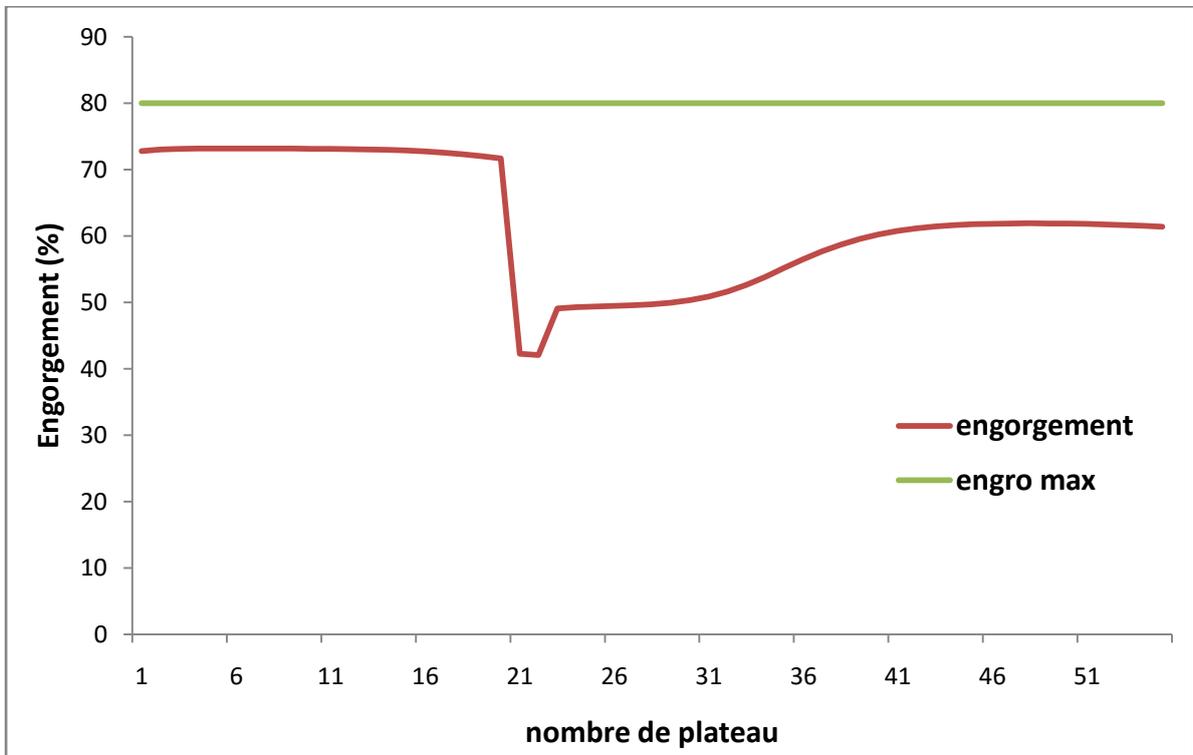


Figure IV.40 : Profil d'engorgement à 150%

Tableau IV.22: Compositions molaires du distillat et résidu à 150% de la charge nominale

Constituants	Butane C4	Propane C3
CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	2,4822
C ₃ H ₈	3,2214	97,0540
iC ₄ H ₁₀	31,0103	0,0780
nC ₄ H ₁₀	64,7307	0,0014
iC ₅ H ₁₂	0,8399	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,1976	0,0000
Total	100	100

❖ Interprétation des résultats

➤ Pour une charge de 150% :

- Le profil de température ne change pas d'allure le long de la colonne.
- Le débit de vapeur garde le même comportement que les cas précédents. Par contre le débit du liquide passe de 6000 kmole/h dans la section I à 9500 kmole/h dans la section II.
- La colonne fonctionne à 73 % une valeur très proche de l'engorgement max.
- Une diminution de la fraction molaire du propane jusqu'à 96%, ce qui influe sur la qualité du produit final.

IV.7 Vérification des capacités des équipements auxiliaires

Tableau IV.23: vérification des capacités des pompes

Équipement	Débit (m ³ /h)					
	110%	120%	130%	140%	150%	Max
Pompe d'alimentation	1584 ⁽¹⁾	1728 ⁽¹⁾	1872 ⁽¹⁾	2016 ⁽¹⁾	2160 ⁽¹⁾	3120 ⁽²⁾
Pompe de reflux Fractionnateur	466,4	519,3	560,5	557,8	594,8	865

Les pompes installées au niveau de la section peuvent fournir les débits nécessaires pour tous les taux de charge étudiés

Remarques

- (1) Le débit équivalent à 6 trains.
- (2) Le débit équivalent à 12 pompes, sachant qu'il existe 14 pompes de capacité de 260 m³/h de chacune.

Tableau IV.24 : Vérification des capacités des équipements d'échange thermique

Équipement	Quantité d'énergie échangée (Kcal/h) 10 ⁶					
	110%	120%	130%	140%	150%	Max
Préchauffeur n°3	0,440	0,480	0,520	0,400	0,400	3,075
Rebouilleur Fractionnateur	16,99	18,88	20,38	20,09	21,37	25,23
Condenseur Fractionnateur	16,32	18,16	19,60	19,5	20,80	25,23

Les quantités d'énergie nécessaires pour le rebouillage et la condensation sont assurées par les équipements existants jusqu'à 140%. Mais, pour un taux de charge de 150%, ces énergies dépassent les capacités des équipements, parce qu'ils ne peuvent plus assurer des quantités de chaleur suffisantes pour atteindre les températures de services

Conclusion générale

Conclusion générale

Le complexe GP1/Z est conçu pour la séparation du gaz de pétrole liquéfié GPL, une partie sert à alimenter le marché national en butane et propane ambiant l'autre partie appelée butane et propane commercial à basse température spécialement dédié pour le marché international.

A travers notre étude ,nous avons pu montrer la possibilité d'améliorer le fonctionnement du fractionnateur a univeau du complexe **GP1/Z**,tout en respectant les spécifications des produits et les conditions de sécurité des unités de traitement.Ce travaille s'inscrit dans le cadre d'une étude pour une augmentation dela charge de traitement a univeau du complexe GP1Z.

L'objectif principalétant l'étude des performances de la section de séparation,pour assurer une production à des taux supérieurs à 100 % de la capacité nominale.

Nous nous sommes basée dans cette étude sur la simulation du procédé pour déterminer les limites admissibles pour le fonctionnement normal de la section de séparation.

Aprè sa voir vérifié la conformité de notre simulation en utilisant le modèle thermodynamique le plus proche PR, nous avons procédé à une augmentation graduelle du taux de charge jusqu'à un taux de charge de 140% au niveau de fractionnateur en prenant en compte la conformité des paramètres de sortie et la capacité de chaque équipement de cette section. En fonction des résultats obtenus, nous pouvons conclure que :

- ✎ La colonne est stable thermiquement pour les déférents taux de charge étudié.
- ✎ La colonne fonctionne à un taux d'engorgement admissible.
- ✎ Les compositions du distillat et du résidu sont dans les normes.
- ✎ Les équipements d'échange thermique, à savoir le rebouilleur, le condenseur et le préchauffeur peuvent assurer les énergies nécessaires pour le bon fonctionnement de la section.

On peut donc envisager sans crainte le fonctionnement de la colonne avec un taux de charge de 140% sans avoir problème d'instabilité, d'engorgement ou bien de diminution de la qualité des produits finis (propane et butane).

C'est à 150% que les problèmes commencent à apparaître :

- ✎ Une perte de charge très importante dans la section II de la colonne.
- ✎ Le taux d'engorgement approche de sa la limite.
- ✎ Les quantités de chaleur nécessaire au rebouillage et condensation dépassent les capacités installées.

Recommandations

Cette étude ne présente qu'une partie d'une étude globale sur toutes les installations et les équipements du train. A savoir, le stockage de la charge, la déshydratation, la séparation, la réfrigération ainsi que le stockage des produits finis.

Vu la courte durée de notre stage au niveau du complexe et dans l'espoir de compléter et d'enrichir ce travail, nous recommandons, en cas d'éventuelles prochaines études, de prendre en considération les points suivants :

- ✎ Une étude similaire sur le déethaniseur et le dépentaniseur.
- ✎ Une étude similaire sur chaque section du train.
- ✎ Une étude de danger qui consiste à identifier et évaluer les risques liés à cette augmentation de charge.

Une étude technico-économique qui englobe toutes les sections du train afin de déterminer l'intérêt économique à la suite de cette augmentation.

Références bibliographiques

- [1] Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z.
- [2] P. Wuithier le pétrolé, raffinage et génie chimie, Edition technip, Paris, 1972.
- [3] J. P. Wauquier, proceeds de separation, Tome II, Edition Technip, 1998.
- [4] ROBERT, C. REID, J. M. PRAUSNITZ et THOMAS K. SHERWOOD, The Properties of Gases and Liquids, Third Edition.
- [5] Service laboratoire, département technique, GP1/Z.
- [6] FDS, Fiche de Sécurité, Document officiel des produits chimiques. Département de production, Service fabrication, Complexe GP1/Z-ARZEW.
- [7] Archive de la STEP-W.W.T phase I. Département sécurité, Service prévention, Complexe GP1/Z-ARZEW
- [8] S.COUTURIER, Thèse de doctorat. Etude de la Déshydratation Mécanique Assistée Thermiquement 2002
- [9] Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage de la charge, Section 1, Volume 2.
- [10] Manuel Opérateur GP1/Z, Process, Section 2, Volume 4.
- [11] Manuel Opérateur GP1/Z, Utilités, Section 7, Volume 1.
- [12] Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage et expédition, Section 4, Volume 3.
- [13] Catalogue mécanique, Section 4 Volume 1 et 2.
- [14] GP1Z.B.CLAUELETANDRIEU :base de génie chimique«technique et documentation»Edition1986.
- [15] DocumentetCoursdedistillation.
- [16] BOUBOU CHEMSADDINE, BEKKAL RACHIDE; Etude technico-économique de la récupération des gaz torchés au niveau de complexe GL1/K; mémoire d'ingénieur GNL procès; université Boumerdes; génie procédés; Octobre 2010.
- [17] Support technique HYSYS.

Annexes

2. Aéroréfrigérants

<u>Repère</u>	<u>Service</u>	<u>Service</u> (10 ⁶ kcal/h)	<u>Fluide</u>	<u>Fonctionnement</u>		<u>Calcul</u>	
				<u>Press. (kg/cm² eff.)</u>	<u>Temp. (°C)</u>	<u>Press. (kg/cm² eff.)</u>	<u>Temp. (°C)</u>
02-E-1002 à 4002 1)	Condenseur de tête du fractionnateur	25,23	Propane	20,0	57,3/50	* FV/23,5	80
02-E-1008 à 1008 1)	Condenseur de tête du dépentaniseur	9,96	Butane	8,3	63/5/50	* FV/10,6	85
02-E-1010 à 1010 2)	Réfrigérant Pentane	0,109	Pentane	8,5	101,8/50	* FV/10,6	135
02-E-1011 à 1011 2)	Réfrigérant Propane	0,783	Propane	21,1	55,1/43	* FV/29,0	85

Note 1) 50 % Pas des pales du ventilateur ajustable, 50 % pas des pales du ventilateur auto-variable
 Note 2) 100 % Pas des pales du ventilateur ajustable

TABIEAU - I.1 GPL bruts

N° de la charge	HASSI-MESSAOUD			HASSI R'MEL	
	1	2	3	4	5
COMPOSANT	Unité Sud (Fluorine)	Unité Nord (Fluorine)	Unité de Récupération (Lammuns)	Procédé Prichard (2 modules)	Procédé Hudson (3 modules)
CO ₂ (en % mole)	-	-	-	-	-
C ₁	-	-	-	-	0,008
C ₂	1,74	4,58	2,19	2,197	0,853
C ₃	54,65	53,43	51,60	49,255	52,435
i- C ₄	10,39	9,85	9,90	16,067	17,133
n- C ₄	33,22	29,92	36,00	31,540	29,427
i- C ₅	-	1,50	0,19	0,487	0,111
n- C ₅	-	0,67	0,03	0,454	0,028
C ₆₊	-	-	-	-	-
GRAND TOTAL	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00
Tension vapeur à 100°F en psi absolu à 37,78°C en kg/cm ² abs.	142,7 9,98	161 11,3	141 9,96	139 9,77	134 9,42
Masse volumique à 15,56°C	0,539	0,536	0,540	0,541	0,541
Quantité estimée en 1981 (10 ⁶ tonnes/an)	0,550	0,450	0,360	1,350	2,640

TABLEAU - 11 GPL bruts (suite)

N° de la charge	6	7	8	9	10	11	12	Grand Total
COMPOSANT	Alrar	In-Amenas	Tin-Fouye Tabankort	Rhourde Nouss	Gassi Touil	Hassi Messaoud West	Hass-R'Mer East	
CO ₂ (en % mole)	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₁	-	-	-	-	-	-	-	-
C ₂	1,82	2,77	2,53	3,28	3,11	2,21	0,91	
C ₃	58,29	52,37	62,60	46,52	51,08	68,46	51,65	
i - C ₄	15,94	22,39	18,08	24,34	19,18	7,90	17,14	
n - C ₄	23,54	22,03	16,58	25,35	26,18	21,27	30,15	
i - C ₅	0,28	0,29	0,14	0,38	0,32	0,09	0,12	
n - C ₅	0,09	0,15	0,07	0,13	0,13	0,07	0,03	
C ₆₊	-	-	-	-	-	-	-	
GRAND TOTAL	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	100,00	
Tension vapeur								
à 1(X)°F en psi absolu	149	149	161	145	149	165	133	
à 37,38°C en kg/cm ² abs.	10,5	10,5	11,3	10,2	10,5	11,6	9,4	
Masse volumique à 15,56°C	0,534	0,538	0,531	0,541	0,539	0,529	0,542	
Quantité estimée en 1981 (10 ⁶ tonnes par an)	0,870	0,590	0,216	0,770	0,394	0,088	0,096	8,374

4. Conditions de fonctionnement

	<u>maxi</u>	<u>normal</u>	<u>mini</u>
- Température des GPL de charge à l'entrée du préchauffeur n° 1	41,8° C	20,0° C	5,0° C
- Température à l'entrée du fractionnateur	75,9° C	71,1° C	71,1° C
- Température à l'entrée du dé-éthaniseur	50,0° C	50,0° C	50,0° C
- Température à l'entrée du dépentaniseur	60,0° C	60,0° C	60,0° C
- Température à la sortie du réfrigérant de propane	43,0° C	43,0° C	34,8° C
- Température à la sortie du réfrigérant de butane	43,0° C	43,0° C	23,1° C
- Température à la sortie du réfrigérant de pentane	50,0° C	50,0° C	50,0° C
- Température au ballon de reflux du dé-éthaniseur	5,0° C	5,0° C	5,0° C
- Pression de tête du fractionnateur (kg/cm ² eff)	20,2	20,2	20,2
- Pression de tête du dé-éthaniseur (kg/cm ² eff)	22,0	22,0	22,0
- Pression de tête du dépentaniseur (kg/cm ² eff)	8,5	6,2	6,2
- Reflux du fractionnateur (kg mol/h)	- 5,288 kg mol/h maxi -		
- Débit de reflux du dé-éthaniseur (kg mol/h)	- 397 kg mol/h maxi -		
- Débit de reflux du dépentaniseur (kg mol/h)	- 1,311 kg mol/h maxi -		

C. BILANS MATIERE

<u>n° du cas</u> (n° de la charge)	<u>Désignation</u>	<u>Marche</u>	<u>Page</u>
13	Moyenne pondérée des 12 sources	normale	II-20
2	C2 & C5 maxi, source unique	normale	II-21
9	C4 maxi, source unique	normale	II-22
11	C3 maxi, source unique	normale	II-23
15	C5 maxi, 4 sources	normale	II-24
11-NGPA	C3 maxi, source unique	C4 dans C3 = 2,2 % mole (débit maxi)	II-25
4	C4 & C5, deuxième source maxi	normale	II-26
4 - 10	C4 & C5, deuxième source maxi	C5 = 10 % en mole	II-27
4 - 25	C4 & C5, deuxième source maxi	C3 dans C4 = 25 % en mole	II-28
9 - 25	C4 maxi, source unique	C3 dans C4 = 25 % en mole	II-29
15 - 10	C5 maxi, 4 sources	C3 dans C5 = 10 % en mole	II-30
15 - 25	C5 maxi, 4 sources	C3 dans C4 = 25% en mole	II-31
14	C2 maxi, 4 sources	normale	II-32
13	Moyenne pondérée des 12 sources	capacité = 50 %	II-33
2	C2 & C5 maxi, source unique	C5 dans C4 = 1,75 % mole	II-34
2 - 04	C2 & C5 maxi, source unique	C2 dans C3 = 4,8 % mole	II-35
2 - 05	C2 & C5 maxi, source unique	C2 dans C3 = 5,3 % mole	II-36
2 - 25	C2 & C5 maxi, source unique	C3 dans C4 = 25 % mole	II-37
52 - 04	C3 maxi, 5 sources plus C2 maxi, 4 sources	C2 dans C3 = 4,8 % en mole	II-38
9 - 22	C4 maxi, source unique	C3 dans C4 = 22 % mole	II-39
54	C4 maxi, 4 sources	C2 dans C3 = 4,6 % mole	II-40
5	Production annuelle maximum	Normale	II-41

