وزارة البحث العلمي والتعليم العالي
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPEREUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE
جامعـة عبد الحميد بن باديس مستغانم
Université Abdelhamid Ibn Badis Mostaganem
كـلـيـة الـعـلـوم والـتـكـنـولـوجـيـا
Faculté des Sciences et de la Technologie
DEPARTEMENT DE GENIE DES PROCEDES

N° d'ordre : M2...../IP/2019

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADIMIQUE

Filière : Génie des procédés
Option : Génie pétrochimique

Thème

Intitulé du sujet

Etude de la performance de la section séparation au niveau du complexe GP1/Z

Présenté par
1- M elle. CHEHAIDIA Zahira
2- M elle. BENABDI Rekia

Soutenu le 11/07/ 2019 devant le jury composé de :

Président :	Dr.K.A.BELHADJI	MCB	Université de Mostaganem
Examinateur :	Dr.A.BAGHDAD	MCA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Dr.C.TERKHI	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2018/2019

Remerciements

Nous commençons par remercier le dieu le tout puissant de nous avoir donnée le courage, la volonté l'amour du savoir et surtout la patience pour pouvoir produire ce modeste travail.

Ce travail n'aurait pu aboutir sans une réelle collaboration et un échange d'idées entre tous ceux qui y ont participé ; nous tenons ici à les remercier.

Nos vifs remerciements s'adressent, en premier lieu, à ***Mr S. BOUNACHE*** *(département technique GP1/Z)****, Mr TERKHI*** *(Université de Mostaganem)* qui ont bien voulu nous encadrer. Ils nous ont laissé libre de choisir les directions vers lesquelles notre travail s'est orienté et la manière de l'aborder ; ils ont toujours su nous témoigner une grande confiance et ils nous ont conseillé et encouragé aux moments décisifs.

J'exprime toute ma reconnaissance à ***Mme k.BELHADJI*** pour avoir bien voulu accepter de présider le jury de ce mémoire. Que ***Mme A.BAGHDAD*** trouve ici l'expression de mes vifs remerciements pour avoir bien voulu juger ce travail.

Nous exprimons nos plus sincères remerciements à tout le personnel du MCR, ***LCR*** et le reste du personnel du ***département technique*** pour nous avoir chaleureusement accueilli. Enfin, mes sincères remerciements à ceux, à celles qui nous ont aidés.

Nous ne pourrons terminer ces remerciements sans y associer nos collègues et nos amis.

A toutes et à tous nous leurs disons ***merci***.

Dédicaces

Avant tout c'est grâce à Dieu que je suis arrivé là.

Je dédie nôtre mémoire à :

Ma très chère mère F.BENAMEUR,

Mon très cher père ABDELLAH,

Qui non jamais cessé et qui m'ont assure le soutien moral et financier afin de pour suivre mes études en bonne quiétude.

Que dieu leur procure bonne santé et longue vie.

A mon frère BILLAL,

A mes sœurs CHAHRA ZED, OUICHA,

A ma très chère cousine KHADIDJA,

Pour ses soutiens moral et leur conseils précieux tous au long de mes études.

A ma chère binôme REKIA,

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

A mes proches ami(e)s : SANAA, FATIMA, AMEL, MERIEM,AMINA, ABDERAAHMANE ,CHAHRA,RAHIM,RACHID,BOUABDELLAH, FATEH ,BOUCHRA,KHADJIJA et WAHIBA.

A tous mes familles et tous mes autres amis,

Pour leurs aides et supports dans les moments difficiles.

A notre chère professeur Pour sa présence et son soutien Mme A.K .BELHADJI

Un remerciement particulier et sincère pour tous vos efforts fournis. Vous avez toujours été présente.

Sans oublier tous les professeurs que ce soit du primaire, du moyen, du secondaire ou de l'enseignent supérieur.

Je dédie ce modeste travail scientifique pour la promotion du génie industrie pétrochimique.

Je dédie ce travail à tous ceux qui m'aiment de prés ou de loin sans exception avec tous mes vœux de bonheur, de santé et de réussite.

ZAHIRA.

Dédicaces

Je dédie nôtre mémoire :

A l'homme de ma vie, mon exemple éternel, mon soutien moral et source de joie et de bonheur, celui qui s'est toujours sacrifié pour me voir réussir, que dieu te garde dans son vaste paradis, à toi mon père.

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 mon oncle NOUREDDINE ,

A ma sœur SANA,

A mes frères NOUR ISLEM et ADDA,

A ma deuxième famille, mon oncle KHALED et sa femme CHRIFA, mes frères SIDI MOHAMED, ILYES ,

A mon pote de bonheur ALI,

A mes chères cousin(e) s : RYM, WASSIM, ATTAFIA, SANA

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

A ma chère binôme ZAHIRA,

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

A mes proches ami(e)s :CHAHRAZED ,FATIMA ,AMEL, MERIEM, SALIHA,YOUCEF ,BOUCHRA, KHADIJIA,WAHIBA.

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

A notre chère professeur Pour sa présence et son soutien Mme A.K .BELHADJI

Un remerciement particulier et sincère pour tous vos efforts fournis. Vous avez toujours été présente.

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

REKIA.

Sommaire

Introduction 01

Chapitre I:Présentation du complexe GP1/Z

I.1Introduction…….....02

I.2 Présentation du complexe GP1/Z …….....02

I.2.1 Historique ….....02

I.2.2 Organisation du complexe …….....03

I.2.2.1-Département de sécurité 04

I.2.2.2 Département maintenance.....…….....04

I.2.2.2.1-Service mécanique .....…….....04

I.2.2.2.2-Service chaudronnerie …….....04

I.2.2.2.3-Service instrumentation….....04

I.2.2.2.4-Service électricité.....04

I.2.2.2.5-Service logistique ….....04

I.2.2.2.6-Service planning 04

I.2.2.3 Département technique 04

I.2.2.3.1 Service Etudes et développement ….....04

I.2.2.3.2 Service Numérique .....…… …….....05

I.2.2.3.3 Service Laboratoire ….....05

I.2.2.3.4 Service Inspection ...…….....05

I.2.2.4 Département approvisionnement .....…….....05

I.2.2.5 Département Finances et Juridique .....…….....06

I.2.2.6 Département administration / social ….....06

I.2.2.7 Département moyens généraux…….....06

I.2.2.8 Département du Développement des Ressources Humaines….....06

I.2.2.9 Département travaux neufs …….....06

I.2.2.9.1 Service travaux ….....06

I.2.2.9.2 Service procurèrent 06

I.2.2.10 Département production ….....06

I.2.2.10.2 Le service stockage et expédition ….....07

I.2.2.10.3 Le service planning et programme.....07

I.2.3 Principales installations du complexe….....07

I.3Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié ….....08

I.3.1 Historique ……08
I.3.2 Sources de GPL ……08
I.3.3 Définition ……08
I.3.4 Composition du GPL ……08
I.3.5 Procédés d'obtentions du GPL……09
I.3.6 Propriétés des GPL ……09
I.3.7 Domaine d'utilisation du GPL……10
I.3.8 Spécifications du propane et du butane commercial……10

Chapitre II: Description générale du procédé

II.1 Introduction ……11
II.2 Alimentation de l'usine……11
II.2.1 Section de stockage de GPL ……11
II.2.2 Section démercurisation ……11
II.2.2.1 filtres GPL……12
II.2.2.2 Coalesceurs……13
II.2.2.3 Démercuriseurs……13
II.2.3 Les utilités……13
II.2.2.1 Fuel (gaz naturel) ……13
II.2.2.2 Air ……13
II.2.2 .3 Vapeur……13
II.2.2.4 Eau ……13
II.2.2 .5 Méthanol ……13
II.2.2.6 Gasoil……13
II.2.2.7 Azote ……13
II.3Procédé de fabrication……14
II.3.1Section déshydratation de charge……14
II.3.1.1 Drainage (1 heures)……14
II.3.1.2-Dépressurisation (30 minutes)……14
II.3.1.3-Réchauffage (11 heures)……15
II.3.1.4-Refroidissement (5 heures) ……15
II.3.1.5-Remise sous pression (30 minutes) ……15
II.3.1.6-Remplissage au GPL (1 heures) ……15
II.3.2 Section déshydratation de garde……15
II.3.2.1 Drainage (1 heures) ……15

II.3.2.2 Dépressurisation (30 minutes) 15
II.3.2.3-Réchauffage (14 heures) 15
II.3.2.4 Refroidissement (6 heures) 15
II.3.2.5 Remise sous pression (30 minutes) 15
II.3.2.6 Remplissage au GPL (1 heures) 15
II.3.3 Section séparation.....16
II.3.3.1 Fractionnateur.....16
II.3.3.2 Dé-éthaniseur.....16
II.3.3.3 Dépentaniseur.....16
II.3.4 Section réfrigération 17
II.3.5 Section d'huile chaude.....17
II.4 Procédé de stockage et expédition.....18
II.4.1 Stockage à basse température 18
II.4.2 Stockage à température ambiante.....19
II.4.3 Section BOG (boil-off-gaz).....19
II.4.4 Section jetée (CN) 19
II.4.5 Section chargement par navire.....20
II.4.6 Section chargement par camion.....20
II.4.7 Section de transfert de produit réfrigéré.....21
II.4.8 Section de torche HP et BP.....21

Chapitre III : Généralités sur les colonnes de distillation

III.1 Introduction.....22
III.2 Définition 22
III.3 Principe de fonctionnement 22
III.3.1 Performances d'une colonne de distillation 24
III.3.2 Caractéristiques générales d'une colonne à distiller.....24
III.3.3 Les Différents problèmes d'une colonne de séparation.....25
III.4 Types des colonnes.....26
III.4.1 Colonnes à plateaux.....26
III.4.1.1 Les types des plateaux 26
III.4.1.2 Avantages.....27
III.4.1.3 Inconvénients.....27
III.5 Equipements.....28
III.5.1 Evaporateur 28

III.5.2 Rebouilleurs 28
III.5.3 Condenseurs.....28
III.5.4 Aéro-réfrigérants.....28

Chapitre IV : Partie simulation

IV.1 Généralités sur la simulation 29
IV.1.1 Définition de la simulation 29
IV.1.2 Logiciels de simulation des procédés.....30
IV.1.3 Présentation du logiciel « HYSYS » 30
IV.1.4 Intérêt de la simulation 30
IV.2 Calcul de la section séparation par le simulateur HYSYS.....30
IV.2.1 Méthodologie de travail 31
IV.2.1.1 Données de l'alimentation de la section séparation.....31
IV.2.1.2 Données des Colonnes de séparation.....31
IV.2.2 Choix du modèle thermodynamique.....32
IV.2.3 Critères de base de l'étude.....32
IV.2.3.1 Charge d'alimentation 32
IV.2.3.2 Qualité des produits finis 33
IV.2.3.3 Températures de produits finis.....34
IV.2.3.4 Teneur d'eau dans le produit fini propane.....34
IV.2.4 Effet des variables d'exploitation.....34
IV.2.4.1 Températures..... 34
IV.2.4.2 Pressions 35
IV.2.4.3 Débits.....35
IV.2.4.4 Caractéristiques des équipements 35
IV.2.5 Calcul de la colonne avec un taux de charge de 100 % 37
IV.2.5.1 Vérification du cas design à 100%.....38
IV.2.5.1.1 Fractionnateur 40
IV.2.5.1.2 déethaniseur 41
IV.2.5.2 Vérification du cas actuel à 100%.....43
IV.2.5.2.1 Fractionnateur.....45
IV.2.5.2.2 déethaniseur 46
IV.6 Calcul de la colonne avec des taux de charges supérieures à 100 %.....49
IV.6.1 Taux de charge 110%.....50
IV.6.1.1.Fractionnateur 51

IV.6.1.2.Déethaniseur.....52
IV.6.2 Taux de charge120%.....55
IV.6.2.1 Fractionnateur.....56
IV.6.2.2 Déethaniseur.....57
IV.6.3 Taux de charge130%.....60
IV.6.3.1 Fractionnateur.....61
IV.6.3.2 Déethaniseur.....62
IV.6.4 Taux de charge 140%.....65
IV.6.4.1 Fractionnateur 66
IV.6.4.2 Déethaniseur 67
IV.6.5 Taux de charge 150%.....70
IV.6.5.1 Fractionnateur 71
IV.6.5.2 Déethaniseur 72
Conclusion 78
Perspectives.....79
Bibliographie
Annexes

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Les caractéristiques du propane et du butane commercial du GP1/Z.....10
Tableau IV.1 : Compositions molaires des charges d'alimentation.....33
Tableau IV.2 : Normes NGPA.....33
Tableau IV.3 : caractéristiques des équipements d'échange thermique..... 36
Tableau IV.4 : Caractéristiques des pompes.....36
Tableau IV.5 : Données opératoires design et actuelles.....37
Tableau IV.6 : caractéristiques des colonnes de séparation.....38
Tableau IV. 7 : Paramètres de sortie dans le cas design et la simulation.....39
Tableau IV.8: Compositions molaires des produits finis dans le cas design et simulation.....43
Tableau IV.9: Paramètres de sortie dans le cas actuel et la simulation.....44
Tableau IV.10: Compositions molaires des produits finis dans le cas actuel et simulation 48
Tableau IV.11 : Débit des charges à différent pourcentage.....49
Tableau IV.12: Paramètres de sortie à 110% de la charge nominale.....50
Tableau IV.13 : Compositions molaires du distillat et résidu à 110% 54
Tableau IV.14 : Paramètres de sortie à 120% de la charge nominale.....55
Tableau IV.15 : Compositions molaires du distillat et résidu à 120% 59
Tableau IV.16 : Paramètres de sortie à 130% de la charge nominale.....60
Tableau IV.17: Compositions molaires du distillat et résidu à 130%.....64
Tableau IV.18: Paramètres de sortie à 140% de la charge nominale.....65
Tableau IV.19: Compositions molaires du distillat et résidu à 140%.....69
Tableau IV.20: Paramètres de sortie à 150% de la charge nominale..... 70
Tableau IV.21: Compositions molaires du distillat et résidu à 150%.....74
Tableau IV.22 : vérification des capacités des équipements d'échange thermique 75

Listes des figures

Figure I.1 : organigramme du complexe GP1/Z…….....…...03
Figure I.2 et I.3 : La structure chimique du butane et propane….....09
Figure II.1 : Schéma de la section stockage de la charge GPL…….....12
Figure II.2 :Schéma de la section séparation de la charge GPL…….....18
Figure II. 3 : Quai de chargement de Navire du GPL1/Z…… …….....20
Figure II.4 : Rampe de chargement de camions du GPL1/Z…….....20
Figure III.1 : Schéma représentatif de trois zones d'une colonne de distillation …….....…23
Figure III.2 : Schéma représentatif d'un plateau à clapets (soupapes)…….....27
Figure IV.1 : Schéma représentatif de la simulation de la section de séparation …..….....31
Figure IV.2 : Profil de Température Fractionnateur Design à 100%……..….....40
Figure IV.3 : Profil de Pression Fractionnateur Design à 100%……..…….....40
Figure IV.4 : Profil des débits Fractionnateur Design à 100%…….....41
Figure IV.5 : Profil de Température déethaniseur Design à 100%…….….....41
Figure IV.6 : Profil de Pression déethaniseur Design à 100%…….....42
Figure IV.7 : Profil des débits Déethaniseur Design à 100%…….....42
Figure IV.8 : Profil de Température Fractionnateur actuel à 100%…….....…45
Figure IV.9 : Profil de Pression Fractionnateur actuel à 100…….....45
Figure IV.10 : Profil de debit Fractionnateur actuel à 100%…….....…46
Figure IV.11 : Profil de Température déethaniseur actuel à 100%…….....46
Figure IV.12 : Profil de pression déethaniseur actuel à 100%……..….....47
Figure IV.13 : Profil de débit déethaniseur actuel à 100%…….....47
Figure IV.14 : Profil de Température de fractionnateur à 110%……..….....51
Figure IV.15 : Profil de pression de fractionnateur à 110%…….....51
Figure IV.16 : Profil de débit fractionnateur à 110%…….....…52
Figure IV.17 : Profil de Température de déethaniseur à 110%……..…….....52
Figure IV.18 : Profil de pression de déethaniseur à 110%…….....……..53
Figure IV.19 : Profils de débits déethaniseur à 110%……..….....….....53
Figure IV.20 : Profil de Température de fractionnateur à 120%…….....….....56
Figure IV.21: Profil de pression de fractionnateur à 120%…….....56
Figure IV.22 : Profil de débits de fractionnateur à 120% …….....57
Figure IV.23 : Profils de température de déethaniseur à 120%…….....57
Figure IV.24 : Profils de pression de déethaniseur à 120%…….....…58

Figure IV.25 : Profils de débits de déethaniseur à 120%…….....58
Figure IV.26 : Profil de Température de fractionnateur à 130%…….....61
Figure IV.27 : Profils de pression de fractionnateur à 130 %…….....61
Figure IV.28 : Profil de débits de fractionnateur à 130%…….....62
Figure IV.29 : Profil de Température de Déethaniseur à 130%…….....62
Figure IV.30 : Profil de pression de déethaniseur à 130%…….....63
Figure IV.31 : Profils de débits de déethaniseur à 130%…….....63
Figure IV.32 : Profil de Température de fractionnateur à 140%…….....…66
Figure IV.33 : Profils de pression de fractionnateur à 140 %…….....…66
Figure IV.34 : Profil de débits de fractionnateur à 140%…….....67
Figure IV.35 : Profil de Température de Déethaniseur à 140%…….....67
Figure IV.36 : Profil de pression de déethaniseur à 140%…….....68
Figure IV.37 : Profils de débits de déethaniseur à 140%…….....68
Figure IV.38 : Profil de Température de fractionnateur à 150%…….....…71
Figure IV.39 : Profils de pression de fractionnateur à 150 %…….....71
Figure IV.40 : Profil de débits de fractionnateur à 150%…….....72
Figure IV.41 : Profil de Température de Déethaniseur à 150%…….....72
Figure IV.42 : Profil de pression de déethaniseur à 150%…….....73
Figure IV.43 : Profils de débits de déethaniseur à 150%…….....…73
Figure IV.44 : Traitement en fonction du la quantité d'énergie échangée…….....75
Figure IV.45 : Traitement en fonction du la quantité d'énergie échangée…….....76

Liste des Abréviation

- **GPL** : Gaz de pétrole liquéfié.
- **GP1/Z**: Complexe de séparation du gaz pétrolier liquéfié (Béthioua).
- **DCS** : Distributed Control system.
- **MCR** : Main Control Room.
- **LCR** : Local Control Room.
- **SCR** : Security Control Room.
- **CCR** : pour le chargement des camions.
- **SVR** : Super Vising Room.
- **ASC** : Advancing Security Center.
- **DI** : Une demande d'inspection.
- **GPL** : gaz de pétrole liquéfié.
- **LPG** :liquefied petroleum gases.
- **RON**: Indice d'octane recherché.
- **MON**: Indice d'octane moteur.
- **RTO** : Région Transport Ouest.
- **GN** : Gaz Naturel.
- **PPM** : partie par million.
- **HP** : Haut pression.
- **MP** : Moyen pression.
- **BP** : Basse pression.
- **BOG** : boil-off-gaz.
- **D1** : Chargée les petits navires.
- **M6** : Chargée les grands navires.
- **HEPT**: La hauteur équivalente à un plateau théorique.
- **PR**: Peng Robinson.
- **NGPA**: Natural Gas Processing Association.

INTRODUCTION

Le complexe de Production du gaz pétrole liquéfié (GPL) dénommé GP1Z ou " **JUMBO GPL "** de l'Entreprise Nationale **SONATRACH** est le dernier né des Ensembles Industriels de la zone d'Arzew. Il est situé entre la Centrale Thermique Marsa El Hadjadj à l'Est et les Complexes de gaz naturel liquéfié (GNL) à l'Ouest.

Le 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.

Le Complexe a pour mission de produire du Butane; Propane et du mélange Butane / Propane à partir du GPL provenant du grand Sud Algérien : Complexe Hassi Messaoud, Hassi R'Mel, Ain Amenas... etc.

La Capacité annuelle de production de l'Usine est de 10,8 millions de Tonne par an**.**

Le **GP1/Z** fait occuper une place de choix à la **SONATRACH** dans le marché national et international des GPL.

Dans ce cadre, **SONATRACH** dispose déjà d'importantes installations de production, de transport et de séparation des GPL permettant leurs valorisations et leurs commercialisations 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 au niveau du complexe **GP1Z**, est d'étudier les performances de la section séparation pour une augmentation de capacité de traitement supérieur à 100% et vérifier la quantité de chaleur par la capacité installée, en respectant les spécifications des produits finis éthane, propane et butane.

Notre démarche de travail comprend deux parties :

La première partie porte sur une présentation du complexe **GP1Z** et des généralités sur les GPL, suivi par une description du procédé de séparation du GPL, et enfin des généralités sur les colonnes de distillation.

La seconde partie est consacrée à l'étude pratique basée sur la simulation de différents cas, avec une comparaison et interprétation des résultats.

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

I.1 Introduction

Le sud Algérien possède des richesses naturelles, parmi lesquelles 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

I.2.1 Historique

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 Marsa 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 en 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 **[1]**.

I.2.2 Organisation du complexe

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

Le complexe GP1/Z est géré suivant un organigramme bien déterminé de façon à bien maîtrisé les tâches. Il est composé d'une direction général, de deux sous direction et des départements de contrôle, comme le montre l'organigramme suivant (Figure I.1) **[1]** :

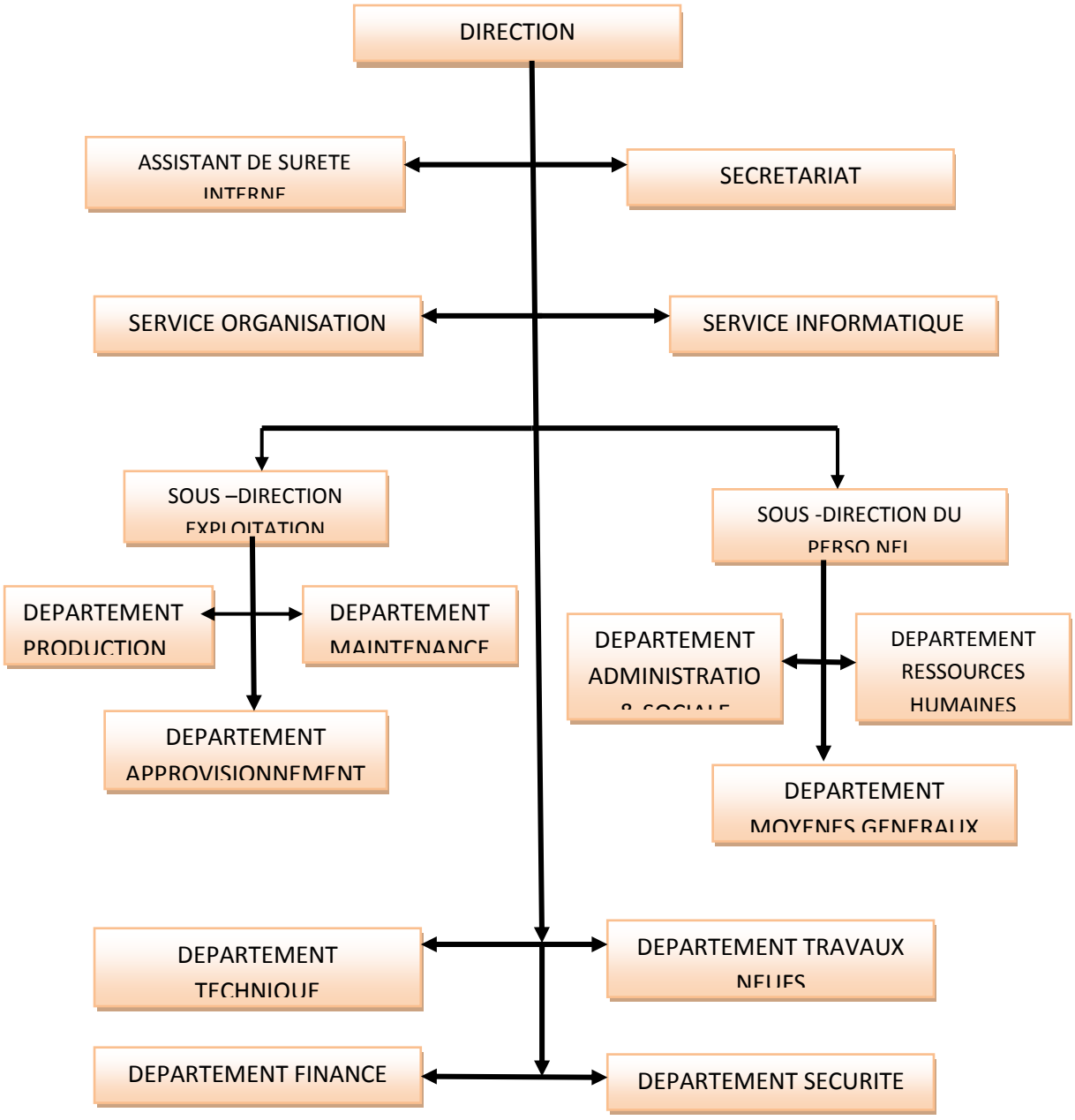


Figure I.1 : organigramme du complexe GP1/Z.

I.2.2.1-Département de sécurité

Le département sécurité joue un rôle très important dans la sécurité au niveau d'un complexe ou le danger peut survenir à tout moment. Ce département est organisé comme suit :

- Service de surveillance. - Service de prévention. -Service d'intervention.

I.2.2.2 Département maintenance

Le rôle de ce département est d'entretenir l'équipement du complexe pour le maintenir en bon état en priorité celui de la production. Pour cela il se base sur la performance de différents spécialistes qui occupent les différents services de ce département :

I.2.2.2.1-Service mécanique : Il assure l'entretien des différentes machines tournantes : les turbines, les pompes… etc.

I.2.2.2.2-Service chaudronnerie : Ce service maintient les équipements statiques : les colonnes, les vannes,…. Etc.

I.2.2.2.3-Service instrumentation : Son rôle règle et répare l'ensemble des appareils de mesure et d'enregistrement du complexe.

I.2.2.2.4-Service électricité : Ce dernier s'occupe de l'entretien de l'énergie électrique et de la rénovation du matériel électrique.

I.2.2.2.5-Service logistique : Il assure les travaux de calorifugeage des canalisations et d'autres installations que le transport du matériel et personnel de la maintenance ainsi que quelque intervention en bâtiments.

I.2.2.6-Service planning : Ce service s'occupe principalement de la planification des opérations de travaux selon leurs natures et de suivre l'exécution des travaux.

I.2.2.3 Département technique

Le département Technique est réparti en quatre services :

1.2.2.3.1 Service Etudes et développement : Ce service est en relation directe avec différents départements du complexe, puisque d'une part il a pour mission d'aboutir à des solutions pour tout problème qui se pose au niveau du complexe et dont chercher la cause, d'une autre part, il étudie, développe des projets en cours et rénove d'autres projets dont on peut citer quelques uns :

- La réalisation d'une unité de dessalement.
- La rénovation d'un panneau turbine.
- La rénovation d'un panneau turbine.

1.2.2.3.2 Service numérique : Suite à l'extension de la phase I en phase II, l'équipe numérique s'est vue en obligation d'améliorer son système de contrôle au niveau du complexe afin de mieux veiller sur les installations .Ce système appelé DCS (Distributed Control system) permet de contrôler et de commander les installations à distance à partir de l'interface en machine (consoles). De ce fait, l'ingénieur système peut modifier, Ajouter ou supprimer une zone sur le site grâce aux données fournies par les différentes salles de contrôle :

- MCR (Main Control Room) : pour la production (9 trains et les utilités).
- LCR (Local Control Room) : pour les bacs, les sphères de stockage et le chargement de navires.
- SCR (Security Control Room) : pour la sécurité.
- CCR : pour le chargement des camions.
- SVR (Super Vising Room).
- ASC (Advancing Security Center).

1.2.2.3.3 Service Laboratoire : L'objectif de ce service est le contrôle de qualité des produits finis ainsi que l'analyse des eaux et des huiles utilisées. Ces analyses s'effectuent selon la demande du département production ou selon la réglementation.

- Les analyses des gaz : Concernant les charges avant procès et les produits finis avant chargement.
- Laboratoire effectue les analyses de gaz en six fréquences tous les 24 heures.
- Les analyses des huiles sont effectuées tous les six mois ou lors d'une arrivée d'huile nouvelle (externe).

1.2.2.3.4 Service inspection : La tâche principale de l'inspecteur technique est de détecter et prévenir par divers contrôles toute anomalie afin de minimiser les pannes et les dégâts.

I.2.2.4 Département approvisionnement :

L'approvisionnement comme son nom l'indique se charge d'approvisionner le complexe d'article qui touche l'exploitation (pièces de rechange, équipements matériaux, produits chimiques...), tout en respectant les quantités du stock et satisfaire les besoins d'utilisateurs.

Ce département est divisé en deux services :

- Service gestion de stock.
- Service achat et transite.

I.2.2.5 Département finances et juridique

Ce département a pour fonction le suivi des opérations financières et juridiques du complexe. Il est réparti en quatre services :

- Service de Comptabilité Générale.
- Service information de gestion.
- Service trésorerie.
- Service Juridique.

I.2.2.6 Département administration / social

Ce département s'occupe de la gestion et du suivi du personnel. Il est divisé en deux services :

- Service gestion et paie
- Service action et protection sociale.

I.2.2.7 Département moyens généraux

Ce dernier est chargé des activités de soutien c'est à dire : le transport, la restauration, l'hygiène ainsi que l'entretien général du complexe.

I.2.2.8 Département du Développement des Ressources Humaines

Ce département est la formation du personnel et la gestion de sa carrière pour un meilleur fonctionnement du complexe. Pour cela, il est doté de deux services :

- Service Formation.
- Service Gestion de carrière.

I.2.2.9 Département travaux neufs

Ce département s'occupe de la réalisation de nouveaux projets et les grands travaux du complexe. Il est divisé en deux services :

I.2.2.9.1 Service travaux : Il regroupe l'étude des projets,mobilise les sous-traitants et suit les travaux neuf.

I.2.2.9.2 Service procurèrent : Sont rôle est l'acquisition des produits demandés.

I.2.2.10 Département production

Le département production dépend de la sous direction exploitation, ce département gère toute la production de GPL (propane et butane) et il contient trois services :

I.2.10.1 Servie de fabrication : Il s'occupe de la production des produits finis :

- Propane et butane réfrigéré : Il est destiné à l'exportation externe (le marché international).
- Propane et butane ambiant : IL est destiné à l'exportation interne (marché national).

Chaque train se compose de quatre sections : Section déshydratation, section séparation, section réfrigération et section huile chaude.

I.2.10.2 Le service stockage et expédition : Il s'occupe de stockage des produits finis et l'expédition par navires et camions.

I.2.10.3 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. Il est l'interlocuteur entre les deux services fabrication et stockage expédition.

I.2.3 Principales installations du complexe

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 m^3 chacune.
- 04 Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m^3 chacune.
- 03 Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m^3 chacune.
- 01 Bacs de stockage de butane propane basse température de 70000 m^3
- 04 Sphères de stockage de produits ambiants (propane et Butane) de 500m^3 chacune.
- 01 Sphères de stockage gazoline de 500 m^3.
- 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.3 Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

I.3.1 Historique

La découverte du gaz de pétrole liquéfié (GPL) ou liquefied petroleum gases (LPG) est beaucoup plus récente que celle du pétrole. En effet elle remonte au 24 décembre 1910 en Virginie (USA), lorsque l'ingénieur de la Riverside Oil Company, 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. Dés 1912, une installation domestique fut expérimentée, dans la même année la carburation automobile aux GPL fit ses premiers pas **[2]**.

I.3.2 Sources de GPL

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) **[3]**.

I.3.3 Définition

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) **[4]**.

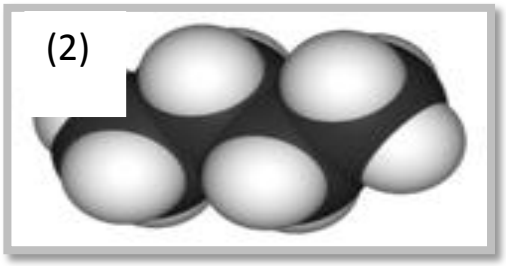
I.3.4 Composition du GPL

Le GPL est composé d'environ 80 % de butane (C_4H_{10}) et 20 % de propane (C_3H_8).

C'est un carburant dit propre, issu du raffinage du pétrole brut. Son utilisation présente des avantages par rapport d'autre combustible en permettant de réduire de :

- 50 % les émissions d'oxyde d'azote.
- 50 % celles des monoxydes de carbone.
- 90 % celles des hydrocarbures et particules.

La structure chimique des deux composants principaux du GPL est représentée ci-dessous (Figure I.2 et I.3) :



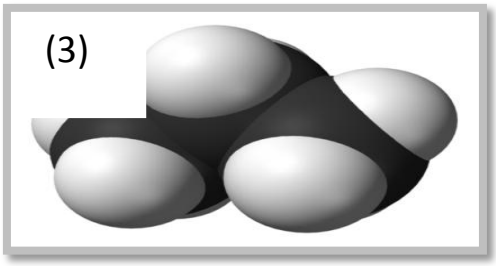


Figure I.2 et I.3 : La structure chimique du butane et propane.

I.3.5 Procédés d'obtentions du GPL

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) **[4]**.

I.3.6 Propriétés des GPL

Les propriétés des GPL sont les suivantes :

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

b) Tension de vapeur : Le GPL à 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 **[5]**.

I.3.6 Domaine d'utilisation du GPL

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 et 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 **[4]**.

I.3.7 Spécifications du propane et du butane commercial :

Les spécifications du propane et butane commercial sont données dans le tableau suivant (Tableau I.1) **[6]** :

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

Caractéristiques	**Le propane**	**Le butane**
Masse molaire (g/mole)	44	58
Densité à 15 °C	0,5068	0,5772
Tension vapeur relative à 37,8 °C (Kg/cm^2)	12,7	3,1
Teneur en eau	Absence d'eau	Absence d'eau
Point d`ébullition à 760 mm Hg (°C)	– 40	0

II.1 Introduction

Le complexe GP1/Z comprend neuf 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 tel que propane et butane commercial **[1]**.

II.2 Alimentation de l'usine

II.2.1 Section de stockage de GPL

Cette section 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 en aval.

La charge d'alimentation est livré par Région Transport Ouest (RTO) au complexe GP1Z en GPL brut en provenance des différents champs du sud (Hassi Messaoud, Hassi R'mel, Adrar, In Amenas. 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 (ΔP=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 démercuriseurs pour réduire sa teneur en Mercure jusqu'à l'ordre de 5 nano-g/Nm^3.

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.1) **[7]**.

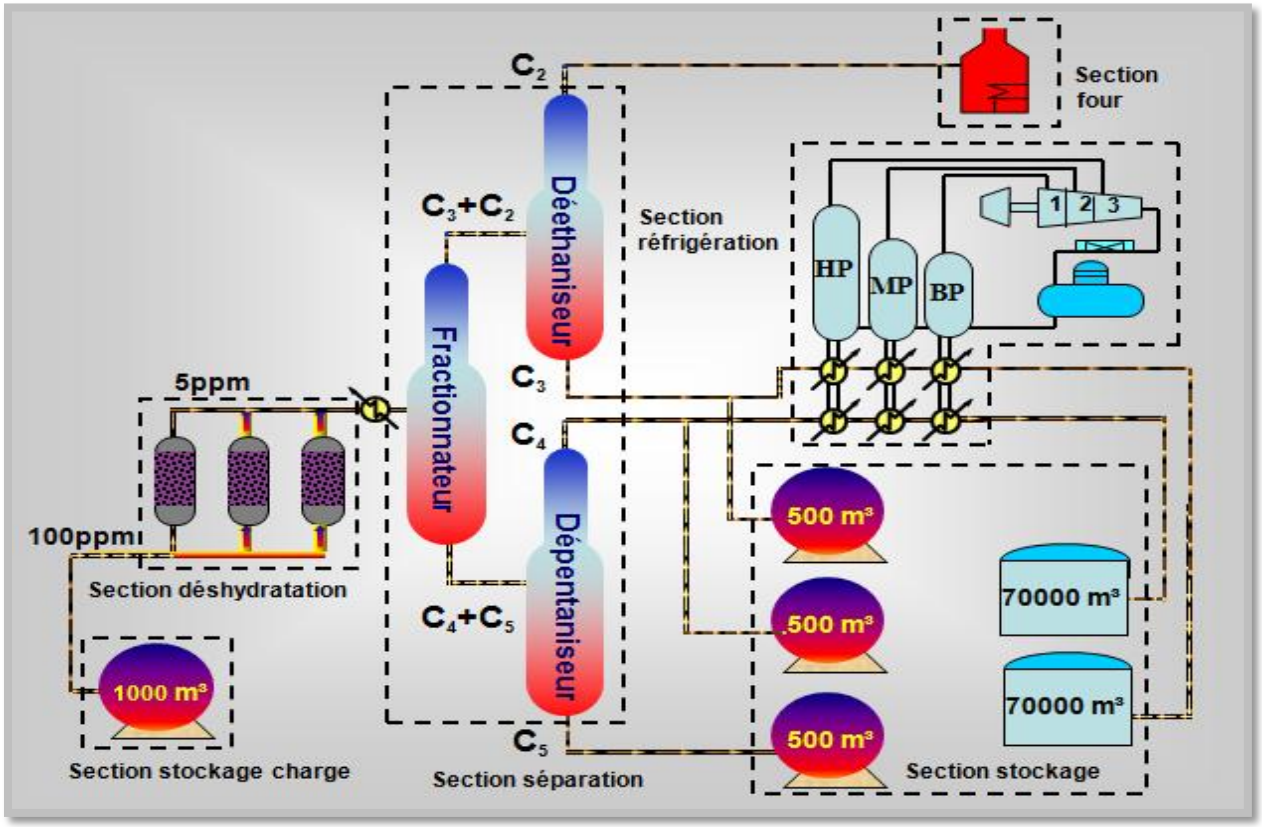


Figure II.1 : Schéma de la section stockage de la charge GPL.

II.2.2 Section démercurisation

Le GPL est livré par RTO à notre complexe à l'aide de pipe-line en passant par la section démercurisation ensuite acheminé vers les sphères de charge sous les conditions de pression (50 kg/cm^2) et température ambiante.

Cette section se compose de deux filtres GPL, deux coalesceurs et six démercuriseures.

Le filtres GPL, le coalesceurs et les démercuriseures sont installés afin d'enlever les particules solides, l'eau libre et le mercure contenus dans la charge d'alimentation GPL avant les sphères de stockage de la charge d'alimentation **[7]**.

II.2.2.1 filtres GPL: Le flux de GPL pénètre dans le filtre GPL, dans lequel les particules de corps étrangers sont captées par le milieu filtrant dans les cartouches microfiltres.

Le flux de GPL ainsi décontaminé est libéré par la sortie pour subir le processus subséquent de séparation d'eau à travers le coalesceur.

II.2.2.2 Coalesceurs : Les flux de GPL pénètre dans le coalesceur, dans lequel l'eau émulsifiée dans le GPL est séparée par l'action du coalesceur et du séparateur, ainsi un flux de GPL propre sans eau est libéré à partir de la sortie .L'eau collectée est déposée au fond du corps, puis est évacuée par la soupape appropriée.

II.2.2.3 Démercuriseurs : Le flux de GPL traverse le démercuriseur, la teneur en mercure du GPL est adsorbée par le lit de démercurisation. Ainsi un flux de GPL exempt de mercure est livré à la sortie, ensuite part vers les phases I, II et III.

- Phases I : Contient 12 sphères et 07 pompe.
- Phases II : Contient 04 sphères et 03 pompe.
- Phases III : Contient 06 sphères et 04 pompe.

Ensuite il traverse les dégazeurs de la charge afin de purger les vapeurs du mélange vers les Sphères d'alimentation à l'aide des vannes de niveau (LV).

Après le dégazage le flux passe par des redresseurs pour rendre l'écoulement laminaire et réduire la pression de 20 kg/cm^2 à 6 kg/cm^2 ensuite part vers les sphères de stockage.

II.2.3 Les utilités

Elle alimente les divers zones de production en :

II.2.2.1 Fuel (gaz naturel) : Le GN est vendu au GPL/Z par RTO, il arrive à pression de 50 bars et à la température ambiante est stocké dans un ballon tampon où il sera prêt à être utilisé dans différents domaines tels que déshydratation, chaudière, four, cuisine, turbine à gaz, compresseur et comme combustible.

II.2.2.2 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.

II.2.2.3 Vapeur : On utilise le dessaleur pour avoir l'eau distillée et à partir de la chaudière on produit de la vapeur.

II.2.2.4 Eau : Production de l'eau distillée, l'eau de refroidissement utilisée pour les équipements (pompe) et l'eau potable.

II.2.2.5 Méthanol : Il est utilisé pour le dégivrage.

II.2.2.6 Gasoil : Il est utilisé pour les générateurs de secours.

II.2.2.7 Azote : Circuit l'azote liquide on le transforme en vapeur pour l'inertage des équipements **[8]**.

II.3 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 brut est acheminé vers les 9 trains identiques installés en parallèle par des pompes de charge.

Chaque train est conçu de manière à produire 10.800.000 de Tonnes/ans et comprend les sections suivantes :

II.3.1 Section déshydratation de charge

L'alimentation de la section se fait en GPL brut depuis la section de stockage de la charge. La charge arrive par un collecteur commun, à une pression de 30 bars aux neufs trains. Cette unité a pour objectif la réduction de l'eau dissoute dans la charge GPL de 100 ppm jusqu'à 5 ppm pour éviter la formation du givre au niveau des équipements de la section réfrigération.

La section déshydratation en phase liquide de la charge comprend trois colonnes d'adsorption, contenant des tamis moléculaire et fonctionnant en période de 36 heures.

A tous instant, une colonne est en ligne pour l'adsorption, une deuxième est en régénération, tandis que la troisième est en attente. La durée d'adsorption est de 36 heures, à l'expiration de ce temps, la colonne en réserve est mise en ligne, et la colonne qui était en service passe en régénération avec un temps de 19 heures, à ce moment-là, la troisième colonne a achevé son cycle de régénération et passe en réserve.

Pendant l'adsorption, l'écoulement à travers la colonne se fait du bas vers le haut l'humidité est alors 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. Il faut aussi noter que la section déshydratation de la charge peut travailler sur seulement deux adsorbeurs, si bien qu'une colonne peut être révisée. **[9]**.

La régénération respecte les séquences suivantes :

II.3.1.1 Drainage (1 heure) : le vidange du sécheur se fait par l'injection du gaz naturel sous une pression de 20 Kg/Cm^2, le GPL restant est acheminé vers les sphères de charge.

II.3.1.2-Dépressurisation (30 minutes) : Cette séquence sert à réduire la pression du sécheur de 20 Kg/cm^2 à 3 Kg/cm^2 et cela fait par l'évacuation de GN contenu dans le sécheur vers à section fuel gaz.

II.3.1.3-Réchauffage (11 heures) : Le réchauffage se fait par le GN chauffé dans le four à une température de 280°C. Il passe dans le sécheur du haut vers le bas pour évaporer l'eau dissoute contenue dans les tamis moléculaire.

II.3.1.4-Refroidissement (5 heures) : Le GPL est refroidit par le GN porté à une température de 12 à 45°C et une pression de 3 Kg/cm^2.

II.3.1.5-Remise sous pression (30 minutes) : Avant le remplissage de la colonne par le GPL, il faut avoir sa pression de service qui est de 20 Kg/cm^2, cette opération se fait par l'introduction de GN à haute pression.

II.3.1.6-Remplissage au GPL (1 heure) : Cette opération consiste à mettre le sécheur en attente, d'où l'adsorbeur est rempli par du GPL.

II.3.2 Section déshydratation de garde

La déshydratation de garde ne concerne que le propane, d'où la teneur d'hydrate ne doit pas dépasser 1 ppm. La durée d'adsorption est de 30 jours, après l'écoulement de ce temps de service, la colonne passe en régénération avec un temps de 23 heures **[9]**.

La régénération respecte les séquences suivantes :

II.3.2.1 Drainage (1 heure) : Le vidange du sécheur se fait par l'injection du gaz naturel sous une pression de 20 Kg/Cm^2, le Propane restant est acheminé vers les sphères de charge.

II.3.2.2 Dépressurisation (30 minutes) : Cette séquence sert à réduire la pression du sécheur de 20 kg/cm^2 à 3 Kg/cm^2 et cela fait par l'évacuation de GN contenu dans le sécheur vers à section fuel gaz.

II.3.2.3-Réchauffage (14 heures) : Le réchauffage se fait par le GN chauffé dans le four à une température de 280°C, il passe dans le sécheur du haut vers le bas pour évaporer l'eau dissoute contenue dans les tamis moléculaire.

II.3.2.4 Refroidissement (6 heures) : Le Propane est refroidit par le GN porté à une température de 12 à 45°C et une pression de 3 Kg/cm^2.

II.3.2.5 Remise sous pression (30 minutes) : Avant le remplissage de la colonne par le Propane, il faut avoir sa pression de service qui est de 20 Kg/Cm^2, cette opération se fait par l'introduction de GN à haute pression.

II.3.2.6 Remplissage au GPL (1 heure) : Cette opération consiste à mettre le sécheur en attente, d'où l'adsorbeur est rempli par du Propane.

II.3.3 Section séparation

Le GPL provenant de la section déshydratation, passe tout d'abord par trois préchauffeurs avant qu'il soit introduit dans la section de fractionnement à une température de 73°C et à un débit nécessaire de telle manière à obtenir la quantité requise de produits **[9]**.

II.3.3.1 Fractionnateur: C'est une colonne de fractionnement équipée de 55 plateaux à clapets. C'est dans cette colonne qu'on récupère en tête l'Ethane et le Propane et au fond le Butane et le Pentane.

Le produit de tête du fractionnateur est envoyé vers les aérocondenseurs, puis vers le ballon de reflux. Via la pompe de reflux le produit condensé dans ce ballon est acheminée vers le dé-éthaniseur tout en assurant un reflux suffisant vers fractionnateur.

Le produit sortant du fond de la colonne est dirigé soit vers la section de réfrigération, ou soit vers le dépentaniseur (dans le cas où le % du pentane dans le butane atteint son seuil maximal), soit il passe par les aérocondenseurs et on le dirige vers le stockage ambiant.

II.3.3.2 Déethaniseur : C'est une colonne de fractionnement équipée de 25 plateaux à clapets. Cette colonne est utilisée pour l'élimination de l'éthane contenu dans le propane. L'éthane sort en tête de la colonne et le propane sort du fond de la colonne.

L'éthane passe par des condenseurs de tête, puis, accumulé dans son ballon de reflux, les vapeurs d'éthane sont acheminées soit vers torche ou vers four selon les résultats des analyses du laboratoire. Par contre l'éthane liquide est utilisé comme reflux de la colonne dé-éthaniseur. Le fond de la colonne est dirigé vers la section réfrigération.

Le propane sort au fond de la colonne à une température de 60 à 62°C se dirige directement vers le premier préchauffeur du fractionnateur, passe ensuite vers les aéroréfrigérants où il va être refroidit à -38 à -42°C avant de pénétrer dans la section de réfrigération. Enfin, il sera acheminé vers les sphères de stockage afin d'être expédiés sur le marché national.

II.3.3.3 Dépentaniseur: C'est une colonne de fractionnement équipée de 50 plateaux à clapets. Elle est utilisée pour éliminer le pentane contenu dans le butane, elle fonctionne seulement si la teneur en butane dans la charge dépasse 10%.

Cette opération est souvent by-passée, car la charge de GPL arrive avec une très faible teneur en pentane.

II.3.4 Section réfrigération

Le but de cette section est de refroidir les produits finis à leur température de stockage entre -38 et -42° C pour le propane et entre -8 et -10 °C pour le butane.

Cette section reçoit le propane et le butane de la section séparation, les réfrigère jusqu'aux basses températures correspondantes aux points de saturation liquide au voisinage de la pression atmosphérique et les dirigés 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 : haute pression (HP), moyenne pression (MP), et basse pression (BP) par détente du propane (fluide frigorifique) après compression.

Les vapeur résultantes de l'évaporation du propane réfrigérant dans les schillers, les condenseurs de têtes 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 III, puis elles sont condensées dans les condenseurs de type aéro-réfrigérant (E-X027), pour qu'elles soient collectées dans le ballon accumulateur.

Le propane réfrigéré passe par un déshydrateur de garde qui réduit la teneur en eau de 5 ppm à 1 ppm juste après son passage par le premier schiller, d'où soit il passe par les deux autres schillers, soit on le dirige directement vers le stockage à température ambiante **[9]**.

II.3.5 Section d'huile chaude

La section du fluide caloporteur est utilisée comme source de chaleur pour les rebouilleurs des colonnes de fractionnement et pour le troisième préchauffeur de la charge GPL.

Le fluide caloporteur circulant dans la boucle est l'huile TORADA TC 32, ce dernier est chauffé par le four, d'où sa température atteint 180°C à sa sortie.

Le four fournit également la chaleur nécessaire au gaz naturel pour la régénération des tamis moléculaires de la section déshydratation tout en chauffant ce dernier dans un petit serpentin de la section de convection à une température constante de 280°C à un débit de 2 000 Nm^3/h **[8]**.

Ces sections sont représentées dans la figure ci-dessous (Figure II.2):

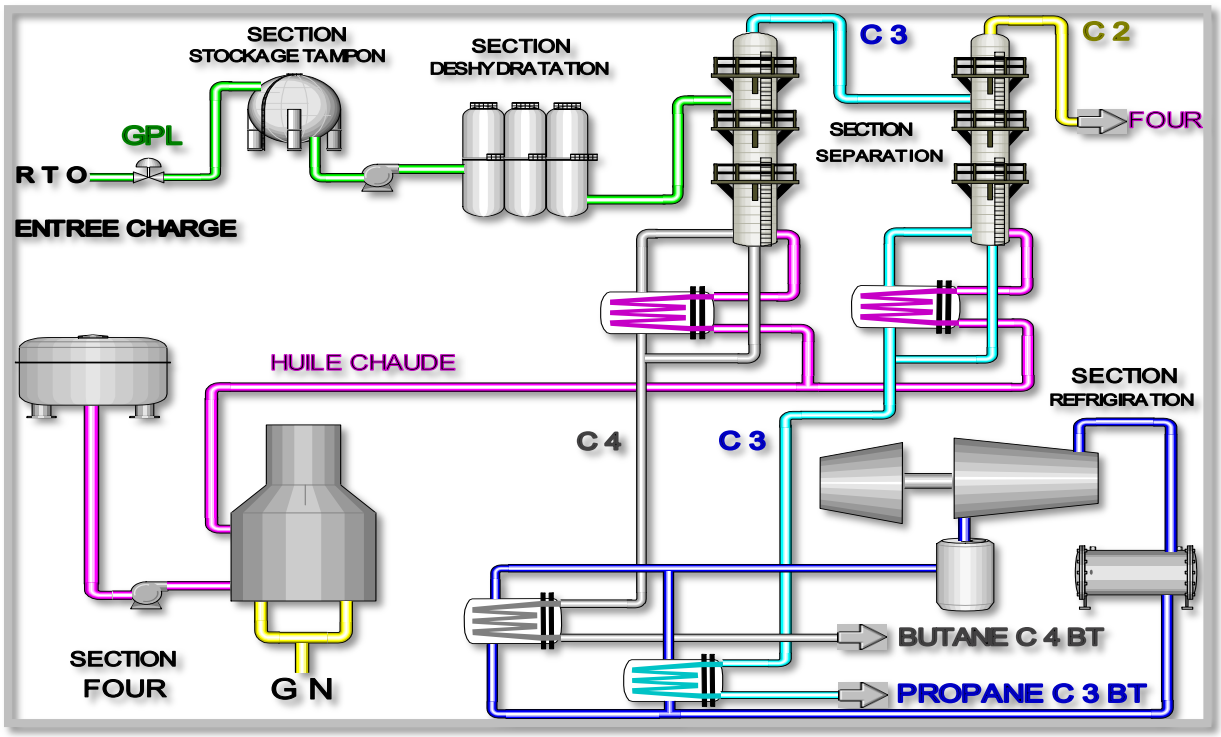


Figure II.2 : Schéma de la section séparation de la charge GPL.

II.4 Procédé de stockage et expédition

II.4.1 Stockage à basse température

Cette section est essentiellement destinée au marché international pour être enfin commercialisé. Les produits finis sont stockés dans des bacs, plus précisément huit bacs, avec une capacité de 70000 m3, pour chaque bac ils y a 3 pompes :

a- **Pompe de chargement :** elle est utilisée pour charger les navires.

b- **Pompe de circulation :** sa fonction est de maintenir sous froid le circuit de chargement par navire

c- **Pompe d'évacuation :** est utilisée pour vidanger l'espace annulaire vers l'intérieur du bac en cas de débordement.

Les bacs sont en doubles parois qui permettent de maintenir les deux produits répartis en :

- Quatre pour le stockage du Propane à (- 38 à -42 °C).
- Quatre pour le stockage du Butane à (- 4 à -10 °C).

Chaque bac est muni de système de sécurité des soupapes, des casses vides et des lignes de gaz naturel (GN) en cas de chute de pression **[10]**.

II.4.2 Stockage à température ambiante

Cette section contient cinq sphères de 500 m^3 chacune. Elles sont utilisées pour le stockage à température ambiante pour le chargement des camions. Une sphère pour le propane, trois pour le butane et une pour le pentane **[10]**.

II.4.3 Section BOG (boil-off-gaz)

Cette section comprend une unité de reliquéfaction de propane et une unité de reliquéfaction de butane. Le système de récupération a pour but de condenser les gaz évaporés et de les renvoyer aux réservoirs de stockage. De ce fait la pression dans le réservoir de stockage est maintenue dans la gamme de 300-800 mm H_2O sans perte de produite.

Les sources de gaz à reliquaire sont les suivantes :

- Gaz de détente de l'unité de refroidissement.
- Gaz liquéfiés des réservoirs à basse température.
- Gaz de retour de la jetée.

Le propane évaporé contenant une grande proportion d'éthane est dirigé vers le ballon d'aspiration du compresseur et provient essentiellement de deux sources.

La première source est la région de stockage à basse température, ou le gaz s'évapore en raison du volume de liquide stocké dans les réservoirs, ou le propane produit déplace la vapeur au fur et à mesure qu'il remplit le réservoir, la vapeur détendue venant de la section de réfrigération est introduite directement dans le collecteur des gaz évaporés dans la région de stockage à basse température. La deuxième source des gaz est le chargement navire , ces gaz représentent les vapeurs dégagées par le chargement et les vapeurs déplacées par le liquide chargé. Cette section contient :

- Cinq compresseurs volumétriques de trois étages à moteur électrique pour la phase 1 et Trois pour la phase 3, des aéro réfrigérant, ballon accumulateur et trois schillers de reliquéfaction du propane.
- Trois compresseurs volumétriques à trois étages à moteur électrique, des aéro réfrigérant, ballon accumulateur et deux Schiller de relique faction du butane.

II.4.4 Section jetée (CN)

Il y'a deux jetées :

- D1 : Chargée des petits navires.
- M6 : Chargée des grands navires.

II.4.5 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 Dl et M6 à des capacités variant entre 4 000 et 45 000 Tonnes de GPL (figure II.3).

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. 3 : Quai de chargement de navire du GPL1/Z**.**

II.4.6 Section chargement par camion :

C'est une section d'expédition de C_3 et C_4 pour le marché national. Elle contient une salle de contrôle, deux balances électroniques et six rampes de chargement de camions dont deux pour C_3, trois rampes pour C_4 et une rampe pour C_5 .Cette dernière est en arrêt pour le moment **(**figure II.4**)**.

Figure II.4 : Rampe de chargement de camions du GPL1/Z.

II.4.6 Section de transfert de produit réfrigéré

Quand 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.4.7 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 appelle BLOWDOWN. Les gaz échappés ou crachés par les soupapes de sécurité passent dans des ballons pour les préchauffer et diriger soit vers les deux torches hautes pression (HP) ou vers la torche basse pression (BP).

III.1 Introduction

La distillation est la principale méthode de séparation des constituants d'un mélange liquide à des fractions d'une pureté désirée. Cette opération de génie des procédés est caractérisée par des transferts de matière et de chaleur entre une phase liquide et une phase vapeur. La distillation est un phénomène purement physique, les constituants ne réagissent pas entre eux, ni dans la phase liquide ni dans la phase vapeur.

L'appareil principal permettant de réaliser ces transferts est le plus souvent une colonne de séparation appelée aussi une tour de fractionnement **[11]**.

III.2 Définition

La colonne de distillation est un procédé physique de séparation, caractérisé par des transferts de matière et de chaleur entre une phase liquide et une phase gazeuse, qui permet de séparer les constituants d'un mélange en se basant sur la différence de volatilité entre ces constituants. C'est l'une des opérations de séparation les plus employées dans le domaine de la chimie et le raffinage.

Le phénomène physique qui régit la distillation est la diffusion à contre-courant qui s'instaure entre la phase liquide et la phase gazeuse. Les transferts de matière et de chaleur s'établissent au moyen de dispositifs de contact qui engendrent de grandes surfaces d'échange entre les deux phases :

- Disposition du gaz dans une phase liquide continue.
- Disposition du liquide dans une phase gazeuse continue.

Un mélange passe progressivement de l'état liquide à l'état vapeur, par augmentation de température à pression constante. La vaporisation, se caractérise par l'apparition des premières bulles de vapeur, à la température de bulle du composé, La température croit jusqu'à une valeur appelée température de rosée correspondante à la disparition de la dernière goutte de liquide. A toute température T, comprise entre la température de bulle et de rosée, sous la pression P, correspond un équilibre liquide-vapeur unique.

III.3 Principe de fonctionnement

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple, toute en travaillant à une pression constante. Il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température crée par une source froide (condenseur) et une source chaude (le rebouilleur).

Une colonne de fractionnement comprend toujours trois systèmes distincts :

- Un système de vaporisation appelé « rebouilleur »
- Un système de condensation en tête appelé « condenseur »
- Un système de contact qui engendre de grande surface d'échange entre les deux phases en utilisant l'un des différents dispositifs suivants :

- Garnissage.
- Plateaux : les plus utilisés en plusieurs types : à calotte, à clapet ou perforés **[11] [12]**.

La colonne est devisée en trois zones **(**Figure III.1):

- **Zone d'alimentation** (flash): c'est l'entrée du mélange à fractionner.
- **Zone de rectification** : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- **Zone d'épuisement** : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

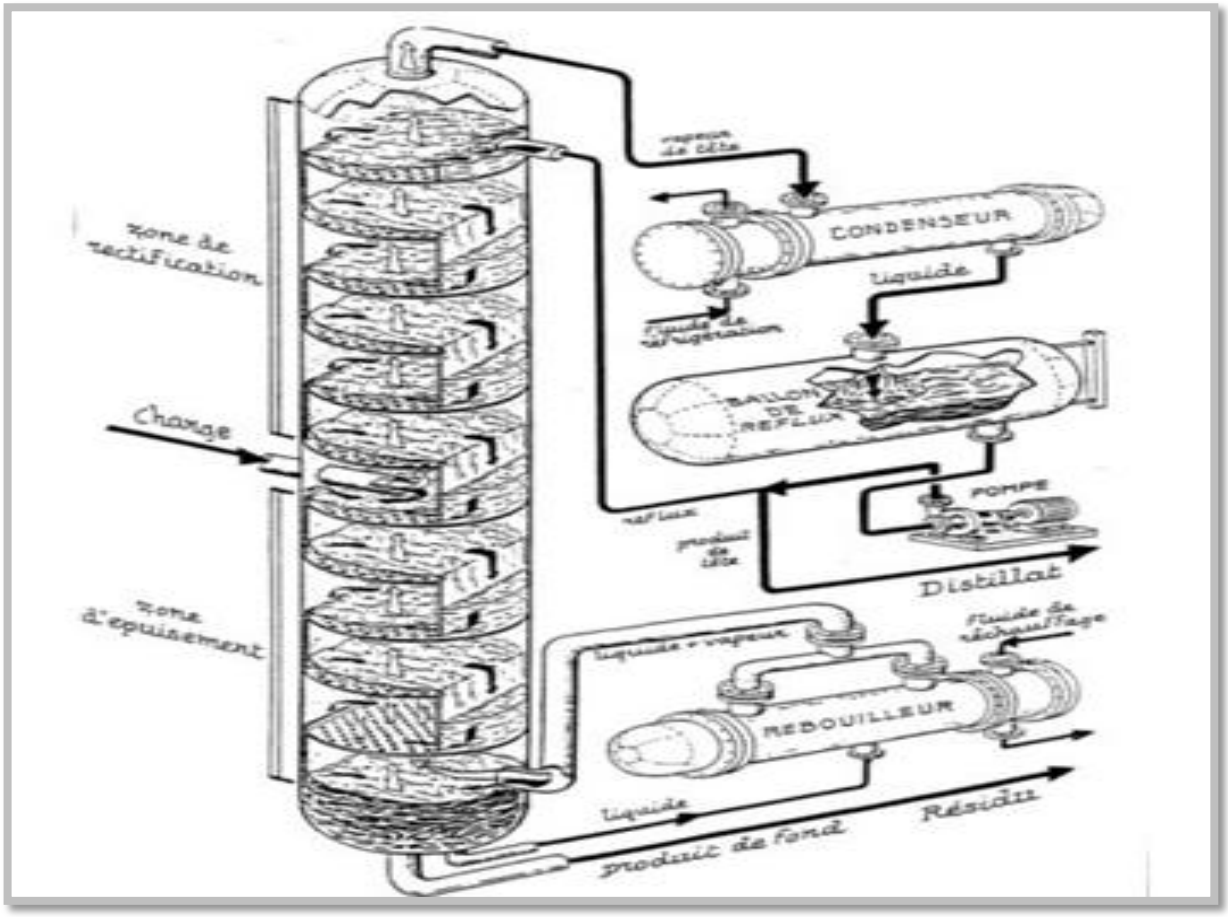


Figure III.1 : Schéma représentatif de trois zones d'une colonne de distillation.

III.3.1 Performances d'une colonne de distillation

Les absorbeurs ont tous pour but de réaliser le meilleur échange de matière entre une phase liquide et une phase gaz en contact. Ils doivent donc être équipés de dispositifs internes qui favorisent la dispersion de la phase gaz dans la phase liquide et plus particulièrement provoquent la plus grande surface d'aire interfaciale.

Les performances globales de l'absorbeur, rendement et sélectivité dépendent des phénomènes mis en jeu à savoir :

- les équilibres thermodynamiques à l'interface (solubilités).

- les lois de transport dans les phases (diffusivités).

- les lois de transfert au voisinage des interfaces (coefficients de transfert, aires interfaciales).

- les cinétiques des réactions chimiques (schémas réactionnels, constantes cinétiques, ordres de réactions) **[11]**.

III.3.2 Caractéristiques générales d'une colonne à distiller

La colonne à distiller est caractérisée par :

a) Puissance de la colonne : Le terme puissance de la colonne est défini comme étant le nombre de ses plateaux théoriques, où le liquide à ébullition et la vapeur émise sont en équilibre.

b) Débit : C'est le volume de vapeur passant dans la colonne pendant l'unité de temps, le débit sera en fonction du diamètre de la colonne. On ne peut pas augmenter le débit au-delà d'une certaine valeur sous peine de provoquer l'engorgement de la colonne.

c) Rétention : C'est le volume de liquide par unité de volume de la colonne. Elle constitue un facteur important de la précision avec la quelle les constituants sont successivement séparés du mélange selon deux modes :

- Rétention dynamique : c'est le volume de rétention en fonctionnement, c'est-à-dire le volume minimum retenu dans la colonne et ses parties annexes au cours de la distillation.
- Rétention statique : c'est le volume de liquide retenu dans la colonne quand la séparation est terminée.

d) Efficacité : C'est le rapport entre le nombre de plateaux théoriques et le nombre de plateaux réels, elle dépend du taux de reflux et de la pureté du produit.

e) Finesse : Cette caractéristique permet de comparer des colonnes ayant la même efficacité et le même pouvoir séparateur pour un mélange donné. La colonne présentant la plus grande finesse est celle qui a le plus faible volume de rétention.

f) Perte de charge : C'est la force que doit vaincre la vapeur dans son mouvement ascendant, principalement le liquide de reflux, l'alimentation et les changements de direction liés à la conception de la colonne.

Si cette chute est importante, elle amènera à une variation de température d'ébullition dans la colonne.

g) La hauteur équivalente à un plateau théorique (HEPT) : La HEPT est définie comme le rapport de la hauteur de la colonne (h) sur le nombre de plateaux de la colonne travaillant en reflux total (n) **[12]**.

III.3.3 Les Différents problèmes d'une colonne de séparation

Pour une colonne de dimensions déterminées, si les débits s'écartent des valeurs nominales de calcul, il arrive un moment où les plateaux ne fonctionnent plus correctement. On a alors atteint une des limites de fonctionnement.

Les principaux problèmes éventuellement rencontrés lors du fonctionnement d'une colonne sont :

a) Le moussage (foaming) : La formation de mousse par l'agitation et la turbulence sur le plateau est désirable, elle augmente la surface interfaciale entre le liquide et la vapeur. La mousse a une tendance de prendre du temps de stabilité en fonction des propriétés physiques du liquide. Ce problème est à prendre en considération lors du dimensionnement des plateaux ou prévoir l'ajout d'agents antimousse.

b) Pleurage (weeping) : Il y a pleurage lorsque le liquide s'écoule d'un plateau à un autre par les orifices du plateau. Ce phénomène peut avoir lieu si les trous dans le plateau sont trop grands ou si le débit de gaz est trop faible.

c) Engorgement (flooding) : Une colonne est dite engorgée lorsque le reflux liquide descendant ne peut pas s'écouler vers le rebouilleur, il est donc retenu par la poussée de la vapeur montante.

Généralement, dans l'industrie, le débit de vapeur est de l'ordre de 80% du débit de vapeur provoquant l'engorgement.

d) Entrainement : On peut parler d'entraiment lorsque le liquide est transporté par le gaz d'un plateau à un autre plateau supérieur. Ce phénomène est dû à une vitesse trop élevée du gaz dans la zone de contact des phases.

e) Soufflage (blowing) : Ce phénomène peut se manifester quand le débit de vapeur est très important, ce qui provoque la formation d'une brume au-dessus de la zone de contact résultant un pauvre échange entre les deux phases.

f) Perte de charge : La perte de charge entre le haut et le bas de la colonne est surtout due à la pression exercée par le liquide de reflux. Pour un reflux donné au delà d'un certain débit de vapeur, la perte de charge augmente extrêmement vite; le liquide n'arrive plus à descendre dans la colonne et la vapeur barbote dans le liquide. Il y a possibilité de destruction des plateaux si on ne diminue pas le débit de vapeur

g) Mal distribution des phases : Ce phénomène engendre une réduction de la surface de contact entre les phases et une diminution de l'efficacité de la colonne. Ce problème peut se produire lorsque :

- Les plateaux ne sont pas placés horizontalement,
- Le débit du liquide est trop grand,
- Le débit du gaz est trop faible,
- Il y a un problème mécanique avec le plateau **[12] [13]**.

III.4 Types des colonnes

On trouve plusieurs types :

III.4.1 Colonnes à plateaux

Les plateaux d'une colonne ont pour objectif de mettre en contact le liquide, qui redescend par gravité, avec la vapeur montante.

III.4.1.1 Les types des plateaux : Dans l'industrie de raffinage et de fractionnement du gaz on trouve plusieurs types des plateaux et le choix entre les plateaux est en fonction des conditions opératoires, des performances demandées et des facteurs économiques.

Généralement pour le transfert de matière entre liquide – vapeur, on utilise soit : Plateau à cloches, plateau à trous, plateau à clapet ou plateau à jets.

Dans le complexe GP1/Z, le plateau utilisé est : Plateaux à clapets (soupapes) **(**Figure III.4) :

- Évolution des plateaux perforés: chaque orifice est équipé d'une soupape qui se soulève sous la poussée du gaz.

- Élimination du risque de drainage à faible vitesse de gaz.
- Applications:
    - Grandes fluctuations du débit de gaz.
    - Pas adaptés à des marches en continu avec de faibles débits.

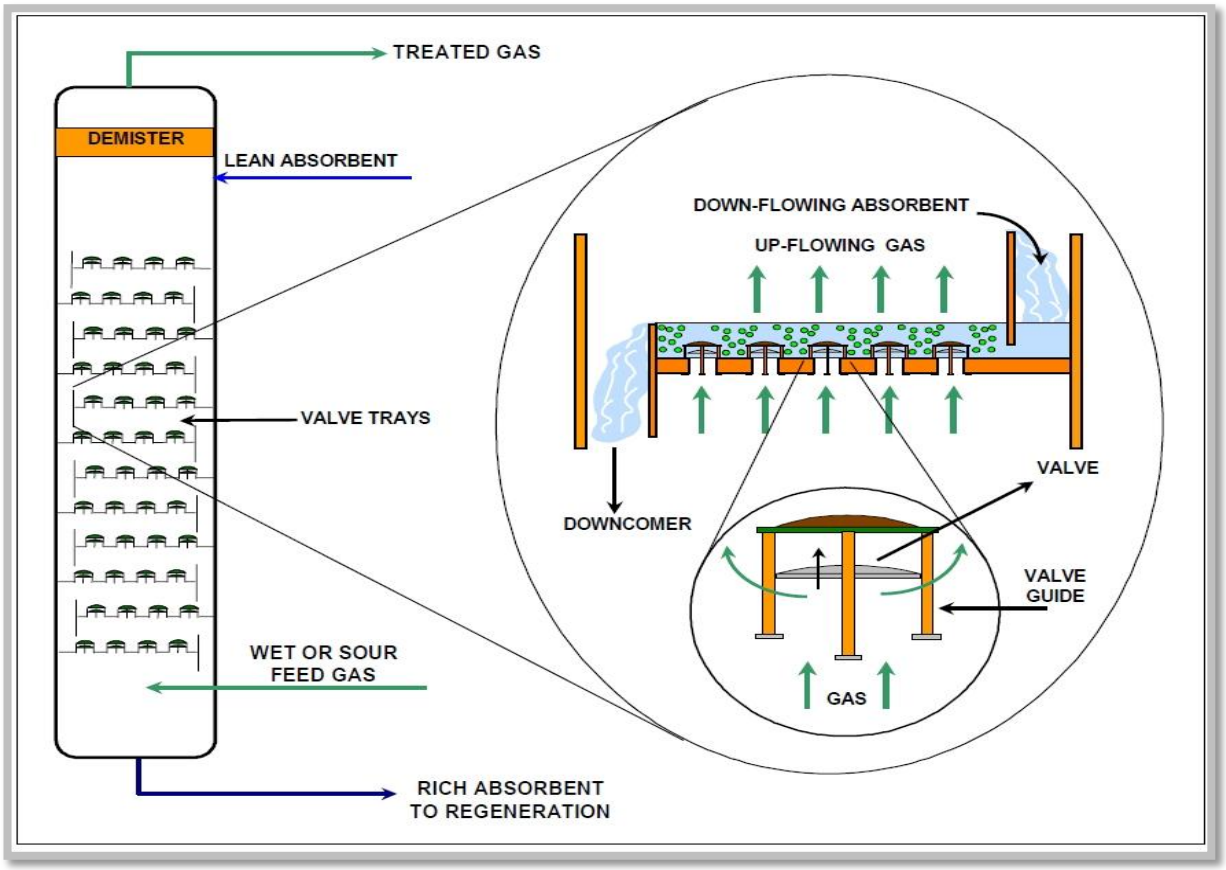


Figure III.2 : Schéma représentatif d'un plateau à clapets (soupapes).

III.4.1.2 Avantages

- Régimes de fonctionnement similaires aux plateaux perforés, mais sans risque de drainage
- Faibles coûts de fabrication.

III.4.1.3 Inconvénients

- Débit de gaz provoquant l'engorgement supérieur à celui d'un plateau à calottes.
- Pertes de charge importantes pour les faibles débits de gaz (soupapes à soulever).

III.5 Equipements

III.5.1 Evaporateur

Utilisé pour vaporiser l'eau ou une solution aqueuse.

III.5.2 Rebouilleurs

Les rebouilleurs sont des appareils tubulaires dont le but est d'effectuer une vaporisation partielle au fond de la colonne de distillation afin d'engendrer la phase vapeur qui assurera le fractionnement dans la section d'épuisement.

Rappelons que le rebouilleur représente un contact liquide vapeur supplémentaire, et que le rapport de la quantité vaporisée à la quantité soutirée s'appelle le taux de rebouillage.
Il faut éviter que les tubes supérieurs soient en contact avec la vapeur, ce qui produirait une surchauffe qu'il faudrait réduire et on constaterait alors une baisse du rendement de la colonne.

Le dégagement de vapeur se fait dans l'espace compris entre le niveau du liquide en fond de colonne et le plateau inférieur, l'appareil doit toujours être plein pendent l'opération.

III.5.3 Condenseurs

Les condenseurs sont en général des appareils à faisceau tubulaires et calandre, il faut noter la tendance actuelle à l'emploi de plus en plus fréquent des aérocondenseurs, où on utilise l'air comme fluide de refroidissement circulant autour des tubes à ailettes à l'intérieur desquels se produit la condensation. Si on désire refroidir le condensât très nettement en dessous du réglage automatique, il faut maintenir un certain niveau liquide dans l'appareil.

III.5.4 Aéro-réfrigérants

De plus en plus employés, ils constituent avec les fours la seconde grosse masse d'équipements dans les raffineries. L'air ambiant est soit forcé, soit induit, par une ventilation à travers un faisceau tubulaire parcouru par le fluide à refroidi.

IV.1 Généralités sur la simulation

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 **[14]**.

IV.1.1 Définition de la simulation :

La simulation permet de représenter les différents phénomènes (transfert de masse, énergie et de quantité de mouvement), qui se produisent dans les différentes opérations unitaires, par des modèles mathématiques qui traduisent leurs comportements par l'intermédiaire d'équations analytiques et leurs résolutions.

L'utilisation d'un simulateur s'avère très précieuse lorsqu'il s'agit de :

- Etablir des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel
- Dimensionner les équipements de ce procédé
- Réajuster les paramètres de fonctionnement, dans le cas de changement de composition de l'alimentation
- Déterminer les performances des équipements
- Etre informé sur l'influence d'un paramètre donné sur le bon déroulement d'un procédé ou partie du procédé.

IV.1.2 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.1.3 Présentation du logiciel « HYSYS »

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 **[14]**.

IV.1.4 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 somme référé 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 convainquant par l'étude de plusieurs cas de charge d'alimentation de la section séparation à différent débit **(**Figure IV.1) **[A]**.

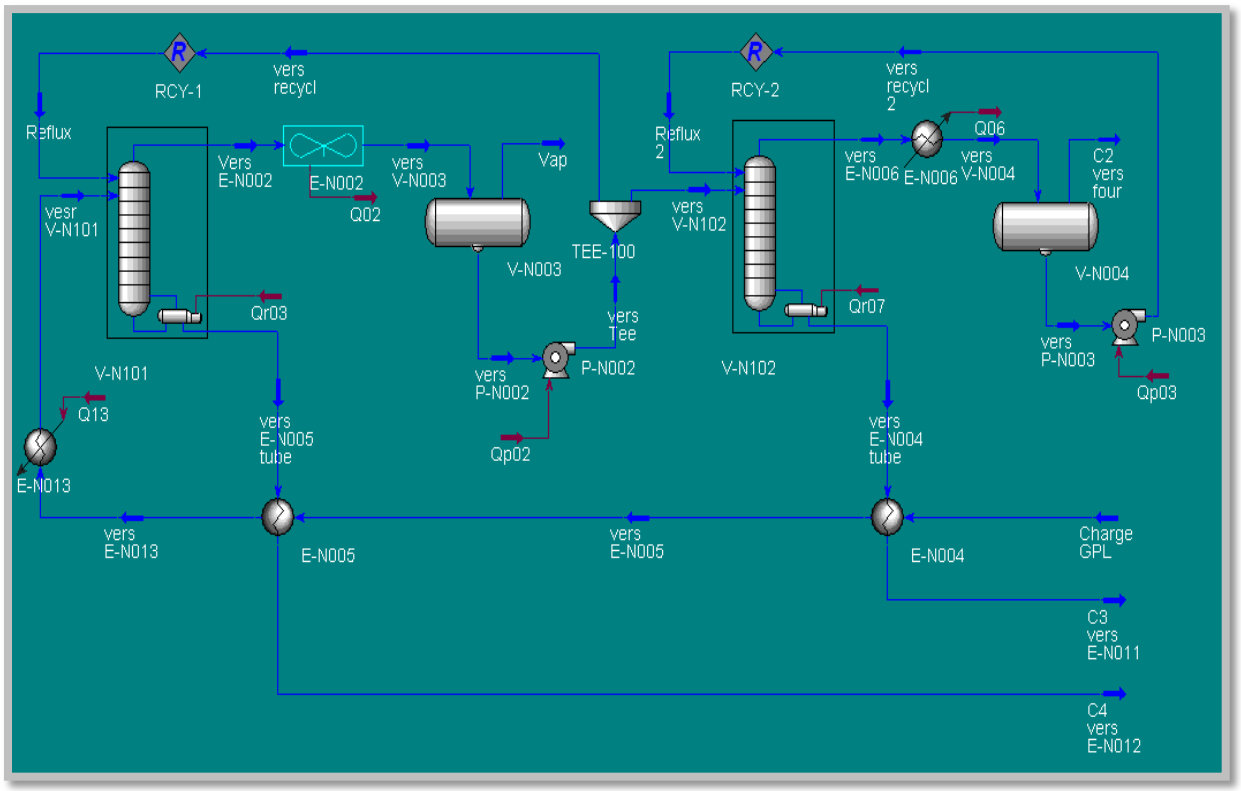


Figure IV.1 : Schéma représentatif de la simulation de la section de séparation.

IV.2.1 Méthodologie de travail : Le Calcul consiste à fixer les données suivantes :

IV.2.1.1 Données de l'alimentation de la section séparation :

- Le débit de l'alimentation (m^3/h).
- La composition de la charge (% molaire).
- La température. (°C).
- La pression de service (Kg/cm^2).

IV.2.1.2 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.
- 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.

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.2.3 Critères de base de l'étude

IV.2.3.1 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 m^3/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.1) **[9]** :

Tableau IV.1 : Compositions molaires des charges d'alimentation.

Constituants	**Compositions molaires charge N°13**	**Compositions molaires charge actuelle**
CH_4	0,002	0,238
C_2H_6	2,009	1.571
C_3H_8	52,512	61.558
iC_4H_{10}	16,751	11.939
nC_4H_{10}	28,258	24.308
iC_5H_{12}	0,308	0.337
nC_5H_{12}	0,160	0.043
Total	**100,000**	**100,000**

IV.2.3.2 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.2):

Tableau IV.2 : Normes NGPA.

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 butane dans le pentane	**10**
La teneur maximale de propane dans l'éthane	**12**

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

Propane commercial

- Ethane ≤ 2,00 % molaire
- Butane ≤ 1,00 % molaire

Butane commercial

- Propane ≤ 1,00 % molaire
- Pentane ≤ 1,75 % molaire

Ethane vers four

- Propane ≤ 12,00 % molaire

Ethane vers torche

- Propane ≥12,00 % molaire

IV.2.3.3 Températures de produits finis

- Propane commercial sortie train : [- 38, - 42] °C
- Butane commercial sortie train : [- 04, -10] °C

IV.2.3.4 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.2.4 Effet des variables d'exploitation

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 **[9]**.

IV.2.4.1 Températures

a. Alimentation : Le point de consigne de l'alimentation doit être maintenu constant à 74,5° 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 36ème plateau est le plateau le plus sensible pour le fractionnateur et le 22^{ième} plateau pour le deéthaniseur. Pour assurer le taux de récupération avec toutes les charges possibles la température de ces plateaux devrait être réglée à 96 °C pour le fractionnateur 61°C pour le deéthaniseur.

c. Sorties des colonnes : La température consigne normale pour la tête du fractionnateur est de 57,1°C, et celle du fond de colonne est 110,9°C. Ces valeurs sont respectivement 16.5°C et 62°C pour le deéthaniseur.

IV.2.4.2 Pressions

a. Pressions dans les colonnes : Le fractionnateur est conçu pour fonctionner à une pression fixe de 20,2 Kg/cm^2, avec une différence de pression entre le fond et la tête de la colonne de 0,3 à 0,4 Kg/cm^2. Le deéthaniseur est conçu pour fonctionner à une pression fixe de 21,8 Kg/cm^2, avec une différence de pression entre le fond et la tête de la colonne de 0,2 à 0,3 Kg/cm^2.

b. Ballons de reflux : La pression dans de ballon de reflux du fractionnateur devrait être réglée sur 19,5 Kg/cm^2 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/cm^2 afin d'obtenir le fonctionnement stable du condenseur. Celle du deéthaniseur est réglée à 22.5 $Kg/cm^{2.}$

IV.2.4.3 Débits

a. Alimentation : En régime normal de production, l'alimentation du fractionnateur est égale à 240 m^3/h (100%), et correspond à une production nominale d'un million de tonne par an. 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 m^3/h, et celui du déethaniseur est 110 m^3/h. Afin de garantir le taux de récupération voulu des produits finis.

IV.2.4.4 Caractéristiques des équipements

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.3) **[15] [A]** :

Tableau IV.3 : 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	23.00. 10^6
02-E-N006	Condenseur de tête deéthaniseur	Calandre Tube	Propane / éthane	3.1 22.8	-5 16.5 ~ 5	7.00. 10^6
02-E-N003 A/B	Rebouilleur fractionnateur	Calandre Tube	Butane Hot oïl	20,5 5 ~ 3	110 ~ 111 180 ~ 130	23.00. 10^6
02-E-N007	Rebouilleur deéthaniseur	Calandre Tube	Propane Hot oïl	23 5 ~ 3	62 180 ~ 130	7,00. 10^6
02-E-N013	Préchauffeur N° 3	Calandre Tube	Charge GPL Hot oïl	25,6 3,4	66 ~ 71,1 180 ~ 130	3,075. 10^6

Tableau IV.4 : Caractéristiques des pompes.

Repère	Service	Type	Fluide	Pression Kg/cm2	Température (° C)	Débit max (m3/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
02-P-N003 A/B	Pompe de reflux du deéthaniseur	Centrifuge	Propane / éthane	22,5 ~ 25	5	132

IV.2.5 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.5) **[B]**.

Tableau IV.5 : Données opératoires design et actuel.

Paramètres	Fractionnateur		Deéthaniseur	
	Design	**Actuel**	**Design**	**Actuel**
Débit Alimentation (Kgmole/h)	2541,8	2541.8	1376.13	2673
Débit de reflux (Kgmole/h)	591,23	265	288.74	44
Pression au sommet (Kg/cm^2)	21,2	19.14	21.8	21.8
Température Alimentation (°C)	74,5	71.1	50	50
Température du plateau sensible (°C)	96	73.3	61	61.3
Température au sommet (°C)	51.1	56.5	16.5	25.3
Température au fond (°C)	110.9	109.6	62.1	62.5
Température de reflux (°C)	50	44	5	5

Les caractéristiques des deux colonnes sont données dans le tableau suivant (Tableau IV.6) :

Tableau IV.6 : caractéristiques des colonnes de séparation.

Caractéristiques	Fractionnateur		Deéthaniseur	
	Section I	**Section II**	**Section I**	**Section II**
Nombre de plateaux	20	35	11	14
Type de plateaux	Clapet	Clapet	Clapet	Clapet
Nombre de passes	4	4	2	2
Diamètre intérieur (m)	4,100	5,500	1,800	2,600
Espacement entre plateau (m)	0,600	0,600	0,600	0,600

IV.2.5.1 Vérification du cas design à 100%

Le tableau ci-dessous **(**Tableau IV. 7**)** représente les paramètres de sorties de la section séparation calculés par le constructeur et ceux obtenus par HYSYS **[B]**.

Tableau IV. 7 : Paramètres de sortie dans le cas design et la simulation.

Paramètres		Design	Simulation
Fractionnateur	Débit Distillat (Kgmole/h)	1376,73	1385
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1164,87	1156
	Température de tête (°C)	57,1	57.43
	Température de fond (°C)	110,9	112.1
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	19,95	19.93
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	21,08	20.76
Déethaniseur	Débit C2 vers four (Kgmole/h)	43.92	62.33
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1333.01	1337
	Température de tête (°C)	16.5	16.81
	Température de fond (°C)	62	61.55
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	6.3	5.99
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	7	6.60

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

IV.2.5.1.1 Fractionnateur

- **Températures**

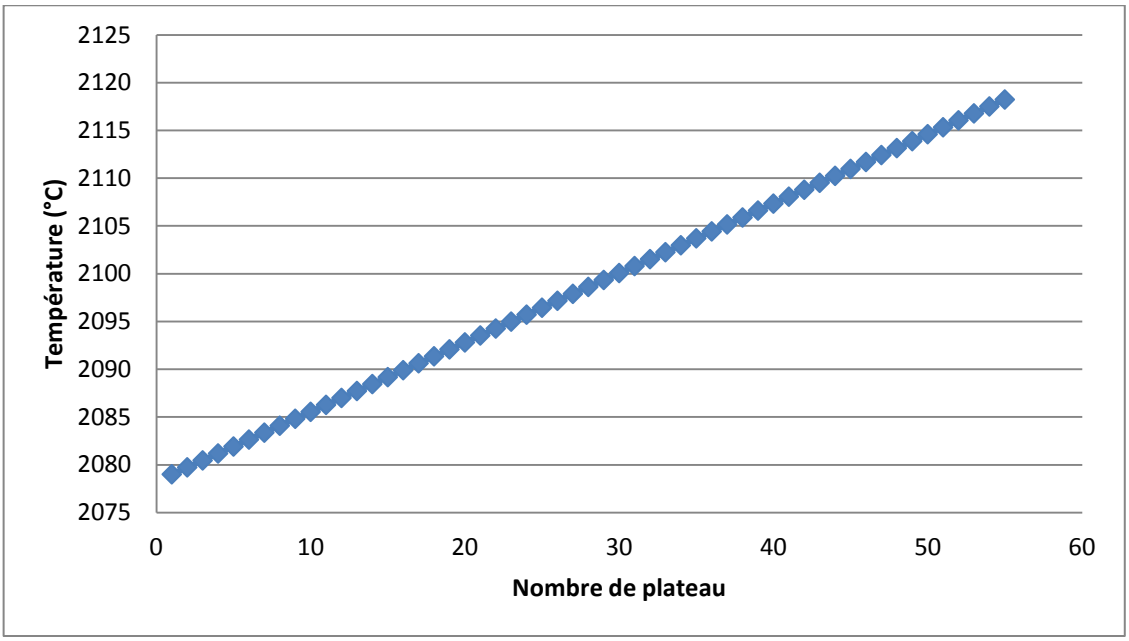


Figure IV.1 : Profil de Température Fractionnateur Design à 100%.

- **Pressions**

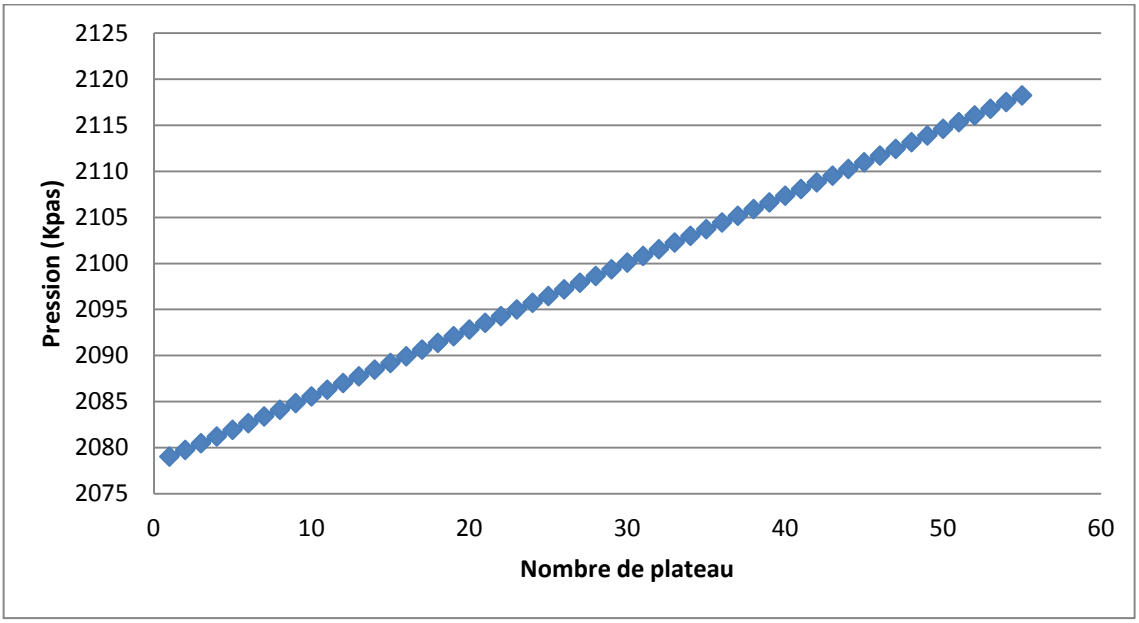


Figure IV.2 : Profil de Pression Fractionnateur Design à 100%.

- **Les débits**

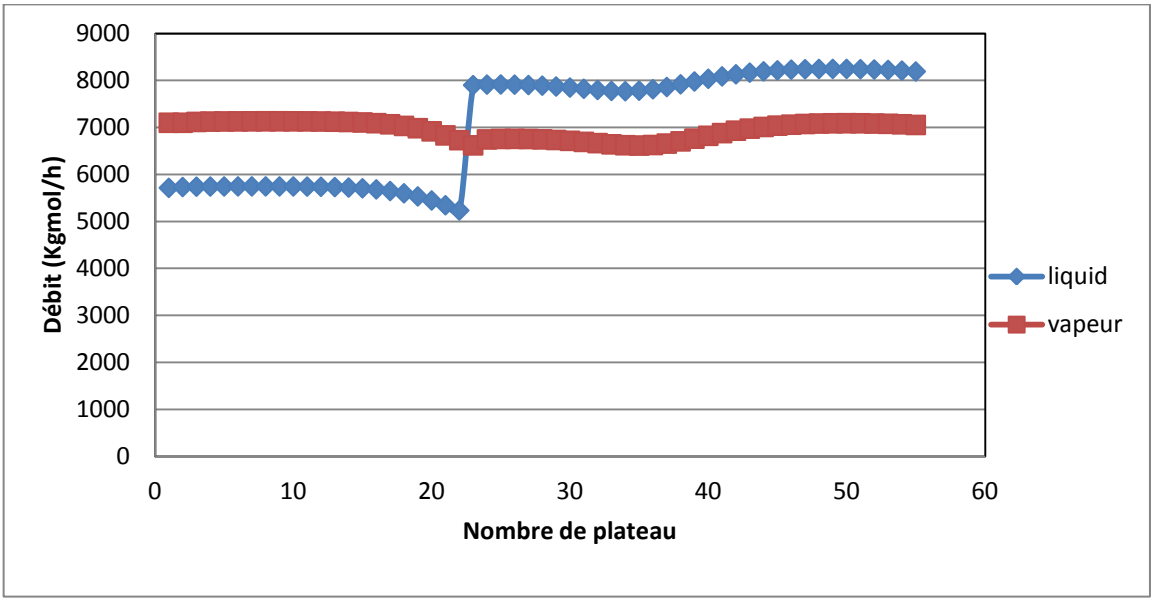


Figure IV.3 : Profil des débits Fractionnateur Design à 100%.

IV.2.5.1.2 déethaniseur

- **Températures**

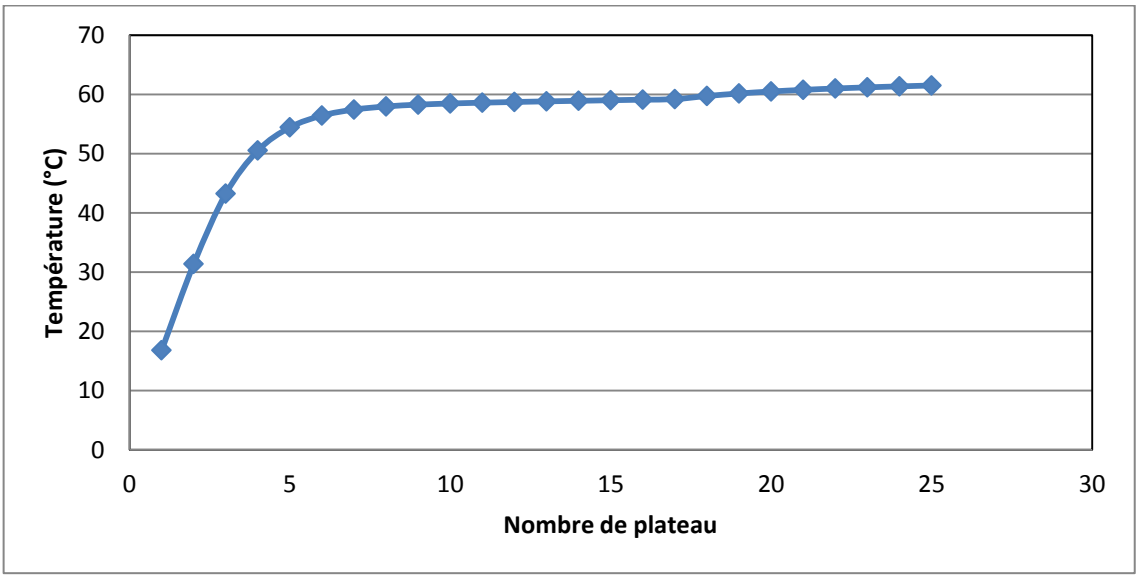


Figure IV.4 : Profil de Température déethaniseur Design à 100%.

- **Pressions**

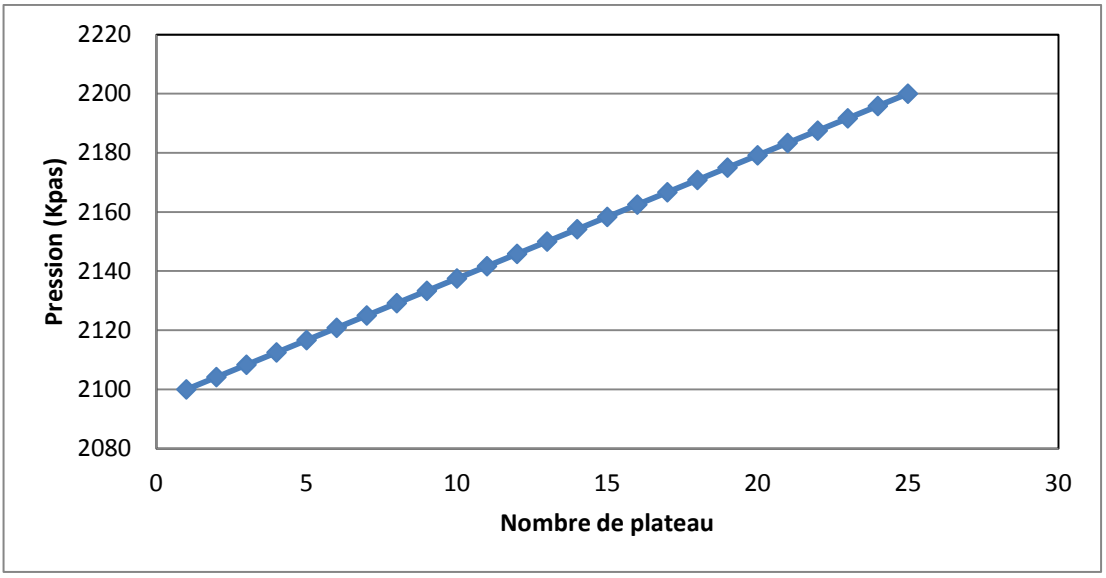


Figure IV.5 : Profil de Pression déethaniseur Design à 100%.

- **Les débits**

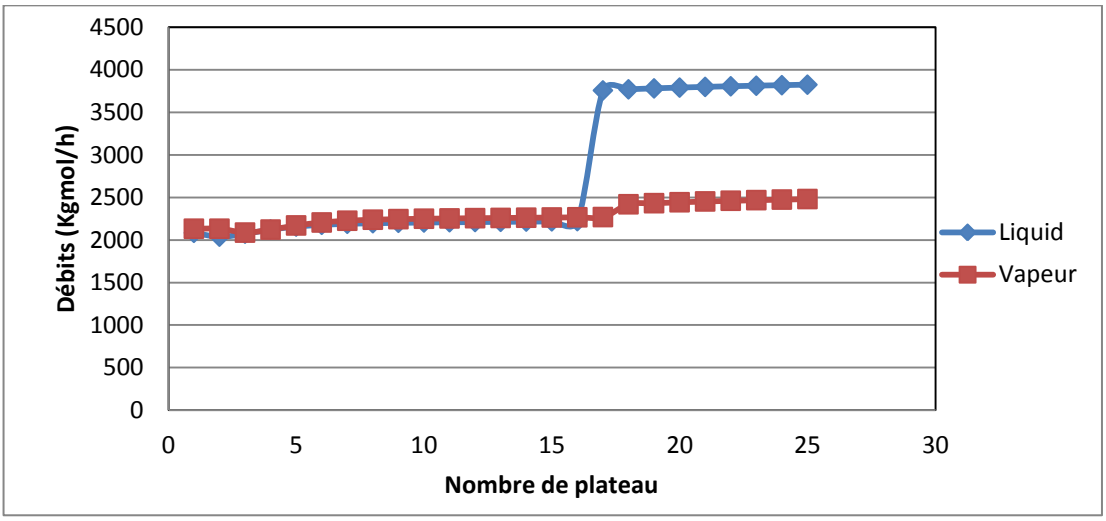


Figure IV.6 : Profil des débits Déethaniseur Design à 100%.

D'après les figures (Figure IV.5) et (Figure IV.6) on constate que le débit de vapeur dans la section d'enrichissement est supérieur à celui de liquide mais quand on arrive au plateau d'alimentation le débit de liquide augmente d'une façon considérable par apport au débit de vapeur, du faite que l'alimentation est un liquide bouillant.

- **Produits finis**

Tableau IV.8: Compositions molaires des produits finis dans le cas design et simulation.

Constituants	Butane C4		Propane C3		Ethane C2	
	Design	**Simulation**	**Design**	**Simulation**	**Design**	**Simulation**
CH_4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1200	0.0583
C_2H_6	0,0000	0,0000	0,4900	0.0628	92,1800	90.5403
C_3H_8	0,9900	0,0440	99,0100	99.3220	7,7000	9.4014
iC_4H_{10}	36,3500	36,812	0,1000	0.0049	0,0000	0,0000
nC_4H_{10}	61,6400	62,1153	0,2000	0.0001	0,0000	0,0000
iC_5H_{12}	0,6700	0,6770	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
nC_5H_{12}	0,3500	0,3517	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	**100**	**100**	**100**	**100**	**100**	**100**

Les données des sorties des colonnes obtenues par le simulateur sont très proches de celles prescrites par le constructeur, ce qui confirme la validité de la simulation utilisée.

IV.5.2 Vérification du cas actuel à 100%

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 optimisés par rapport au design, tel que le débit du reflux du fractionnateur est fixé à 400 m^3/h.

Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau suivant (Tableau IV.9) **[B]**:

Tableau IV.9: Paramètres de sortie dans le cas actuel et la simulation.

Paramètres		**Actuel**	**Simulation**
Fractionnateur	Débit Distillat (Kgmole/h)	1680	1610.6
	Débit Résidu (Kgmole/h)	941	931.4
	Température de tête (°C)	57,1	57.56
	Température de fond (°C)	110,9	112.7
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	20,95	20.67
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	21,08	20.89
Déethaniseur	Débit C2 vers four (Kgmole/h)	132	57.87
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1700	1560
	Température de tête (°C)	25	23.8
	Température de fond (°C)	62.5	61.5
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	3.20	6
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	3.37	6.8

Nous remarquons que les résultats du simulateur se rapprochent du cas réel pour les débits et les températures, mais un peu étroits pour les énergies de condensation et de rebouillage notamment au niveau du déethaniseur, cela est dû aux pertes d'énergie au niveau des équipements.

IV.2.5.2.1Fractionnateur

- **Températures**

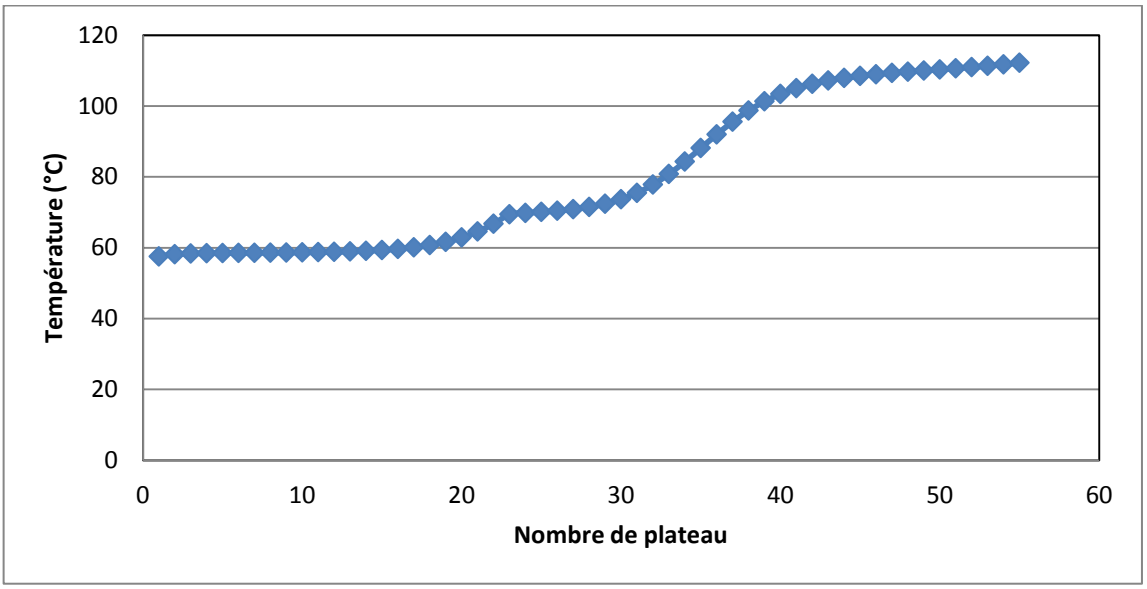


Figure IV.7 : Profil de Température Fractionnateur actuel à 100%.

- **Pressions**

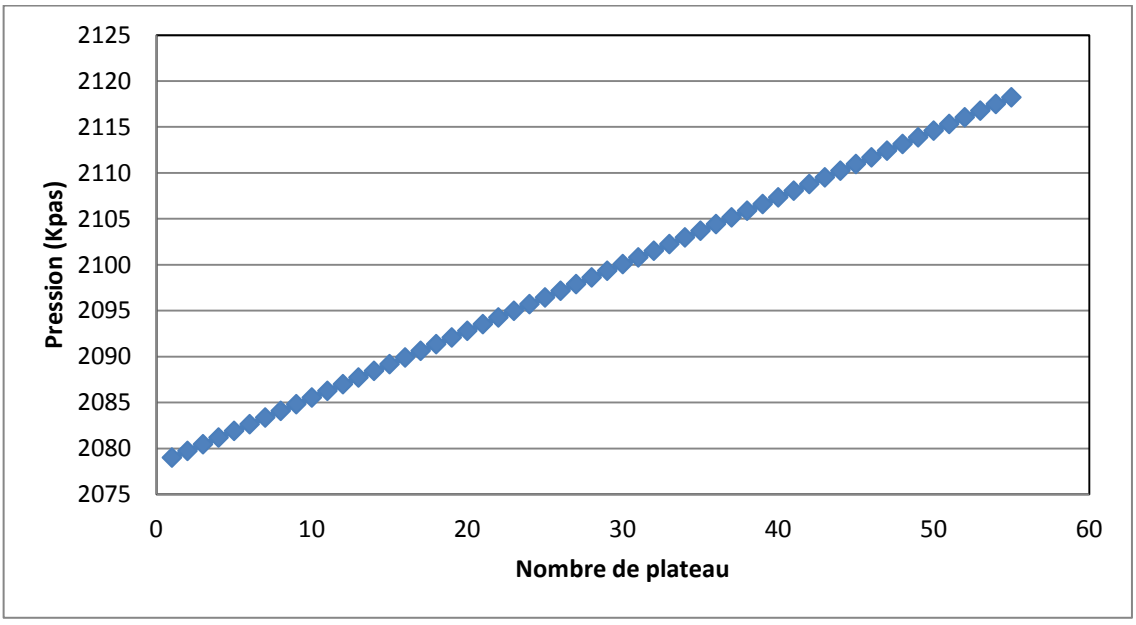


Figure IV.8 : Profil de Pression Fractionnateur actuel à 100.

- **Les débits**

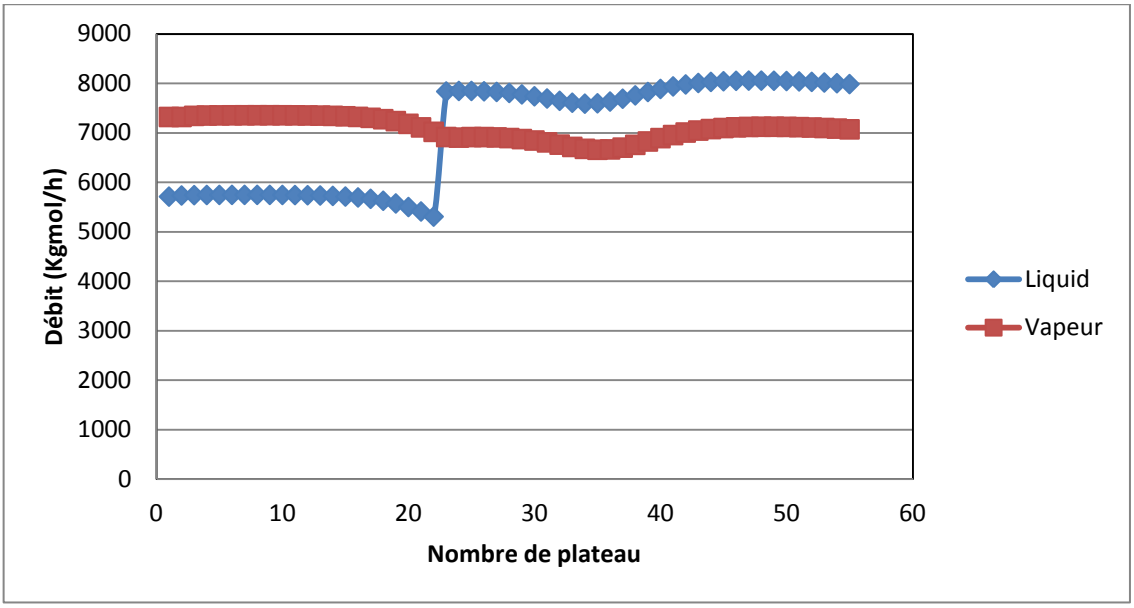


Figure IV.9 : Profil de debit Fractionnateur actuel à 100%.

IV.2.5.2.2 déethaniseur

- **Températures**

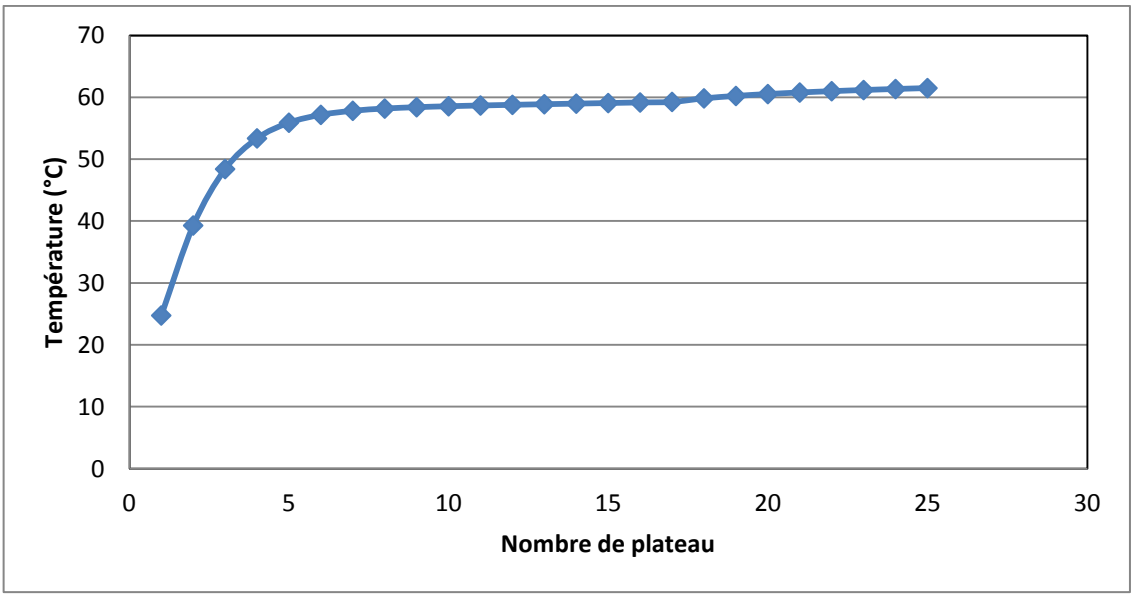


Figure IV.1 0 : Profil de Température déethaniseur actuel à 100%.

- **Pressions**

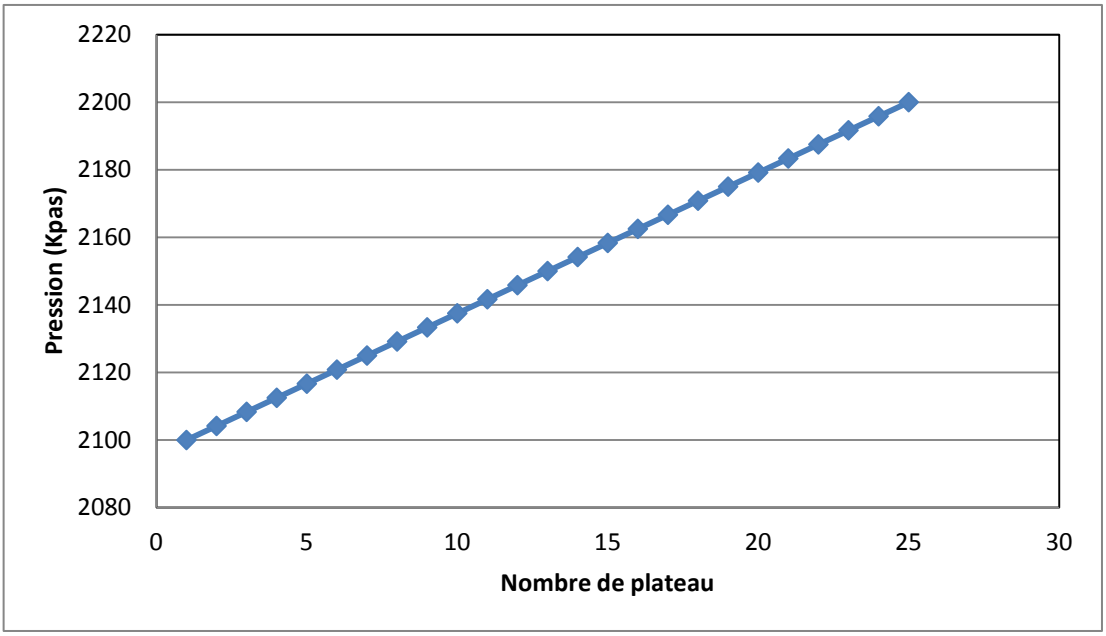


Figure IV.11 : Profil de pression déethaniseur actuel à 100%.

- **Les débits**

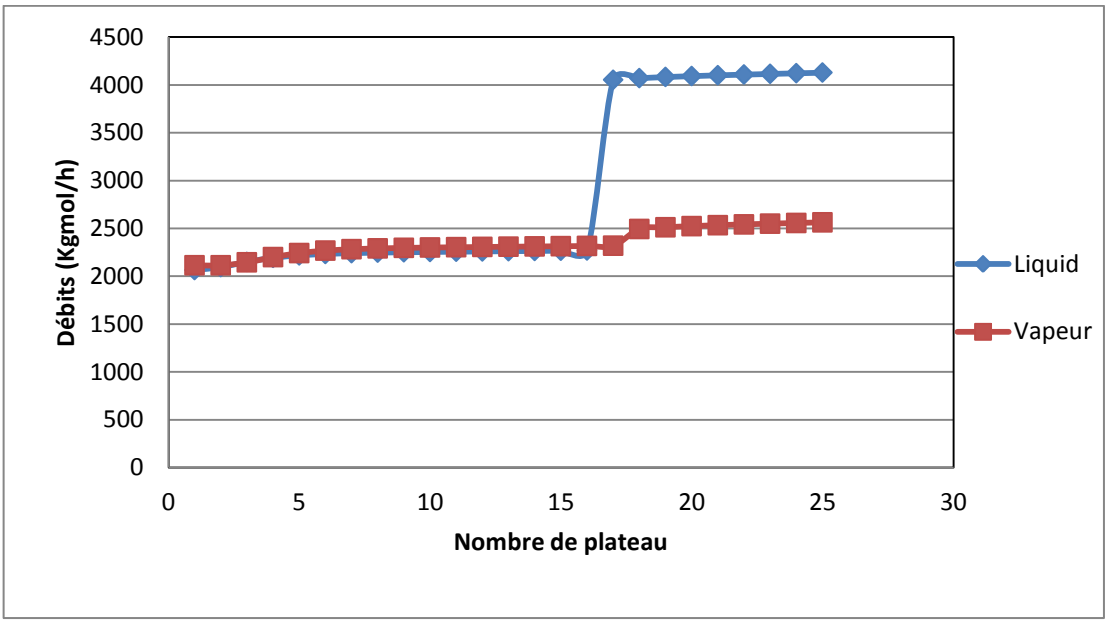


Figure IV.12 : Profil de débit déethaniseur actuel à 100%.

- **Produits finis**

Tableau IV.10: Compositions molaires des produits finis dans le cas actuel et simulation.

Constituants	Butane C4		Propane C3		Ethane C2	
	Actuel	**Simulation**	**Actuel**	**Simulation**	**Actuel**	**Simulation**
CH_4	0,0000	0,0000	0,0000	0.3756	0.1800	10.6367
C_2H_6	0,0000	0,0000	0.8200	2.4792	92.190	75.9789
C_3H_8	1.0000	0.0240	99.030	97.1283	7.6300	13.3843
iC_4H_{10}	36.390	32.601	0.1200	0.0165	0,0000	0,0000
nC_4H_{10}	61.590	66.3389	0.0300	0.0004	0,0000	0,0000
iC_5H_{12}	0.6700	0.9197	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
nC_5H_{12}	0.3500	0.117	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Total	**100**	**100**	**100**	**100**	**100**	**100**

Interprétation des résultats

Pour une charge de 100% :

- Le profil de température le long des deux colonnes est régulier, le fonctionnement de la section séparation dans ces conditions est stable.
- Les profils des débits de vapeur et liquide gardent les mêmes allures, dans le cas design le débit est légèrement élevé par rapport au cas actuel (selon la composition de la charge traitée).
- La composition des produits finis de la charge actuelle calculée par le simulateur est proche de celle obtenue au niveau de la section séparation, le taux du propane est élevé par rapport au design, cela dû à la nature de la charge.

Conclusion

Les résultats obtenus par le simulateur dans ce cas réel renforcent la validité de cette simulation. On peut conclure 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. Le tableau suivant représente les débits de charge correspondants à des taux de traitement supérieurs à 100%.

Tableau IV.11 *:* Débit des charges à différent pourcentage.

Performance %	**Débit de la charge (m^3/h)**	**Débit de la charge (Kgmole/h)**
100	240	2541.8
110	264	2795,98
120	288	3050,16
130	312	3304,34
140	336	3558,52
150	360	3812,70

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 sont représentés ci-dessous.

IV.6.1 Taux de charge 110%

Tableau IV.12: Paramètres de sortie à 110% de la charge nominale.

Paramètres		**Simulation**
Fractionnateur	Débit Distillat (Kgmole/h)	1708
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1031
	Température de tête (°C)	55.19
	Température de fond (°C)	113.2
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	21.14
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	21.43
Déethaniseur	Débit C2 vers four (Kgmole/h)	54.51
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1708
	Température de tête (°C)	24.96
	Température de fond (°C)	61.54
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	6.23
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	6.96

IV.6.1.1 Fractionnateur

- **Températures**

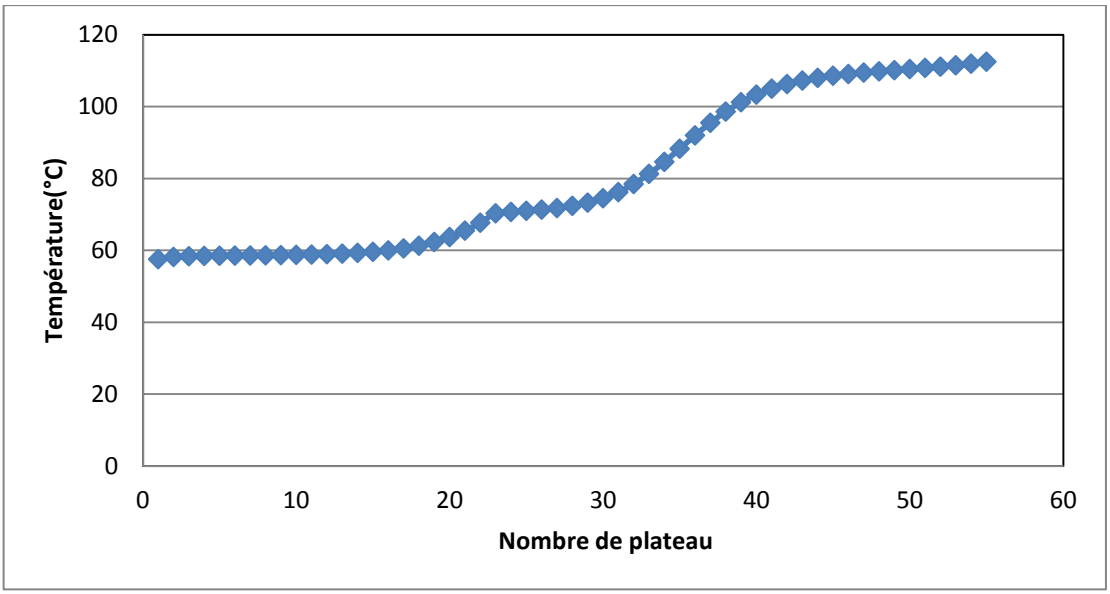


Figure IV.13 : Profil de Température de fractionnateur à 110%.

- **Pression**

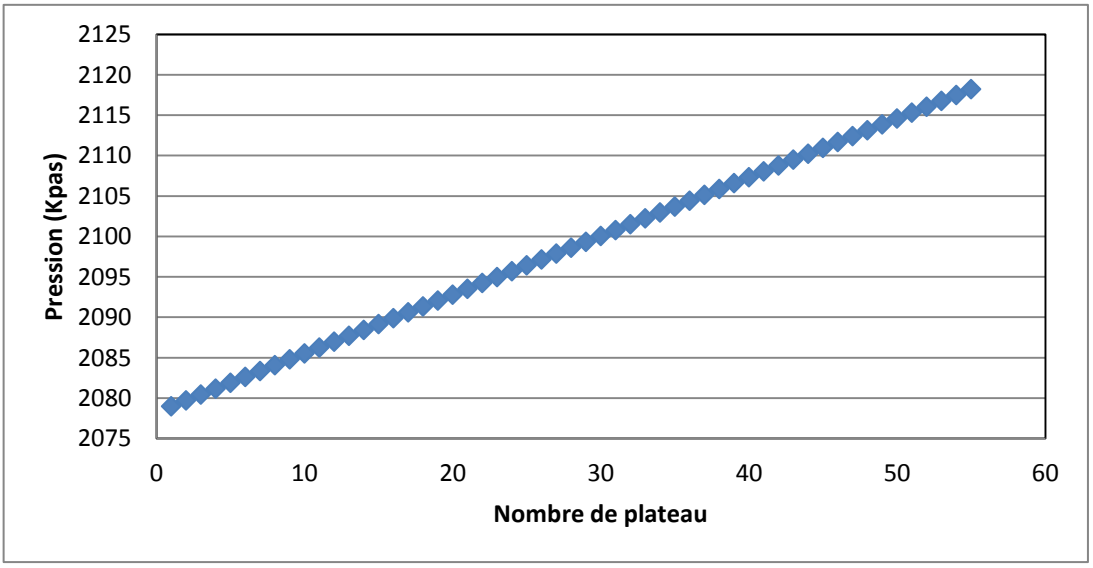


Figure IV.13 : Profil de pression de fractionnateur à 110%.

- **Les débits**

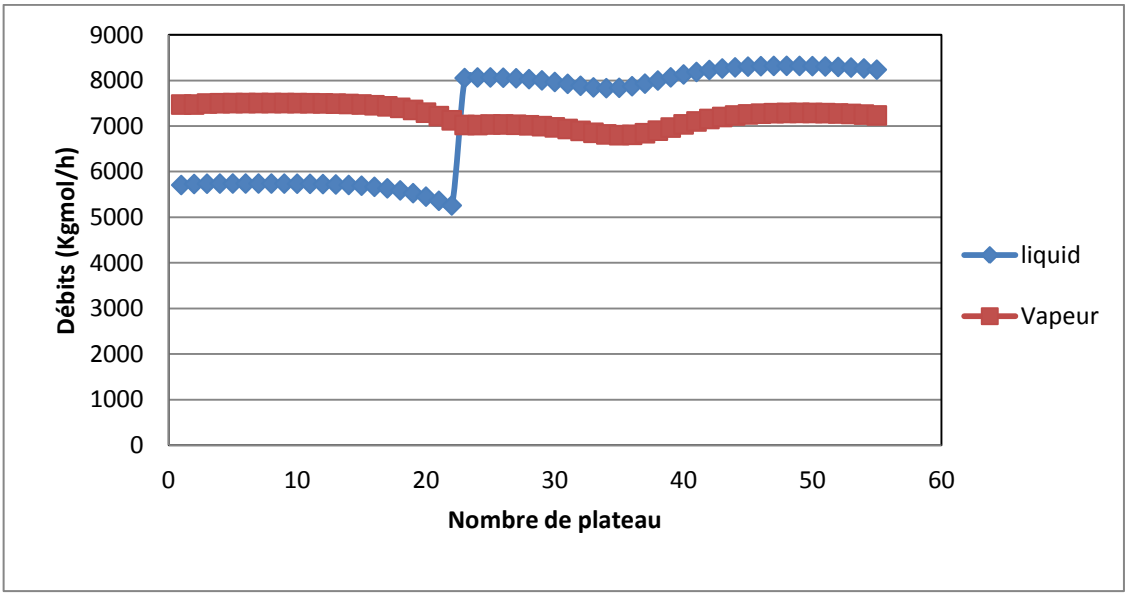


Figure IV.14: Profil de débit fractionnateur à 110%.

IV.6.1.1 Déethaniseur

- **Températures**

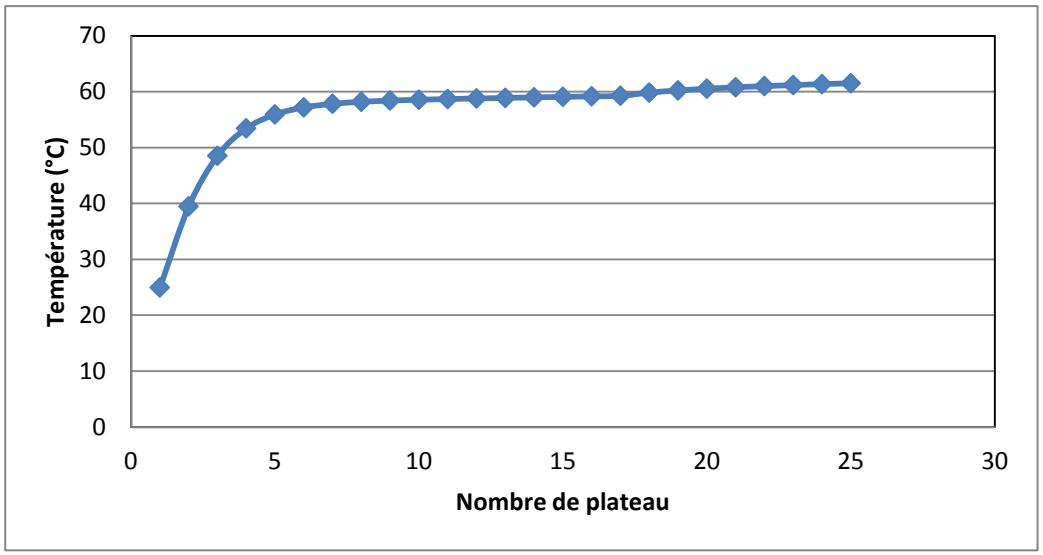


Figure IV.15 : Profil de Température de déethaniseur à 110%.

- **Pressions**

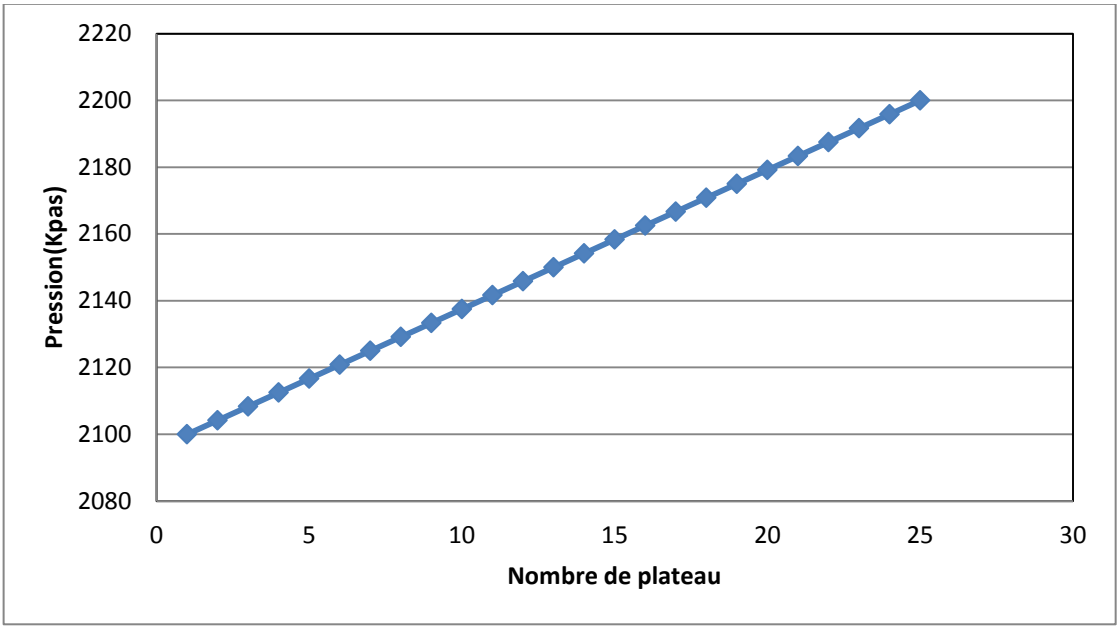


Figure IV.16 : Profil de pression de déethaniseur à 110%.

- **Les débits**

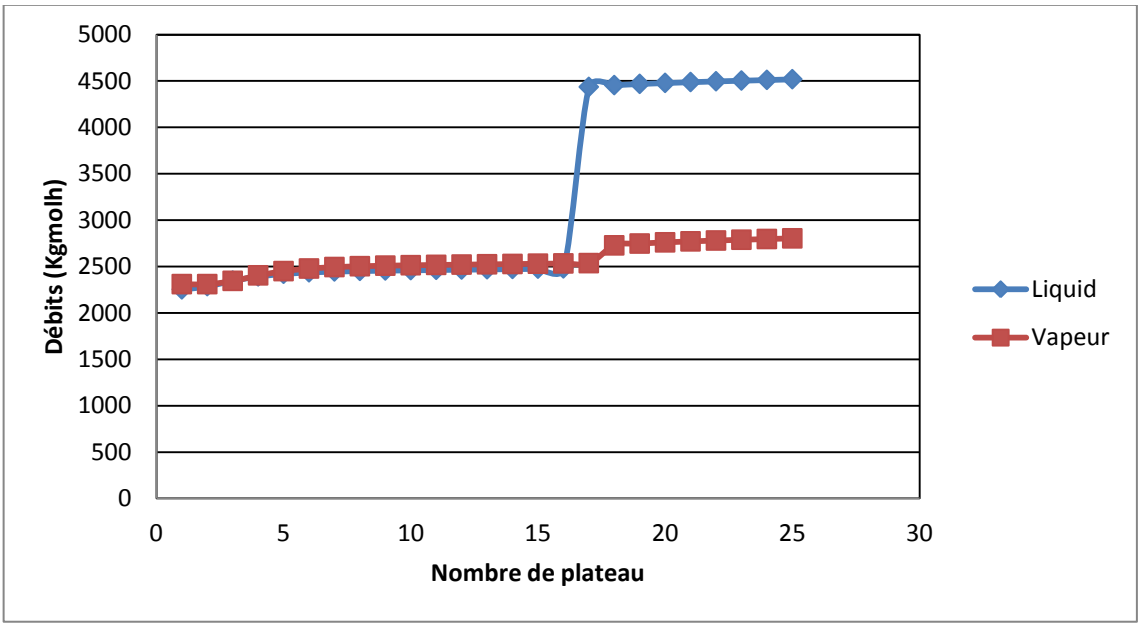


Figure IV.17 : Profils de débits déethaniseur à 110%.

- **Produits finis**

Tableau IV.13 : Compositions molaires du distillat et résidu à 110% de la charge nominale.

Constituants	**Butane C4**	**Propane C3**	**Ethane C2**
CH_4	0,0000	0.3756	12.3871
C_2H_6	0,0000	2.4778	73.5931
C_3H_8	0,0281	97.1348	14.0198
iC_4H_{10}	32,2331	0.0115	0,0000
nC_4H_{10}	65.6668	0.0003	0,0000
iC_5H_{12}	0,9104	0,0000	0,0000
nC_5H_{12}	1.1616	0,0000	0,0000
Total	**100**	**100**	**100**

Interprétation des résultats

Pour une charge de 110% :

- Le profil de température est régulier le long des deux colonnes.
- Les débits de vapeur et de liquide gardent les mêmes comportements dans les deux colonnes.
- Les compositions des produits distillats et résidus sont dans les normes.

IV.6.2 Taux de charge 120%

Tableau IV.14 : Paramètres de sortie à 120% de la charge nominale.

Paramètres		**Simulation**
Fractionnateur	Débit Distillat (Kgmole/h)	1871
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1117
	Température de tête (°C)	57,56
	Température de fond (°C)	112,7
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	21.64
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	21,92
Déethaniseur	Débit C2 vers four (Kgmole/h)	64.16
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1871
	Température de tête (°C)	24.31
	Température de fond (°C)	61,55
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	7.349
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	8.151

IV.6.2.1 Fractionnateur

- **Températures**

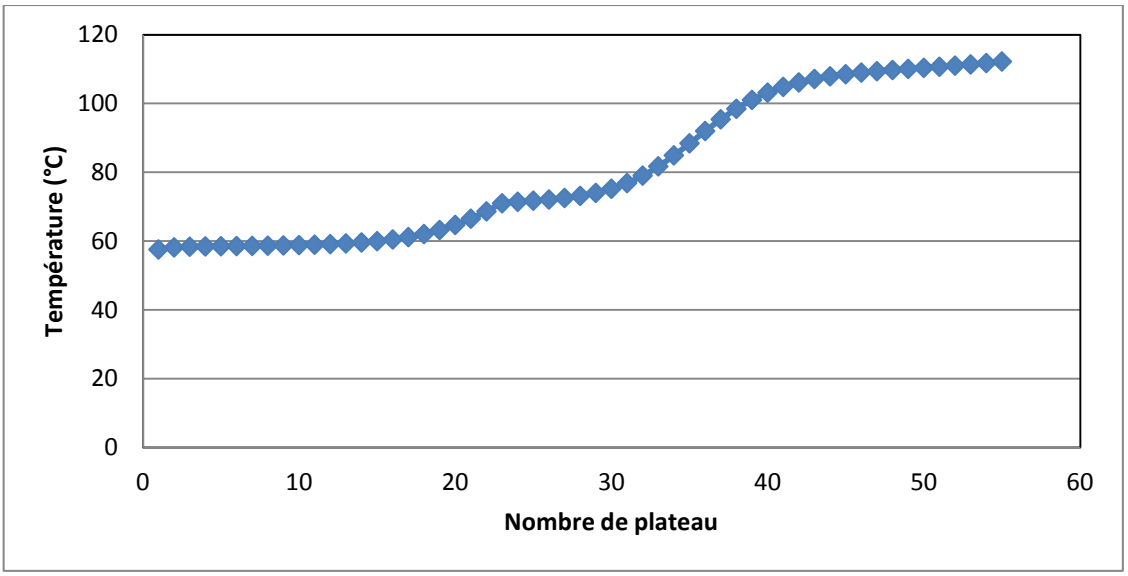


Figure IV.18 : Profil de Température de fractionnateur à 120%.

- **Pressions**

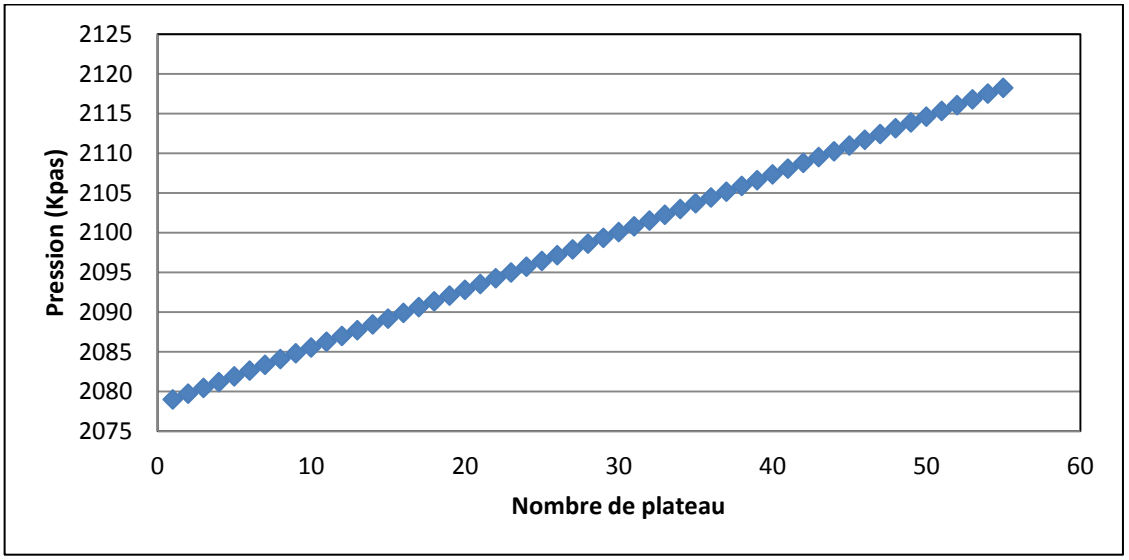


Figure IV.19 : Profil de pression de fractionnateur à 120%.

- **Les débits**

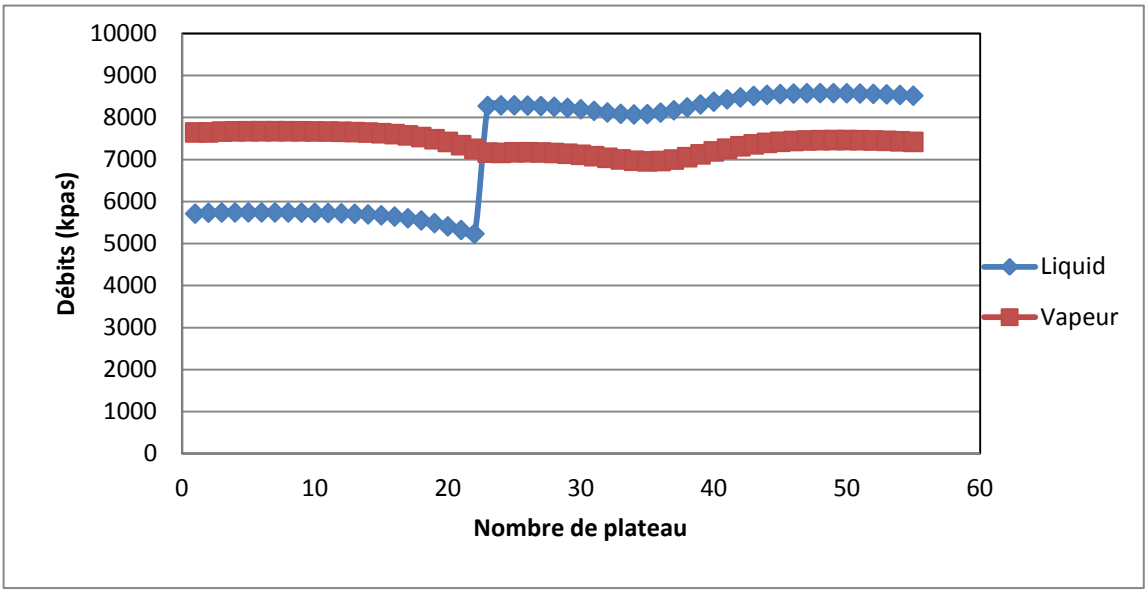


Figure IV.20 : Profil de débits de fractionnateur à 120%.

IV.6.2.2 Déethaniseur

- **Températures**

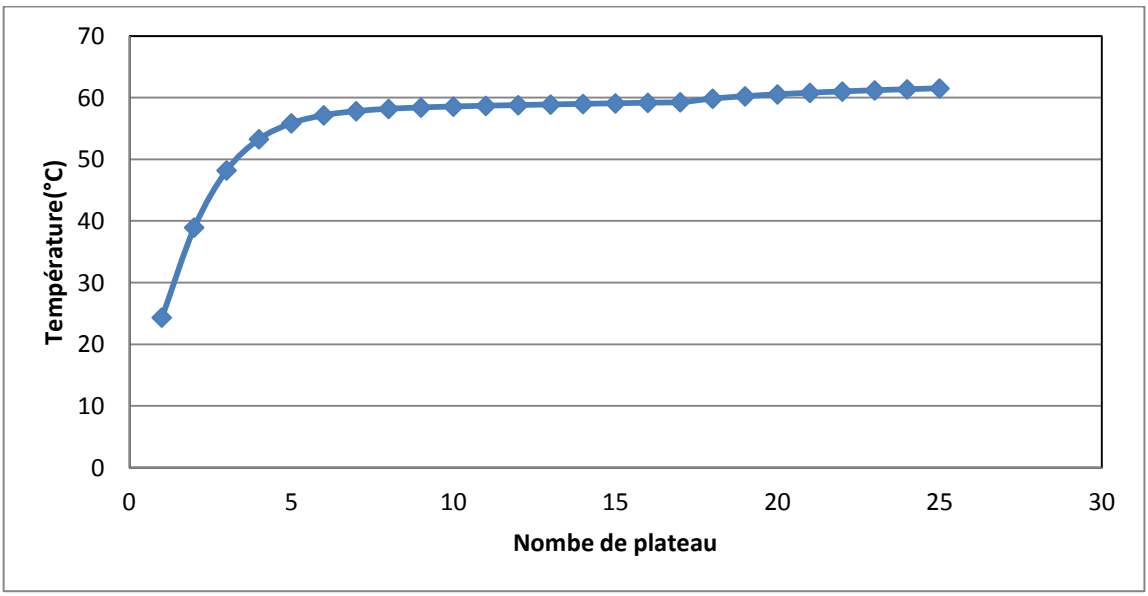


Figure IV.21 : Profil de température de déethaniseur à 120%.

- **Pressions**

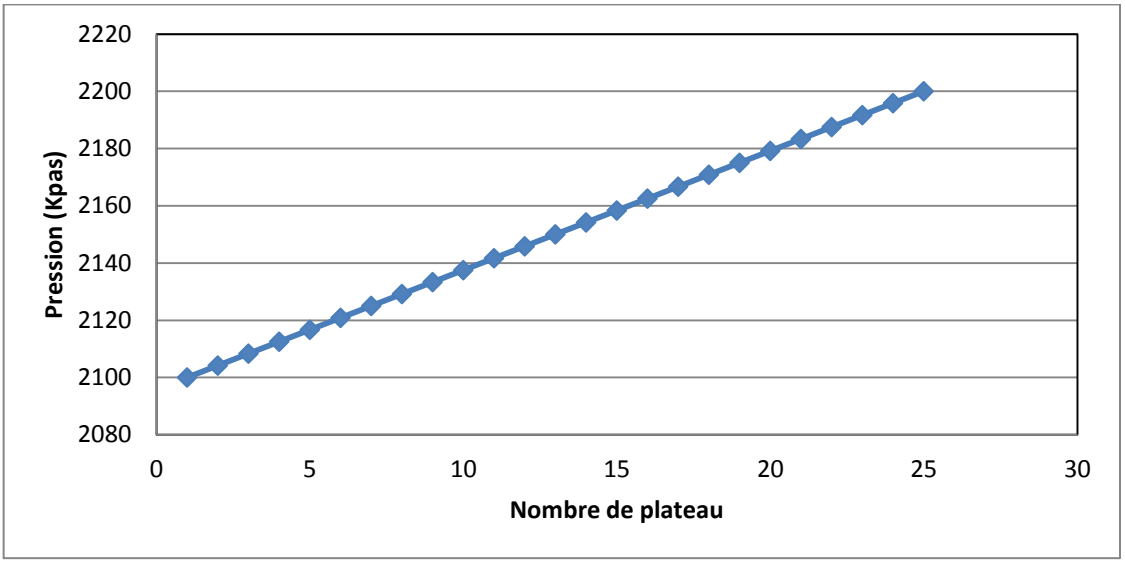


Figure IV.22 : Profil de pression de déethaniseur à 120%.

- **Les débits**

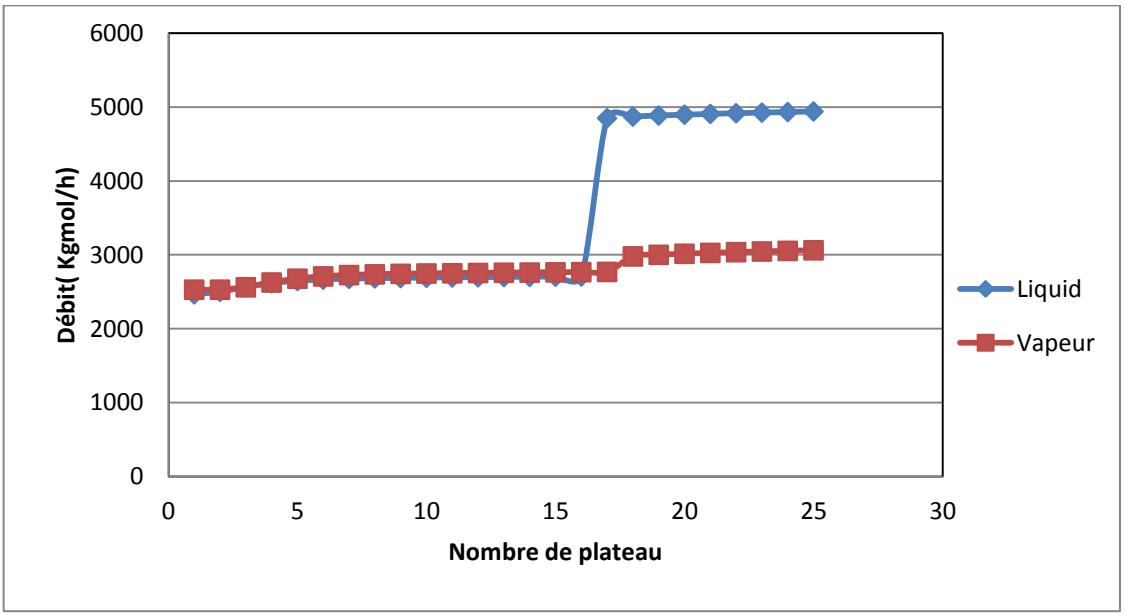


Figure IV.23 : Profils de débits de déethaniseur à 120%.

- **Produits finis**

Tableau IV.15 : Compositions molaires du distillat et résidu à 120% de la charge nominale.

Constituants	**Butane C4**	**Propane C3**	**Ethane C2**
CH_4	0,0000	0,3756	11.4314
C_2H_6	0,0000	2.4793	74.8949
C_3H_8	0,0328	97.1221	13.6736
iC_4H_{10}	32,5625	0.0225	0,0000
nC_4H_{10}	66,3672	0.0005	0,0000
iC_5H_{12}	0,9201	0,0000	0,0000
nC_5H_{12}	0,1174	0,0000	0,0000
Total	**100**	**100**	**100**

Interprétation des résultats

Pour une charge de 120% :

- Le profil de température ne change pas d'allure le long des deux colonnes.

- Les débits des deux colonnes gardent les mêmes comportements des cas précédents.

- Les compositions des distillats et résidus sont presque identiques au cas précédent.

IV.6.3 Taux de charge 130%

Tableau IV.16 : Paramètres de sortie à 130% de la charge nominale.

Paramètres		Simulation
Fractionnateur	Débit Distillat (Kgmole/h)	2030
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1210
	Température de tête (°C)	55,42
	Température de fond (°C)	112,7
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	22,12
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	22,43
Déethaniseur	Débit C2 vers four (Kgmole/h)	75.39
	Débit Résidu (Kgmole/h)	2030
	Température de tête (°C)	22.59
	Température de fond (°C)	61,55
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	7.95
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	8.84

IV.6.3.1 Fractionnateur

- **Températures**

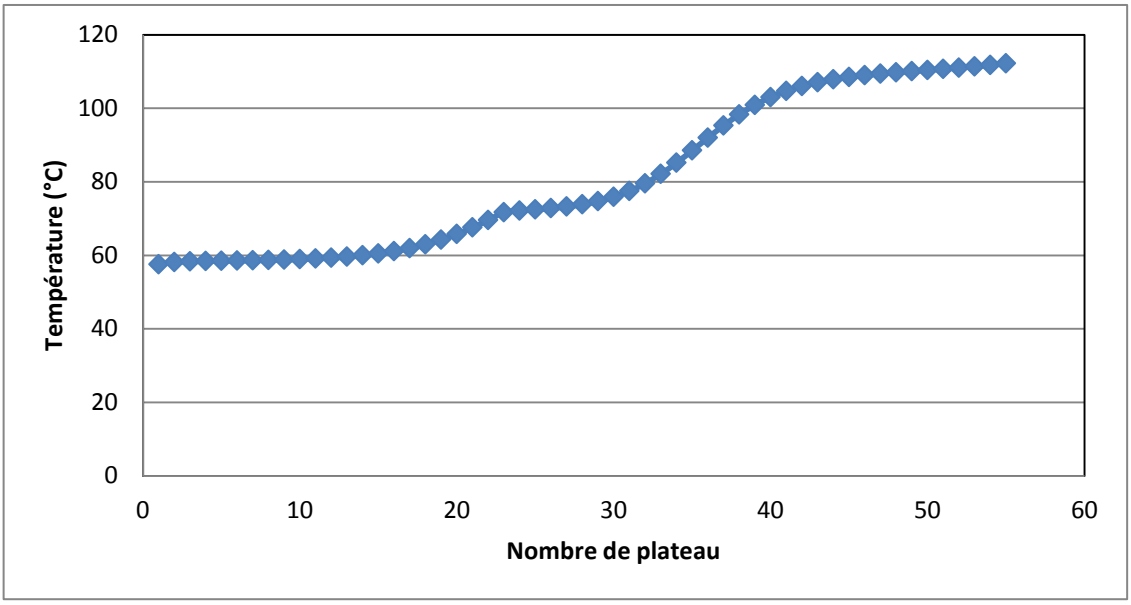


Figure IV.24 : Profil de Température de fractionnateur à 130%.

- **Pression**

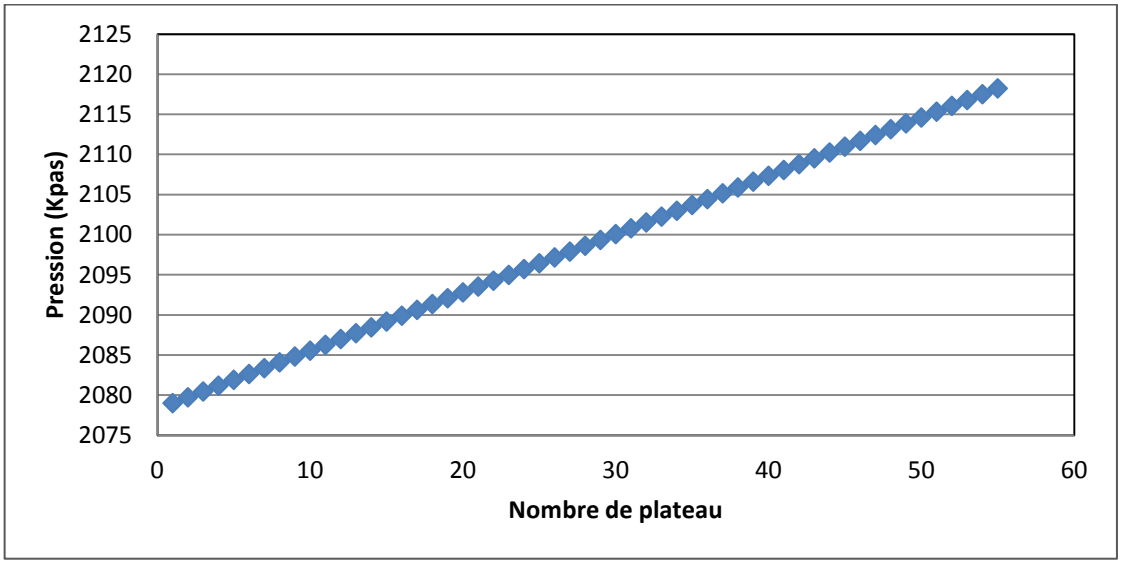


Figure IV.25 : Profil de pression de fractionnateur à 130 %.

- **Les débits**

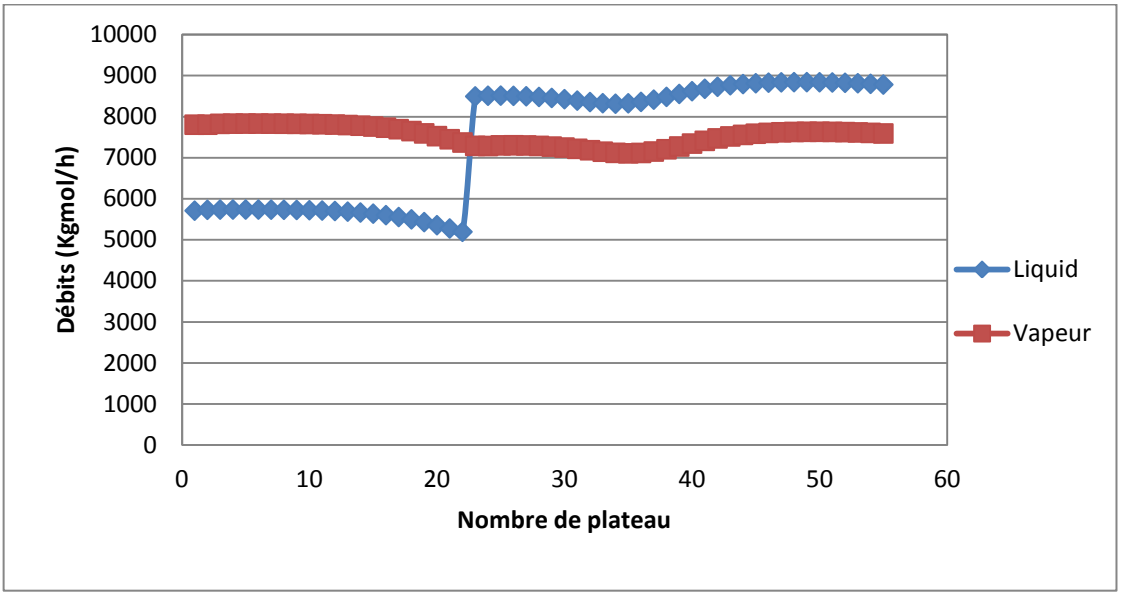


Figure IV.26 : Profils de débits de fractionnateur à 130%.

IV.6.2.2 Déethaniseur

- **Températures**

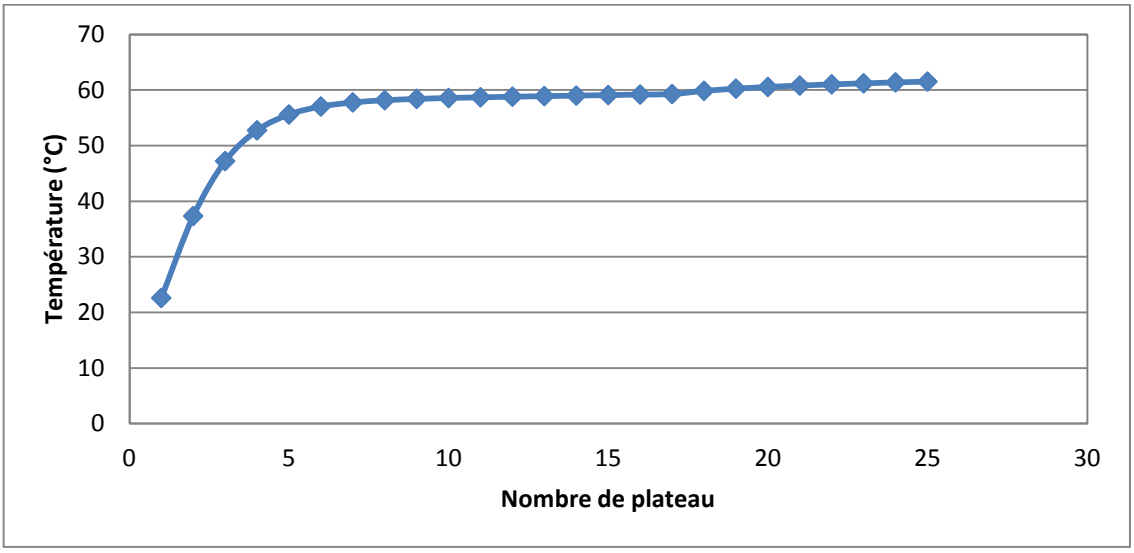


Figure IV.27 : Profil de Température de Déethaniseur à 130%.

- **Pressions**

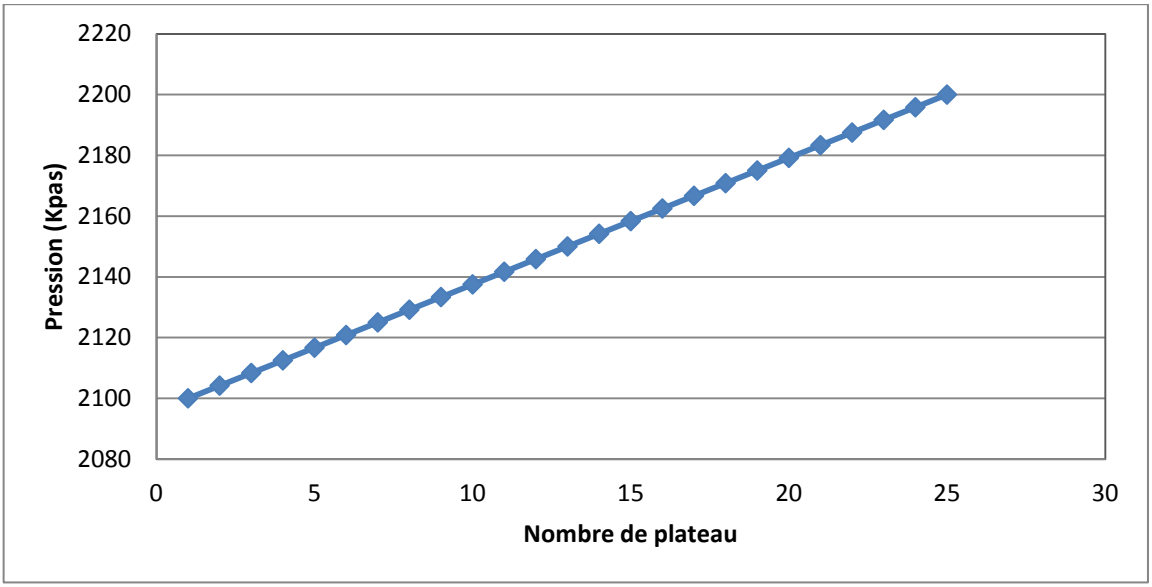


Figure IV.27 : Profil de pression de déethaniseur à 130%.

- **Les débits**

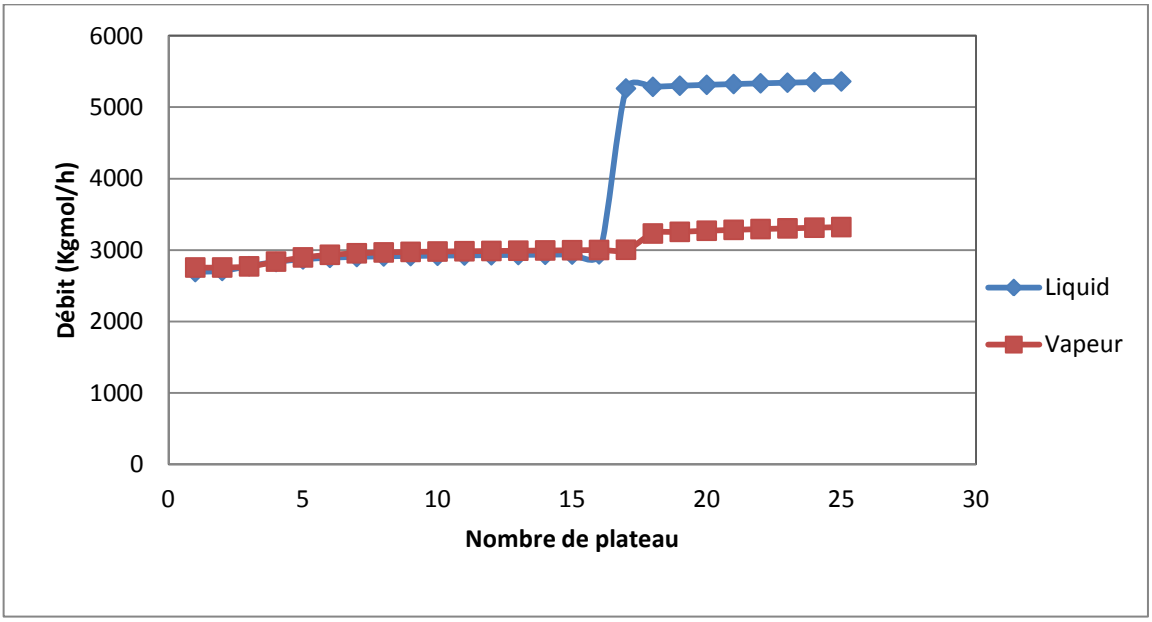


Figure IV.28 : Profils de débits de déethaniseur à 130%.

- **Produits finis**

Tableau IV.17: Compositions molaires du distillat et résidu à 130% de la charge nominale.

Constituants	**Butane C4**	**Propane C3**	**Ethane C2**
CH_4	0,0000	0,3756	8.6434
C_2H_6	0,0000	2.4791	78.7036
C_3H_8	0,0379	97.1237	12.6530
iC_4H_{10}	32,5172	0.0211	0,0000
nC_4H_{10}	66,4067	0.0006	0,0000
iC_5H_{12}	0,9207	0,0000	0,0000
nC_5H_{12}	0,1175	0,0000	0,0000
Total	**100**	**100**	**100**

Interprétation des résultats

Pour une charge de 130% :

- L'allure de température reste régulière.
- Les débits des deux colonnes gardent le même comportement des cas précédents.
- Les compositions du distillat et résidu sont presque identiques au cas précédent.

IV.6.4 Taux de charge 140%

Tableau IV.18 : Paramètres de sortie à 140% de la charge nominale.

Paramètres		**Simulation**
Fractionnateur	Débit Distillat (Kgmole/h)	2185
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1302
	Température de tête (°C)	57.57
	Température de fond (°C)	112,8
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	22,61
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	22,94
Déethaniseur	Débit C2 vers four (Kgmole/h)	79.21
	Débit Résidu (Kgmole/h)	2185
	Température de tête (°C)	23.89
	Température de fond (°C)	61,55
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	8.53
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	9.48

IV.6.4.1 Fractionnateur

- **Températures**

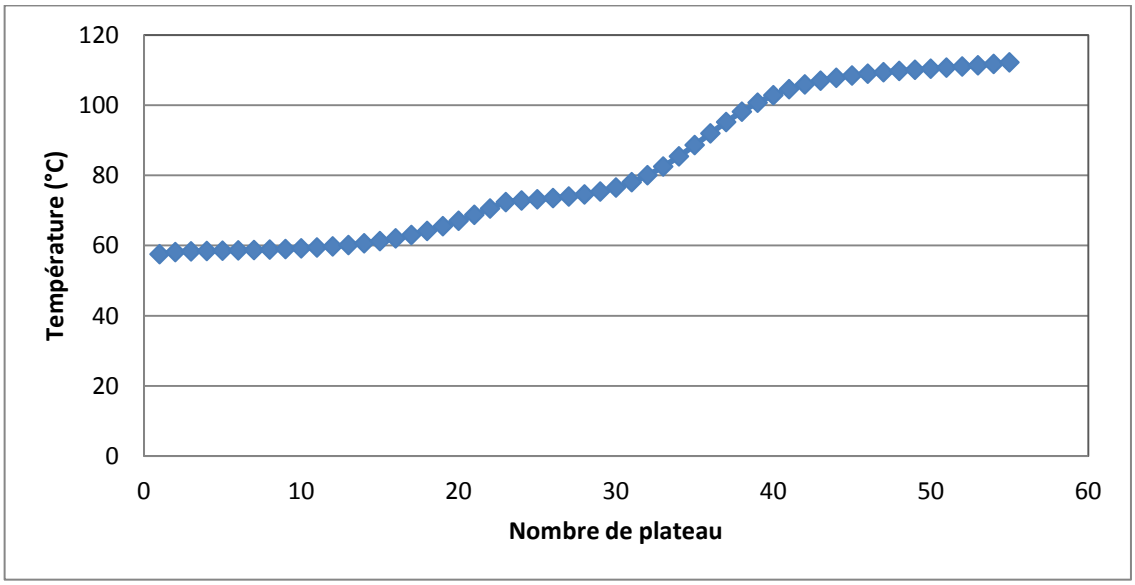


Figure IV.29 : Profil de Température de fractionnateur à 140%.

- **Pressions**

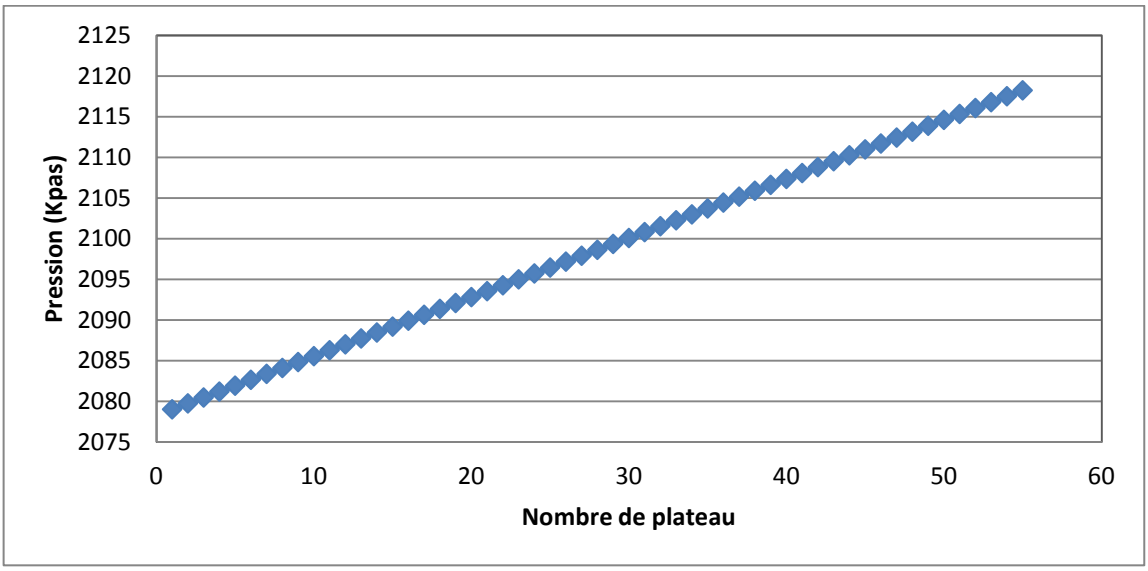


Figure IV.30 : Profil de pression de fractionnateur à 140 %.

- **Les débits**

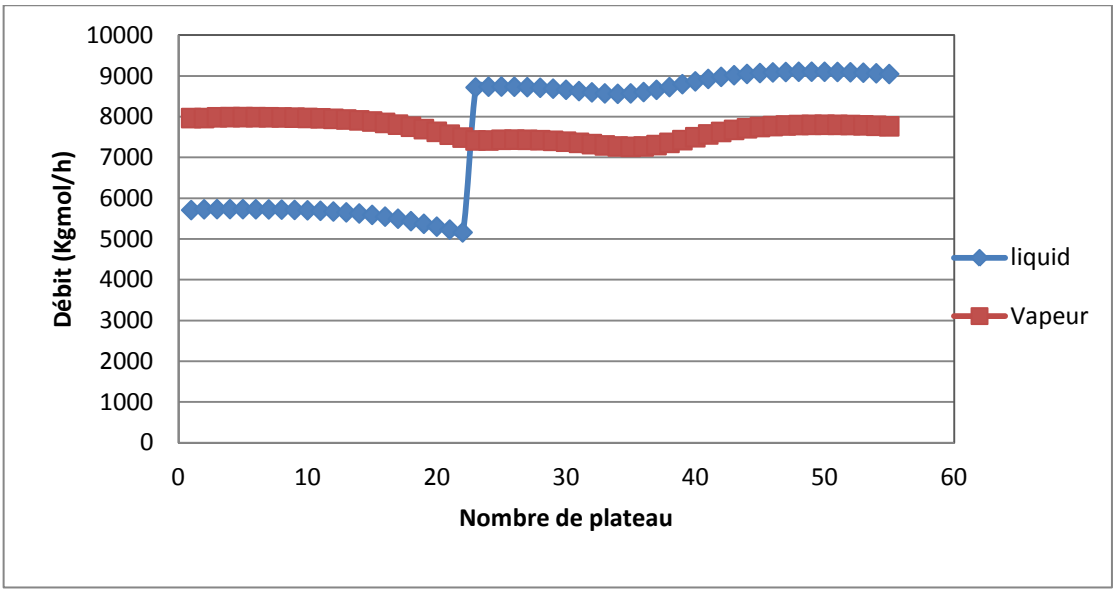


Figure IV.31 : Profil de débits de fractionnateur à 140%.

IV.6.2.2 Déethaniseur

- **Température**

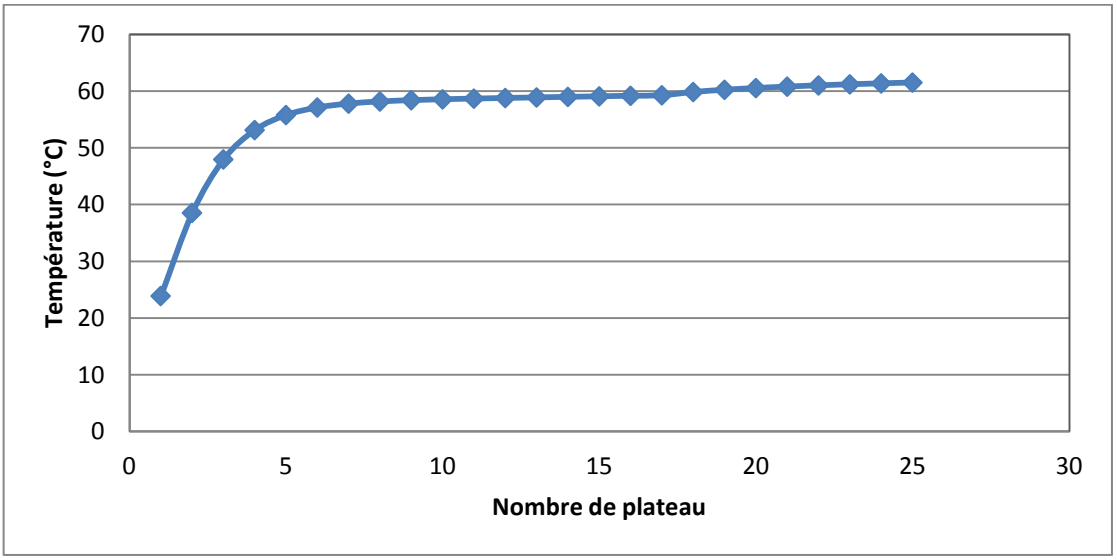


Figure IV.32 : Profil de Température de Déethaniseur à 140%.

- **Pression**

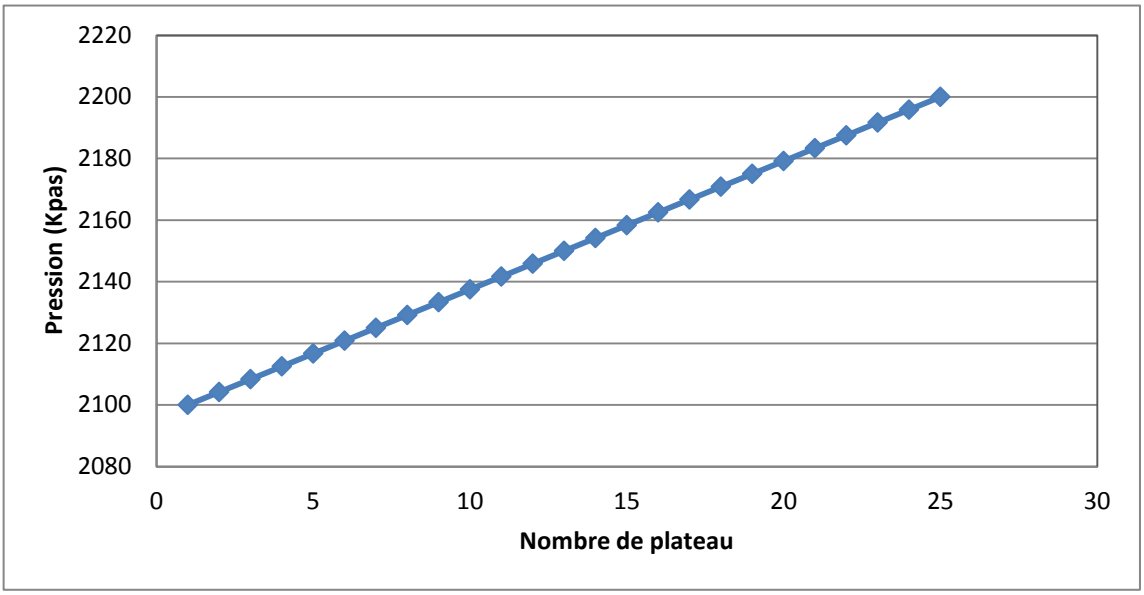


Figure IV.33 : Profil de pression de déethaniseur à 140%.

- **Les débits**

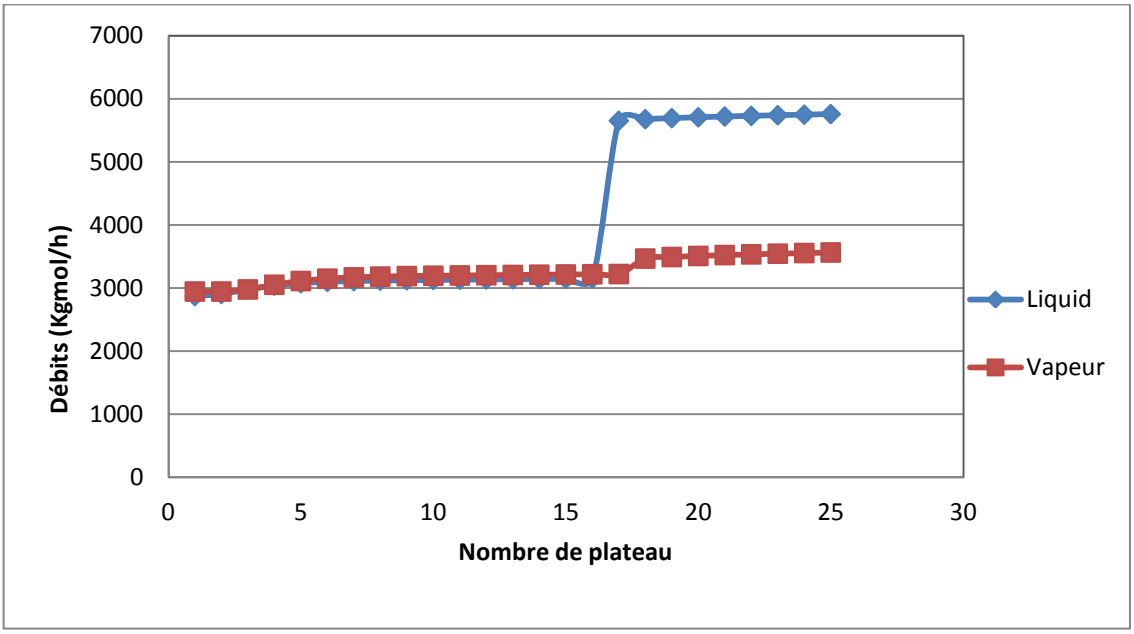


Figure IV.34 : Profils de débits de déethaniseur à 140%.

- **Produits finis**

Tableau IV.19: Compositions molaires du distillat et résidu à 140% de la charge nominale.

Constituants	**Butane C4**	**Propane C3**	**Ethane C2**
CH_4	0,0000	0,3755	10.7201
C_2H_6	0,0000	2.4787	75.8651
C_3H_8	0,0435	97.1084	13.4148
iC_4H_{10}	32,4600	0.0363	0,0000
nC_4H_{10}	66,4575	0.0011	0,0000
iC_5H_{12}	0,9214	0,0000	0,0000
nC_5H_{12}	0,1176	0,0000	0,0000
Total	**100**	**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.
- Les compositions des produits des sorties sont presque identiques au cas précédent, sauf le C_2 vers fours où le C_3 dépasse la norme estimée par 12% molaire.

IV.6.5 Taux de charge 150%

Tableau IV.20 : Paramètres de sortie à 150% de la charge nominale.

Paramètres		Simulation
Fractionnateur	Débit Distillat (Kgmole/h)	2343
	Débit Résidu (Kgmole/h)	1394
	Température de tête (°C)	57.64
	Température de fond (°C)	112,8
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	23,12
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	23.47
Déethaniseur	Débit C2 vers four (Kgmole/h)	77.22
	Débit Résidu (Kgmole/h)	2343
	Température de tête (°C)	24.81
	Température de fond (°C)	61,58
	Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	8.89
	Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	9.89

IV.6.5.1 Fractionnateur

- **Températures**

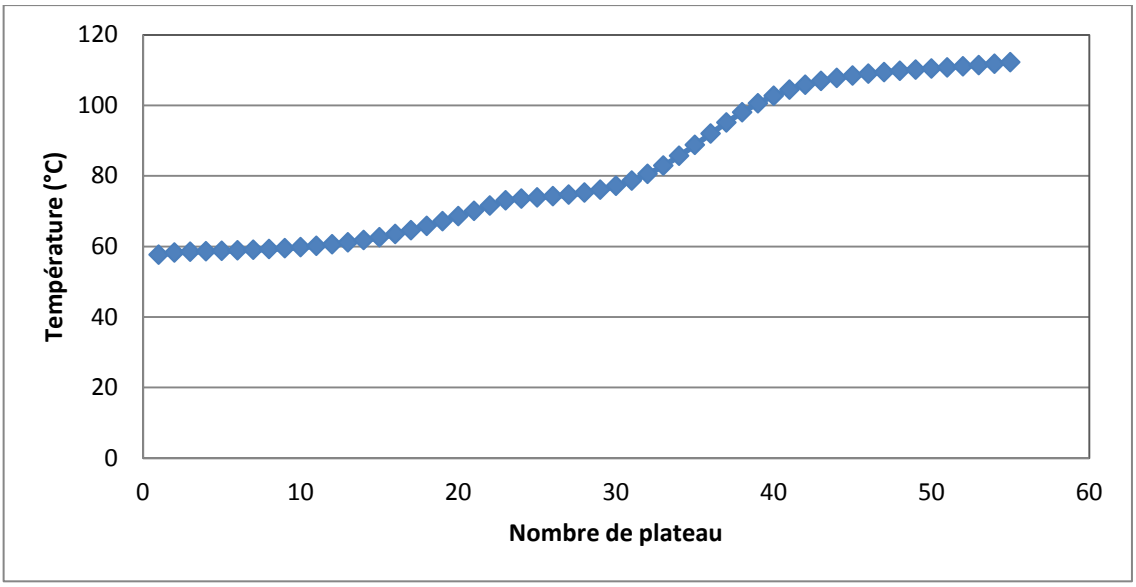


Figure IV.35 : Profil de Température de fractionnateur à 150%.

- **Pressions**

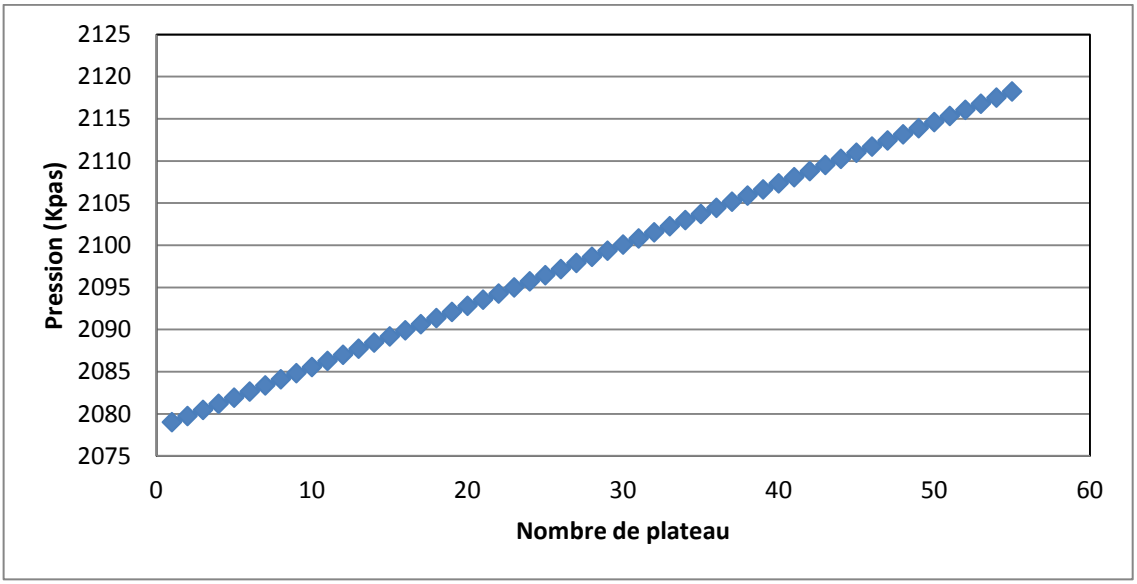


Figure IV.36 : Profil de pression de fractionnateur à 150 %.

- **Les débits**

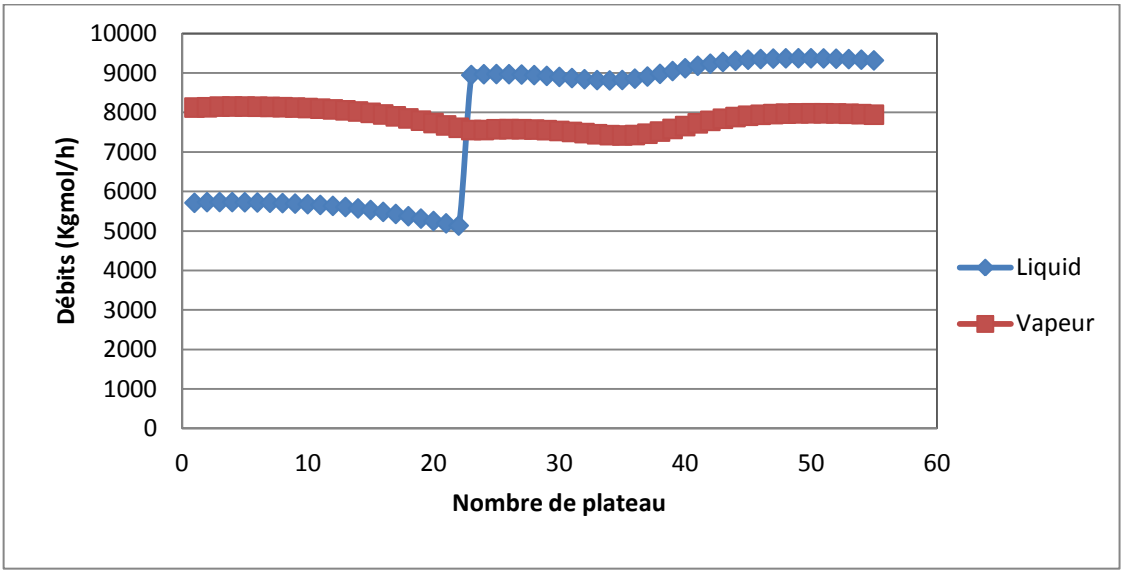


Figure IV.37 : Profils de débits de fractionnateur à 150%.

IV.6.5.2 Déethaniseur

- **Température**

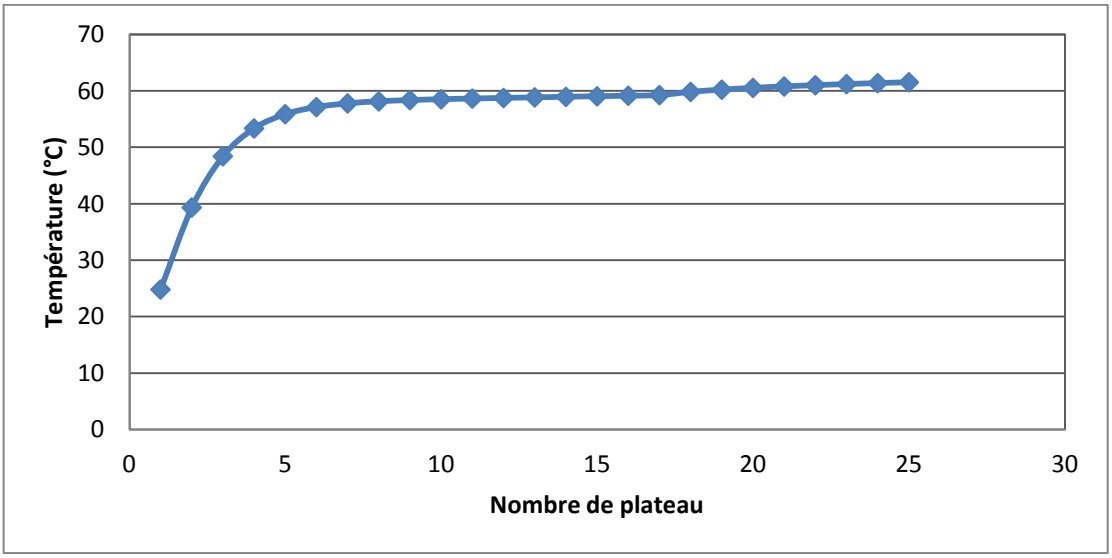


Figure IV.38 : Profil de Température de Déethaniseur à 150%.

- **Pression**

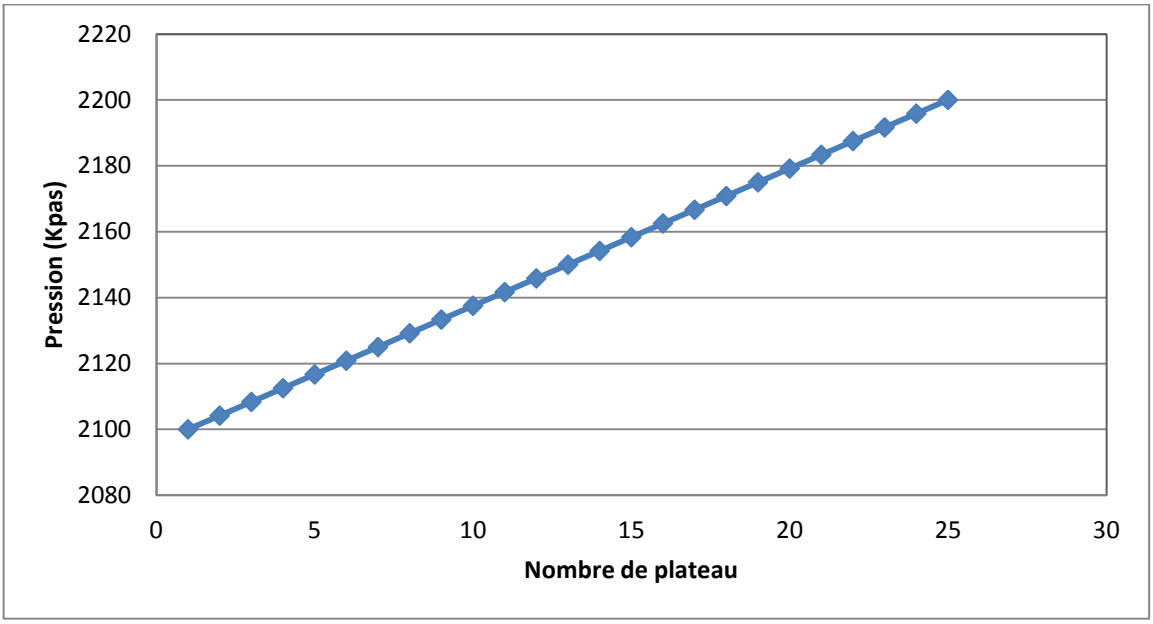


Figure IV.39 : Profil de pression de déethaniseur à 150%.

- **Les débits**

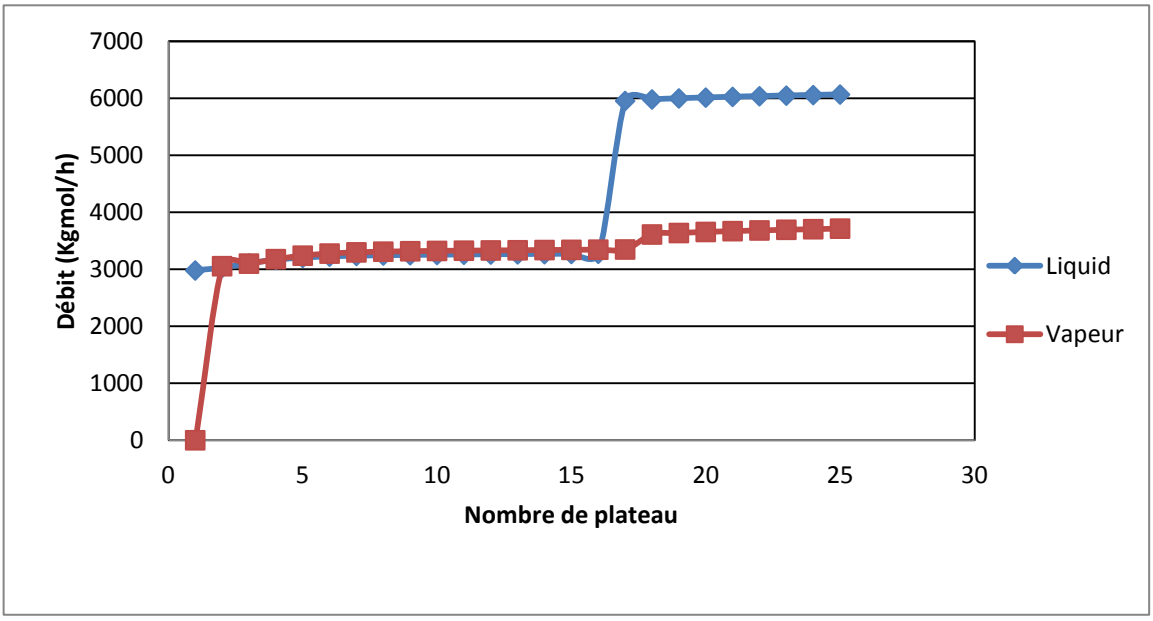


Figure IV.40 : Profils de débits de déethaniseur à 150%.

- **Produits finis**

Tableau IV.21: Compositions molaires du distillat et résidu à 150% de la charge nominale.

Constituants	**Butane C4**	**Propane C3**	**Ethane C2**
CH_4	0,0000	0,3751	12.1932
C_2H_6	0,0000	2.4763	73.8571
C_3H_8	0,0495	96.9998	13.9497
iC_4H_{10}	32,4136	0.1448	0,0000
nC_4H_{10}	66,4973	0.0040	0,0000
iC_5H_{12}	0,9220	0,0000	0,0000
nC_5H_{12}	0,1176	0,0000	0,0000
Total	**100**	**100**	**100**

Interprétation des résultats

Pour une charge de 150% :

- Le profil de température ne change pas d'allure le long des deux colonnes.
- Le débit de vapeur garde le même comportement que les cas précédents.
- Une augmentation considérable de la fraction molaire du propane dans le C_2 vers fours où le C_3 est estimé par 12% molaire.

Tableau IV.22 : vérification des capacités des équipements d'échange thermique.

Equipements	Quantité d'énergie échangée (Kcal/h). 10^6						
	100%	**110%**	**120%**	**130%**	**140%**	**150%**	**Max**
Préchauffeur n°3	0.929	1.02	1.115	1.208	1.301	1.40	**3,075**
Rebouilleur Fractionnateur	20.67	21,14	21,64	22.12	22,61	**23,12**	**23.00**
Condenseur Fractionnateur	20.89	21,43	21,92	22,43	22,94	**23,47**	**23.00**
Rebouilleur Déethaniseur	6.0	6.23	**7.349**	7.95	8.53	8.89	**7.0**
Condenseur déethaniseur	6.8	6.96	**8.151**	8.84	9.48	9.89	**7.0**

La représentation graphique de ces résultats est montrée dans les figures suivantes **(**Figure IV.41) et (Figure IV.42) :

- **Fractionnateur**

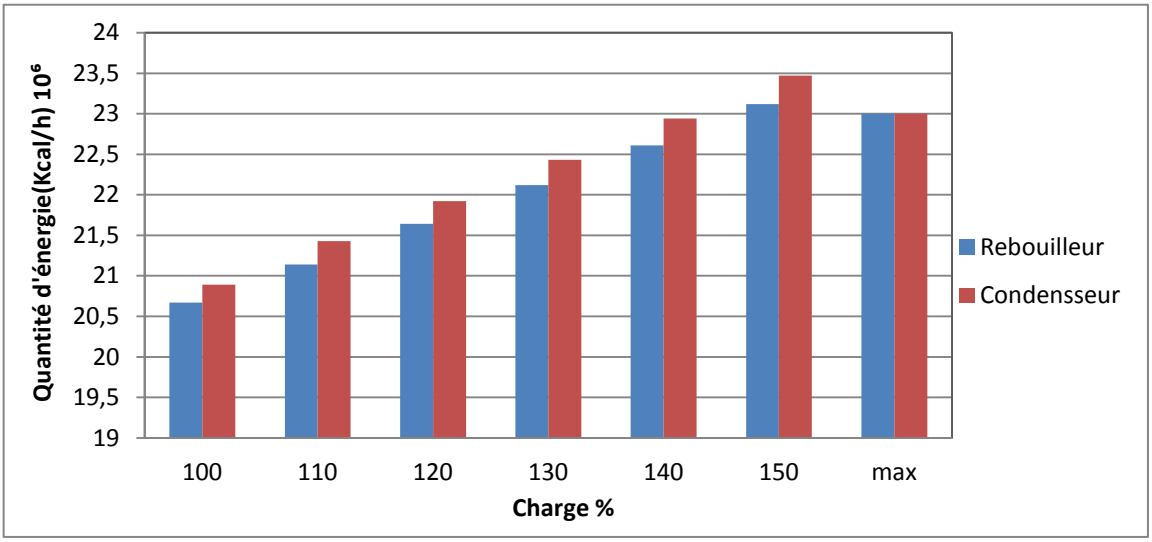


Figure IV.41 : Traitement en fonction du la quantité d'énergie échangée.

Interprétation des résultats

Les quantités d'énergie nécessaires pour le rebouillage et la condensation au niveau de la colonne de fractionnement est assurée par les équipements existants au niveau de la section séparation 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.

- **Déethaniseur**

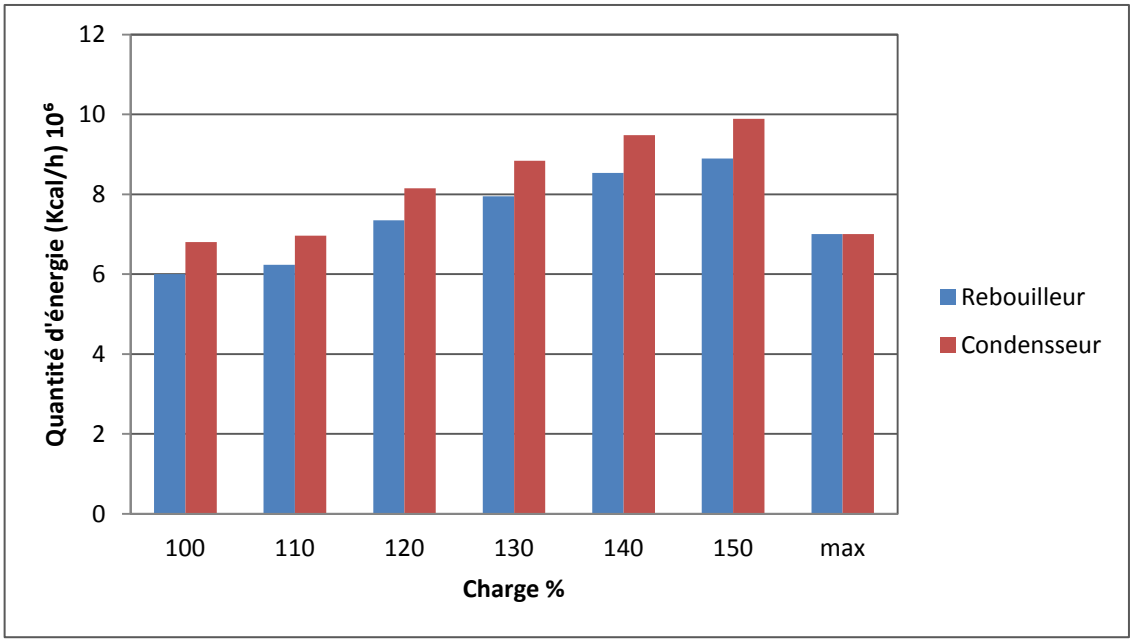


Figure IV.42 : Traitement en fonction du la quantité d'énergie échangée.

Interprétation des résultats

Les quantités d'énergie nécessaires pour le rebouillage et la condensation de la colonne déethaniseur est assurée par les équipements existants au niveau de la section séparation jusqu'à 110%. Mais, pour un taux de charge supérieur a 110%, 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

A travers notre étude, nous avons pu montrer la possibilité d'améliorer le fonctionnement du fractionnateur et du déethaniseur au niveau du complexe **GP1/Z**, tout en respectant les spécifications des produits et les conditions de sécurité des unités de traitement.

Ce travail est inscrit dans le cadre d'une étude pour une augmentation de la charge de traitement au niveau du complexe GP1Z. L'objectif principal étant l'étude des performances de la section de séparation, pour assurer une production à des taux supérieur 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.

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% au niveau de fractionnateur et 110% pour dééthaniseur, 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 :

- Les deux colonnes sont stables thermiquement pour les déférents taux de charge étudié.
- 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 section séparation avec un taux de charge de 140% sans avoir problème d'instabilité ou de diminution de la qualité des produits finis (butane, propane et éthane vers fours).

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

- Le taux d'engorgement approche de sa la limite.
- Perte de charge très importante dans la 2ème section de la colonne (Déethaniseur) du taux de charge supérieur à 110 %.
- Les quantités de chaleur nécessaire au rebouillage et condensation des deux colonnes dépassent les capacités installées.

Perspectives

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 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 :

- Étude similaire sur 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 Opératoire GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z.

[2] P. Wuithier le pétrolé, raffinage et génie chimie, Edition technip, Paris, 1972.

[3] connaissance des energies.org/ fiches pédagogiques

[4] J. P. Wauqier, procedes de separation, Tome II, Edition Technip, 1998.

[5] ROBERT, C. REID, J. M. PRAUSNITZ et THOMAS K. SHERWOOD, The Properties of Gases and Liquids, Third Edition.

[6] Service laboratoire, département technique, GP1/Z.

[7] Manuel Opératoire GP1/Z, Stockage de la charge, Section 1, Volume 2.

[9] Manuel Opératoire GP1/Z, Process, Section 2, Volume 4.

[8] Manuel Opératoire GP1/Z, Utilités, Section 7, Volume 1.

[10] Manuel Opératoire GP1/Z, Stockage et expédition, Section 4, Volume 3.

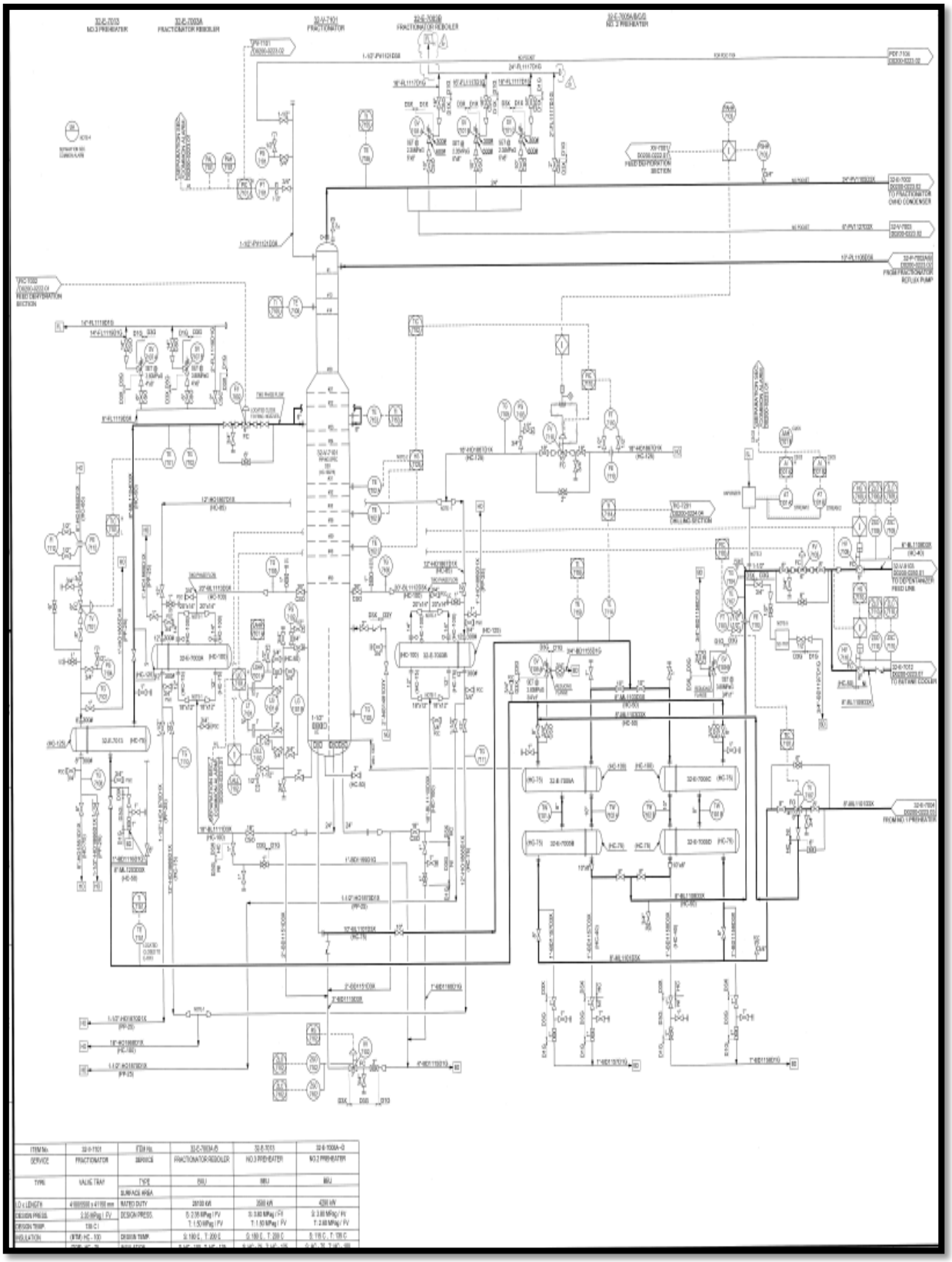
[11] Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Dimensionnement, Techniques de l'Ingénieur, J 2 623.

[12] Etat de l'art sur les colonnes d'abattage – rapport intermédiaire d'opération –Programme DRA39 – Evaluation des dispositifs de prévention et de protection utilisés pour réduir les risques d'accidents majeurs - N. Ayrault, INERIS – MEDD – 2004.

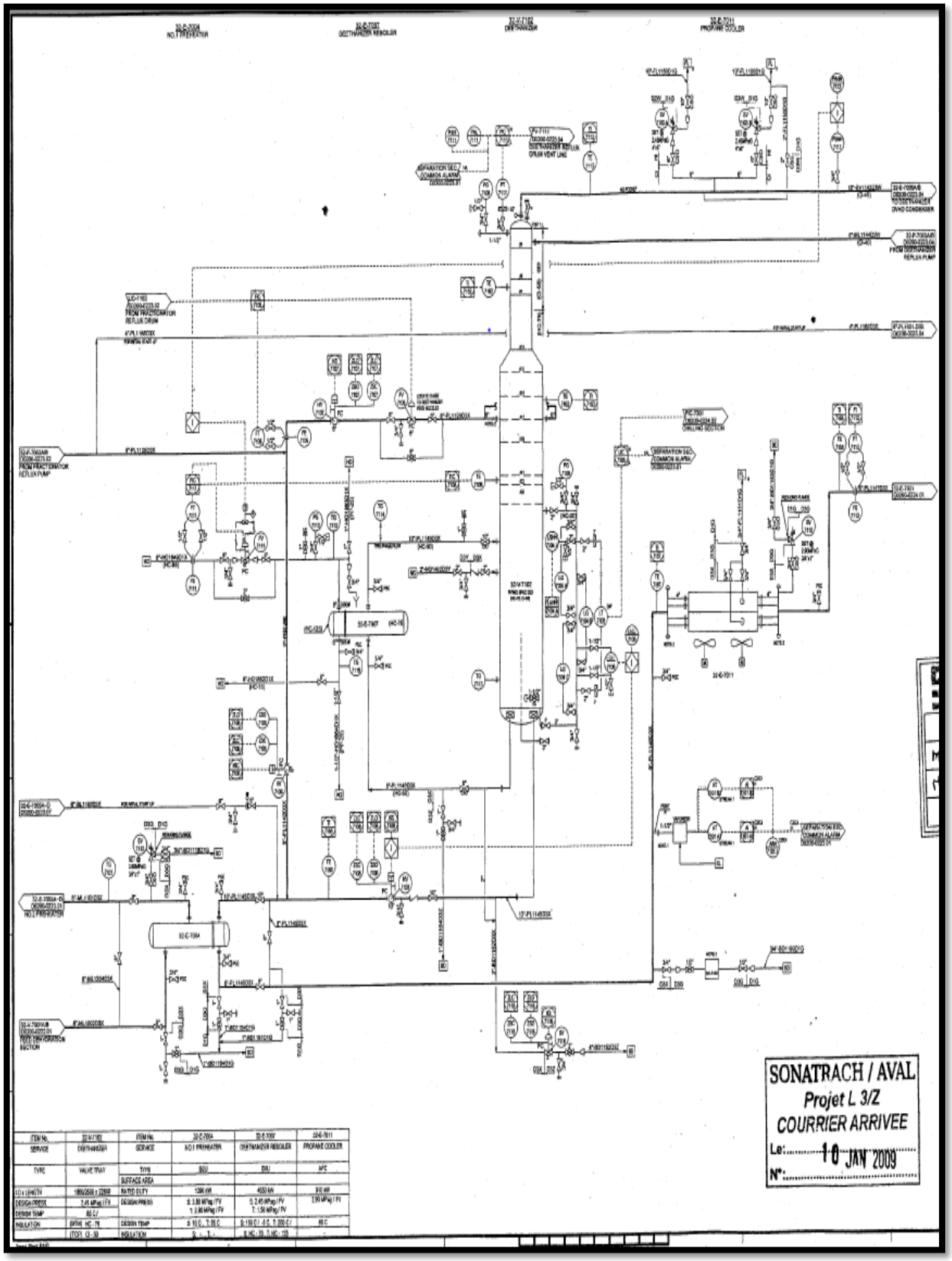
[13] Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Technologie, Techniques de l'Ingénieur, J 2 622.

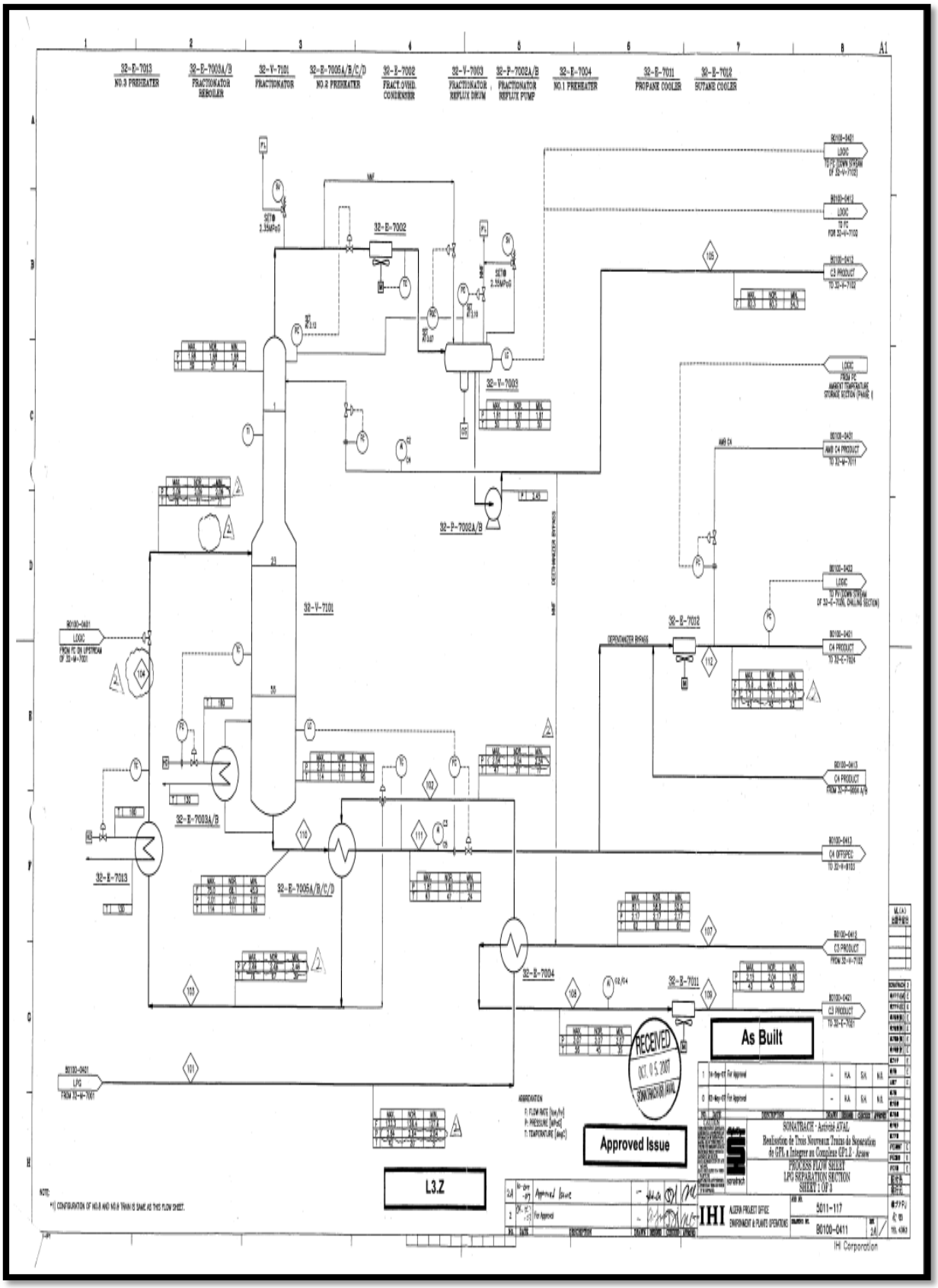
[14] Support technique HYSYS.

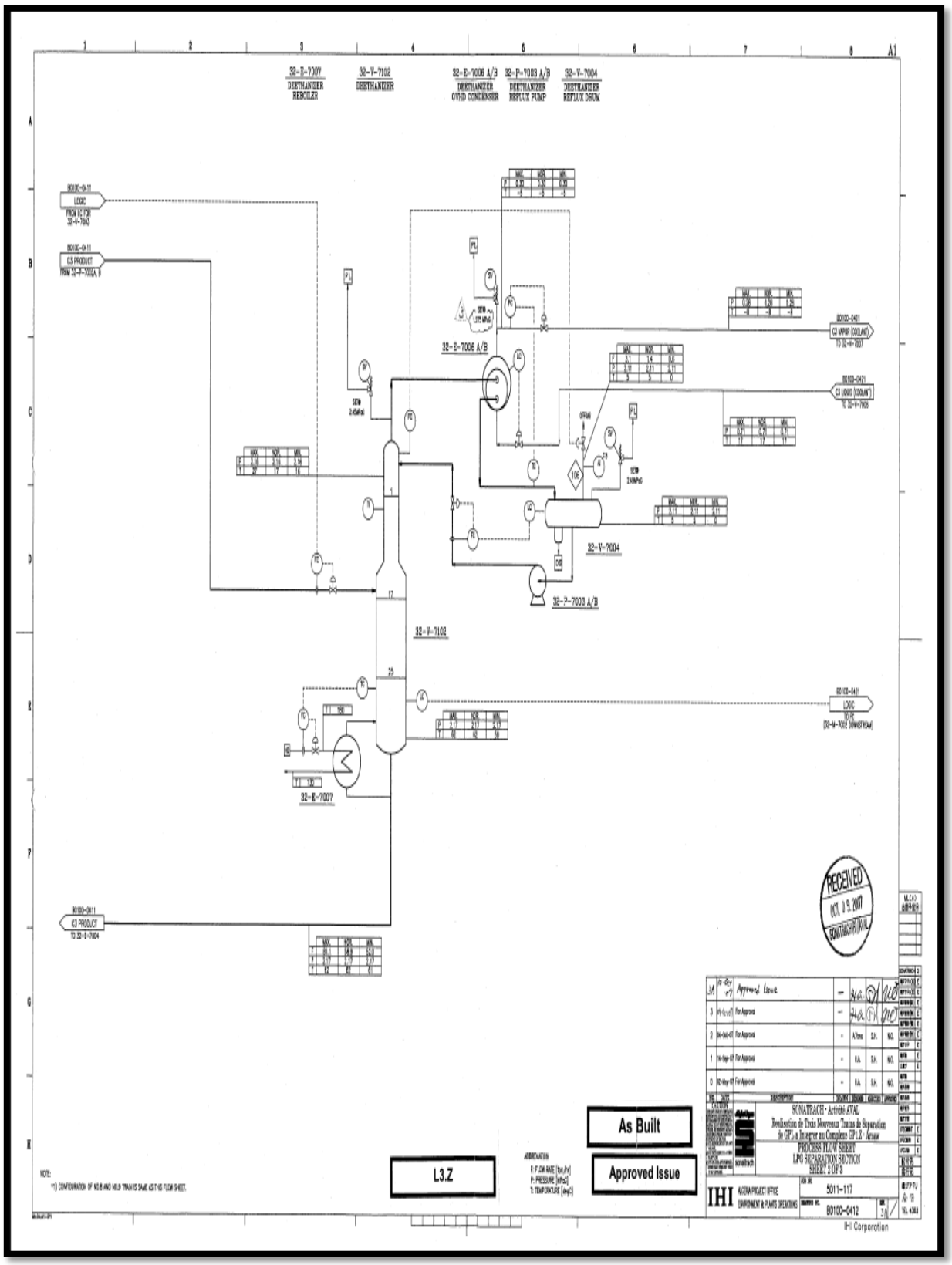
[15] Catalogue mécanique, Section 4 Volume 1 et 2.



ITEM No.	32-V-7101	ITEM No.	32-E-7003A/B	32-E-7013	32-E-7003A-D
SERVICE	FRACTIONATOR	SERVICE	FRACTIONATOR REBOILER	NO.3 PREHEATER	NO.2 PREHEATER
TYPE	VALVE TRAY	TYPE	SHU	MHU	MHU
		SURFACE AREA			
O x LENGTH	4 600/5000 x 47150 mm	RATED DUTY	28100 kW	3500 kW	4200 kW
DESIGN PRESS.	2.50 MPag / FV	DESIGN PRESS.	S: 2.35 MPag / FV T: 1.50 MPag / FV	S: 3.60 MPag / FV T: 1.50 MPag / FV	S: 3.60 MPag / FV T: 2.60 MPag / FV
DESIGN TEMP.	130 C				
INSULATION	ORM: HC - 100	DESIGN TEMP.	S: 180 C, T: 200 C	S: 180 C, T: 200 C	S: 170 C, T: 170 C


SONATRACH / AVAL
Projet L 3/Z
COURRIER ARRIVEE
Le: 10 JAN 2009
N°:


32-E-7013 NO.3 PREHEATER
32-E-7003A/B FRACTIONATOR REBOILER
32-V-7101 FRACTIONATOR
32-E-7005A/B/C/D NO.2 PREHEATER
32-E-7002 FRACT.OVHD. CONDENSER
32-V-7003 FRACTIONATOR REFLUX DRUM
32-P-7002A/B FRACTIONATOR REFLUX PUMP
32-E-7004 NO.1 PREHEATER
32-E-7011 PROPANE COOLER
32-E-7012 BUTANE COOLER
32-E-7002
32-V-7003
32-P-7002A/B
32-V-7101
32-E-7012
32-E-7003A/B
32-E-7013
32-E-7005A/B/C/D
32-E-7004
32-E-7011
As Built
RECEIVED
OCT. 0 5 2007
Approved Issue
L3.2
SONATRACH - Activité AVAL
Realisation de Trois Nouveaux Trains de Separation de GPL a Integrer au Complexe GP1/Z - Arzew
PROCESS FLOW SHEET
LPG SEPARATION SECTION
SHEET 1 OF 3
5011-117
B0100-0411
IHI Corporation


32-E-7007
DEETHANIZER REBOILER
32-V-7102
DEETHANIZER
32-E-7006 A/B
DEETHANIZER OVHD CONDENSER
32-P-7003 A/B
DEETHANIZER REFLUX PUMP
32-V-7004
DEETHANIZER REFLUX DRUM
32-E-7006 A/B
32-V-7004
32-P-7003 A/B
32-V-7102
32-E-7007
B0100-0411
LOGIC
FROM LC FOR 32-V-7003
B0100-0411
C3 PRODUCT
FROM 32-P-7003A, B
B0100-0401
C3 VAPOR (COOLANT)
TO 32-V-7007
B0100-0421
C3 LIQUID (COOLANT)
TO 32-V-7006
B0100-0401
LOGIC
TO FC
(32-V-7002 DOWNSTREAM)
B0100-0411
C3 PRODUCT
TO 32-D-7004
RECEIVED
OCT. 09 2007
SONATRACH/DP/RVML
As Built
Approved Issue
L3.Z
SONATRACH - Activité AVAL
Realisation de Trois Nouveaux Trains de Separation de GPL a Integrer au Complexe GP1.Z - Arzew
PROCESS FLOW SHEET
LPG SEPARATION SECTION
SHEET 2 OF 5
IHI
ALGERIA PROJECT OFFICE
ENVIRONMENT & PLANTS OPERATIONS
JOB NO. 5011-117
DRAWING NO. B0100-0412
IHI Corporation

2. Aéroréfrigérants

Repère	Service	Service (10^6 kcal/h)	Fluide	Fonctionnement Press. (kg/cm² eff.)	Fonctionnement Temp. (°C)	Calcul Press. (kg/cm² eff.)	Calcul Temp. (°C)
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

B. ECHANGEURS

1. Echangeurs tubulaires

Repère	Service	Service (10^6 kcal/h)		Fluide	Fonctionnement Press. (kg/cm² eff.)	Fonctionnement Temp. (°C)	Calcul Press. (kg/cm² eff.)	Calcul Temp. (°C)
02-E-1003A, B à 4003A, B	Rebouilleur du fractionnateur	25,23	(S)	Butane	20,5	110/111,3	FV/23,3	180
			(T)	Fluide caloporteur	2,9	180/130	FV/15	200
02-E-1004 à 4004	Préchauffeur N°1	1.198	(S)	Alimentation GPL	28,5	5/20,4	FV/38	70
			(T)	Propane	21,9	61/43,2	FV/29	85
02 E 1005 à 4005	Préchauffeur N°2	3,693	(S)	Alimentation GPL	27,7	19,4/67,7	FV/38	115
			(T)	Butane	20,3	109,4/40,6	FV/26	135
02-E-1006 0 4006	Condenseur de tête déethaniseur	3,6	(S)	Propane	3,1	-5,0	FV/13	50/-10
			(T)	Ethane	21,8	16,7/62,1	FV/24,3	130/-43
02-E-1007 à 4007	Rebouilleur déethaniseur	4,0	(S)	Propane	22,1	61,7/62,1	FV/24,3	130/-3
		4,0	(T)	Fluide caloporteur	3,1	180/130	FV/15	200
02-E-1009 à 4009	Rebouilleur dépentaniseur	8,428	(S)	Pentane	8,75	11/113,4	FV/10,6	180
			(T)	Fluide caloporteur	3,0	180/130	FV/15	200
02-E-1013 à 4013	Préchauffeur	3,075	(S)	Alimentation GPL	25,6	38,9/71,1	FV/38	180
			(T)	Fluide caloporteur	3,4	180/130	FV/13	200

TABLEAU I.2b Charges théoriques

No. de la charge	13	14	15
COMPOSANT	Moyenne pondérée de toutes les douze charges	Mélange des charges No. 2, 7, 9 et 10 (C_2 max. des 4 charges les plus défavorables)	Mélange des charges No. 2, 4, 9 et 10 (C_5 max. des 4 charges les plus défavorables)
CO_2	-	-	-
C_1	0,002	-	-
C_2	2,009	3,380	2,960
C_3	52,512	50,320	49,430
i - C_4	16,751	19,940	17,690
n - C_4	28,258	25,540	28,970
i - C_5	0,308	0,570	0,590
n - C_5	0,160	0,250	0,360
C_6+	-	-	-
GRAND TOTAL	100,00	100,00	100,00
Tension vapeur			
à 100°F en psi absolu	134	141	138
à 37,38°C en kg/cm^2 abs.	9,42	9,96	9,70
Masse volumique à 15,56°C	0,538	0,536	0,538
Quantité estimée en 1981 (10^6 tonnes par an)	8,374	2,204	2,964

TABLEAU I.2b Charges théoriques

No. de la charge	13	14	15
COMPOSANT	Moyenne pondérée de toutes les douze charges	Mélange des charges No. 2, 7, 9 et 10 (C_2 max. des 4 charges les plus défavorables)	Mélange des charges No. 2, 4, 9 et 10 (C_5 max. des 4 charges les plus défavorables)
CO_2	-	-	-
C_1	0,002	-	-
C_2	2,009	3,380	2,960
C_3	52,512	50,320	49,430
i - C_4	16,751	19,940	17,690
n - C_4	28,258	25,540	28,970
i - C_5	0,308	0,570	0,590
n - C_5	0,160	0,250	0,360
C_6+	-	-	-
GRAND TOTAL	100,00	100,00	100,00
Tension vapeur			
à 100°F en psi absolu	134	141	138
à 37,38°C en kg/cm^2 abs.	9,42	9,96	9,70
Masse volumique à 15,56°C	0,538	0,536	0,538
Quantité estimée en 1981 (10^6 tonnes par an)	8,374	2,204	2,964

A. RECIPIENTS

1. Colonnes

Repère n°	Service	Dimensions (mm) DI	T-T	N° de plateaux	Type	Fonctionnement Temp. (°C)	Fonctionnement Press. (kg/cm² eff.)	Calcul Temp. (°C)	Calcul Press. (kg/cm² eff.)
02-V-1101 à 4901	Fractionnateur	4 100 x 5 500	41 450	55	clapet	51,1 110,9	20,2 20,5	135	* FV/23,5
02-V-1102 à 4102	Déethaniseur	1 800 x 2 600	22 850	25	clapet	16,5 62,1	22,0 22,1	-5 /85	* FV/24,5
02-V-1103	Dépentaniseur	2 500 x 3 000	36 000	50	clapet	59,2 102,1 63,0 113,1	6,18 6,46 8,5 8,78	135	* FV/10,6

* FV = Vide complet

Profile de la colonne à de taux de charge 100% pour des données actuelles :

Tableau 3 : Profile de fractionnateur à des données actuelles.

	Temperature [C]	Pressure [kPa]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]
1__Main TS	57.60	2079	5713.08	
2__Main TS	58.23	2080	5735.50	7321.55
3__Main TS	58.43	2080	5742.20	7343.97
4__Main TS	58.52	2081	5744.84	7350.67
5__Main TS	58.56	2082	5746.16	7353.32
6__Main TS	58.59	2083	5746.92	7354.64
7__Main TS	58.63	2083	5747.32	7355.39
8__Main TS	58.66	2084	5747.37	7355.79
9__Main TS	58.70	2085	5746.97	7355.84
10__Main TS	58.76	2086	5745.93	7355.44
11__Main TS	58.82	2086	5743.97	7354.40
12__Main TS	58.91	2087	5740.67	7352.44
13__Main TS	59.02	2088	5735.39	7349.14
14__Main TS	59.18	2088	5727.21	7343.86
15__Main TS	59.41	2089	5714.78	7335.68
16__Main TS	59.72	2090	5696.24	7323.26
17__Main TS	60.17	2091	5669.04	7304.71
18__Main TS	60.81	2091	5630.07	7277.51
19__Main TS	61.71	2092	5576.04	7238.55
20__Main TS	62.95	2093	5504.42	7184.51
21__Main TS	64.63	2094	5414.99	7112.90
22__Main TS	66.79	2094	5311.29	7023.46
23__Main TS	69.43	2095	7856.33	6919.76
24__Main TS	69.82	2096	7867.44	6923.00
25__Main TS	70.12	2096	7867.33	6934.12
26__Main TS	70.45	2097	7860.47	6934.00
27__Main TS	70.89	2098	7847.23	6927.15
28__Main TS	71.51	2099	7826.60	6913.90
29__Main TS	72.41	2099	7797.31	6893.27
30__Main TS	73.70	2100	7758.96	6863.99
31__Main TS	75.48	2101	7713.45	6825.63
32__Main TS	77.86	2102	7666.47	6780.13
33__Main TS	80.84	2102	7627.65	6733.15
35__Main TS	88.16	2104	7615.72	6674.77
36__Main TS	92.00	2104	7651.26	6682.39
37__Main TS	95.59	2105	7708.11	6717.94
38__Main TS	98.72	2106	7775.70	6774.79
39__Main TS	101.3	2107	7843.83	6842.38
40__Main TS	103.4	2107	7905.34	6910.51
41__Main TS	105.0	2108	7956.65	6972.02
42__Main TS	106.2	2109	7996.93	7023.33
43__Main TS	107.2	2110	8026.99	7063.61
44__Main TS	107.9	2110	8048.31	7093.66
45__Main TS	108.5	2111	8062.53	7114.98
46__Main TS	108.9	2112	8071.10	7129.21
47__Main TS	109.3	2112	8075.20	7137.78
48__Main TS	109.7	2113	8075.71	7141.87
49__Main TS	110.0	2114	8073.27	7142.39
50__Main TS	110.3	2115	8068.31	7139.95
51__Main TS	110.6	2115	8061.05	7134.98
52__Main TS	110.9	2116	8051.55	7127.72
53__Main TS	111.3	2117	8039.68	7118.23
54__Main TS	111.7	2118	8024.98	7106.35
55__Main TS	112.2	2118	8007.11	7091.66
Reboiler	112.7	2118		7073.79

Tableau 4 : Profile d'un Déethaniseur à des données actuelles.

Performance

Summary

Column Profiles

Feeds/Products

Plots

Reflux Ratio	0.9491
Reboil Ratio	1.614

Flows Energy

	Temperature [C]	Pressure [kPa]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]
1__Main TS	23.42	2100	2026.95	
2__Main TS	38.09	2104	2046.06	2075.17
3__Main TS	47.66	2108	2097.80	2094.28
4__Main TS	52.96	2112	2140.77	2146.02
5__Main TS	55.68	2117	2167.48	2189.00
6__Main TS	57.05	2121	2182.71	2215.70
7__Main TS	57.75	2125	2191.56	2230.93
8__Main TS	58.14	2129	2197.18	2239.79
9__Main TS	58.37	2133	2201.21	2245.40
10__Main TS	58.53	2137	2204.49	2249.43
11__Main TS	58.65	2142	2207.41	2252.71
12__Main TS	58.76	2146	2210.16	2255.63
13__Main TS	58.86	2150	2212.83	2258.38
14__Main TS	58.96	2154	2215.46	2261.05
15__Main TS	59.06	2158	2218.05	2263.68
16__Main TS	59.15	2162	2220.60	2266.27
17__Main TS	59.25	2167	4003.82	2268.82
18__Main TS	59.83	2171	4021.44	2443.57
19__Main TS	60.22	2175	4033.42	2461.19
20__Main TS	60.53	2179	4043.06	2473.17
21__Main TS	60.78	2183	4051.46	2482.81
22__Main TS	61.00	2187	4059.06	2491.21
23__Main TS	61.19	2192	4066.07	2498.81
24__Main TS	61.36	2196	4072.61	2505.82
25__Main TS	61.51	2200	4079.16	2512.36
Reboiler	61.57	2200		2518.91

Profile de la colonne à de taux de charge 100% pour des données se désing :

Tableau 1 : Profile de fractionnateur à des données de désing.

	Temperature [C]	Pressure [kPa]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]
1__Main TS	57.40	2079	5708.09	
2__Main TS	58.03	2080	5726.12	7093.29
3__Main TS	58.28	2080	5733.58	7111.32
4__Main TS	58.39	2081	5736.90	7118.78
5__Main TS	58.44	2082	5738.56	7122.10
6__Main TS	58.48	2083	5739.48	7123.76
7__Main TS	58.52	2083	5739.95	7124.68
8__Main TS	58.55	2084	5740.02	7125.15
9__Main TS	58.60	2085	5739.57	7125.22
10__Main TS	58.65	2086	5738.40	7124.77
11__Main TS	58.72	2086	5736.16	7123.60
12__Main TS	58.82	2087	5732.34	7121.36
13__Main TS	58.95	2088	5726.16	7117.54
14__Main TS	59.14	2088	5716.44	7111.36
15__Main TS	59.41	2089	5701.50	7101.64
16__Main TS	59.80	2090	5678.98	7086.70
17__Main TS	60.36	2091	5645.76	7064.18
18__Main TS	61.17	2091	5598.23	7030.96
19__Main TS	62.33	2092	5533.00	6983.43
20__Main TS	63.93	2093	5448.58	6918.20
21__Main TS	66.06	2094	5347.31	6833.78
22__Main TS	68.76	2094	5236.33	6732.51
23__Main TS	71.95	2095	8030.73	6621.53
24__Main TS	72.37	2096	8041.87	6874.13
25__Main TS	72.72	2096	8043.73	6885.27
26__Main TS	73.09	2097	8039.18	6887.13
27__Main TS	73.56	2098	8029.12	6882.58
28__Main TS	74.20	2099	8013.46	6872.52
29__Main TS	75.08	2099	7991.98	6856.86
30__Main TS	76.28	2100	7965.10	6835.38
31__Main TS	77.88	2101	7934.81	6808.50
32__Main TS	79.95	2102	7905.40	6778.21
33__Main TS	82.49	2102	7883.44	6748.80
34__Main TS	85.46	2103	7876.29	6726.84
35__Main TS	88.69	2104	7889.48	6719.69
36__Main TS	92.00	2104	7924.19	6732.88
37__Main TS	95.17	2105	7976.62	6767.59
39__Main TS	100.5	2107	8105.32	6883.02
40__Main TS	102.6	2107	8167.32	6948.72
41__Main TS	104.2	2108	8221.66	7010.72
42__Main TS	105.5	2109	8266.65	7065.06
43__Main TS	106.5	2110	8302.22	7110.05
44__Main TS	107.3	2110	8329.21	7145.62
45__Main TS	107.9	2111	8348.84	7172.61
46__Main TS	108.4	2112	8362.36	7192.24
47__Main TS	108.8	2112	8370.84	7205.76
48__Main TS	109.1	2113	8375.16	7214.24
49__Main TS	109.4	2114	8375.98	7218.56
50__Main TS	109.7	2115	8373.73	7219.38
51__Main TS	110.0	2115	8368.62	7217.13
52__Main TS	110.4	2116	8360.68	7212.02
53__Main TS	110.7	2117	8349.64	7204.08
54__Main TS	111.1	2118	8334.82	7193.04
55__Main TS	111.6	2118	8315.42	7178.22
Reboiler	112.1	2118		7158.82

Tableau 2 : Profile d'un déethaniseur à des données de désing.

	Temperature [C]	Pressure [kPa]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]
1__Main TS	33.88	2100	127723	
2__Main TS	45.73	2104	0.505690	128619
3__Main TS	57.26	2108	7.42575	897.075
4__Main TS	57.37	2112	4.26976	903.995
5__Main TS	57.45	2117	4.18230	900.839
6__Main TS	57.55	2121	5.47316	900.752
7__Main TS	57.64	2125	7.93245	902.043
8__Main TS	57.74	2129	11.4796	904.502
9__Main TS	57.84	2133	16.0021	908.049
10__Main TS	57.93	2137	21.3657	912.572
11__Main TS	58.03	2142	27.4406	917.935
12__Main TS	58.13	2146	34.1170	924.010
13__Main TS	58.24	2150	41.3051	930.686
14__Main TS	58.34	2154	48.9351	937.875
15__Main TS	58.44	2158	56.9522	945.505
16__Main TS	58.54	2162	65.3134	953.522
17__Main TS	58.64	2167	1600.86	961.883
18__Main TS	59.43	2171	1608.80	1112.23
19__Main TS	60.01	2175	1615.12	1120.17
20__Main TS	60.44	2179	1620.20	1126.49
21__Main TS	60.76	2183	1624.40	1131.57
22__Main TS	61.01	2187	1627.99	1135.77
23__Main TS	61.22	2192	1631.22	1139.36
24__Main TS	61.38	2196	1634.32	1142.59
25__Main TS	61.53	2200	1637.73	1145.69
Reboiler	61.57	2200		1149.10