

Faculty of Sciences and Technology

كلية العلوم والتكنولوجيا

Department of Process Engineering

قسم هندسة الطرائق

Ref :...../U.M/F.S.T/2026

رقم : / ج.م.ك.ع.ت/2026

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **GÉNIE DES PROCÉDÉS**

Option : **GÉNIE DES PROCÉDÉS DES MATÉRIAUX**

THÈME

Étude de performance opérationnelle de la section dépentanisation phase III

Présenté par

- 1- DERGAM Mokhtaria
- 2- HANNOUCHE Fatma

Soutenu le 24/06/ 2026 devant le jury composé de :

Président :	Belarbi Ilhem	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	Benosmane Sarra	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	Boudjeltia Mohammed Amine	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2025/2026

Dédicaces

Au nom d'Allah, le Tout-Puissant, le Tout-Miséricordieux, Avant toute chose, louange à Allah, le Tout-Puissant, qui nous a comblés de force, de sagesse et de persévérance pour mener à bien ce travail.

À nos parents bien-aimés, Pour leurs sacrifices infinis, leurs prières silencieuses et leur confiance indéfectible. Vous avez toujours cru en moi, même quand les obstacles paraissaient insurmontables. Cette réussite est avant tout la vôtre.

À nos familles et à nos proches, Pour leur présence réconfortante, leurs encouragements constants et leur soutien moral, qui nous ont portés dans chaque moment de doute ou de fatigue.

À nos professeurs et encadrants, Pour la qualité de leur enseignement, leur accompagnement exigeant et leur passion transmissible. Vos conseils avisés ont enrichi notre démarche scientifique et affiné notre réflexion.

À nos amis et collègues, Pour les échanges stimulants, les partages d'idées et l'émulation constructive. Vos remarques et votre camaraderie ont contribué à faire de ce mémoire un travail complet et rigoureux.

À tous ceux qui, de près ou de loin, ont croisé nos chemins,

Nous dédions ce mémoire en signe de profonde reconnaissance.

Remerciements

Tout d'abord, nous exprimons notre profonde gratitude envers Dieu Tout-Puissant pour nous avoir accordé la patience, la persévérance et la force nécessaires à l'aboutissement de ce travail.

Nous tenons à adresser nos sincères remerciements à Monsieur BOUDJELTIA Mohamed amine, notre encadrant, pour son encadrement de qualité, ses précieux conseils et sa disponibilité tout au long de la réalisation de ce mémoire.

Nos vifs remerciements s'adressent également aux membres du jury : Madame la Présidente Belarbi Ilhem et Madame l'Examinatrice Benosmane Sarra, qui nous font l'immense honneur d'évaluer ce travail.

Nous exprimons également notre profonde gratitude à notre université ainsi qu'à l'ensemble des enseignants qui nous ont accompagnés et formés tout au long de notre parcours universitaire. Grâce à leur dévouement, leur compétence et la qualité de leur enseignement, nous avons acquis les connaissances et les compétences qui nous ont permis de mener à bien ce travail. Qu'ils trouvent ici l'expression de notre profonde reconnaissance et de notre grand respect.

Nous exprimons également notre profonde reconnaissance à l'ensemble du personnel du complexe GP1/Z, notamment les ingénieurs et les opérateurs, pour leur accueil chaleureux, leur assistance technique et les précieuses informations qu'ils nous ont généreusement fournies lors de notre stage. Enfin, nous adressons nos plus vifs remerciements à nos familles, nos amis et nos collègues, pour leur soutien constant et leur précieuse aide tout au long de nos études.

Liste des figures

Figure I. 1: Organisation du complexe GP1Z. [5]	- 5 -
Figure I. 2: Structure chimique du propane et butane.....	- 8 -
Figure II. 1: Schéma du traitement GPL au niveau du complexe GP1/Z.	- 11 -
Figure II. 2: Schéma représentatif de la section stockage de la charge GPL.....	- 13 -
Figure II. 3: Schéma représentatif de la section déshydratation de charge.	- 14 -
Figure II. 4: Schéma représentatif de la section séparation.	- 16 -
Figure II. 5: Schéma représentatif du fractionnateur.	- 17 -
Figure II. 6: Schéma représentatif du dééthaniseur.	- 18 -
Figure II. 7: Schéma représentatif de la section réfrigération.	- 19 -
Figure II. 8: Schéma représentatif de la section d'huile chaude.	- 20 -
Figure II. 9 : Schéma représentatif de la section dépentanisation.	- 25 -
 Figure III. 1: Schéma représentatif de trois zones d'une colonne de distillation.	- 28 -
Figure III. 2: Schéma représentatif d'un plateau à clapets soupapes.	- 32 -
 Figure IV. 1 : Interface du simulateur HYSYS.....	- 37 -
Figure IV. 2 : Interface de la construction d'un PFD de simulation du dépentaniseur.	- 38 -
Figure IV. 3 : PFD de la simulation de la section dépentanisation.	- 38 -
Figure IV. 4 : Comparaison entre design et design simulé.	- 44 -
Figure IV. 5: Profil de débit du dépentaniseur cas actuel à 62.5%.	- 50 -
Figure IV. 6: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 62.5%.	- 51 -
Figure IV. 7: Profil de pression du dépentaniseur cas actuel à 62.5%.	- 51 -

Figure IV. 8: Profil de débit du dépentaniseur cas actuel à 75%.....	- 53 -
Figure IV. 9: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 75%.....	- 53 -
Figure IV. 10: Profil de pression du dépentaniseur cas actuel à 75%.....	- 54 -
Figure IV. 11: Profil de débit du dépentaniseur cas actuel à 87.5%.....	- 55 -
Figure IV. 12: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 87.5%.....	- 56 -
Figure IV. 13: Profil de pression du dépentaniseur cas actuel à 87.5%.....	- 56 -
Figure IV. 14: Profil de débit du dépentaniseur cas actuel à 100%.....	- 58 -
Figure IV. 15: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 100%.....	- 58 -
Figure IV. 16: Profil de pression du dépentaniseur cas actuel à 100%.....	- 59 -
Figure IV. 17: Profil de débit du dépentaniseur cas actuel à 110%.....	- 60 -
Figure IV. 18: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 110%.....	- 61 -
Figure IV. 19: Profile de pression du dépentaniseur cas actuel à 110%.....	- 61 -
Figure IV. 20: Profile de débit du dépentaniseur cas actuel à 120%.....	- 63 -
Figure IV. 21: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 120%.....	- 63 -
Figure IV. 22: Profile de pression du dépentaniseur cas actuel à 120%.....	- 64 -
Figure IV. 23: Profil d'engorgement du dépentaniseur cas design.....	- 65 -
Figure IV. 24: Profils d'engorgement du dépentaniseur du cas actuel à diffétents taux de charge.....	- 66 -

Liste des tableaux

Tableau II. 1: Normes Natural Gas Processing Association (NGPA).....	- 22 -
Tableau II. 2: Description du dépentaniseur phase III.	- 23 -
Tableau IV. 1 Paramètres et composition de la charge d'alimentation du design du dépentaniseur.....	- 39 -
Tableau IV. 2 : Paramètres et composition du reflux du design du dépentaniseur.....	- 40 -
Tableau IV. 3: Paramètres de la colonne cas design du dépentaniseur.	- 40 -
Tableau IV. 4: Paramètres et composition de la charge d'alimentation du cas design du fractionnateur.	- 41 -
Tableau IV. 5: Paramètres et composition du reflux cas désigne du fractionnateur.	- 42 -

Liste des abréviations

NAPA	Natural Gas Processors Association
BOG	Boil Off Gas
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfié
HEPT	Hauteur Équivalente à un Plateau Théorique
GNL	Gaz Naturel Liquéfié
HP	Haut Pression
BP	Basse pression
GN	Gaz Naturel
RTO	Région Transport Ouest
PDI	Pressure Differential Indicator
MP	Moyenne Pression
PR	Peng Robinson

خلاصة

يركز هذا العمل على تحليل الأداء التشغيلي لوحدة نزع البننتان (المرحلة الثالثة)، حيث تقوم هذه الوحدة بفصل البننتان (5) عن باقي الهيدروكربونات في الخليط وتهدف الدراسة الى تقييم كفاءة العملية وتحديد الخسائر أو المشاكل المحتملة، واقتراح تحسينات لتحسين الأداء وتقليل استهلاك الطاقة .

Abstract

This work focuses on analyzing the operational performance of the depentanization section (phase 3). this unit is responsible for separating pentane (C5) from other hydrocarbons in the mixture. The study aims to evaluate the efficiency of the process, identify possible losses or issues, and propose improvements to optimize performance and reduce energy consumption.

Résumé

Ce travail se concentre sur l'analyse de la performance opérationnelle de la section de depentanisation (phase 3). Cette unité est responsable de la séparation d pentane (C5) des autres hydrocarbures présents dans le mélange. Etude vise à évaluer l'efficacité du procédé, identifier les pertes ou anomalies afin d'optimiser les performances et réduire la consommation d'énergie.

Table des matières

Dédicaces.....	i
Remerciements	ii
Liste des figures	iii
Liste des tableaux	v
Liste des abréviations	vi
Résumé	Erreur ! Signet non défini.
Introduction générale.....	- 1 -
Chapitre I : PRESENTATION DU COMPLEXE GP1Z.....	- 3 -
1.1 Historique.....	- 3 -
1.2 Principales installations du complexe.....	- 3 -
1.3 Organisation du complexe GP1Z.....	- 4 -
1.4 Présentation du département de production.....	- 6 -
1.4.1 Service de fabrication	- 6 -
1.5 GENERALITES SUR LE GAZ DU PETROLE LIQUEFIE GPL.....	- 8 -
1.5.1 Définition.....	- 8 -
1.5.2 Sources de GPL	- 8 -
1.5.3 Caractéristiques de GPL	- 8 -
1.5.4 Domaine d'utilisation du GPL.....	- 10 -
Chapitre II : DESCRIPTION GENERALE DU PROCEDE	- 11 -
II.1 INTRODUCTION	- 11 -

II.1.1	Section stockage de la charge	- 12 -
II.1.2	Section déshydratation de la charge.....	- 13 -
II.1.3	Section séparation	- 15 -
II.1.3.1	Fractionnateur :	- 16 -
II.1.5	Section d'huile chaude.....	- 20 -
II.1.6	Stockage et expédition	- 21 -
II.1.6.1	Stockage à basse température :	- 21 -
II.2	QUALITE DES PRODUITS FINIS	- 21 -
II.3	DESCRIPTION DE LA SECTION DEPENTANISATION PHASE III	- 23 -
Chapitre III : GENERALITES SUR LES COLONNES DE DISTILLATION-		26
-		
III.1	Introduction	- 26 -
III.2	définition.....	- 26 -
III.3	Principe de fonctionnement.....	- 27 -
III.4	Performances d'une colonne de distillation.....	- 28 -
III.5	Caractéristiques générales d'une colonne à distiller.....	- 29 -
III.6	Les Différents problèmes d'une colonne de séparation.....	- 30 -
III.7	Types des colonnes	- 31 -
III.8	Equipements	- 32 -
Chapitre IV : SIMULATION DE LA COLONNE DE DEPENTANISATION ..		-
35 -		
IV.1	Généralités sur la simulation	- 35 -
IV.2	Définition et rôle de la simulation.....	- 35 -

IV.3 Présentation du simulateur HYSYS	- 36 -
IV.3.1 Le choix du modèle thermodynamique :.....	- 37 -
VI.4 Simulation du cas design du dépentaniseur phase III.....	- 38 -
IV.5 Simulation du cas actuel du dépentaniseur phase III	- 44 -
IV.5.1 Profils d'engorgement	- 65 -
IV.5.2 vérifications de la consommation énergétique des équipements auxiliaires	- 66 -
CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS	- 68 -
Références bibliographiques.....	- 69 -

Introduction générale

SONATRACH, entreprise nationale des hydrocarbures, représente le principal acteur du secteur énergétique en Algérie. Depuis sa création, elle occupe une place stratégique dans la production, le traitement et la commercialisation du pétrole et du gaz naturel, contribuant ainsi de manière essentielle à l'économie nationale. Dans le cadre de sa politique de valorisation du gaz, SONATRACH a mis en place plusieurs complexes gaziers modernes répartis sur le territoire national afin d'assurer une meilleure exploitation des ressources naturelles et une optimisation des performances industrielles [1]. Parmi ces installations figure le complexe GP1Z, situé à Arzew, qui constitue l'un des pôles industriels les plus importants du groupe. Ce complexe est spécialisé dans le traitement du gaz de pétrole liquéfiés (GPL). Il regroupe plusieurs unités interconnectées, chacune assurant une fonction précise dans la chaîne de valorisation du gaz. Les procédés mis en œuvre au sein du GP1Z permettent d'extraire et de séparer les différentes fractions légères (propane, butane, pentane) à partir du gaz brut afin d'obtenir des produits conformes aux spécifications du marché [2].

Parmi les unités de production du complexe, la section de dépentanisation joue un rôle crucial dans le procédé de fractionnement du GPL. Cette unité a pour fonction principale la séparation des hydrocarbures légers (C3–C4) des composés plus lourds (C5+), notamment le pentane. La qualité du produit final dépend fortement de l'efficacité de cette étape, car une mauvaise séparation peut entraîner des écarts de spécifications ou une instabilité du mélange [3].

L'étude de la performance opérationnelle de la section dépentanisation s'inscrit dans une démarche d'amélioration continue du fonctionnement des unités industrielles. Elle vise à analyser les paramètres influençant la qualité de la séparation et à évaluer le rendement énergétique global du procédé.

La problématique de cette étude repose sur la question suivante : Dans quelle mesure les conditions opératoires actuelles de la section dépentanisation influencent-elles la performance globale de l'unité ?

Ainsi, l'objectif principal de ce travail est de caractériser la performance de la section dépentanisation du complexe GP1Z, d'en identifier les écarts par rapport aux performances nominales.

Ce mémoire est structuré comme suit : Le premier chapitre présente le complexe GP1Z, le deuxième chapitre sera consacré à la description générale du procédé et de la section dépentanisation, le troisième chapitre parle des colonnes de distillation tandis que le quatrième chapitre est dédié à l'étude de la performance opérationnelle de la colonne de dépentanisation phase III par la simulation en utilisant le logiciel HYSYS.

Chapitre.I : PRESENTATION DU COMPLEXE GP1Z

I.1 Historique

Le complexe GP1/Z fait partie de l'activité LQS (liquéfaction et séparation) l'activité l'entreprise national SONATRACH. Il est situé entre la centrale thermoélectrique de Marsa EL Hadjaj à l'Est et les complexes de gaz naturel liquéfiée (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 [4].

I.2 Principales installations du complexe

Le complexe GP1Z comporte :

- 9 trains du traitement GPL
- 22 sphères du stockage de la charge d'alimentation de 1000 m³ chacune.

- 4 bac du stockage de Propane à basse température de 70000 m³ chacun.
- 4 bac du stockage de butane à basse température de 70000 m³ chacun.
- 4 sphères du stockage de propane et de butane à température ambiante de 500 m³ chacune
- 1 sphère du stockage de Gazoline.
- 6 salles de contrôle.
- 3 unités de liquéfaction du gaz évaporé.
- 2 stations électriques.
- 6 générateurs d'énergie de secours du complexe.
- Un système de télésurveillance.
- Une station de pompage d'eau de mer pour le réseau d'incendie.
- 2 quais de chargement navires.
- Une rampe de chargement de camions. [7]

I.3 Organisation du complexe GP1Z

Le complexe GP1/Z est géré suivant un organigramme bien déterminé afin de bien maîtriser les tâches. Il est composé d'une direction générale de 03 sous-directions qui comportent plusieurs départements.

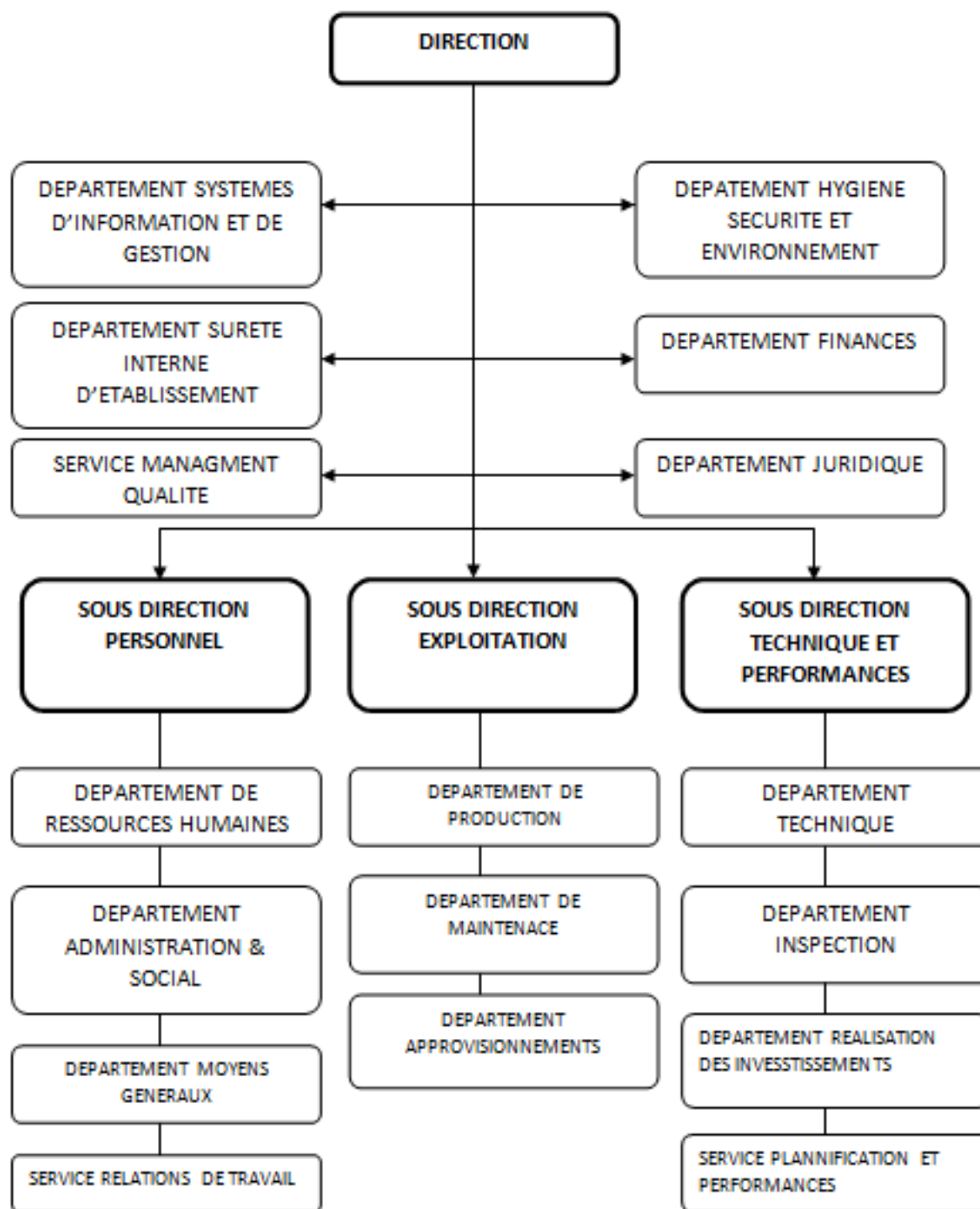


Figure I. 1: Organisation du complexe GP1Z. [5]

I.4 Présentation du département de production

Le département de production relève de la sous-direction exploitation. Il est responsable de l'ensemble des activités liées à la production du propane et du butane. Ce département comprend quatre services principaux.

I.4.1 Service de fabrication

Ce service est chargé de la production des produits finis :

Propane et butane réfrigérés : Destinés à l'exportation vers les marchés internationaux.

Propane et butane ambiants : Destinés à la distribution sur le marché national.

Chaque train de production est constitué de quatre sections :

1. Section déshydratation,
2. Section séparation,
3. Section réfrigération,
4. Section huile chaude.

I.4.1.1 Service Stockage et Expédition

Ce service est chargé du stockage des produits finis ainsi que de leur expédition, effectuée par voie maritime ou terrestre (navires et camions).

I.4.1.2 Service Planning et Programme

Le service Planning et Programme a pour mission la planification des programmes mensuels de production. Il assure l'analyse des écarts entre les prévisions et la production réelle, ainsi que l'élaboration des bilans de production. Ce service joue également le rôle d'intermédiaire entre les services Fabrication et Stockage & Expédition afin d'assurer la cohérence et l'optimisation du processus global de production

I.4.1.3 Service utilités

Le service utilités assure la fourniture, la distribution, et le contrôle des fluides industriels nécessaires au fonctionnement des unités de production.

Les utilités alimentent les diverses zones de production en :

Fuel (gaz naturel) : Le fuel est utilisé comme combustible.

Air : L'air est subdivisé en deux catégories :

- Air instrument : C'est de l'air séché qui a pour mission d'ouvrir les vannes et la manipulation des boucles de régulation (vanne pneumatique).
- Air service : C'est du l'air qui sert pour le nettoyage et l'entretien.

Vapeur la vapeur est utilisée au sein du dessaleur pour avoir l'eau distillé, et à partir de la chaudière, on produit de la vapeur de 10 kg/cm qui sert au traçage des lignes pour le maintien de la température chaude et des échangeurs de chaleur pour les évaporateurs des produits.

Eau : La production de l'eau distillée et l'eau de refroidissement utilisée pour les équipements (pompe) et l'eau potable.

Méthanol : Le méthanol est utilisé pour le dégivrage.

Gasoil : Le gasoil est destiné pour les générateurs de secours.

Azote : Le ballon d'azote, il y'a deux types de circuits :

Circuit Gazeuse (HELIOS)

Circuit l'azote liquide (COGIZ) On le transforme en vapeur pour l'inertage des équipements.

Un générateur électrique de secours d'une capacité de 25.617 KW.

Un système de sécurité vide-vite (Blow-down).

Les torches trois hautes pressions Haute Pression (HP) et deux Basse Pression (BP) servent à brûler la quantité du gaz provoquée par un dysfonctionnement des trains [6].

I.5 GENERALITES SUR LE GAZ DU PETROLE LIQUEFIE GPL

I.5.1 Définition

Le GPL 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). Les hydrocarbures constituant le GPL sont des molécules composées de 2 à 4 atomes de carbone. Les principaux constituants du GPL sont le Propane et le Butane [8].



Figure I. 2: Structure chimique du propane et butane.

I.5.2 Sources de GPL

Le GPL est obtenu principalement :

Dans les raffineries, soit au cours de distillation du pétrole brut ou lors cracking ou de Reforming des produits en vue de la production des essences.

Au cours des séparations du Gaz Naturel (GN) qui a pour but de séparer et de récupérer les condensat et GPL (propane, butane, Cs) dans les champs.

-La séparation se fait par liquéfaction du gaz naturel .

Le Propane et le Butane partagent de nombreuses caractéristiques :

- Incolores.
- Inodores à l'état naturel (pour des raisons de sécurité, on y ajoute du mercaptan, qui par son odeur bien caractéristique permet de détecter toute fuite).
- Non toxiques
- Non corrosifs (mais dissout le caoutchouc, la graisse et l'huile);
- Fluidité.

Néanmoins, ils se distinguent par deux éléments :

- Leur pression de liquéfaction :
- Leur température d'ébullition.

A température ambiante et à pression atmosphérique, les GPL ont la propriété d'être à l'état gazeux. Mais ils se liquéfient aisément en augmentant leur pression, facilitant ainsi leur stockage et utilisation.

Les principales caractéristiques des GPL sont :

Densité : A l'état liquide à 15°C

La densité de propane est de 0,51

La densité du butane est de 0,58

Tension de vapeur : Soumis à des températures supérieures à leur point d'ébullition. Le GPL a une tension de vapeur à 20°C égale à :

Pour le propane : 8bars

Pour le butane : 2bars

Température d'ébullition : A la pression atmosphérique

La température d'ébullition du butane est de -0,6°C

La température d'ébullition du propane est de -40°C.

I.5.3 Domaine d'utilisation du GPL

Les utilisations des GPL (propane et butane) sont très nombreuses et leurs domaines extrêmement variés. Elles peuvent néanmoins être classées en cinq grandes catégories :

Utilisations domestiques : Il s'agit des utilisations qui ont pour cadre le foyer familial, c'est-à-dire : La cuisine, La production d'eau chaude, Le chauffage et la climatisation des locaux, Des utilisations diverses (réfrigérateurs, machines à laver, chauffe-lessiveuses, séchoirs, appareils d'éclairage, etc.)

GPL carburant : Le GPL carburant a largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux du point de vue économique et écologique.

Utilisations collectives : Ces utilisations se rapprochent par leur nature des utilisations domestiques, mais elles répondent à des besoins beaucoup plus importants, on peut citer : hôtels, restaurants, mairies, écoles, hôpitaux, laboratoires, etc.

Utilisations agricoles : Les exploitations agricoles, quelle que soit leur importance, font largement appel au propane pour les opérations suivantes :

Culture : Désherbage et débroussaillage à la flamme, désinfection des sols...

Élevage désinfection des locaux abritant les animaux, chauffage, éclairage et climatisation des étables.

Utilisations industrielles et artisanales : Le propane intervient dans de nombreux travaux de fabrication, manuels ou mécaniques. Il convient aussi bien aux grands ensembles de production d'un automatisme poussé qu'aux installations les plus

Modestes : Alimentation, Bâtiment, Carburant, Industrie chimique, Transport [9].

Chapitre.II : DESCRIPTION GENERALE DU PROCEDE

II.1 Introduction

Le GPL arrive à partir des champs pétroliers et gaziers via des pipelines. Il est stocké dans 22 réservoirs sphériques dans la section stockage de la charge, ensuite traité dans neuf trains de production, où il subit une série de processus impliquant la déshydratation, la séparation, la réfrigération des produits et enfin stocké et expédié dans la section stockage et expédition.

Le schéma de traitement GPL est représenté dans la figure suivante :

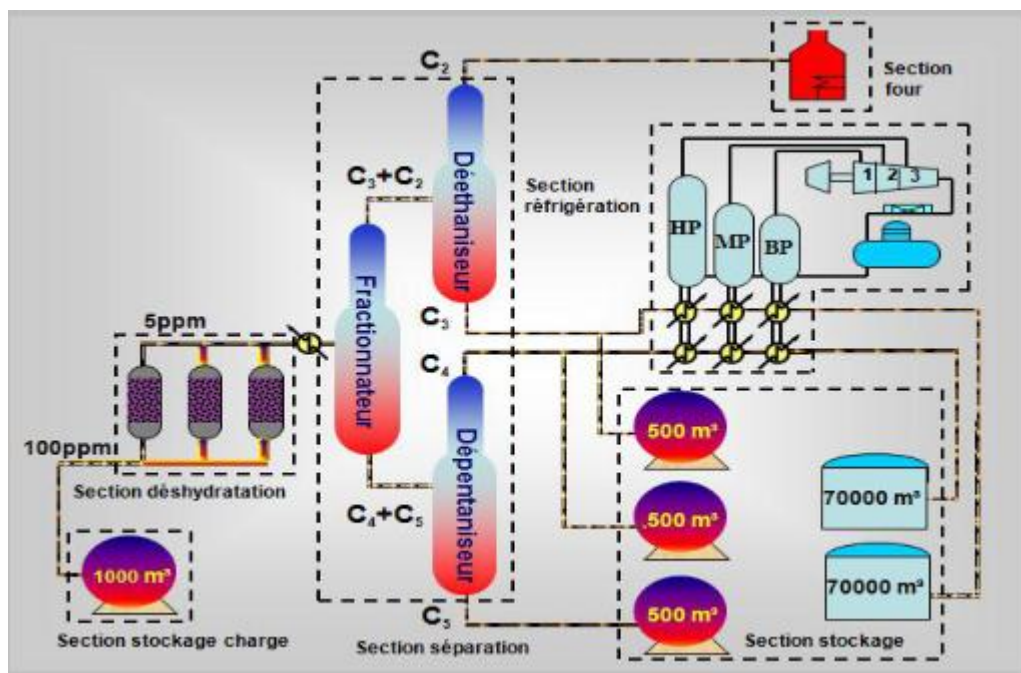


Figure II. 1: Schéma du traitement GPL au niveau du complexe GP1/Z.

II.1.1 Section stockage de la charge

La section de stockage de GPL a été conçue pour garantir une exploitation stable tout en assurant une autonomie supérieure à 10 heures, permettant ainsi l'alimentation continue des trains en GPL brut en cas d'interruption du pompage. Elle est également destinée à recevoir soit le flux de recyclage, soit le produit ne respectant pas les spécifications provenant des sections en aval.

Le GPL brut destiné à cette section est fourni par la Région Transport Ouest (RTO) au complexe GP1Z, en provenance des principaux champs du sud, notamment Hassi Messaoud, Hassi R'Mel, Adrar et In Amenas. Le transport vers les installations de stockage s'effectue via une conduite de 24 pouces. Avant d'être stocké, le GPL brut circule dans un collecteur équipé d'un contrôleur de pression pour maintenir une pression de service stable, puis traverse des filtres, chacun muni d'un Pressure Differential Indicator (PDI) (AP-0.5) permettant de détecter l'encrassement.

Pour assurer la séparation des phases, le GPL est ensuite dirigé vers les dégazeurs de la charge, où les vapeurs sont extraites et purgées vers les sphères d'alimentation.

Après filtration et dégazage, la charge est acheminée à travers six démercuriseurs afin de réduire la teneur en mercure à l'ordre de 5 nanogrammes/Nm³.

À la sortie des démercuriseurs, le GPL passe par des redresseurs qui favorisent un écoulement laminaire, garantissant ainsi des mesures précises du débit et de la densité. Le GPL brut est ensuite acheminé vers les sphères de charge sous une pression comprise entre 18 et 22 kg/cm² et à une température de 5 à 41,8 °C.

La section de stockage comprend 22 réservoirs sphériques d'une capacité unitaire de 1000 m³, fonctionnant à des pressions variables comprises entre 7 et 9 bars [10].

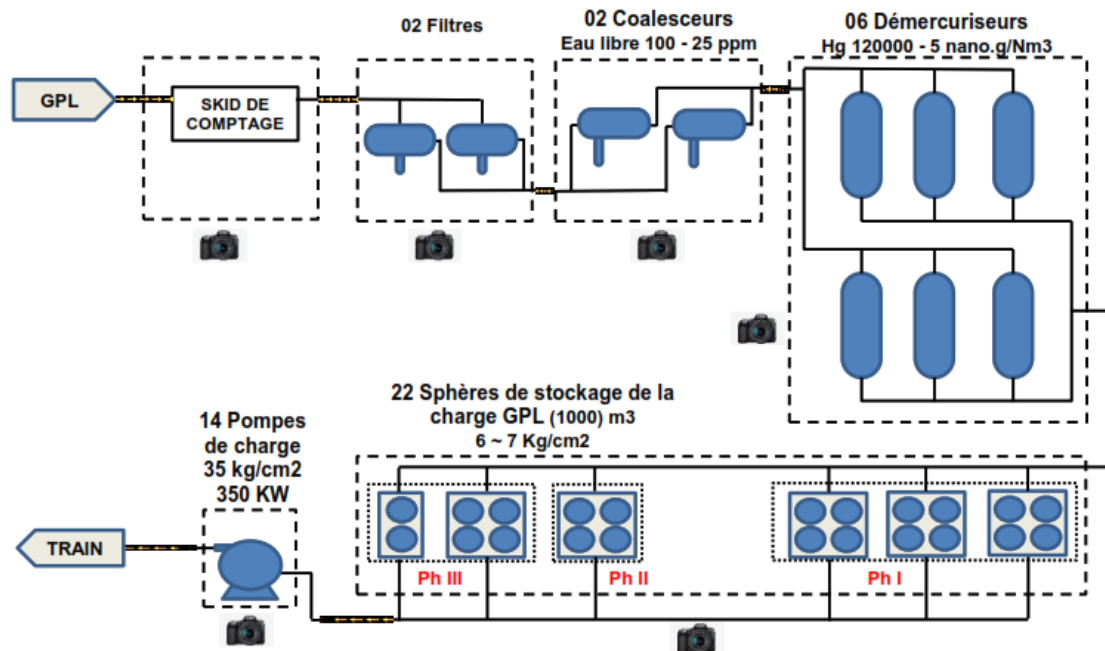


Figure II. 2: Schéma représentatif de la section stockage de la charge GPL.

II.1.2 Section déshydratation de la charge

La section est alimentée en GPL brut provenant directement de la zone de stockage. Le produit parvient aux neuf trains via un collecteur commun, sous une pression de 30 bars. Le rôle de cette unité est de réduire la teneur en eau dissoute dans le GPL, passant de 100 ppm à 5 ppm, afin d'éviter toute formation de givre dans les équipements de la section réfrigération.

La déshydratation de la charge en phase liquide repose sur trois colonnes d'adsorption, chacune remplie de tamis moléculaires et opérant selon des cycles de 36 heures.

À chaque moment du fonctionnement, l'organisation des colonnes suit une répartition précise : une colonne est dédiée à l'adsorption, une seconde à la régénération et la troisième reste en veille. Le cycle d'adsorption dure 36 heures ; une fois ce délai écoulé, la colonne de réserve prend le relais, tandis que celle qui était en service entame une régénération de 19 heures. Pendant ce temps, la troisième colonne termine son cycle et redevient disponible.

Dans la phase d'adsorption, le GPL circule du bas vers le haut à travers la colonne. L'humidité est captée par les tamis moléculaires durant une période de 36 heures ; une fois ce temps dépassé, le sécheur passe automatiquement en régénération. Il est important de noter que la

section de déshydratation peut fonctionner avec seulement deux adsorbeurs, permettant ainsi la révision d'une colonne si nécessaire [11].

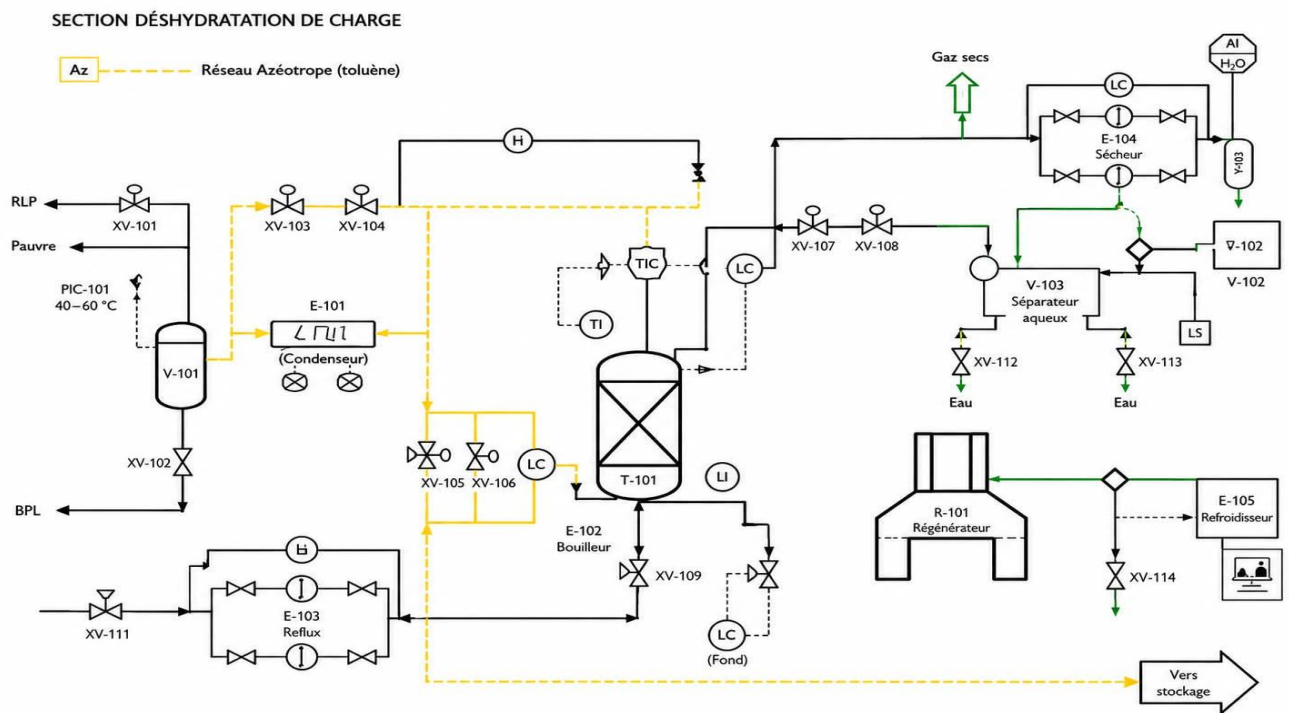


Figure II. 3: Schéma représentatif de la section déshydratation de charge.

Le processus de régénération suit ensuite les séquences suivantes :

Drainage (durée 1h) : La vidange du sécheur se fait par l'injection du gaz naturel sous une pression de 20 kg/cm². Le GPL restant est acheminé vers les sphères de charge.

Dépressurisation (30 min) : Cette séquence sert à réduire la pression du sécheur de 20 kg/cm² à 3 kg/cm² et cela se fait par l'évacuation de GN contenu dans le sécheur vers la section fuel gaz.

Chauffage (11h) : Le réchauffage se fait par le GN chauffé dans le four à une température de 280°C. Il passe dans le sécheur de haut en bas pour évaporer l'eau contenue dans les tamis moléculaires.

Refroidissement (5h) : Le secteur étant chaud après la séquence de réchauffage, il est refroidi par le GN porté à une température de 12 à 45 °C et une pression de 3kg/cm².

Pressurisation (30 min) : Avant le remplissage de la colonne par le GPL., il faut atteindre une pression de service de 20 kg/cm². Cette opération se fait par l'introduction de GN à haute pression.

Remplissage : Cette opération consiste à mettre le sécheur en attente.

II.1.3Section séparation

Après la section de déshydratation, le GPL brut entre dans la section de séparation, comme alimentation du fractionnateur V-N101. Le GPL récupère d'abord la chaleur du propane produit sortant du fond du dérive dans le préchauffeur N° 1, E-N004, puis une autre récupération de chaleur dans le préchauffeur N° 2, E-N005 A~D. Le GPL est finalement amené à son point de bulle dans le préchauffeur N° 3. E-N013, qui fait appel au fluide caloporteur avec contrôle de la température de sortie du E-N013. A la sortie du E-N013, le débit de charge est réglé selon le point de consigne du contrôleur de débit [11].

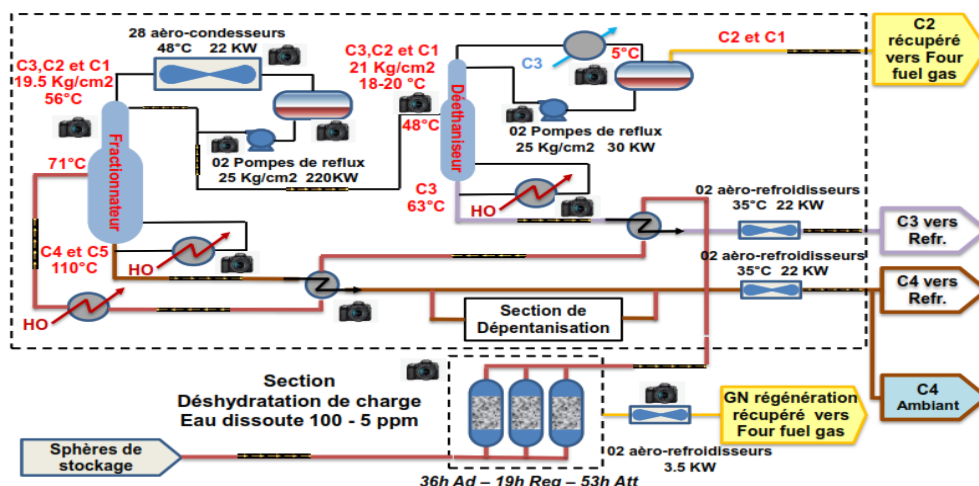


Figure II. 4: Schéma représentatif de la section séparation.

II.1.3.1 Fractionnateur : Dans le fractionnateur, le GPL brut est séparé en deux produits : Du butane au fond de la colonne et du propane liquide en tête. La colonne comporte 55 plateaux à clapets. Le fonctionnement du fractionnateur est ajusté de manière à assurer la séparation souhaitée entre propane et butane tout en garantissant le taux de récupération requis.

La pression en tête de colonne est maintenue constante grâce à une vanne située sur la ligne des vapeurs dirigeant le flux vers l'aérocondenseur E-N002. Dans le ballon de reflux, la pression est régulée par un contrôleur de pression différentielle associé à un by-pass de gaz chaud autour de l'échangeur E-N002. La température des condensats issus de cet échangeur est stabilisée grâce au réglage du pas des pales du ventilateur.

Les vapeurs provenant de la tête du V-N101 sont entièrement condensées dans l'échangeur E-N002. Une partie des condensats récoltés dans le ballon V-N003 est renvoyée au fractionnateur par la pompe de reflux P-N002, sous régulation du débit. L'excédent de liquide en sortie de P-N002 constitue le produit de tête, envoyé vers la dérivation V-N102, son débit étant contrôlé par le niveau du ballon V-N003.

Le liquide récupéré au fond du fractionnateur est principalement du butane, contenant une proportion variable de pentane. Selon la teneur en pentane de l'alimentation, une étape de dépentanisation qu'on va détailler dans la deuxième partie de ce chapitre peut être nécessaire.

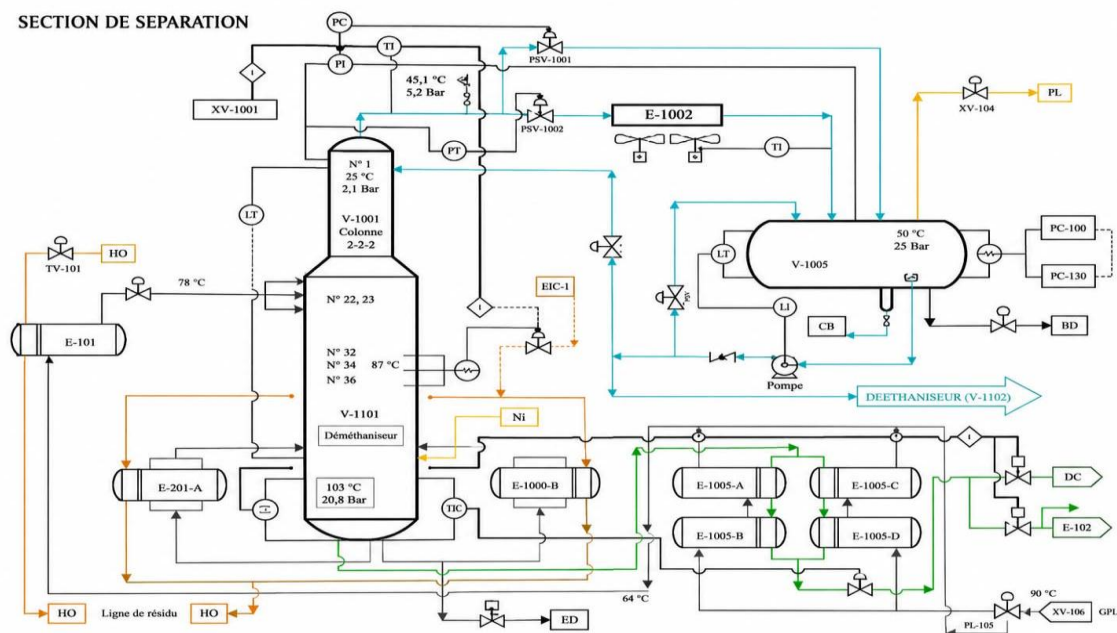


Figure II. 5: Schéma représentatif du fractionnateur.

Dééthaniseur : Le dééthaniseur est une colonne de fractionnement comportant 25 plateaux à clapets. Sa fonction principale est de séparer l'éthane présent dans le propane : L'éthane est récupéré en tête de colonne tandis que le propane est extrait au fond.

Après séparation en tête, l'éthane traverse les condenseurs de tête avant d'être recueilli dans son ballon de reflux. Les vapeurs d'éthane sont ensuite dirigées soit vers la torche, soit vers le four, selon les résultats des analyses effectuées au laboratoire, tandis que la phase liquide est renvoyée comme reflux dans la colonne de dééthanisation. Le flux de fond, constitué principalement de propane, est envoyé vers la section de réfrigération.

Le propane récupéré au bas de la colonne, à une température comprise entre 60 et 62 °C, est d'abord acheminé vers le premier préchauffeur du fractionnateur. Il passe ensuite par des

aéroréfrigérants où sa température est abaissée à -38 à -42 °C avant d'entrer dans la section de réfrigération. Enfin, il est dirigé vers les sphères de stockage en vue de sa distribution sur le marché national.

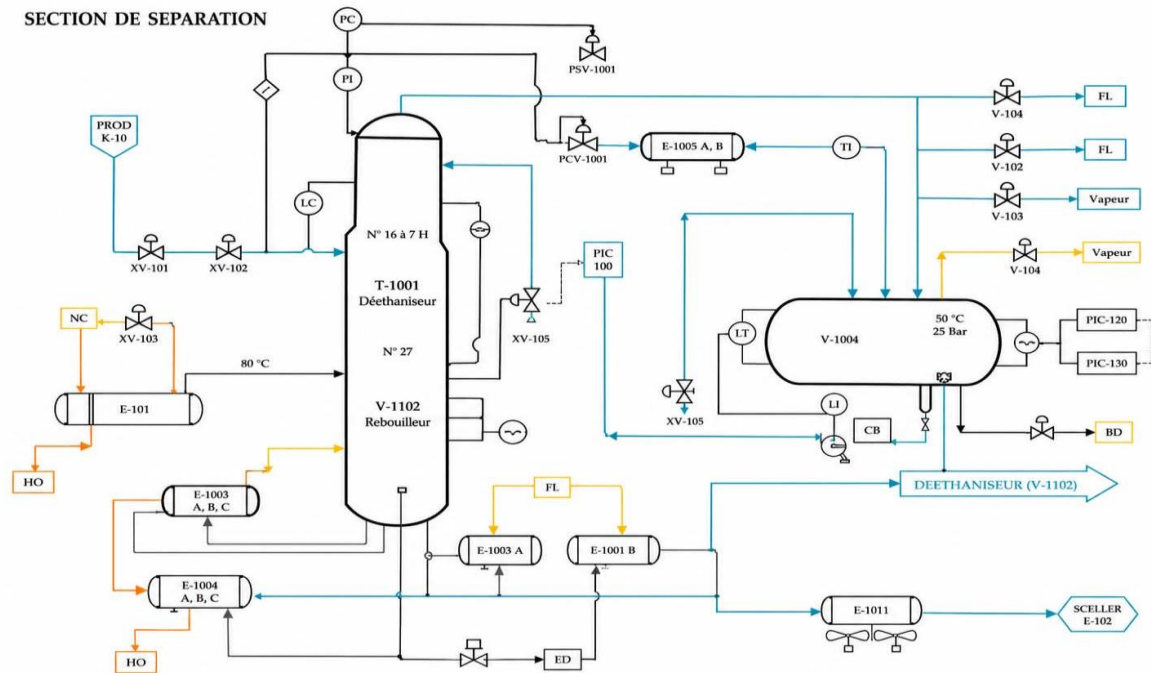


Figure II. 6: Schéma représentatif du dééthaniseur.

II.1.4 Section réfrigération

La fonction essentielle de cette section est d'abaisser la température des produits finis jusqu'à leur niveau requis pour le stockage, soit entre -38 et -42 °C pour le propane, et entre -8 et -10 °C pour le butane.

Après leur sortie de la section de séparation, le propane et le butane sont d'abord dirigés vers cette zone de refroidissement où ils sont réfrigérés jusqu'aux températures correspondant à leurs points de saturation liquide proches de la pression atmosphérique, puis envoyés vers les réservoirs de stockage à basse température. Chaque produit traverse successivement trois

refroidisseurs (Schillers), fonctionnant selon un cycle ouvert basé sur trois niveaux de détente du propane frigorigène : Haute Pression (HP), Moyenne Pression (MP) et Basse Pression (BP), après compression du fluide.

Les vapeurs générées par l'évaporation du propane réfrigérant dans les Schillers, ainsi que celles issues des condenseurs de tête du dééthaniseur, sont regroupées dans les ballons d'aspiration HP, MP et BP. Elles sont ensuite comprimées par un compresseur centrifuge – entraîné par une turbine à gaz en phase I, puis par un moteur électrique en phases II et III – avant d'être condensées dans les condenseurs aéroréfrigérants (E-X027) et collectées dans le ballon accumulateur.

Le propane refroidi subit ensuite une déshydratation de garde, destinée à abaisser sa teneur en eau de 5 ppm à 1 ppm juste après son passage dans le premier Schiller. À partir de là, il peut soit poursuivre son refroidissement dans les deux autres Schillers, soit être directement dirigé vers le stockage à température ambiante. [11]

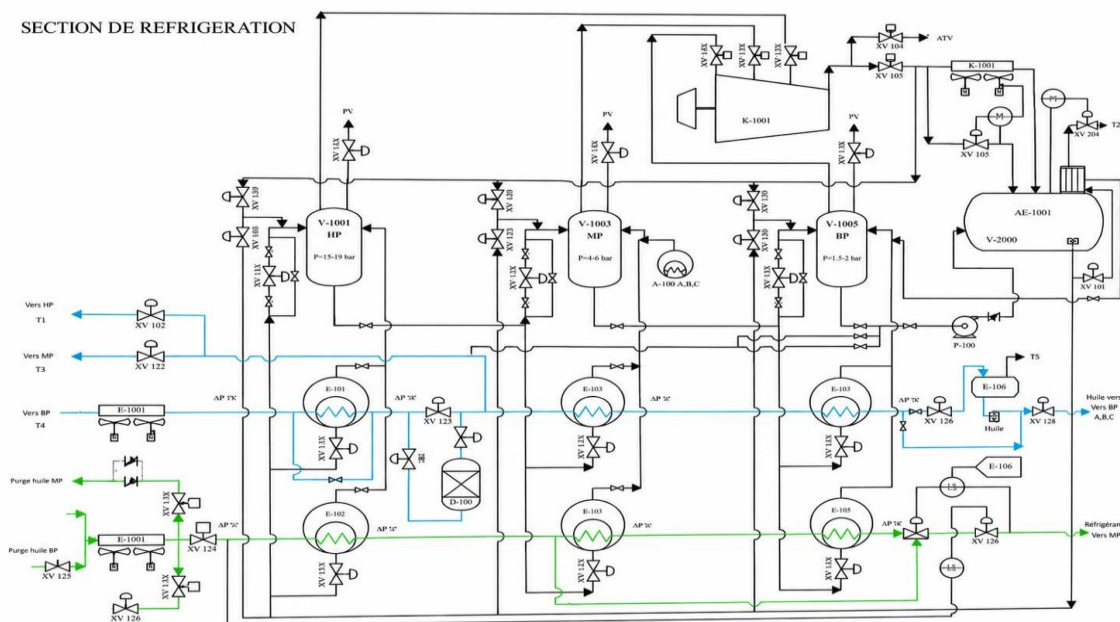


Figure II. 7: Schéma représentatif de la section réfrigération.

II.1.5 Section d'huile chaude

La boucle du fluide caloporteur constitue la source thermique principale alimentant les rebouilleurs des colonnes de fractionnement ainsi que le troisième échangeur de préchauffage de la charge GPL.

Le fluide caloporteur utilisé dans cette boucle est une huile thermique de type TORADA TC 32, dont la mise en température est assurée par le four principal. À la sortie de ce dernier, la température de l'huile atteint environ 180 °C.

Le four assure également l'apport calorifique requis pour le gaz naturel dédié à la régénération des tamis moléculaires de la section de déshydratation.

Ce gaz est chauffé dans un serpentin positionné dans la zone de convection du four, permettant de maintenir une température stable de 280 °C pour un débit de 2 000 Nm³/h [6].

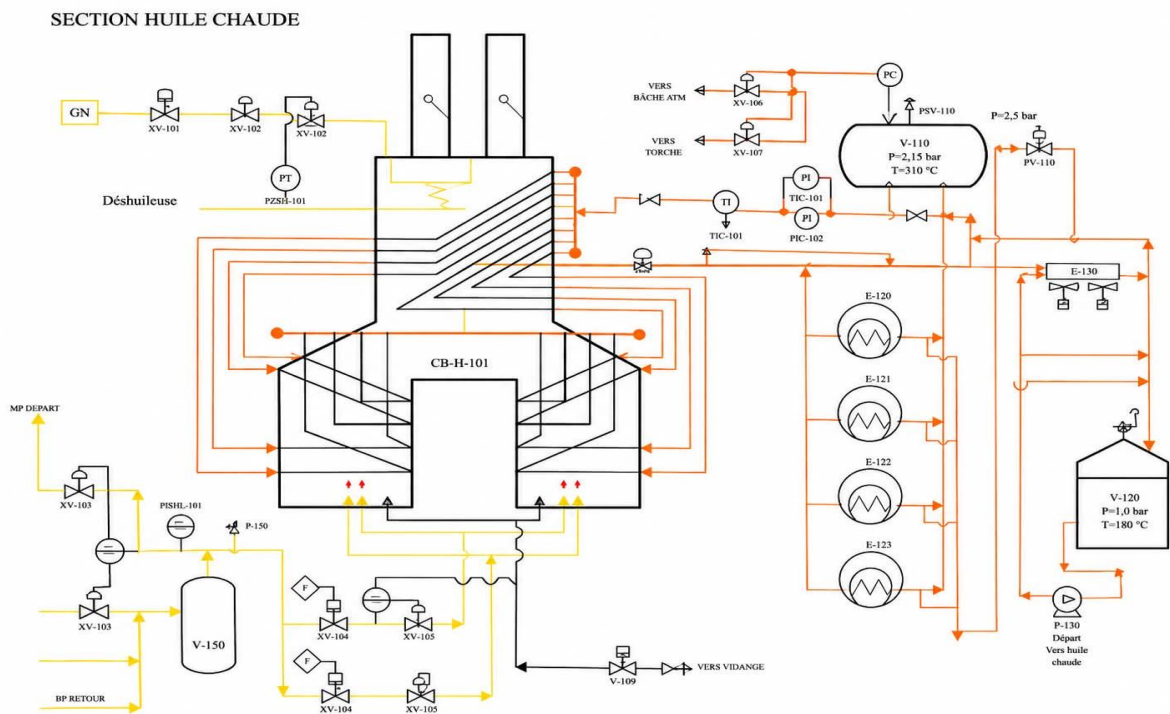


Figure II. 8: Schéma représentatif de la section d'huile chaude.

II.1.6 Stockage et expédition

Elle s'occupe du stockage des produits finis et l'expédition par navires et camions.

II.1.6.1 Stockage à basse température

Cette section est essentiellement destinée au marché international pour être commercialisé, les produits finis sont stockés dans huit bacs d'une capacité de 7000 m³ (04 bacs pour le propane à -38 à -42°C et 04 bacs pour le butane à -4 à -10°C).

II.1.6.2 Stockage à température ambiante

Cette section contient cinq sphères de 500 m³ 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.

La Section boil off gaz (BOG) :C'est un système qui a pour but de récupérer le propane et le butane par condensation des gaz évaporés.

II.2 Qualite des produits finis

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

Tableau II. 1: Normes Natural Gas Processing Association (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

Il convient de préciser que SONATRACH exige des normes plus rigoureuses que celles de NPGA telles que :

Propane commercial

Ethane $\leq 2.00\%$ molaire

Butane $\leq 1.00\%$ molaire

Butane commercial

Propane $\leq 1.00\%$ molaire

Pentane $\leq 1.75\%$ molaire

Ethane vers four

Propane 12.00% molaire

Températures de produits finis

La température du propane commercial sortie train est de : $[-38, -42^{\circ}\text{C}]$.

La température du butane commercial sortie train est de : [-4, -10°C].

Teneur d'eau dans la propane (produit finis)

La teneur d'eau dans le propane à la sortie de la déshydratation de garde est inférieure à 1 ppm poids.

II.3 Description de la section dépentanisations phase III

Le dépentaniseur est une colonne de fractionnement équipée de 50 plateaux à clapets. Elle est utilisée pour éliminer le pentane contenu dans le butane. Elle fonctionne lorsque la teneur du pentane dans la charge GPL est de 1.75 %. La description de la colonne est représentée dans le tableau suivant :

Nombre de plateaux théorique	50
Plateau d'alimentation	17,18,19
Plateau sensible	43
Hauteur de la colonne	36000 mm
Diamètre de la colonne	1 à 16 : 2500 mm 17 à 50 : 3000 mm

**Tableau
II. 2:**
Description
du
dépentanis
eur phase
III.

L'alimentation du dépentaniseur 32-V-9103 se fait sous contrôle de pression du fluide de fond du fractionnateur à partir du train relié à la colonne. L'un quelconque des 3 trains peut être mis en ligne avec 32-V-9103. Le produit de tête, dépentanisé, c'est-à-dire le butane commercial, doit être renvoyé pour réfrigération au train mis en ligne avec 32-V-9103.

Le débit total de vapeur de tête de colonne est étranglé de façon à maintenir la pression de colonne alors que le bypass de gaz chaud du condenseur total 32-E-9008 est utilisé pour maintien d'une pression différentielle fixe entre la pression de colonne et la pression du ballon de reflux. La température des condensats sortant de 32-E-9008 est maintenue constante par calage des pales de ventilateur.

Le liquide de tête s'accumulant dans le ballon de reflux 32-V-9005 est puisé par la pompe de reflux 32-P-9004. Le reflux froid est repompé vers 32-V-9103 sous contrôle de débit où le liquide d'excès, produit de butane commercial est envoyé à l'aéroréfrigérant 32-E-7012 dont le débit est piloté par les résultats du contrôle de niveau de 32-V-9103.

Le débit d'huile chaude au rebouilleur 32-E-9009 est réglé par un contrôleur de température au niveau du plateau 43 dans la plage de variables de service choisie afin de maintenir la teneur en butane requise dans le pentane de fond.

Le produit de fond quitte le ballon 32-V-9103 sous contrôle de niveau, lequel pilotant le débit du produit pentane de fond. Et il est d'abord refroidi par l'aéroréfrigérant 32-E-9010 avant d'être envoyé à la SECTION DE STOCKAGE A TEMPERATURE AMBIANTE par écoulement sous pression existante au niveau de la colonne. La pompe de circulation de pentane 32-P-9010 est utilisée lorsque le produit de fond doit être recyclé à la SECTION DE STOCKAGE DE CHARGE du fait de la non-conformité de spécifications du produit.

SECTION DE SEPARATION

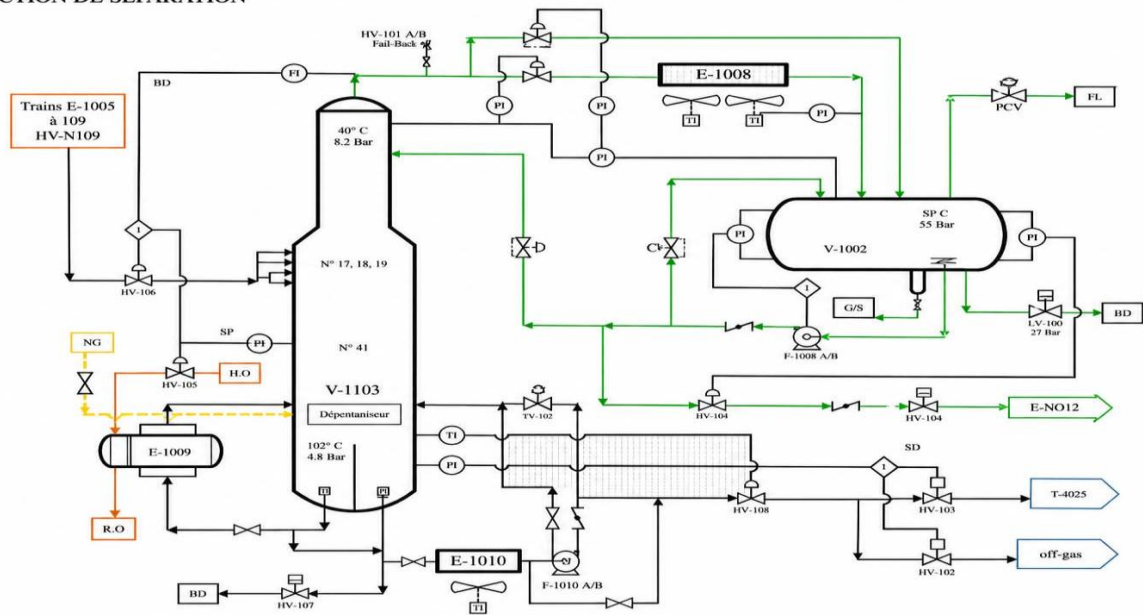


Figure II. 9 : Schéma représentatif de la section dépentanisation.

Maintenant que le procédé global et la section de dépentanisation sont définis, le chapitre suivant abordera les principes fondamentaux des colonnes de distillation qui régissent cette séparation.

Chapitre.III : GENERALITES SUR LES COLONNES DE DISTILLATION

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 [12].

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 croît 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 créé 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 : A calotte, clapet ou perforés[12] [13].

La colonne est divisée en trois zones :

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.

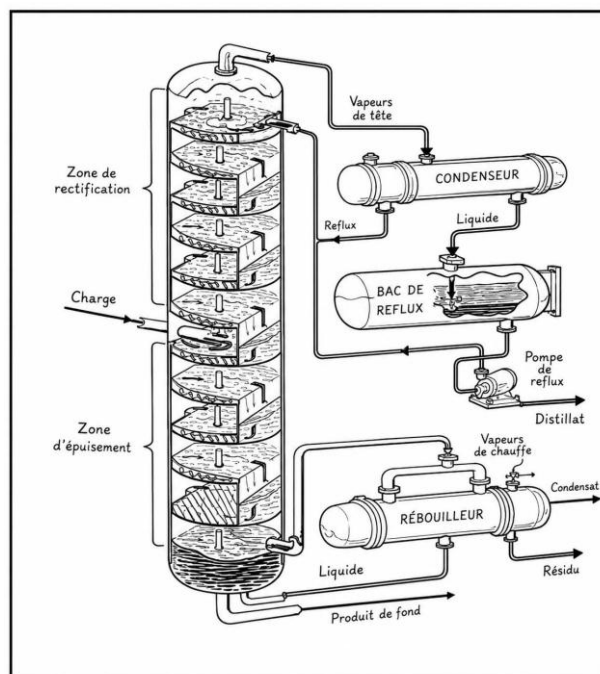


Figure III. 1: Schéma représentatif de trois zones d'une colonne de distillation.

III.4 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'air inter faciale.

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 inter faciales).

Les cinétiques des réactions chimiques (schémas réactionnels, constantes cinétiques, ordres de réactions) [12].

III.5 Caractéristiques générales d'une colonne à distiller

La colonne à distiller est caractérisée par :

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.

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.

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.

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.

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.

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.

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) [13].

III.6 Les Différents problèmes d'une colonne deséparation

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 :

Le moussage (foaming) : La formation de mousse par l'agitation et la turbulence sur le plateau est désirable, elle augmente la surface inter faciale 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.

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.

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.

Entrainement : On peut parler d'entraînement 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.

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.

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

Male 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 [13][14].

III.7 Types des plateaux

Il existe plusieurs types de colonnes de distillation, dont les plus courantes sont les colonnes à plateaux.

Les plateaux d'une colonne ont pour rôle d'assurer un contact efficace entre le liquide, qui s'écoule vers le bas sous l'effet de la gravité, et la vapeur, qui monte à travers la colonne. Ce contact favorise les échanges de matière et de chaleur, indispensables au procédé de séparation.

Dans les industries du raffinage et du traitement du gaz, plusieurs types de plateaux sont utilisés. Le choix du type de plateau dépend principalement des conditions opératoires, des performances recherchées et des considérations économiques. Les principaux types de plateaux sont :

- les plateaux à cloches ;
- les plateaux à trous (ou perforés) ;
- les plateaux à clapets (ou à soupapes) ;
- les plateaux à jets.

Au sein du complexe GP1/Z, les colonnes sont équipées de plateaux à clapets (ou à soupapes). Ce type de plateau est largement utilisé en raison de sa bonne efficacité de transfert de

matière, de sa flexibilité de fonctionnement sur une large plage de débits et de sa faible sensibilité aux variations des conditions opératoires.

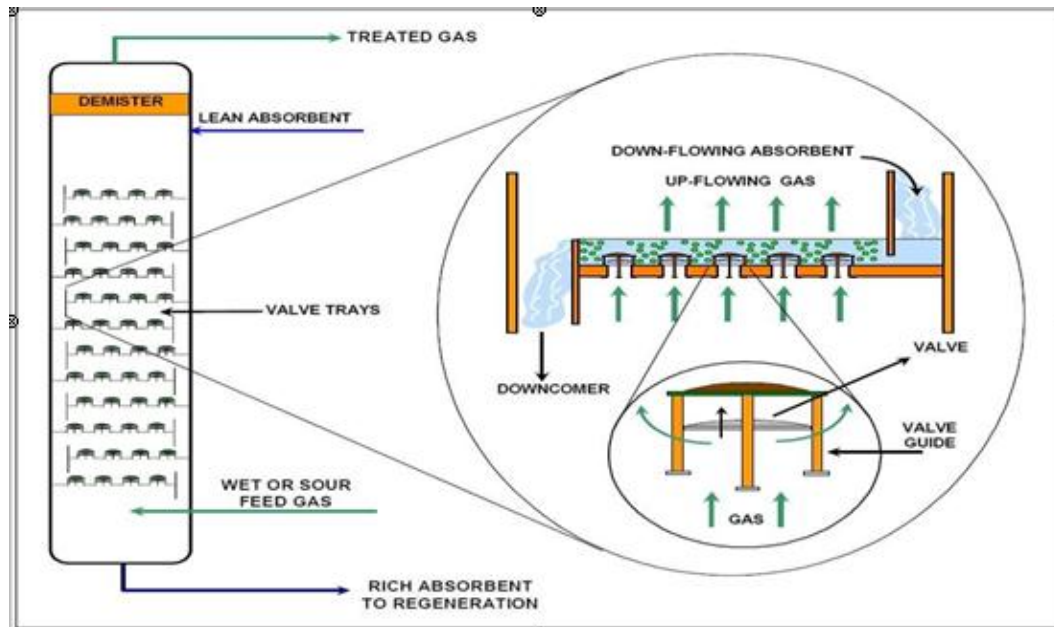


Figure III. 2: Schéma représentatif d'un plateau à clapets soupapes.

III.8 Equipements

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 pendant l'opération.

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.

Aéro-refrigérants :

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 refroidir.

Chapitre.IV: SIMULATION DE LA COLONNE DE DEPENTANISATION

IV.1 Généralités sur la simulation

Dans de nombreux domaines scientifiques et techniques, la simulation constitue aujourd'hui un outil incontournable. Elle offre la possibilité d'étudier le comportement d'un système avant son déploiement réel et d'optimiser son fonctionnement en testant diverses solutions ou conditions opératoires.

Pour fonctionner, la simulation repose sur la construction d'un modèle représentant le système étudié. Ce modèle sert de support à l'élaboration de scénarios permettant de déduire le comportement du système physique analysé.

Un modèle reste néanmoins une approximation de la réalité. Il ne vise pas à reproduire fidèlement tous les phénomènes, mais plutôt à restituer les aspects essentiels du système considéré.

Dans le domaine des procédés chimiques, les simulateurs utilisés dans l'industrie sont généralement assimilés à des modèles de connaissance. Ils s'appuient sur des bilans de masse et d'énergie, ainsi que sur des équations d'équilibre thermodynamique, afin de fournir les informations nécessaires à la conception. Leur usage principal consiste à concevoir ou optimiser de nouveaux procédés et à évaluer les modifications potentielles des conditions opératoires [17].

IV.2 Définition et rôle de la simulation

La modélisation par simulation offre la possibilité de traduire les phénomènes physiques tels que les transferts de masse, d'énergie ou de quantité de mouvement au moyen d'équations

mathématiques. Grâce à ces modèles analytiques et à leur résolution, il devient possible de représenter le comportement des différentes opérations unitaires d'un procédé.

Le recours à un simulateur devient particulièrement avantageux lorsqu'il est nécessaire d'intervenir sur un procédé industriel. Il permet notamment d'établir les bilans matière et énergie du procédé, de dimensionner correctement les équipements associés, de réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de la composition de l'alimentation, ainsi de déterminer la performance des équipements et d'informer sur l'influence d'un paramètre donné sur le bon déroulement d'un procédé ou partie du procédé.

IV.3 Présentation du simulateur HYSYS

Le logiciel HYSYS est parmi les simulateurs industriels les plus connus et utilisés mondialement. C'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.

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.

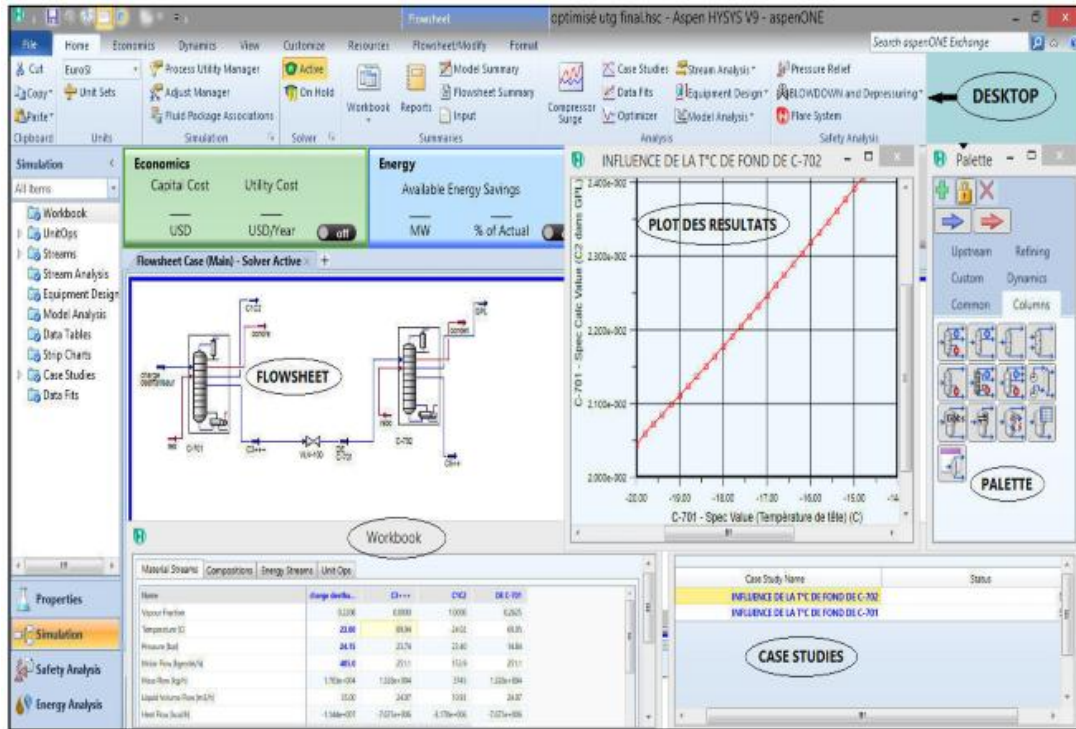


Figure IV. 1 : Interface du simulateur HYSYS.

IV.3.1 Le choix du modèle thermodynamique :

Les logiciels de simulation offrent un large choix de modèles thermodynamiques pour les unités de traitement du gaz, permettant notamment de calculer les coefficients d'équilibre liquide-vapeur, les enthalpies, les entropies ainsi que l'ensemble des propriétés thermodynamiques nécessaires.

Dans le cadre de cette étude, nous avons retenu le modèle thermodynamique le plus couramment appliqué aux mélanges d'hydrocarbures : L'équation d'état de Peng-Robinson (PR)

VI.4 Simulation du cas design du dépentaniseur phase III

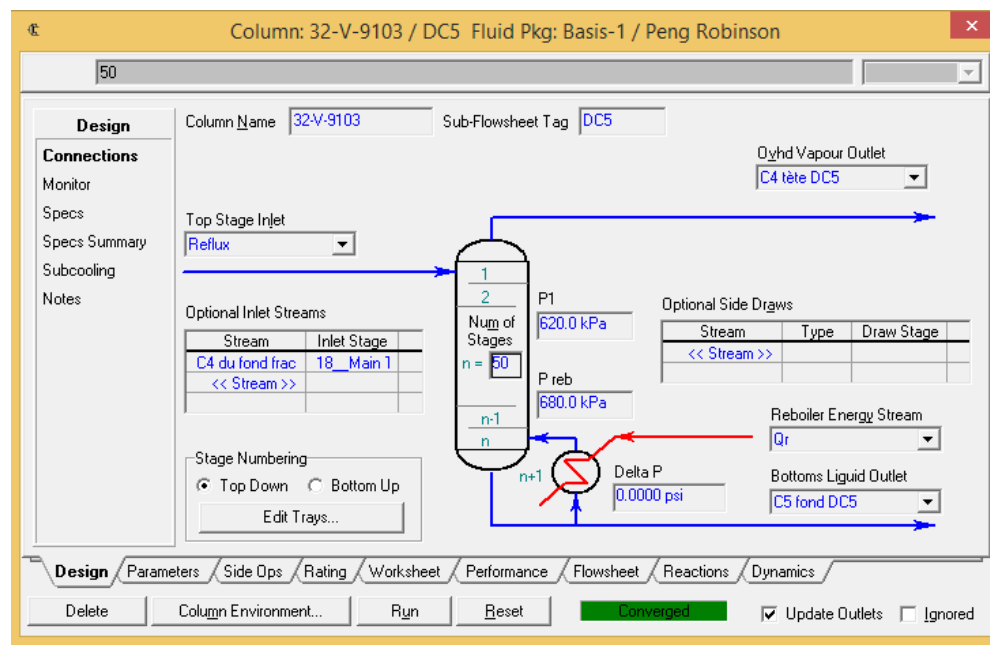


Figure IV. 2 : Interface de la construction d'un PFD de simulation du dépentaniseur.

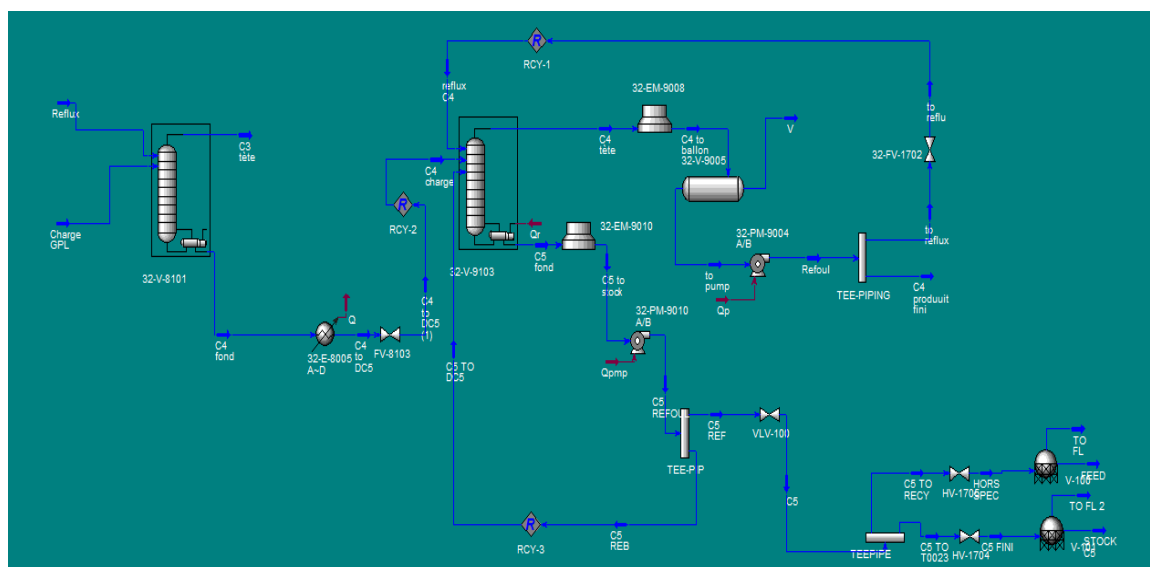


Figure IV. 3 : PFD de la simulation de la section dépentanisation.

Tableau IV. 1 Paramètres et composition de la charge d'alimentation du design du dépentaniseur.

Constituants	% molaire
C ₃	0.95%
IC ₄	32.72%
NC ₄	64.41%
IC ₅	0.99%
NC ₅	0.93%
Total	100%
Température (°C)	60
Pression (kPa)	1910
Débit molaire (kgmol/h)	1253

Tableau IV. 2: Paramètres et composition du reflux du design du dépentaniseur.

Constituants	% molaire
C ₃	0.93%
IC ₄	33.21%
NC ₄	65.33%
IC ₅	0.28%
NC ₅	0.22%
Total	100%
Température (°C)	43
Pression (kPa)	608
Débit molaire (kgmol/h)	1236

Tableau IV. 3: Paramètres de la colonne cas design du dépentaniseur.

Nombre de plateaux	50
Pression de tête (kPa)	610
Pression du fond (kPa)	630
Plateau d'alimentation	18
Plateau sensible	43
Température du plateau sensible (°C)	85

Tableau IV. 4: Paramètres et composition de la charge d'alimentation du cas design du fractionnateur.

Constituants	% molaire
C ₂	2.19%
C ₃	49.25%
IC ₄	16.06%
NC ₄	31.53%
IC ₅	0.49%
NC ₅	0.45%
Total	100%
Température (°C)	71
Pression (kPa)	2460
Débit molaire (kg.mol/h)	2563

Tableau IV. 5: Paramètres et composition du reflux cas désigne du fractionnateur.

Constituants	% molaire
C ₂	4.25%
C ₃	94.63%
IC ₄	1.089%
NC ₄	0.019%
IC ₅	0%
NC ₅	0%
Total	100%
Température (°C)	51
Pression (KPa)	2600
Débit molaire (kg.mol/h)	5289

Tableau IV. 6 : Paramètres de la colonne cas design du fractionnateur.

Nombre de plateaux	55
Pression de tête (kPa)	1980
Pression du fond (kPa)	2010
Plateau d'alimentation	23
Plateau sensible	36
Température du plateau sensible (°C)	96

Comparaison entre design et design simulé du dépentaniseur phase III

Tableau IV. 7: Comparaison entre design et design simulé.

C₄ produit fini	Design	Design simulé	écart
C ₃ (%)	0.96	0.96	0%
IC ₄ (%)	33.21	33.23	0.06%
NC ₄ (%)	65.33	65.43	0.15%
IC ₅ (%)	0.28	0.24	14%
NC ₅ (%)	0.22	0.11	50%
Température (°C)	43	51	15%
Pression (Mpa)	1.82	1.765	3.02%
Débit kgmol/h	1236	1234.3	0.13%

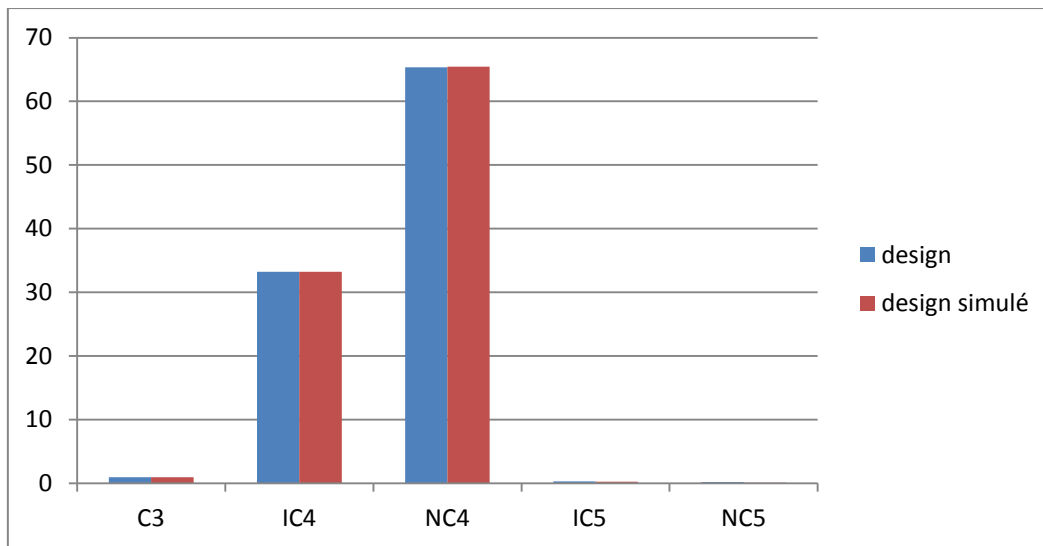


Figure IV. 4 : Comparaison entre design et design simulé.

Interprétation des résultats

D'après ce tableau, nous observons que les résultats du cas simulé sont proches aux données du design, donc on peut dire que le modèle utilisé par notre simulateur nous donne des résultats fiables et peut être généralisé pour étudier le cas actuel.

IV.5 Simulation du cas actuel du dépentaniseur phase III

Dans cette section, nous abordons la simulation des conditions de fonctionnement actuelles du dépentaniseur de la phase III. Pour initialiser cette simulation de manière rigoureuse, les données réelles du procédé ont été collectées.

Tableau IV. 8: Paramètres et composition de la charge d'alimentation cas actuel du dépentaniseur.

Constituants	% molaire
C ₃	0.16%
IC ₄	34.36%
NC ₄	62.61%
IC ₅	2.34%
NC ₅	0.5%
Total	100%
Température (°C)	60.95
Pression (kPa)	972
Débit volumique (m ³ /h)	103.3

Tableau IV. 9: Paramètres et composition du reflux cas actuel du dépentaniseur.

Constituants	% molaire
C ₃	0.13%
IC ₄	34.33%
NC ₄	65.13%
IC ₅	0.37%
NC ₅	0.026%
Total	100%
Température (°C)	51.12
Pression (kPa)	608
Débit (kgmol/h)	500

Tableau IV. 10: Paramètres de la colonne cas actuel du dépentaniseur.

Nombre de plateaux	50
Pression de tête (kPa)	610
Pression du fond (kPa)	630
Plateau d'alimentation	18
Plateau sensible	43
Température du plateau sensible	74

Tableau IV. 11: Paramètres et composition de la charge d'alimentation cas actuel du fractionnateur.

Constituants	% molaire
C ₁	0.29%
C ₂	1.77%
C ₃	62.84%
IC ₄	11.62%
NC ₄	22.59%
IC ₅	0.73%
NC ₅	0.16%
Total	100%
Température (°C)	71
Pression (kPa)	2050
Débit volumique (m ³ /h)	264

Tableau IV.12: Paramètres et composition du reflux cas actuel du fractionnateur.

Constituants	% molaire
C ₂	4.25%
C ₃	94.63%
IC ₄	1.08%
NC ₄	0.01%
IC ₅	0%
NC ₅	0%
Total	100%
Température (°C)	43
Pression (kPa)	1800
Débit volumique (m ³ /h)	360

Tableau IV. 13: Paramètres de la colonne cas actuel du fractionnateur.

Nombre de plateaux	55
Pression de tête (kPa)	1940
Pression du fond (kPa)	2000
Plateau d'alimentation	23
Plateau sensible	36
Température du plateau sensible (°C)	73

Le dépentaniseur est alimenté par le produit du fond fractionnateur, et le taux de traitement GPL dépend du débit de la charge d'alimentation du fractionnateur au débit de référence 240 m³/h, de ce fait nous allons voir la composition du butane produit fini pour chaque taux de traitement.

Pour un taux de traitement de 62.5% :

Le débit d'alimentation de la charge du fractionnateur est de 150m³/h.

Le debit du reflux fractionnateur est de 290 m³/h.

Tableau IV.14: Composition du butane produit fini pour un traitement de 62.5% cas actuel.

Constituant	%molaire
C ₃	0.07%
IC ₄	35.24%
NC ₄	64.62%
IC ₅	0.05%

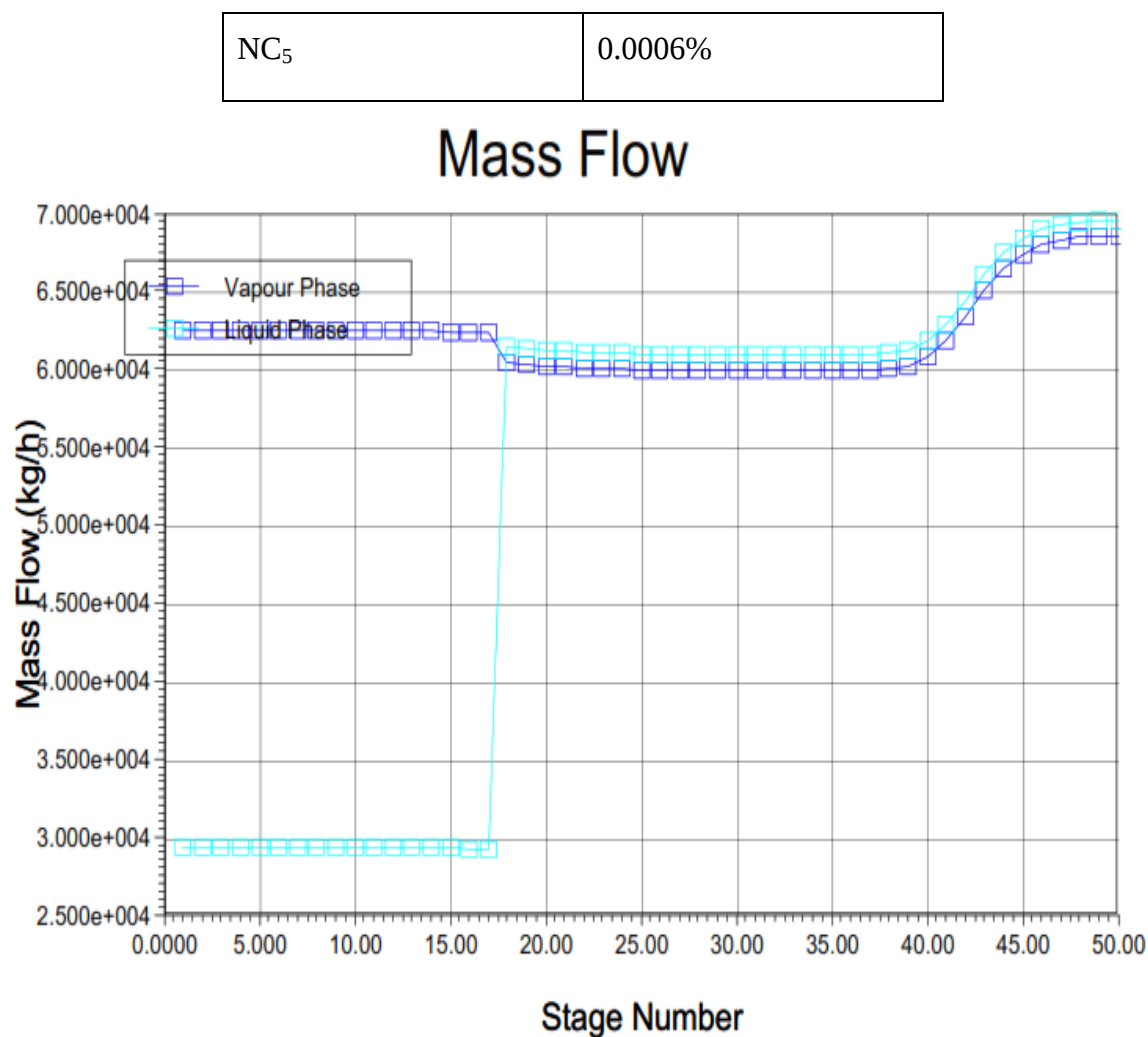


Figure IV. 5: Profil de débit du dépentaniseur cas actuel à 62.5%.

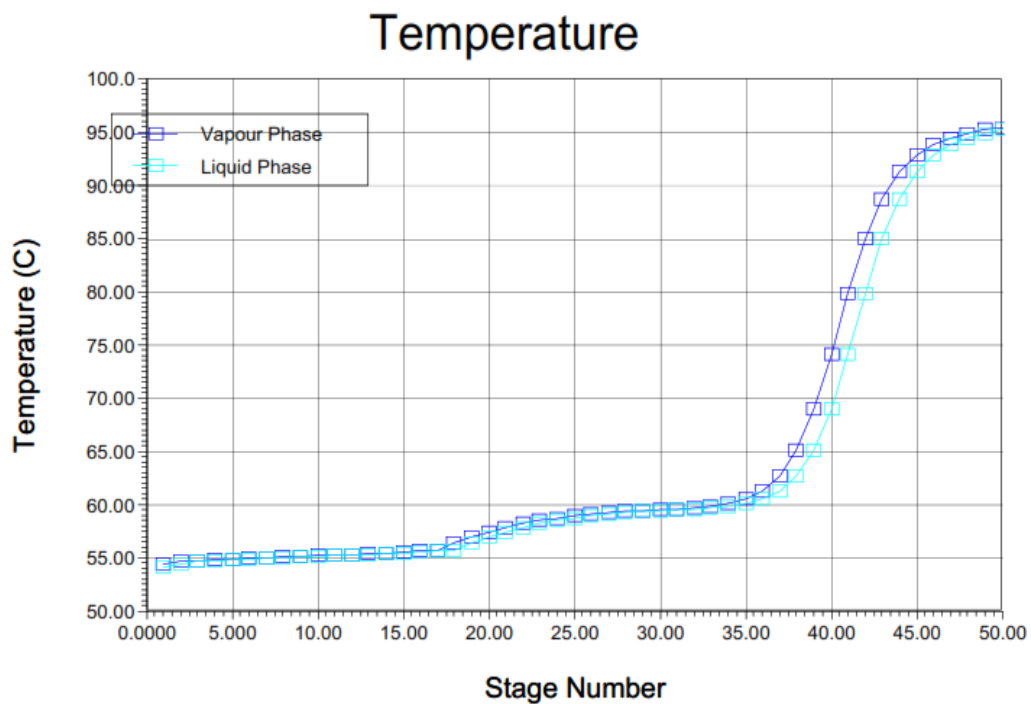


Figure IV. 6: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 62.5%.

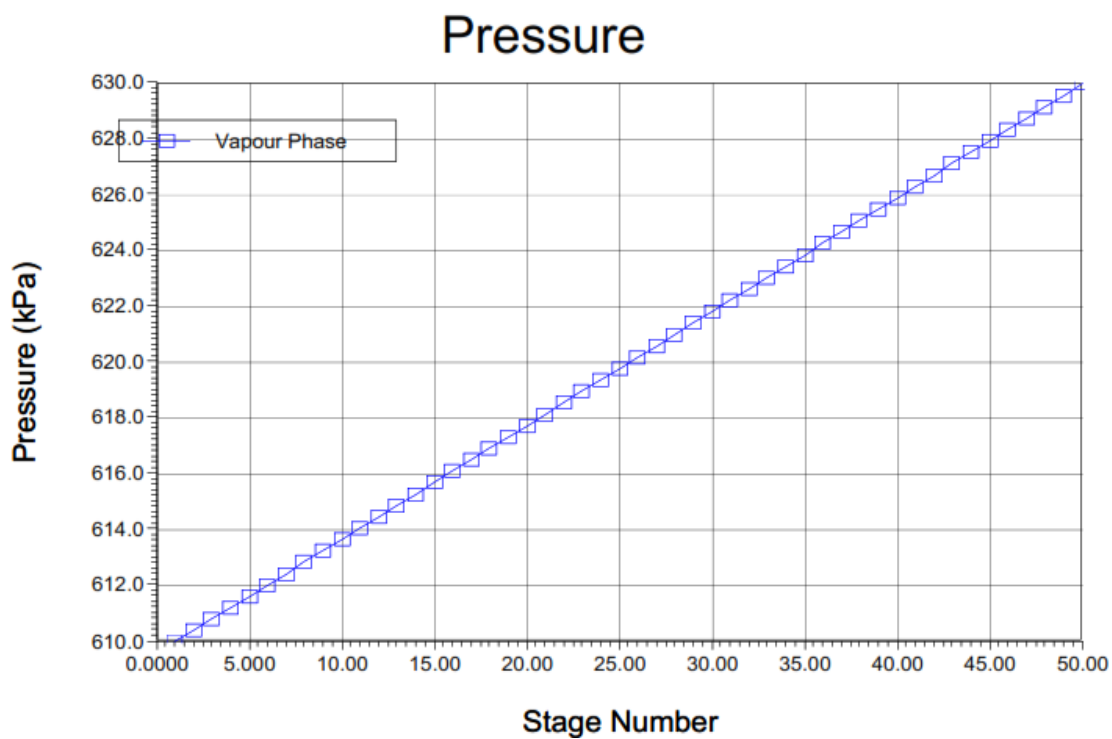


Figure IV. 7: Profil de pression du dépentaniseur cas actuel à 62.5%.

Pour un traitement de $150\text{m}^3/\text{h}$ (62.5%) du GPL au sein du fractionnateur, on reçoit un débit de $59\text{m}^3/\text{h}$ du produit C_4 (butane) d'une pureté de 97% vers la colonne de dépentanisation comme une charge à traiter, nous avons bien remarqué que le fonctionnement de cette dernière est performant suivant les courbes ou les profils des débits à travers les plateaux.

Pour un taux de traitement de 75% :

Le débit d'alimentation de la charge du fractionnateur est de $180\text{m}^3/\text{h}$.

Le débit de reflux fractionnateur est de $300\text{m}^3/\text{h}$.

Tableau IV. 15 : Composition du butane produit fini pour un traitement de 75% cas actuel.

Constituant	% molaire
C_3	0.1160%
IC_4	34.84%
NC_4	64.90%
IC_5	0.13%
NC_5	0.0025%

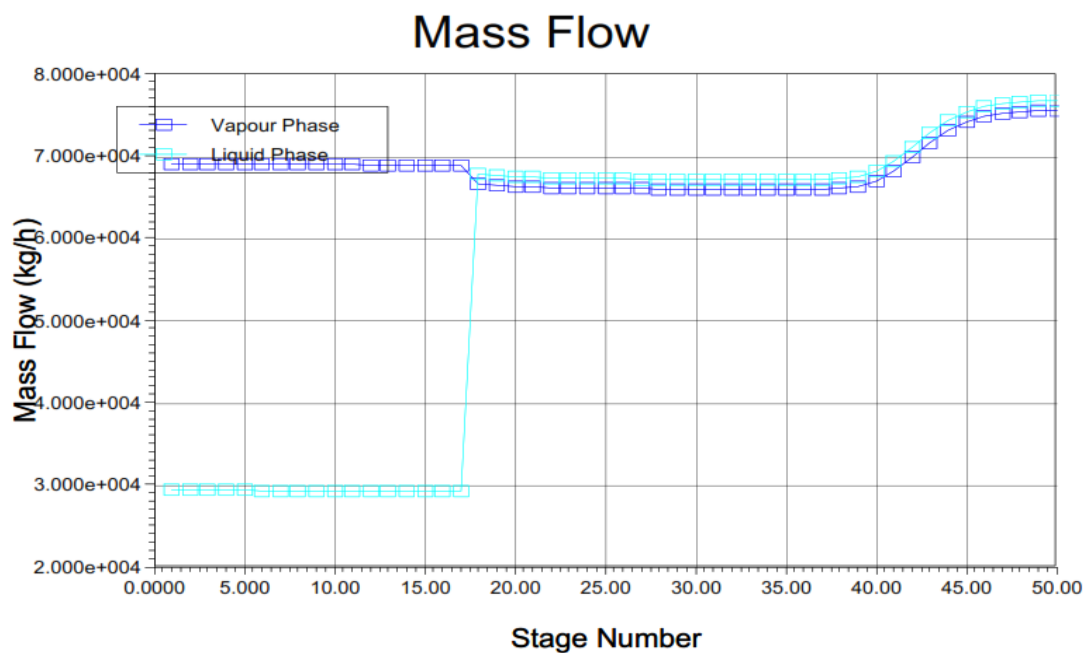


Figure IV. 8: Profil de débit du dépentaniseur cas actuel à 75%.

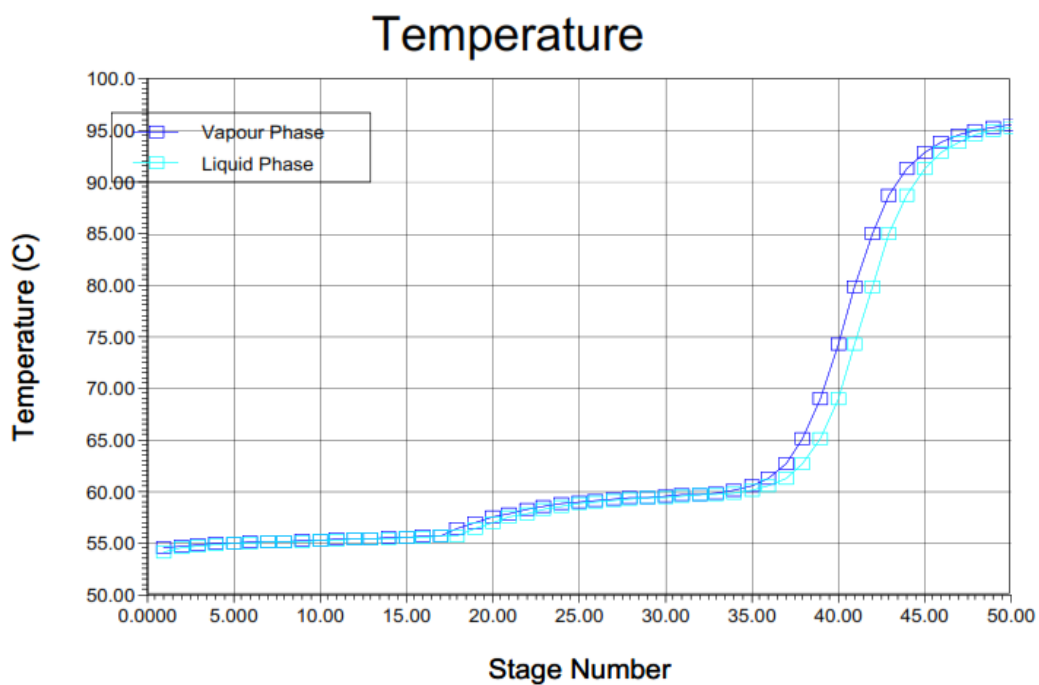


Figure IV. 9: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 75%.

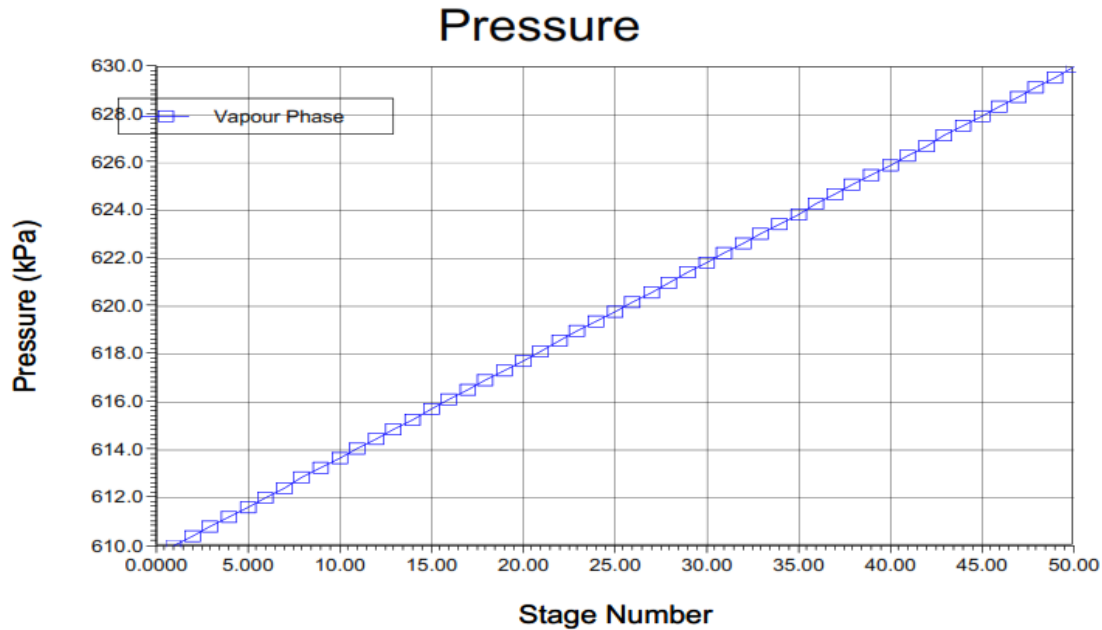


Figure IV. 10: Profil de pression du dépentaniseur cas actuel à 75%.

Interprétation

Pour un traitement de $180 \text{ m}^3/\text{h}$ (75%) du GPL au sein du fractionnateur, on reçoit un débit de $70.81 \text{ m}^3/\text{h}$ du produit C_4 (butane) d'une pureté de 97% vers la colonne de dépentanisation comme une charge à traiter, nous avons bien remarqué que le fonctionnement de cette dernière est performant suivant les courbes ou les profils des débits à travers les plateaux.

Pour un taux de traitement de 87.5% :

Le débit d'alimentation de la charge du fractionnateur est de $210 \text{ m}^3/\text{h}$.

Le débit de reflux fractionnateur est de $320 \text{ m}^3/\text{h}$.

Tableau IV. 16 : Composition du butane produit fini pour un traitement de 87.5% cas reel.

Constituant	% Molaire
C ₃	0.14%
IC ₄	34.66%
NC ₄	64.96%
IC ₅	0.21%
NC ₅	0.0072%

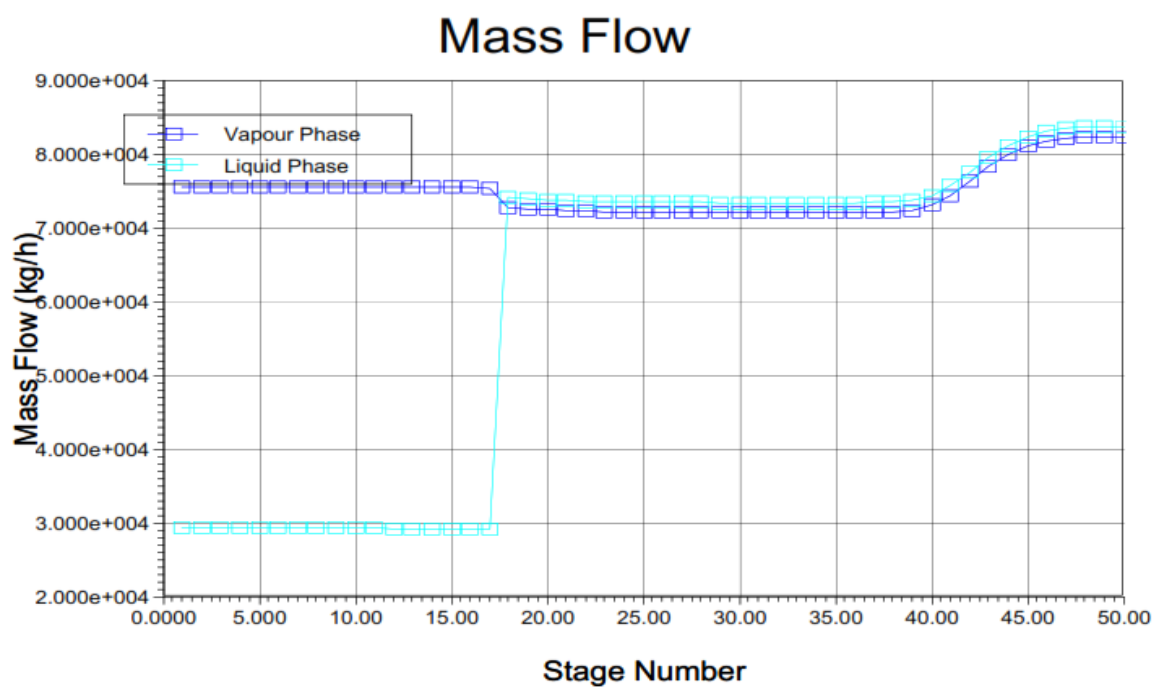


Figure IV. 11: Profil de débit du dépentaniseur cas actuel à 87.5%.

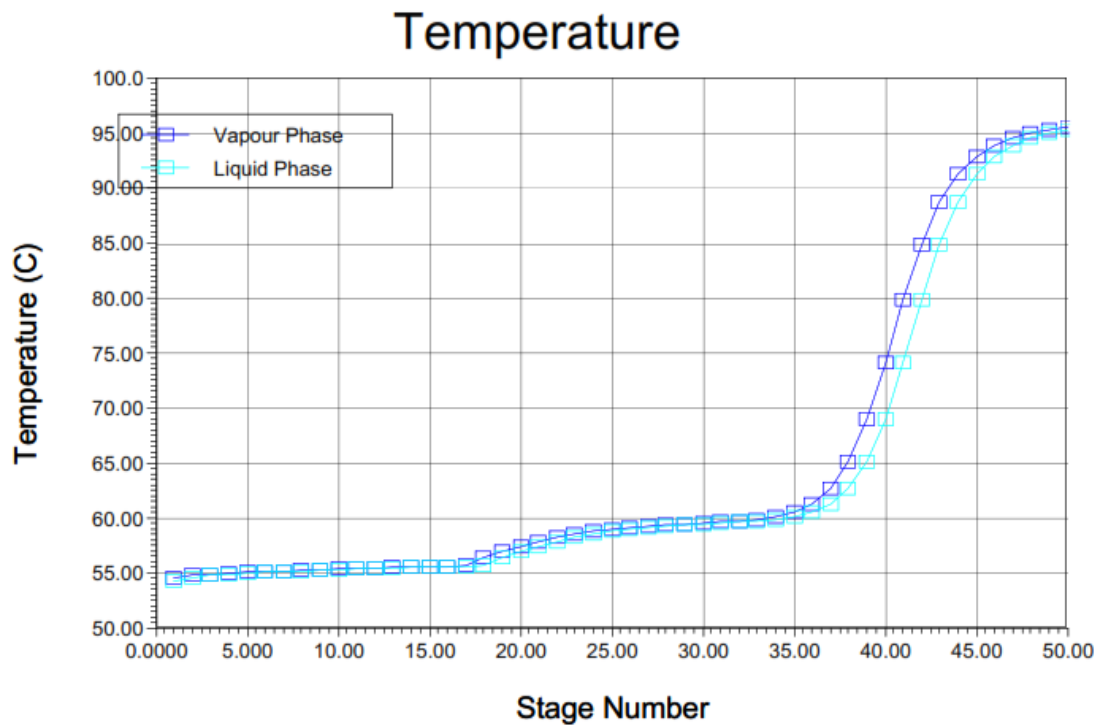


Figure IV. 12: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 87.5%.

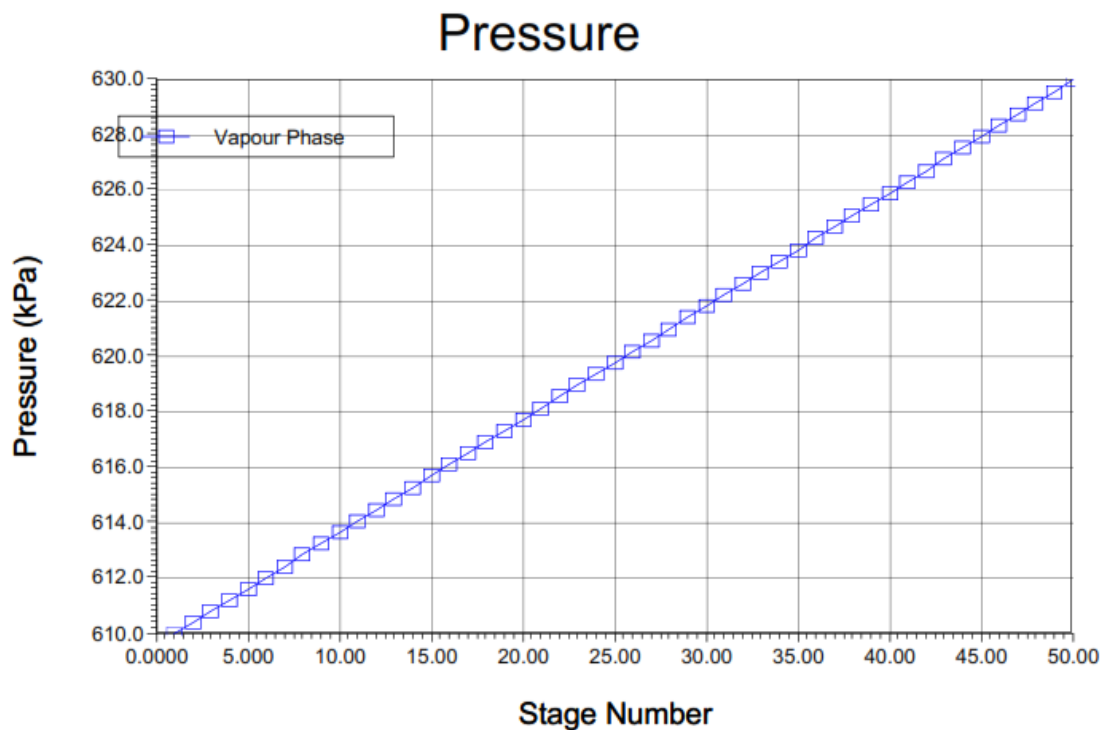


Figure IV. 13: Profil de pression du dépentaniseur cas actuel à 87.5%.

Interprétation

Pour un traitement de $120\text{m}^3/\text{h}$ (75%) du GPL au sein du fractionnateur, on reçoit un débit de $70.81\text{m}^3/\text{h}$ du produit C_4 (butane) d'une pureté de 97% vers la colonne de dépentanisation comme une charge à traiter, nous avons bien remarqué que le fonctionnement de cette dernière est performant suivant les courbes ou les profiles des débits à travers les plateaux.

Pour un taux de traitement de 100% :

Le débit d'alimentation de la charge du fractionnateur est de $240\text{ m}^3/\text{h}$.

Le debit de reflux fractionnateur est de $350\text{ m}^3/\text{h}$.

Tableau IV.17: Composition du butane produit fini pour un traitement de 100% cas actuel.

Constituant	% Molaire
C_3	0.16%
IC_4	34.51%
NC_4	64.99%
IC_5	0.3%
NC_5	0.015%

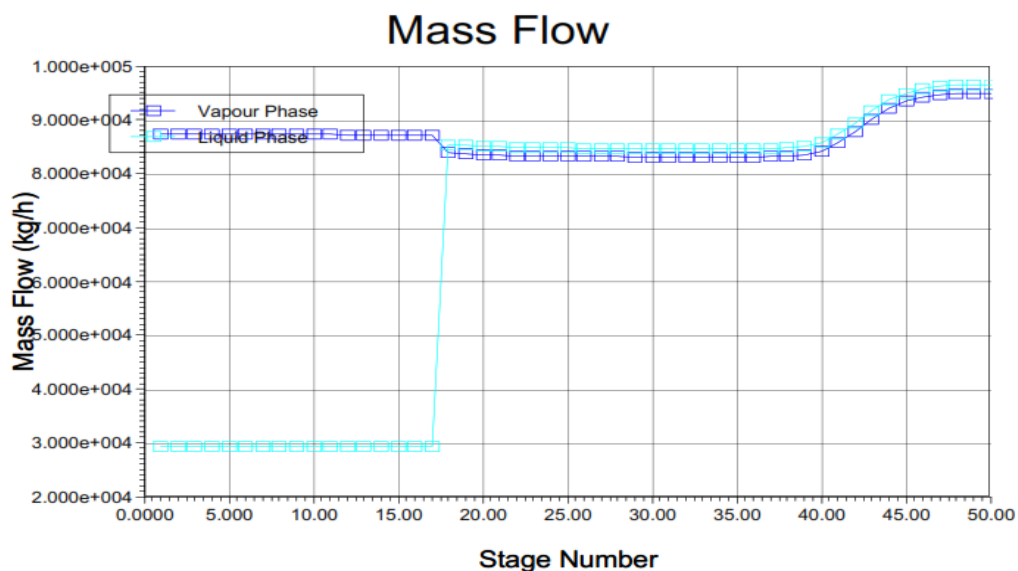


Figure IV. 14: Profil de débit du dépentaniseur cas actuel à 100%.

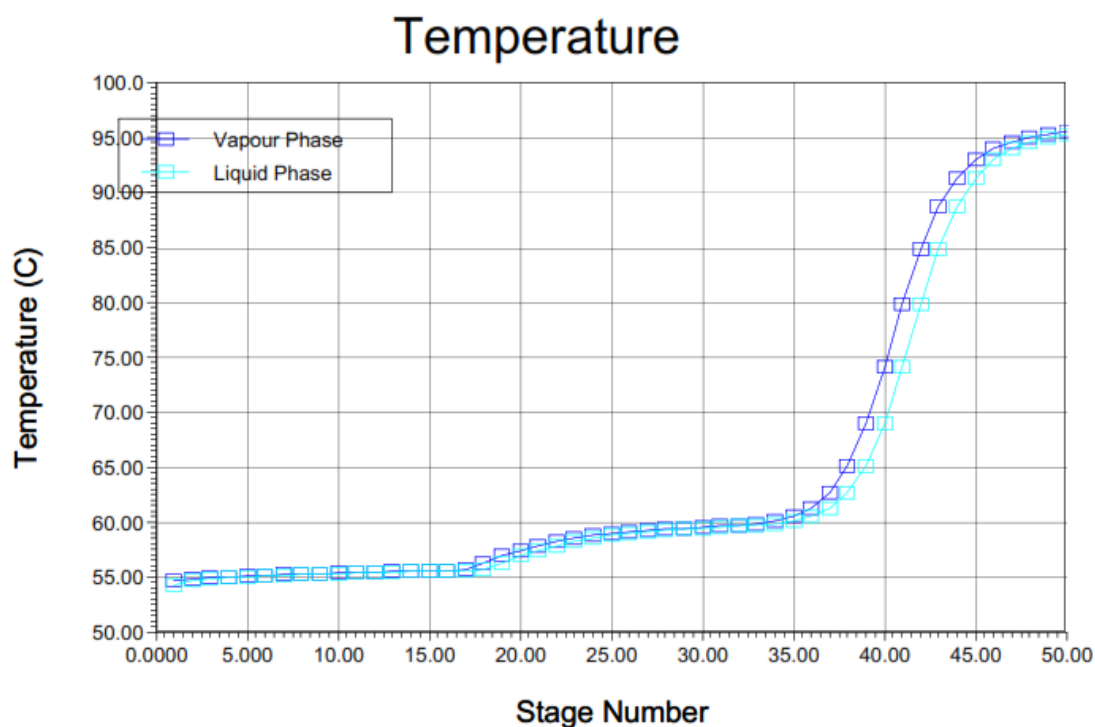


Figure IV. 15: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 100%.

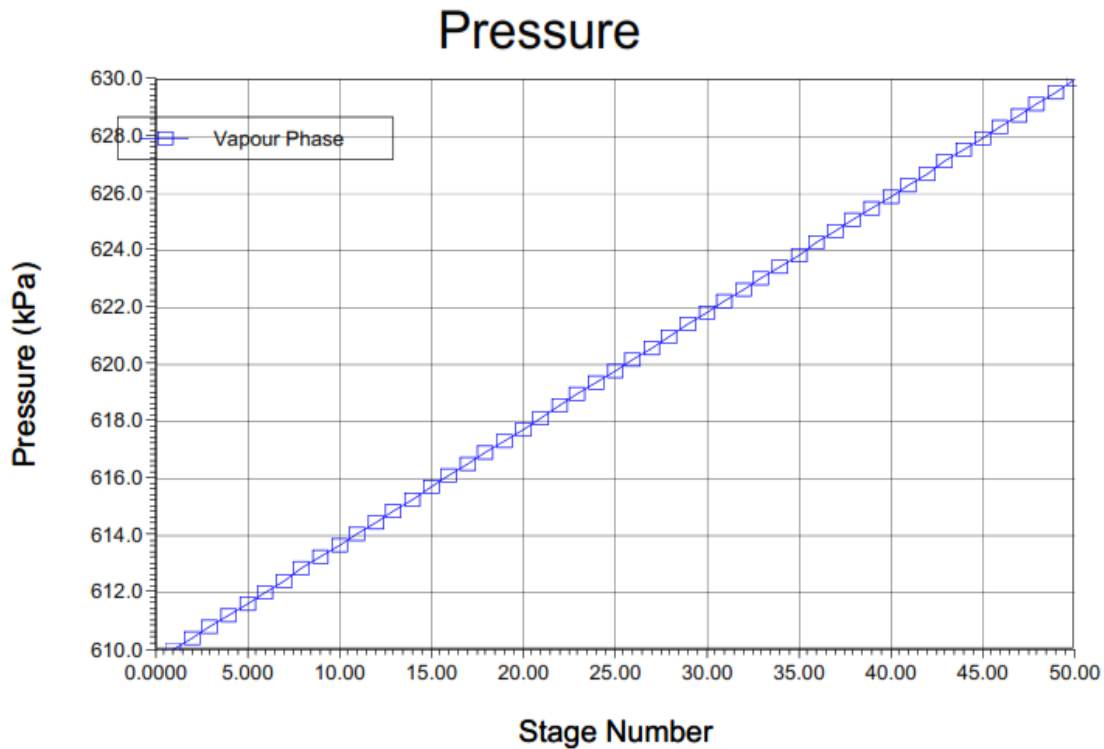


Figure IV. 16: Profil de pression du dépentaniseur cas actuel à 100%.

Interprétation

Pour un traitement de 240 m³/h (100%) du GPL au sein du fractionnateur, on reçoit un débit de 94 m³/h du produit C₄ (butane) d'une pureté de 97% vers la colonne de dépentanisation comme une charge à traiter, nous avons bien remarqué que le fonctionnement de cette dernière est performant suivant les courbes ou les profils des débits à travers les plateaux.

Pour un taux de traitement de 110% :

Le débit d'alimentation de la charge du fractionnateur est de 264 m³/h.

Le débit de reflux fractionnateur est de 360 m³/h.

Tableau IV.18: Composition du butane produit fini pour un traitement de 110% cas actuel.

Constituant	% molaire
C ₃	0.21%
IC ₄	34.33%
NC ₄	65.05%
IC ₅	0.36%
NC ₅	0.025%

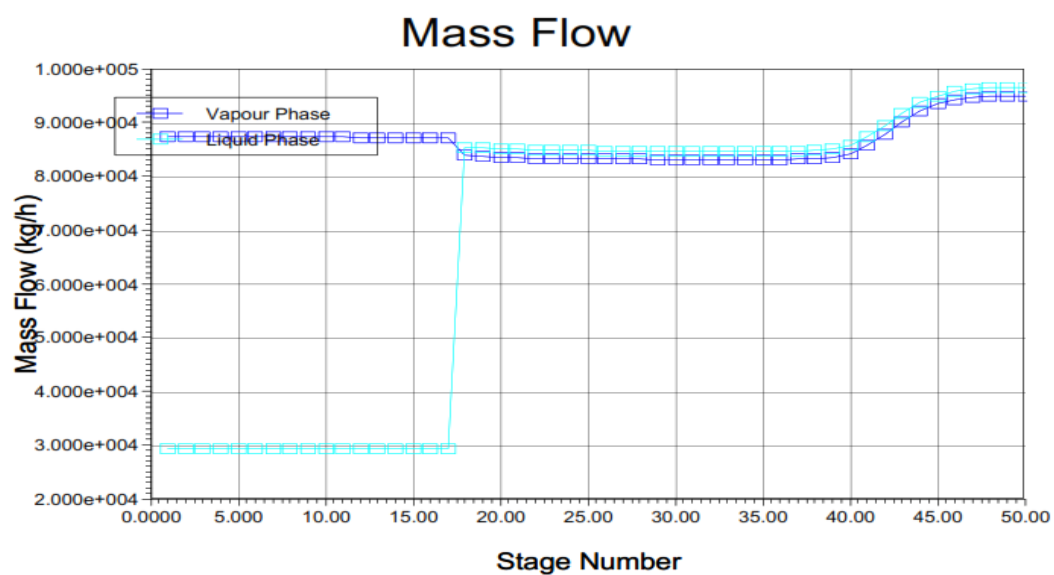


Figure IV. 17: Profil de débit du dépentaniseur cas actuel à 110%.

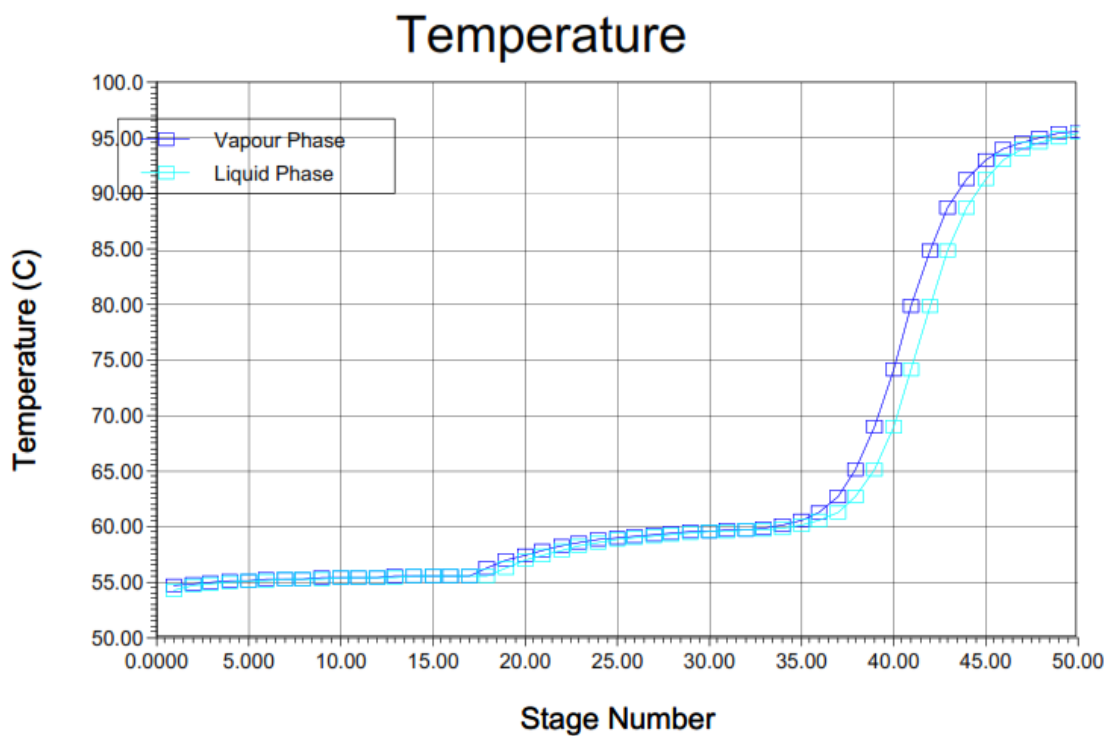


Figure IV. 18: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 110%.

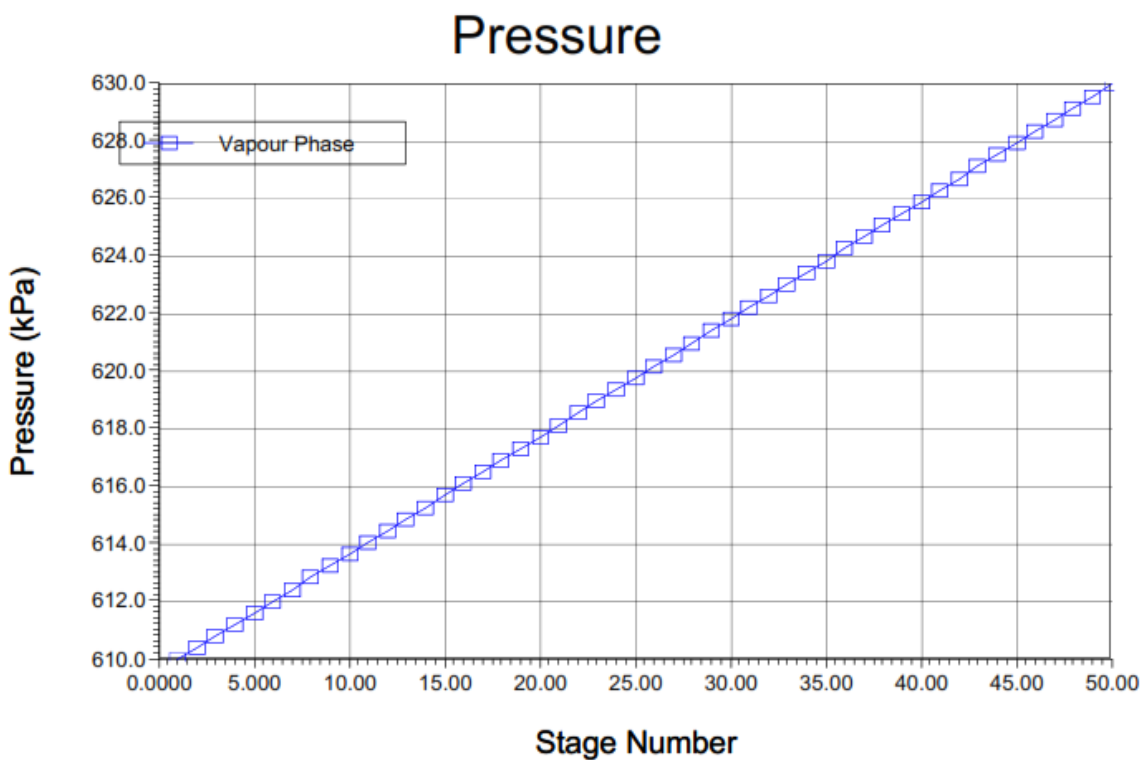


Figure IV. 19: Profile de pression du dépentaniseur cas actuel à 110%.

Interprétation

Pour un traitement de $264 \text{ m}^3/\text{h}$ (110%) du GPL au sein du fractionnateur, on reçoit un débit de $103 \text{ m}^3/\text{h}$ du produit C_4 (butane) d'une pureté de 96% vers la colonne de dépentanisation comme une charge à traiter, nous avons bien remarqué que le fonctionnement de cette dernière est performant suivant les courbes ou les profiles des débits à travers les plateaux.

Pour un taux de traitement de 120% :

Le débit d'alimentation de la charge du fractionnateur est de $288 \text{ m}^3/\text{h}$.

Tableau IV. 19: Composition du butane produit fini pour un traitement de 120% cas actuel.

Constituant	% molaire
C_3	0.25%
IC_4	34.15%
NC_4	65.12%
IC_5	0.419%
NC_5	0.034%

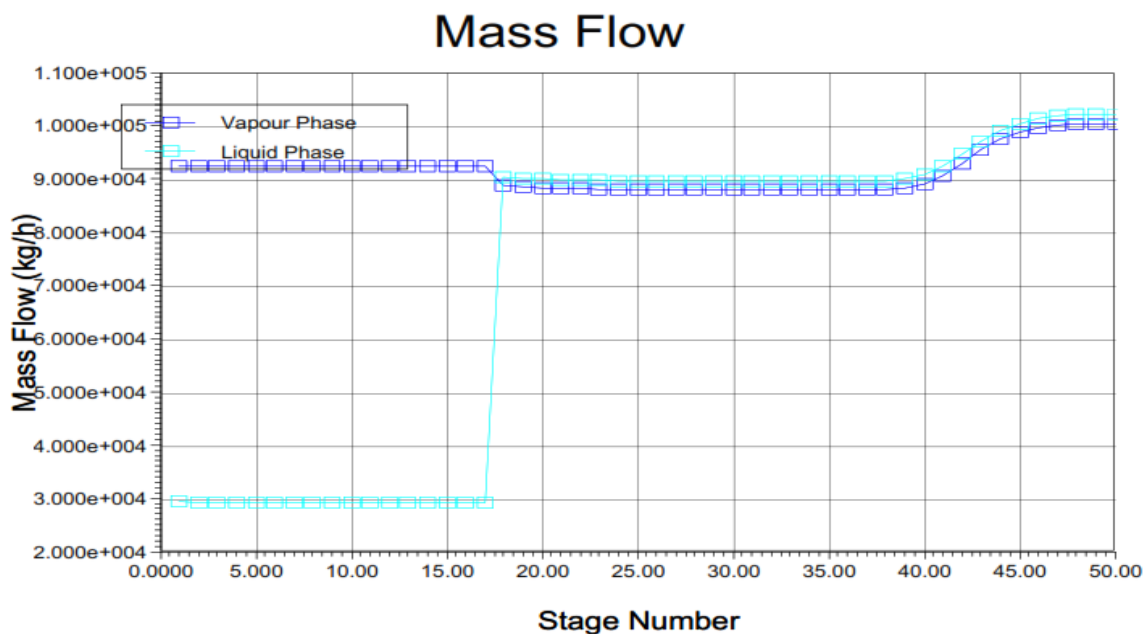


Figure IV. 20: Profil de débit du dépentaniseur cas actuel à 120%.

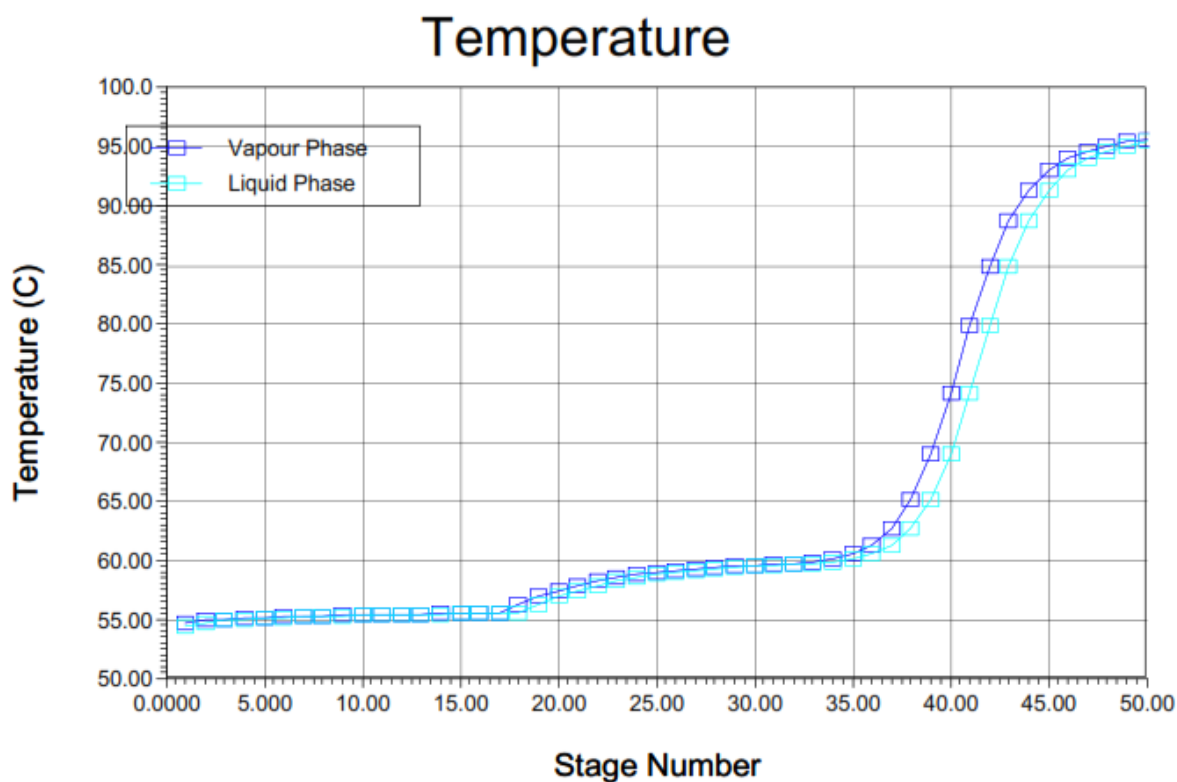


Figure IV. 21: Profil de température du dépentaniseur cas actuel à 120%.

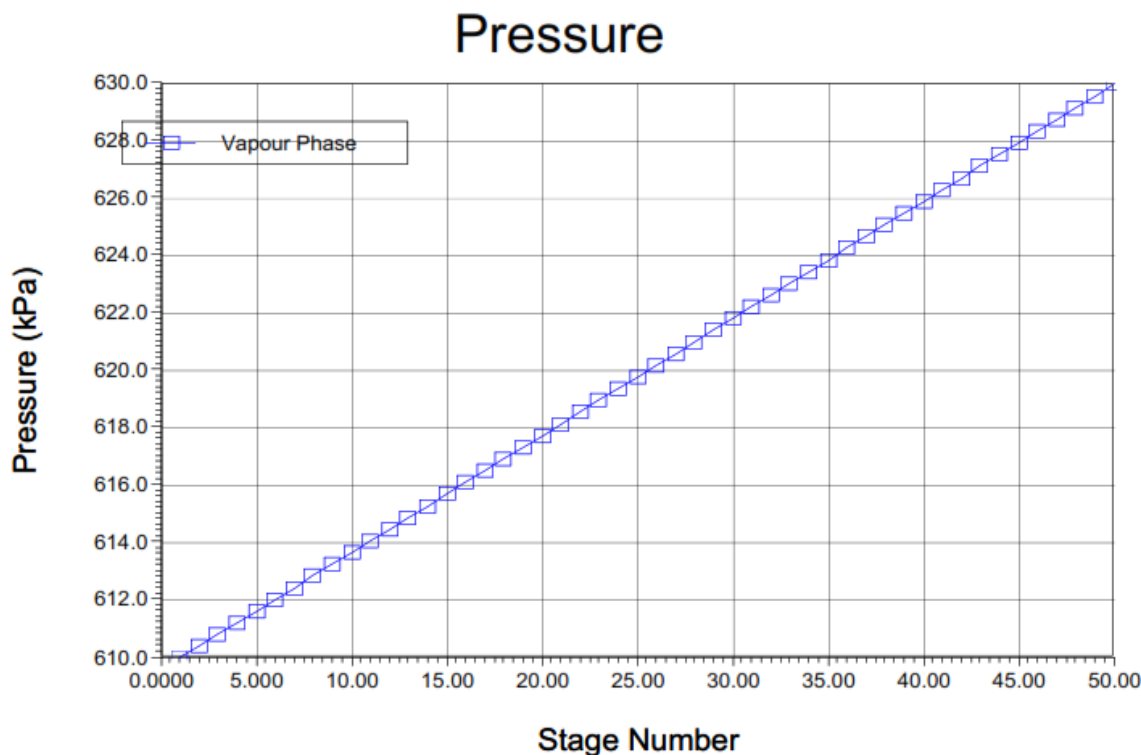


Figure IV. 22: Profile de pression du dépentaniseur cas actuel à 120%.

Interprétation

Pour un traitement de $288 \text{ m}^3/\text{h}$ (120%) du GPL au sein du fractionnateur, on reçoit un débit de $112 \text{ m}^3/\text{h}$ du produit C_4 (butane) d'une pureté de 96% vers la colonne de dépentanisation comme une charge à traiter, nous avons bien remarqué que le fonctionnement de cette dernière est performant suivant les courbes ou les profils des débits à travers plateaux.

En guise de synthèse, l'analyse comparative des profils de la colonne pour l'ensemble des taux de traitement (de 62,5 % à 120 %) démontre une excellente flexibilité et stabilité opératoire de l'unité. Bien que le temps de séjour du fluide dans la colonne diminue logiquement à forte charge, la pureté du butane (C_4) récupéré reste largement conforme aux spécifications commerciales (passant d'une pureté de 97 % à bas régime à 96 % pour un taux de 120 %). Cette constance confirme que le dimensionnement actuel de la colonne (50 plateaux) et l'ajustement des paramètres opératoires permettent de compenser efficacement les variations importantes de débit sans dégrader la qualité globale du fractionnement.

IV.5.1 Profils d'engorgement

L'engorgement (ou flooding) d'une colonne de distillation est un phénomène hydrodynamique limitant qui se produit lorsque la vitesse de la vapeur montante devient si importante qu'elle empêche le liquide de reflux de s'écouler par gravité à travers les plateaux. Ce phénomène entraîne une accumulation de liquide dans la colonne, une chute brutale de l'efficacité de séparation, et une forte augmentation de la perte de charge. L'évaluation du profil d'engorgement via la simulation permet de déterminer la capacité hydraulique maximale de l'équipement. En milieu industriel, il est recommandé de maintenir le taux d'engorgement en dessous de 80 à 85 % pour garantir un fractionnement stable et sécurisé.

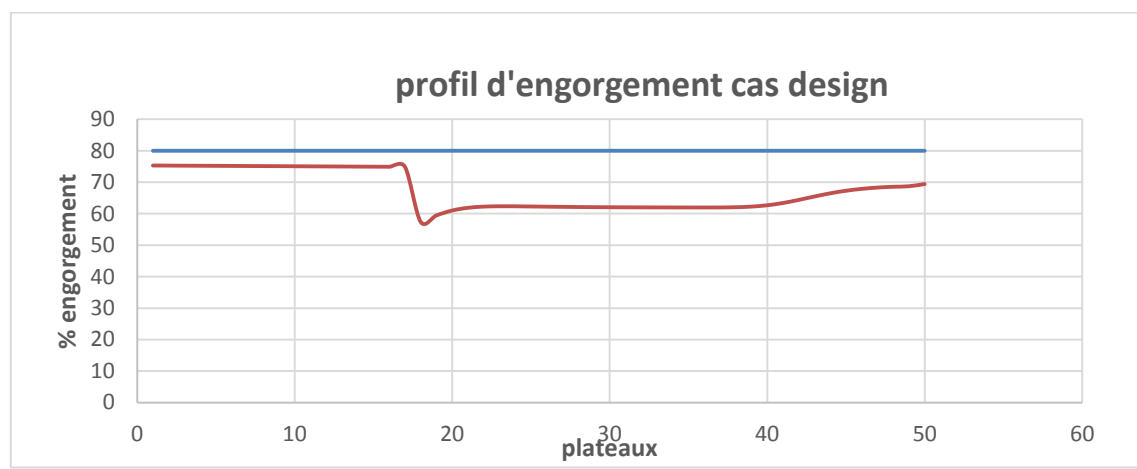


Figure IV. 23: Profil d'engorgement du dépentaniseur cas design.

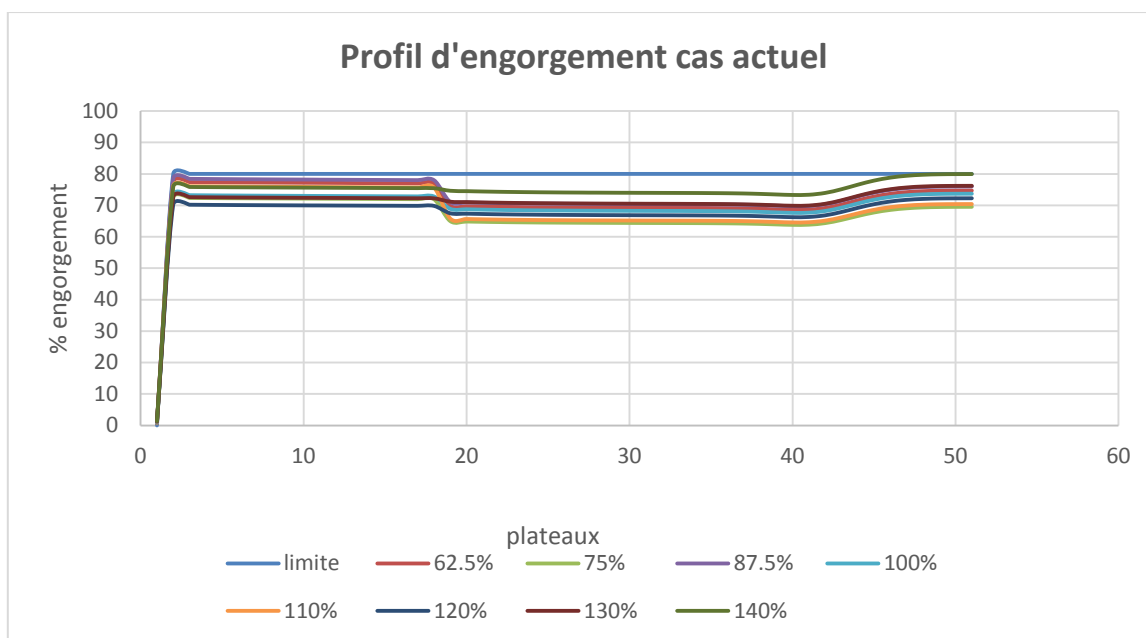


Figure IV. 24: Profils d’engorgement du dépentaniseur du cas actuel à différents taux de charge.

Interprétation

D’après les profils précédents, on constate que la colonne fonctionne à un taux d’engorgement admissible jusqu’à un taux de 130% mais pour un taux de 140%, elle atteint la limite d’engorgement.

IV.5.2 vérifications de la consommation énergétique des équipements auxiliaires

Capacité nominale les équipements auxiliaires

Tableau IV. 20: Capacité nominale des équipements auxiliaires de la section dépentanisation phase III.

Équipement	E-9009 (KW)	E-9008 (KW)	E-9010 (KW)
Capacité nominale	9800	10400	127

Tableau IV.21: Consommation énergétique du dépentaniseur du cas actuel à différents taux de charge.

Taux de traitement	E-9009 (KW)	E-9008 (KW)	E-9010 (KW)
62.5%	5460	958.7	74.98
75%	6011	1040	87.01
87.5%	6568.8	1193.3	97.99
100%	7130.5	1317.7	106.8
110%	7573	1420	114
120%	8061	1523	120
130%	8467	1632	128.7
140%	8906	1741	129

Interprétation des résultats

D'après les résultats obtenus, on observe que les équipements d'échange thermique peuvent assurer les énergies nécessaires pour le fonctionnement de la section jusqu'à un traitement de 120%, mais pour un taux de charge supérieur à 120%, l'aéro réfrigérant E-9010 ne peut plus assurer l'énergie suffisante pour atteindre la températures de service.

CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS

L'objectif de ce travail était d'évaluer et d'optimiser les performances opérationnelles du dépentaniseur de la phase III du complexe GP1Z. La modélisation thermodynamique de l'installation nous a permis d'explorer le comportement de l'unité face à des augmentations de capacité et d'identifier ses limites opérationnelles.

À travers notre étude, nous nous sommes basés sur la simulation par le logiciel HYSYS et nous avons pu montrer que pour une augmentation de traitement allant jusqu'à 120 % :

La colonne est stable thermiquement.

La colonne fonctionne à un taux d'engorgement admissible.

La composition des produits finis est dans les normes.

Les équipements d'échange thermique, à savoir le rebouilleur, les aérocondenseurs et l'aéroréfrigérant, peuvent assurer les énergies nécessaires pour le fonctionnement de la section.

Au regard des résultats obtenus, il convient de proposer les recommandations suivantes :

Exploiter les paramètres opératoires actuels de fonctionnement de la section dépentanisation de la phase III pour les différents trains (700, 800 et 900).

Utiliser les conditions opératoires obtenues par notre étude de performance du dépentaniseur de la phase III dans le démarrage de la section de dépentanisation de la phase I, afin de réduire les temps de réglage et d'optimiser la consommation énergétique dès la mise en service.

Références bibliographiques

- [1] SONATRACH, Rapport annuel sur la production gazière, 2024.
- [2] F. Belkacem, Présentation du complexe GP1Z, Mémoire de fin d'études, USTO, 2021.
- [3] M. Benali et al., « Simulation et optimisation de la distillation du GPL », Revue des Énergies Renouvelables, 2021.
- [4] Manuel opératoire GP1Z, Généralités sur le complexe GP1Z.
- [5] SONATRACH, Manuel interne d'organisation.
- [6] IHI Manuel opératoire GP1Z, utilités, section 7, volume 1, 2010.
- [7] SONATRACH. Présentation du complexe GP1Z. SONATRACH, 2024.
- [8] Site web : techno-science.net
- [9] Hakem M, Bousmaha H, thème de mémoire, (Étude de la performance de la colonne dépentaniseur (C104) de la raffinerie d'Alger (unité de distillation atmosphérique)) université de Blida 1 , 2018.
- [10] Manuel opératoire GP1Z, stockage de la charge, section 1, volume 2.
- [11] IHI Manuel opératoire GP1Z, process, section 2, volume 4.
- [12] Civil J.C, distillation, absorption. Colonnes à plateaux : dimensionnement, techniques de l'ingénieur, j2 623.
- [13] Etat de l'art sur les colonnes d'abattage – rapport intermédiaire d'opération - programme DRA39 – évaluation des dispositifs de prévention et de protection utilisés pour réduire les risques d'accidents majeurs – N.Ayrault, INERIS-MEDD 2004.
- [14] Civil J.C, distillation, absorption. Colonnes à plateaux : technologie, techniques de l'ingénieur J2 622.
- [15] support technique HYSYS

