



Department of Process Engineering

قسم هندسة الطرائق

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

رقم : / ج.م.ك.ع.ت//2024

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **GÉNIE DES PROCÉDÉS**

Option: **GÉNIE DES PROCÉDÉS DE L'ENVIRONNEMENT**

THÈME

**Etude des performances de la colonne de fractionnement au niveau du
complexe GP1/Z**

Présenté par

1- MOUSAOUI Sawsen

Soutenu le 27 /06 / 2024 devant le jury composé de :

Présidente :	CHERID Samira	Professeure	Université de Mostaganem
Examinatrice :	FARES Zineb	MAA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	BENATMANE Saadiya	MCA	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2023/2024

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

Mots Clés : complexe GP1Z, GPL, le simulateur HYSYS, Température, pression.

Abstract: The objective of our work, conducted in close collaboration with the technical department of the GP1Z complex, is to study the performance of the fractionation column for an increase in processing capacity up to 140% of the nominal production capacity, while respecting the commercial specifications of the final products (propane and butane). Our work approach consists of two parts. The first part presents an overview of the GP1Z complex and general information about LPG, followed by a description of the LPG separation process and an overview of distillation columns. The second part focuses on practical study based on the simulation of various scenarios, including a comparison and interpretation of the results. Finally, we conclude our work with a summary of the findings and some recommendations.

Keys Words: The GP1Z complex, GPL, the HYSYS simulator, temperature, pressure.

ملخص:

تم تصميم مجمع لفصل غاز البترول المسال. يتم استخدام جزء واحد لتزويد السوق المحلية ان والبروبان بدرجة الحرارة العادية، بينما الجزء الآخر، الذي يسمى البوتان بالبيوت والبروبان بدرجة حرارة منخفضة، مخصص لسوق الدولية.

الكلمات المفتاحية : الضغط ، درجة الحرارة ، محاكي HYSYS المسال، البترول الغاز ، المجمع

Dédicaces

Louange à « Allah » tout puissant qui m'a guidé tout au long de ma vie, qui m'a donné courage et patience pour surmonter tous les moments difficiles, qui m'a permis d'achever ce travail pour pouvoir le mettre entre vos mains aujourd'hui.

Je dédie ce travail:

- ✦ A mon père Lakhdar pour son amour, son sacrifice et son encouragement.
- ✦ A ma mère A.FATHI symbole d'affection d'amour et de sacrifices avec toute reconnaissance.
- ✦ A mes sœurs adorées, Sana, Asma et Lina pour leur soutien inébranlable, leur encouragements constants et pour leur amour inconditionnel elles étaient mes confidentes et mes plus ferventes supportrices.
- ✦ A mes deux frères Mohamed et Djilali que dieu les protège.
- ✦ A mes grands parents Mamina et papa chikh que dieu les guérisse.
- ✦ A mes copines, Amina ;Chaima ;Aicha ;Faten ;Amel ;Roumaissa et Mansouria, il est difficile de mettre en mots l'ampleur de ma gratitude en vers vous chaque moment partagé avec vous est gravé dans mon cœur.
- ✦ A toutes ma famille, mes oncles, mes tantes et mes cousines.

Mousaoui Sawsen

Remerciements

En premier lieu, je tiens tout d'abord à remercier **DIEU** le tout puissant et miséricordieux, qui m'a donné la force et la patience d'achever ce modeste travail.

Je tiens à exprimer ma profonde gratitude et mes remerciements les plus chaleureux et les plus sincères à mon encadreur **M^{me} BENATMANE Saadiya**. Merci à vous, pour le suivi de ce travail, pour l'encadrement et pour les corrections apportées à ce manuscrit.

J'exprime également mes remerciements à **Madame CHERID Samira**, enseignante à l'université de Mostaganem, qui m'a fait l'honneur de s'intéresser à ce travail et de présider le jury d'examen.

Que **Madame FARES Zineb** enseignante à l'université de Mostaganem, trouve ici toute ma reconnaissance pour avoir accepté de porter un regard critique sur cet humble travail de recherche.

Je tiens à remercier la personne qui a contribué au succès de mon stage et qui m'a aidé lors de la rédaction de ce mémoire, il s'agit de **Monsieur CHERGUI Abdelhamid**, ingénieur au complexe GP1Z d'Oran.

Merci également à ma famille qui m'a soutenu pendant toutes ces années, sans oublier mes amis, mes collègues et tous les enseignants du département GP de l'université de Mostaganem.

Liste des figures

Figure I.1 : Organigramme du complexe.....	4
Figure I.2 : Schéma du procédé.....	9
Figure II.1 : Représentation de la section stockage de la charge GPL.....	11
Figure II.2 : Schéma représentatif de la Section déshydratation.....	12
Figure II.3 : Schéma représentatif du Fractionnateur.....	13
Figure II.4 : Schéma représentatif du Dééthaniseur.....	15
Figure II.5 : Schéma représentatif du Dépentaniseur.....	15
Figure II.6 : Schéma représentatif de la Section Réfrigération.....	16
Figure II.7 : Schéma représentatif de la Section d'huile chaude.....	17
Figure II.8 : Quai de chargement de navire du GPL1/Z.....	19
Figure II.9 : Rampe de chargement de camions du GPL1/Z.....	19
Figure II.10 : Schéma de la section stockage de la charge.....	20
Figure III.1 : Schéma représentatif de trois zones d'une colonne de distillation.....	22
Figure III.2 : Schéma représentatif d'un plateau à courant croisés avec trop plein	26
Figure III.3.a .régime des bulles.....	27
Figure III.3.b .régime des jets.....	27
Figure III.3.c .régime des gouttes.....	27
Figure III.3.d .régime de l'émulsion	27
Figure IV.1 .Schéma représentative de la simulation de la colonne de fractionnateur.....	29
Figure IV.2 .Profil de Température Design à 100%.....	36
Figure IV.3 .Profil des débits Design à 100%.....	37
Figure IV.4 .Profil d'engorgement design à 100%	38
Figure IV.5 .Profil de Température actuel à 100%.....	41
Figure IV.6 . Profils des débits actuels à 100%.....	42
Figure IV.7 .Profil d'engorgement actuel à 100%	42
Figure IV.8 .Profil de Température à 110%.....	45
Figure IV.9 .Profils de débits à 110%.....	45
Figure IV.10 .Profil d'engorgement à 110%.....	46
Figure IV.11 . Profil de Température à 120%.....	47
Figure IV.12 .Profils de débits à 120%.....	48
Figure IV.13 . Profil d'engorgement à 120%.....	48
Figure IV.14 .Profil de Température à 130%	49
Figure IV.15 .Profils de débits à 130%.....	50
Figure IV.16 .Profil d'engorgement à 130%.....	51
Figure IV.17 .Profil de Température à 140%.....	52
Figure IV.18 .Profils de débits à 140%.....	52
Figure IV.19 .Profil d'engorgement à 140%.....	53
Figure IV.20 .Profil de Température à 150%	54
Figure IV.21 .Profils de débits à 150%.....	54
Figure IV.22 .Profil d'engorgement à 150%.....	54

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Les caractéristiques du propane et du butane commercial du GP1/Z.....	8
Tableau IV.1. Compositions molaires des charges d'alimentation.....	31
Tableau IV.2. Normes NGPA.....	32
Tableau IV.3. Caractéristiques des équipements d'échange thermique.....	33
Tableau IV.4. Caractéristiques des pompes.....	33
Tableau IV.5. Données opératoires design et actuelles.....	34
Tableau IV.6. Caractéristiques du fractionnateur.....	34
Tableau IV.7. Paramètres de sortie dans le cas design et la simulation.....	35
Tableau IV.8. Compositions molaires du distillat dans le cas design et la simulation.....	39
Tableau IV.9. Compositions molaires du résidu dans le cas design et la simulation.....	40
Tableau IV.10. Paramètres de sortie dans le cas actuel et la simulation.....	41
Tableau IV.11. Compositions molaires du distillat dans le cas actuel et la simulation.....	43
Tableau IV.12. Compositions molaires du résidu dans le cas design et la simulation.....	43
Tableau IV.13. Débit des charges à différent pourcentage.....	44
Tableau IV.14. Paramètres de sortie à 110% de la charge nominale.....	45
Tableau IV.15. Compositions molaires du distillat et résidu à 110% de la charge nominale	46
Tableau IV.16. Paramètres de sortie à 120% de la charge nominale.....	48
Tableau IV.17. Compositions molaires du distillat et résidu à 120% de la charge nominale	49
Tableau IV.18. Paramètres de sortie à 130% de la charge nominale.....	50
Tableau IV.19. Compositions molaires du distillat et résidu à 130% de la charge nominale	51
Tableau IV.20. Paramètres de sortie à 140% de la charge nominale.....	52
Tableau IV.21. Compositions molaires du distillat et résidu à 140% de la charge nominale	53
Tableau IV.22. Paramètres de sortie à 150% de la charge nominale.....	55
Tableau IV.23. Vérification des capacités des pompes.....	55
Tableau IV.24. Vérification des capacités des équipements d'échange thermique.....	55

Liste des abréviations

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

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

GPL : gaz pétroliers liquéfié.

GNL : Gaz naturel liquéfié.

GN : Gaz Naturel.

RTO : Région Transport Ouest

PPM: Partie Par Million.

V-N101: Fractionnateur De Train N°100.

E-N004 : Préchauffeurs N°1.

E-N005 : Préchauffeurs N°2.

E-N013 : Préchauffeurs N°3.

E-N011 : aérorefrigerants.

BP: Basse Pression.

MP: Moyenne Pression.

HP: Haut Pression.

D1 : Jetée concernant les petits navires.

M6: Jetée concernant les grands navires.

BOG: Boil-Off-Gas.

LCR : Local Control Room.

JCR : Jetty Control Room.

NGPA: Natural Gas Processing Association (mondiale).

PR: Peng–Robinson.

Table des matières

Introduction générale.....	1
----------------------------	---

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

I.1 Introduction.....	2
I.2 Présentation du complexe GP1/Z.....	2
I.2.1 Historique.....	2
I.2.2 Principales installations du complexe.....	2
I.2.3 Organisation du complexe	3
I.2.4 Capacité	5
I.2.5 Département technique	5
I.2.6 Département production.....	5
I.3 Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié.....	6
I.3.1 Historique.....	6
I.3.2 Sources de GPL.....	6
I.3.3 Définitions	6
I.3.4 Procédés d'obtentions du GPL.....	6
I.3.5 Propriétés des GPL	7
I.3.6 Domaine d'utilisation du GPL	7
I.3.7 Spécifications du propane et du butane commercial.....	8

CHAPITRE II : DESCRIPTION DU PROCEDE

II.1 Introduction.....	10
II.2 Section de stockage de GPL	10
II.3 Section déshydratation.....	11
II.4 Section séparation.....	12

II.4.1 Fractionnateur	13
II.4.2 Dééthaniseur.....	14
II.4.3 Dépentaniseur.....	15
II.5 Section de Réfrigération.....	16
II.6 Section d'huile chaude	16
II.7 Zone des utilités.....	17
II.8 Section stockage et expédition.....	18
II.8.1 Section BOG (Boil- Off- Gas).....	18
II.8.2 Section jetée (CN).....	18
II.8.3 Section chargement par navire	19
II.8.4 Section Chargement par Camion (CC).....	19
II.8.5 Section de transfert de produit réfrigéré.....	19
II.8.6 Section de torche HP et BP	20

CHAPITRE III : DESCRIPTION DE LA SECTION SEPARATION

III.1.Introduction.....	21
III.2.Principe de fonctionnement	21
III.2.1.Performances d'une colonne de distillation.....	22
III.2.2.Caractéristiques générales d'une colonne à distiller	22
III.2.3 .Les Différents problèmes d'une colonne de séparation.....	24
III.3 .Plateaux à courants croisés avec trop plein	25
III.3.1.Hydrodynamique.....	25
III.3.2.Régimes d'écoulement.....	26

CHAPITRE IV : PARTIE SIMULATION

IV.1.Introduction	28
IV.1.1.Logiciels de simulation des procédés.....	28
IV.1.2.Présentation du logiciel « HYSYS »	28
IV.1.3.Intérêt de la simulation.....	29
IV.2.Calcul de la section séparation par le simulateur HYSYS.....	29
IV.2.1.Méthode suivie.....	30
IV.2.2.Choix du modèle thermodynamique.....	30
IV.3.Critères de base de l'étude	31
IV.3.1 Charge d'alimentation.....	31

IV.3.2. Qualité des produits finis.....	32
IV.3.3. Températures de produits finis.....	32
IV.3.4 Teneur d'eau dans le produit fini propane.....	32
IV.4 Caractéristiques des équipements	32
IV.5. Calcul de la colonne avec un taux de charge de 100 %.....	34
IV.5.1. Vérification du cas design.....	34
IV.5.2. Vérification du cas actuel.....	40
IV.6 .Calcul de la colonne avec des taux de charges supérieures à 100 %.....	44
IV.6.1. Taux de charge 110%	45
IV.6.2. Taux de charge 120%.....	47
IV.6.3. Taux de charge 130%.....	49
IV.6.4. Taux de charge 140%.....	50
IV.7. Conclusion.....	51
Références bibliographiques.....	57
Conclusion générale.....	58

Introduction Générale

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

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

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

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 recommandations.

Chapitre I

Présentation du complexe

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 Mers EL Hadjaj à l'Est et les complexes de GNL à l'Ouest et qui s'étend sur une superficie de 120 hectares. Il a été construit avec le concours d'un consortium Japonais IHI -ITOCHU dans le cadre d'un contrat clé 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.

I.2.2 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 m³ chacune.
- ◆ 04 Bacs de stockage de propane basse température de 70000 m³ chacune.
- ◆ 03 Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m³ chacune.
- ◆ 01 Bacs de stockage de bupro basse température de 70000 m³
- ◆ 04 Sphères de stockage de produits ambiants (propane et Butane) de 500m³ chacune.
- ◆ 01 Sphères de stockage gazoline de 500 m³.
- ◆ Unité de démercurisation.
- ◆ 05 salles de contrôle.
- ◆ 01 Station électrique alimentée par SONELGAZ.
- ◆ 04 Générateurs assurant l'énergie de secours du complexe.
- ◆ 02 Quais de chargement pouvant recevoir des navires d'une capacité variante entre 4000 et 5000 tonnes.
- ◆ Une rampe de chargement de camions.
- ◆ Une station de pompage d'eau de mer.
- ◆ Un système de télésurveillance.

I.2.3 Organisation du complexe

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

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

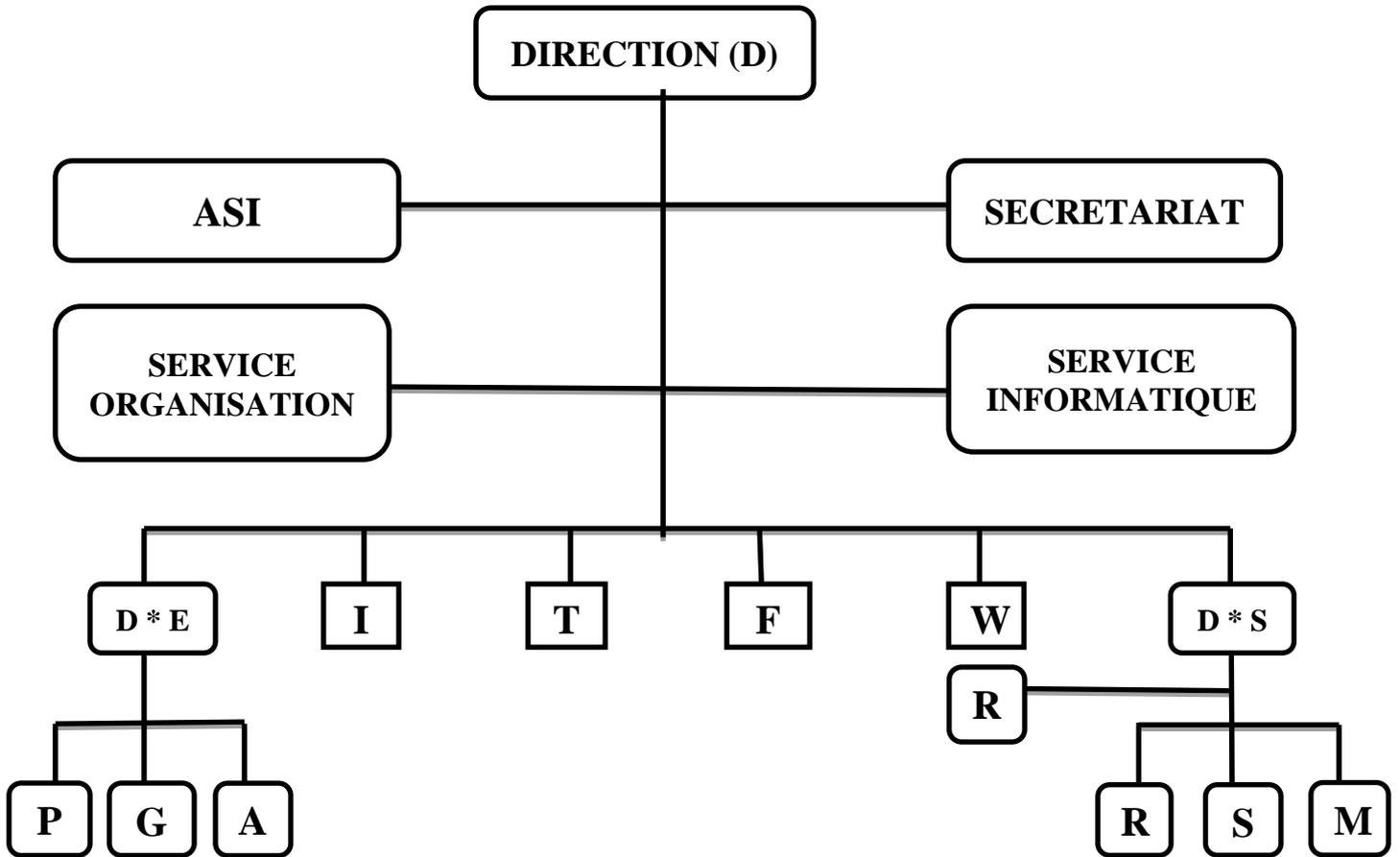


Figure I.1 : Organigramme du complexe [1]

- ✓ D Direction
- ✓ I Département sécurité
- ✓ F Département finance
- ✓ D*E Département maintenance
- ✓ P Département production
- ✓ G Département maintenance
- ✓ A Département approvisionnement
- ✓ M dpt moyens généraux
- ✓ T Département technique
- ✓ W Département travaux neufs
- ✓ S Administration et social
- ✓ D*S Sous-direction du personnel

- ✓ RT **Relation du travail**
- ✓ R **Département ressources humaines**
- ✓ ASI **Assistance sureté interne**

1.2.4 Capacité

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

1.2.5 Département technique

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

- a) **Service étude** : Ce service est assuré par un groupe d'ingénieurs chargés de faire respecter les paramètres de fonctionnement des équipements et des installations.
- b) **Service inspection** : Ce service a pour tâche d'inspecter les équipements techniques, il veille à la surveillance de toutes les machines et s'assure de leur fonctionnement optimal et assure le suivi des travaux de maintenance.
- c) **Service DCS « Système de contrôle distribué »** : C'est un système numérique du contrôle et commande (SNCC), il est chargé de faire le suivi, l'amélioration et les mises à jour (suite à une nouvelle technologie) de ce dernier.
- d) **Service laboratoire** : Il est chargé du contrôle des produits finis (Propane et Butane), et des produits finis en circulation dans différents points du procès.

1.2.6 Département production

Le département production dépend de la sous-direction d'exploitation. Ce département gère toute la production de GPL (propane et butane) et se compose de trois services [1]:

- a) Le service fabrication : s'occupe de la production du produit fini Propane et Butane réfrigéré et ambiant, Il s'occupe aussi de l'état et des conditions de marche des installations qui existent aux niveaux des trains.
- b) Le service stockage et expédition : S'occupe de stockage du produit fini et son expédition par navires et camions. On distingue deux types de stockage :

- Stockage à basse température : destinée pour le marché international.
 - Stockage à température ambiante : destinée pour le marché national.
- c) Le service planning et programme : Ce service a pour mission la planification des programmes mensuels de production, l'analyse des écarts de production entre prévisionnel et réalisation, élaboration des bilans de production.

I.3 Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

I.3.1 Historique

La découverte du GPL (gaz de pétrole liquéfié) ou LPG (liquefied petroleum gases) est beaucoup plus récente que celle du pétrole. En effet elle remonte au 24 décembre 1910 en Virginie (USA), lorsque l'ingénieur de la Riverside Oil Company [2], H.STUKEMAN, réussit pour la première fois à obtenir les 658 premiers litres de GPL liquide.

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

I.3.2 Sources de GPL

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 Définitions

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 [3]. Cette particularité permet un stockage et un transport plus simple comparativement aux gaz qui exigent des pressions très élevées (méthane, éthane).

I.3.4 Procédés d'obtentions du GPL

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 [3].
- Au cours des séparations de l'essence du gaz naturel (GN) dans le but de recueillir les condensats (propane, butane, essences légers).

- Lors de la récupération directe des gaz séparés du brut dans les champs de production (gaz associés au pétrole).

I.3.5 Propriétés des GPL

a) **Odeur et couleur** : Le GPL est incolore et pratiquement inodore, pour des raisons de sécurité on lui donne une odeur particulière au moyen de substances appropriées (mercaptans) [4].

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

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

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

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

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

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

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

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

I.3.6 Domaine d'utilisation du GPL

Les GPL sont promis à un bel avenir car la demande mondiale continue à croître, que ce soit pour la pétrochimie ou pour leurs utilisations traditionnelles en tant que combustible.

Parmi les utilisations des GPL, on peut citer :

a) **Applications domestiques**

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

- Le chauffage
- La climatisation

b) Le GPL/C (carburant)

Les GPL peuvent constituer un carburant fréquemment appelé GPL/C. Sa combustion engendre de très faibles émissions de polluants. En effet, il est composé de 55% de butane et 45% de propane [4]. Il ne contient ni plomb, ni soufre, ni benzène; lui conférant ainsi la qualité de carburant propre. Il est aussi économique.

I.3.7 Spécifications du propane et du butane commercial

Les spécifications du propane et butane commercial sont données dans le tableau suivant [5]:

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

Caractéristiques	Le propane	Le butane	Méthodes d'analyse (normes)
Masse molaire (g/mole)	44	58	/
Densité à 15°C	0,5068	0,5772	ASTMD 2598-1657
Tension vapeur relative à 37,8°C (Kg/cm ²)	12,7	3,1	ASTMD 2598-1267
Teneur en eau			ASTMD 2713-76
Point d'ébullition à 760 mm Hg (°C)	-40	0	ASTM D 1837

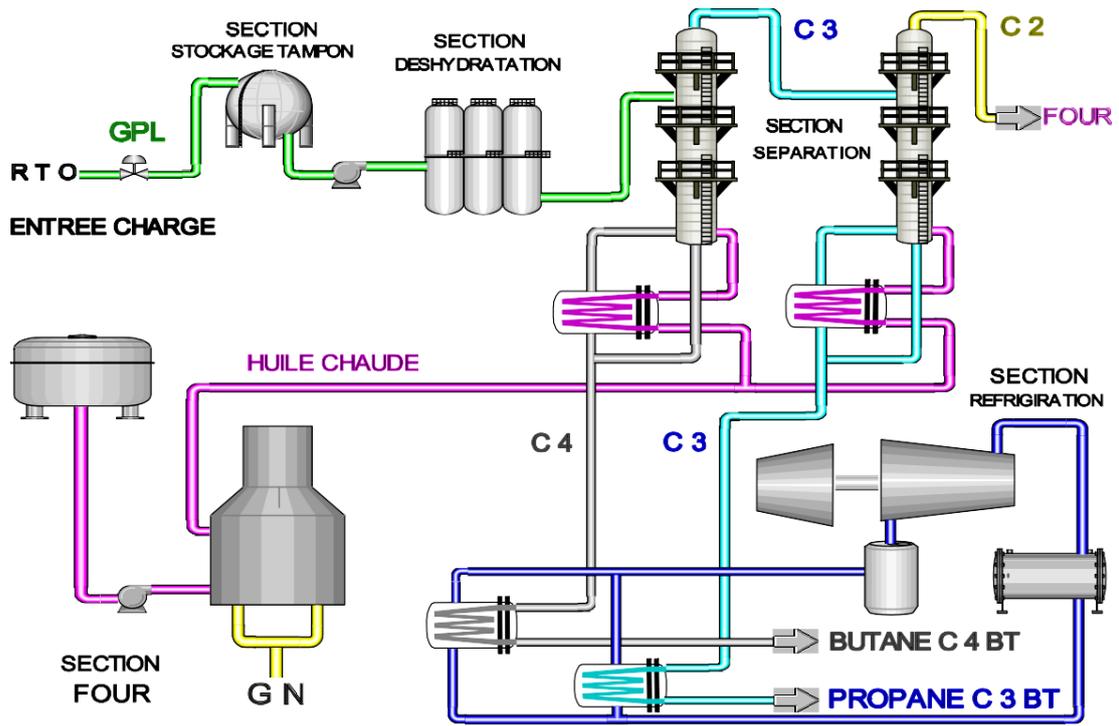


Figure I.2 : Schéma du procédé [5]

Chapitre II

Description du procédé

II.1.Introduction

Le complexe GP1Z comprend neuf (09) trains dans la zone de procédé, et des moyens communs pour la charge, le stockage, le chargement et la reliquéfaction des vapeurs en off-site. Chaque train dans la zone de procédé a été conçu pour une production nominale annuelle d'un million de tonnes de produits (propane et butane commercial) [1].

II.2. Section de stockage de GPL

Cette section (fig.II.1) 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 [6-9].

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

Ensuite le GPL traverse les dégazeurs de la charge afin de séparer et purger les vapeurs du mélange vers les sphères d'alimentation. Une fois que la charge est filtrée et dégazée, elle passe alors à travers six (06) démercuriseurs pour réduire sa teneur en Mercure jusqu'à l'ordre de 5 nano-g/Nm³.

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/cm² et une température de 5 ~ 41.8° C. La charge est stockée dans 22 réservoirs sphériques de capacité de 1000 m³ 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.

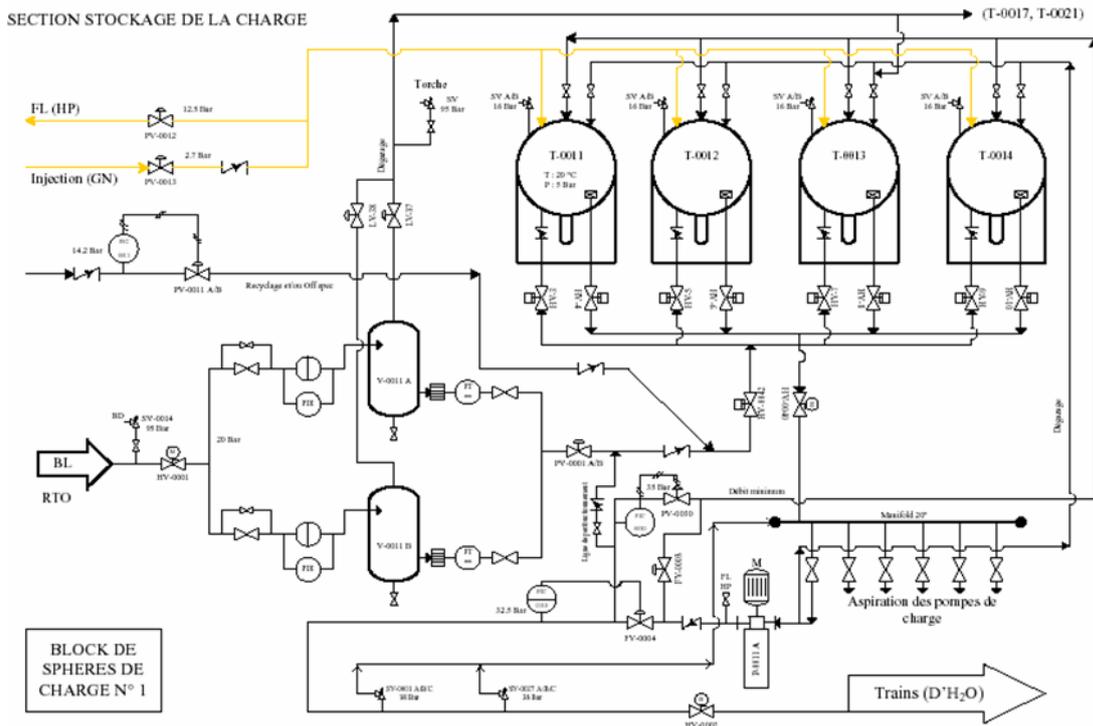


Figure II.1 : Représentation de la section stockage de la charge GPL [9]

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

II.3 Section déshydratation

Le but de la section de déshydratation (fig.II.2) est de réduire la teneur d'eau dissoute dans le GPL de 100 ppm à 5 ppm en poids pour éviter ainsi la formation de glace et de bouchons de givre dans les parties froides de l'installation (réfrigération). Cette section comprend trois colonnes d'adsorption à tamis moléculaires, à tout instant on a une colonne en service (en adsorption), l'autre en régénération et la dernière en attente. Le GPL passe dans le sécheur du bas vers le haut, l'humidité est extraite lors du passage du GPL à travers les tamis moléculaires pendant 36 heures, une fois cette durée est dépassée le sécheur passe automatiquement en régénération [10].

Lorsque le rapport $C2/(C2 + C3)$ est égal ou supérieur à 4,8% mole, le déethaniseur doit être en service. De même, lorsque le rapport de $C5/(C4 + C5)$ est égal ou supérieur à 1,75 % mole, il faut que le de-pentaniseur soit en service.

II.4.1 Fractionnateur

Après la section de déshydratation, le GPL brut entre dans la section de séparation (fig.II.3), comme alimentation du fractionnateur V-N101. Le GPL récupère d'abord la chaleur du propane produit sortant du fond du dérive dans le préchauffeur N° 1, E-N004, puis une autre récupération de chaleur dans le préchauffeur N° 2, E- N005 A~D, cette fois ci sur le produit du fond du fractionnateur [14].

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

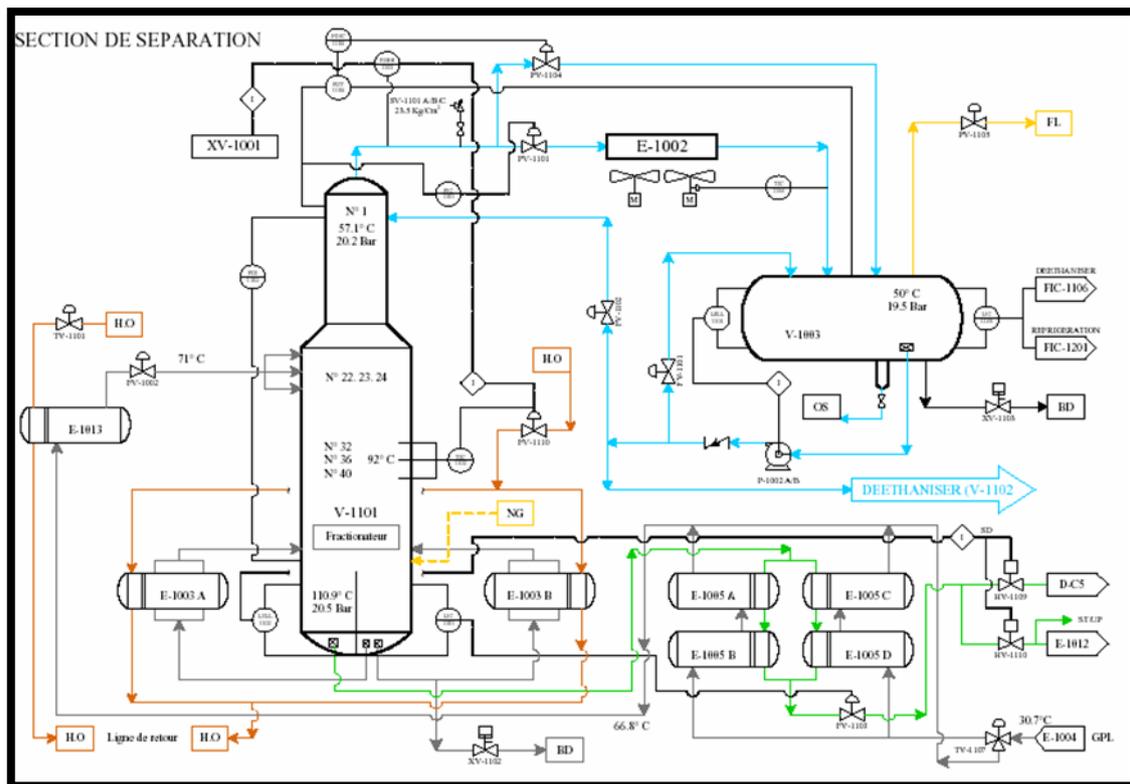


Figure II.3 : schéma représentatif du Fractionnateur [14]

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

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

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

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

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

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

II.4.2 Dééthaniseur

Afin de produire du propane commercial plus au moins pur les produits de tête de la colonne de fractionnement alimentent le dé-éthaniseur (fig.II.4). Ce dernier est une colonne de fractionnement équipée de 25 plateaux à clapets. Le propane sort au fond de la colonne à une température de 62 °C se dirige directement vers le premier préchauffeur du fractionnateur, passe ensuite vers les aéro-refrigerants E-N011 où il va être refroidit avant de pénétrer dans la section de réfrigération, où il est refroidi à - 38° C, enfin vers les sphères de stockage afin d'être expédiés sur le marché national. Le gaz riche en éthane sortant de la partie supérieure du dé-éthaniseur est utilisé comme combustible du four [10].

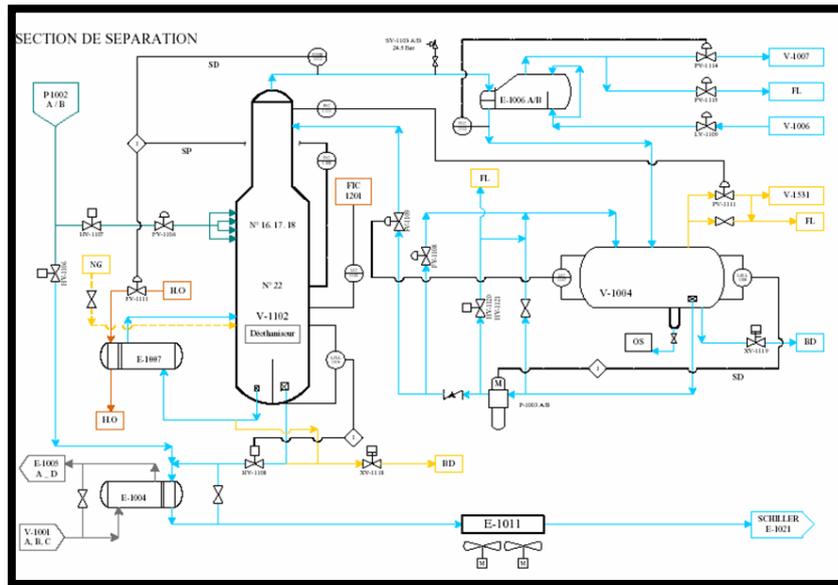


Figure II.4 : schéma représentatif du Dééthaniseur [10]

II.4.3 Dépéthaniseur

Il existe deux Dépéthaniseurs (fig.II.5) communs pour les 09 trains. Le rôle d'un dépéthaniseur est d'éliminer les traces de pentane contenues dans le butane. La colonne est constituée de 50 plateaux à clapets. Le butane sortant de la tête du Dépéthaniseur, mélangé au reste du butane non dépéthanisé est envoyé à la section de réfrigération. Le pentane recueilli du fond du Dépéthaniseur sera refroidi par aéro-réfrigérant, et envoyé vers le stockage ambiant, cette opération est souvent by- passée, car la charge de GPL arrive avec une très faible teneur en pentane [10].

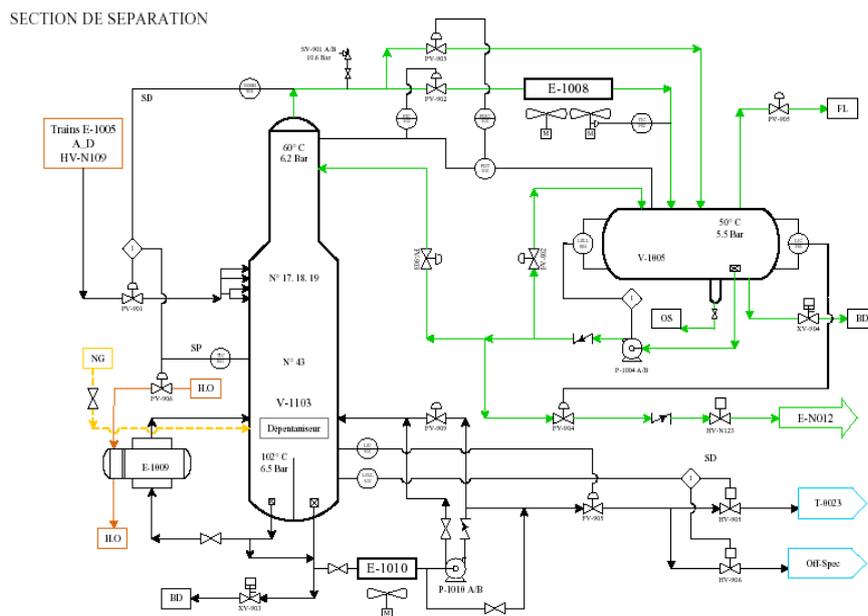


Figure II .5 : schéma représentatif du Dépéthaniseur [10]

II.5. Section de réfrigération

Le but de cette section (fig. II.6) est de refroidir les produits finis à leur température de stockage (-38~-42°C pour le propane et -8~-10°C pour le butane). Les produits passent par un deuxième déshydrateur appelé déshydrateur de garde, qui réduit la teneur en eau de 5 ppm à 1 ppm, ensuite réfrigérés par trois (03) échangeurs suivant un cycle fermé formant une boucle de réfrigération, le fluide utilisé comme réfrigérant est le propane pur. Ce dernier est évaporé dans les échangeurs de chaleur. Cette évaporation provoque l'abaissement de température du produit à réfrigérer. Une partie du propane réfrigéré sera comprimée et envoyée au dééthaniseur comme réfrigérant de tête de colonne. Les vapeurs de propane générées sont comprimées par un compresseur centrifuge à trois (03) étages entraîné par une turbine à gaz, ensuite condensées dans les condenseurs de type aéroréfrigérant. Les produits finis sont ensuite canalisés vers les bacs de stockage.

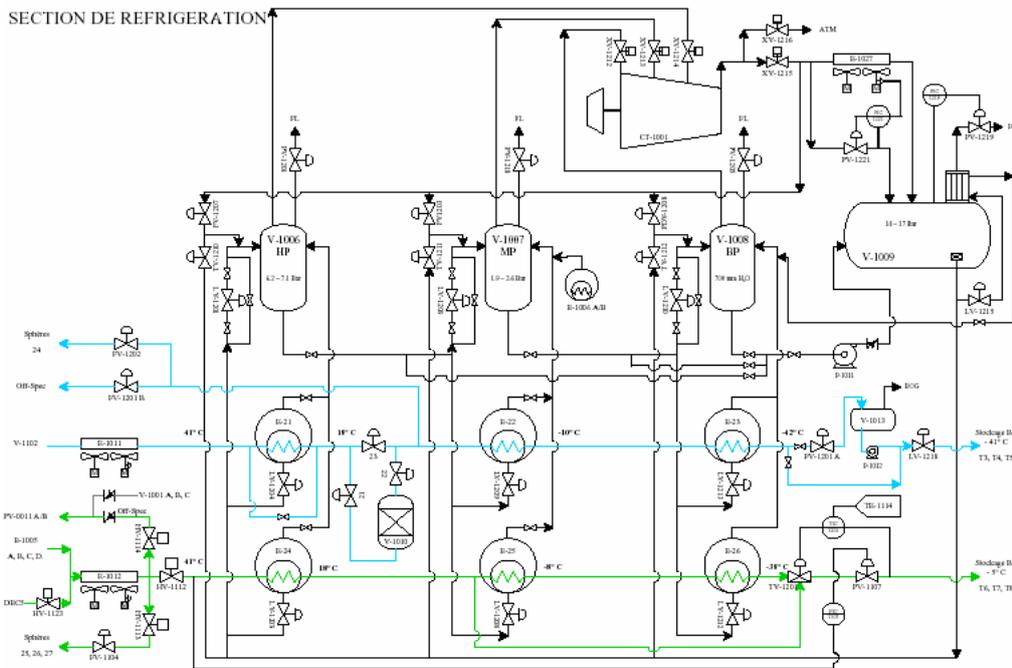


Figure II.6. schéma représentatif de la Section Réfrigération[10]

II.6. Section d'huile chaude

Cette section d'huile caloporteur (fig.II.7) est utilisée comme source de chaleur pour les équipements suivants [10] :

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

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

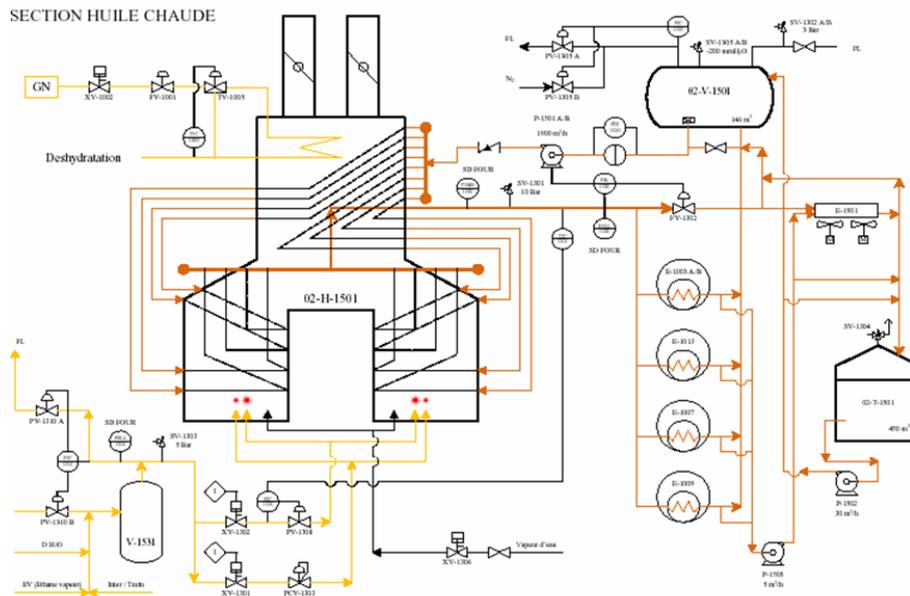


Figure II.7. Schéma représentatif de la Section d'huile chaude [10]

II.7 Zone des utilités

Elle alimente les diverses zones de production en [11] :

- Fuel (gaz naturel) : utilisé comme combustible.
- Air : elle est divisée en deux :
 - Air instrument : C'est de l'air séché après enlèvement de l'humidité, destiné à la manipulation des boucles de régulation (vanne pneumatique).
 - Air service : sert au nettoyage et entretien des équipements.
- Vapeur : elle est produite au niveau de la chaudière, à partir de l'eau de mer distillée, à 10 kg/cm², elle est utilisée dans les échangeurs de chaleur.
- Eau : Production de l'eau distillée, l'eau de refroidissement utilisée pour les équipements (pompe) et l'eau potable.
- Méthanol : utilisé pour le dégivrage.
- Gasoil : utilisé pour les générateurs de secours.
- Azote : Stocké dans un ballon et distribué suivant le circuit :
 - Circuit Gazeux (HELIOS) ;
 - Circuit d'azote liquide (COGIZ).

- Un générateur électrique de secours : d'une capacité de 25.617 KW.
- Un système de sécurité vide-vite (blow-down)
- Les torches : deux hautes pressions et une basse pression sert à brûler la quantité de gaz provoquée par un dysfonctionnement des trains.

II.8.Section stockage et expédition

Elle s'occupe de stockage des produits finis et l'expédition par navires et camions. On distingue deux types de stockage [12] :

- Section de stockage à basse température : (marché international)
- Trois (4) bacs pour le Propane de **70000** m3 chacun.
- Trois (3) bacs pour le Butane de **70000** m3 chacun.
- Un (1) bac BuPro de **70000** m3.
- Section de stockage à température ambiante : (marché national)
- Une sphère (1) pour le Propane de **500** m3.
- Trois sphère (3) pour le Butane de **500** m3 chacune.
- Une sphère (1) pour le pentane de **500** m3 chacune.

Le service Stockage et Expédition gère les trois zones suivantes:

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

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

- **LCR (Local Control Room)** : s'occupe de la gestion des opérations de stockage des produits finis, section récupération BOG (gaz évaporé).
- **JCR (Jetty Control Room)** : s'occupe de la supervision des opérations de chargement par navire.

II.8.2.Section jetée (CN)

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

- D1 : concernant les petits navires.
- M6 : concernant les grands navires.

II.8.3 Section chargement par navire

C'est une section d'expédition de C3 et C4 pour le marché international. Elle contient deux quais de chargement navires D1 et M6 à des capacités variant entre 4 000 et 45 000 Tonnes de GPL (fig.II.8). 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.8: Quai de chargement de navire du GPL1/Z [12]

II.8.4 Section Chargement par Camion (CC)

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



Figure II.9: Rampe de chargement de camions du GPL1/Z[12]

II.8.5. Section de transfert de produit réfrigéré

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

II.8.6. Section de torche HP et BP

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

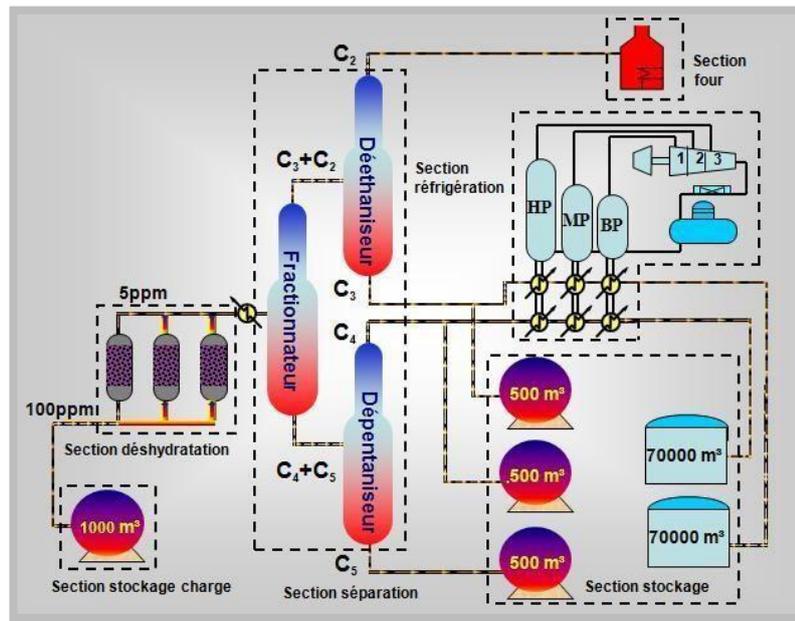


Figure II.10 : Schéma de la section stockage de la charge GPL [12]

Chapitre III

Généralité 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 désirées. 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.

III.2.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), qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaud ascendant.

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.

La colonne est divisée en trois zones (fig.III.1) :

- **Zone d'alimentation** : 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.

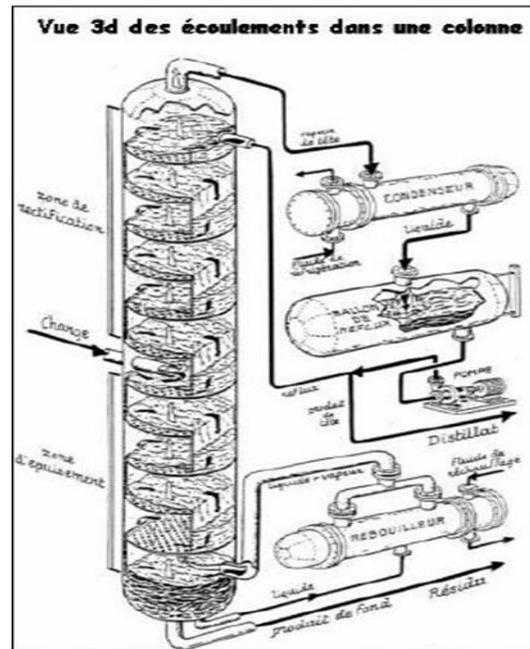


Figure III.1. Schéma représentatif de trois zones d'une colonne de distillation [14]

III.2.1. 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).

III.2.2. Caractéristiques générales d'une colonne à distiller

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 laquelle 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, pour une colonne donnée 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).

$$\text{HEPT} = h/n \quad (\text{III.1})$$

III.2.3 .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 [11-14] :

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 (foam stability) 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. Dans ce cas, on peut atteindre des limites [13]:

h) Engorgement de trop plein : Si le débit du gaz augmente, il faut que la vitesse verticale du mélange soit inférieure à la vitesse d'ascension des bulles de gaz. Dans le cas contraire, la vitesse du liquide dans la zone du trop plein sera grande et ce dernier ne sera plus capable d'assurer leur fonction de dégazage. La perte de charge sera également trop élevée et le liquide ne pourra plus descendre sur le plateau.

i) Engorgement par entraînement : Si le débit du gaz augmente, le mélange de liquide et de gaz peut former une émulsion. Cette émulsion peut remplir tout l'espace entre les plateaux et atteindre le plateau supérieur. Cela augmente

fortement la perte de charge et diminue l'efficacité du plateau supérieur, et donc de la colonne.

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

d) Entraînement

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.

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 à 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.

III.3 .Plateaux à courants croisés avec trop plein

III.3.1.Hydrodynamique

Les plateaux munis de déversoir sont particulièrement bien adaptés pour la distillation, ils sont conçus pour assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant

directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide.

Les plateaux à courant croisés avec trop plein : les plus utilisés parce qu'ils offrent plusieurs avantages :

- Domaine de stabilité du plateau plus grand.
- Efficacité de transfert supérieure.
- Contrôle de flux de liquide par des déversoirs.

Sur les plateaux à courants croisés (fig III.2), les transferts de matière se produisent entre la phase gazeuse ascendante et une phase liquide qui se déplace horizontalement sur le plateau. Un barrage de sortie maintient sur le plateau une couche de liquide, qui s'écoule par gravité d'un plateau à l'autre, par une conduite.

Le fonctionnement des plateaux dépend des propriétés physiques de chacune des phases et de leurs débits respectifs.

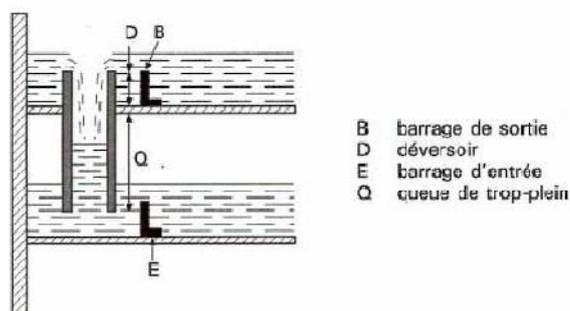


Figure III.2 Schéma représentatif d'un plateau à courant croisés avec trop plein [14].

III.3.2. Régimes d'écoulement

Le mélange de gaz (ou vapeur) et de liquide qui s'écoule sur un plateau à courants croisés peut revêtir différents aspects. Les principaux régimes de fonctionnement sont les suivants :

a) Régime des bulles (bubble regime) :

Aux faibles vitesses de vapeur, les bulles s'élèvent à travers une couche de liquide relativement peu agitée (fig.III.3.a).

b) Régime des jets (mixed froth regime) :

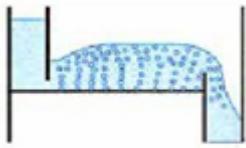
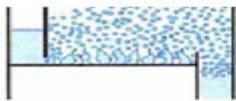
Ce régime apparaît aux vitesses de gaz élevées et aux faibles débits de liquide c'est souvent le cas pour les distillations sous vide (fig.III.3.c).

c) Régime des gouttes (spray regime) :

Ce régime apparaît aux vitesses de gaz élevées et aux faibles débits de liquide, comme c'est souvent le cas pour les distillations sous vide (fig. III.3.c).

d) Régime de l'émulsion (émulsion flow regime) :

Aux forts débits de liquide, comme c'est souvent le cas pour les distillations sous pression et les absorptions, la phase gazeuse est finement dispersé dans le liquide (fig. III.3.d).

**Figure III.3.a.** régime des bulles[12]**Figure III.3.b.** régime des jets[12]**Figure III.3.c.** régime des gouttes[12]**Figure III.3.d.** régime de l'émulsion[12]

Chapitre IV

Partie simulation

IV.1.Introduction

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.

IV.1.1.Logiciels de simulation des procédés

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

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

IV.1.2.Présentation du logiciel « HYSYS »

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 [17].

La (fig.IV.1) représente la simulation de la section séparation. L'installation est identique pour les neuf trains au niveau du complexe.

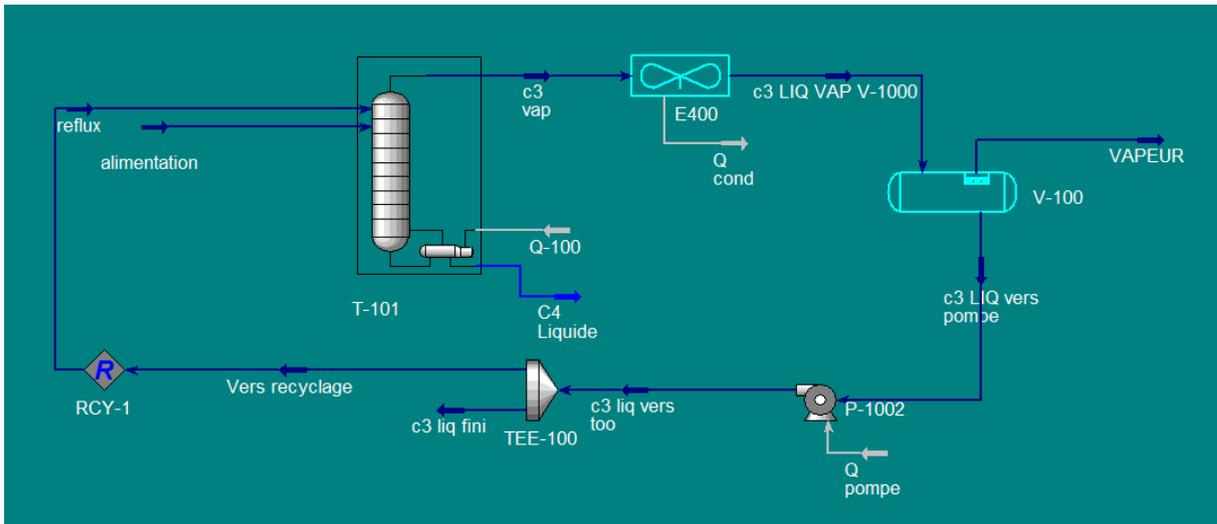


Figure.IV.1. Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement

IV.1.3. Intérêt de la simulation

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

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

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

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

IV.2.1.Méthode suivie

Le Calcul consiste à fixer les données suivantes :

- Données de l'alimentation de la section séparation :
 - ◆ Le débit de l'alimentation (m³/h)
 - ◆ La composition de la charge (% molaire)
 - ◆ La température (°C)
 - ◆ La pression de service (kg/cm²)
- Données des Colonnes de séparation :
 - ◆ Nombre de plateaux Réels
 - ◆ Plateau d'alimentation
 - ◆ Pression de service
 - ◆ Perte de charge (Condenseur)
 - ◆ Paramètres des deux sections de la colonne
 - ◆ Estimation de la Température de tête et de fond
 - ◆ Spécification : température du plateau sensible
- Pour obtenir:
 - ◆ Différents paramètres (débit, pression et température), dans chaque section des colonnes: Tête, Distillat, Reflux, Fond et Résidu
 - ◆ Les Puissances des Condenseurs de tête
 - ◆ Les Puissances des rebouilleurs
 - ◆ La composition des produits de tête et fond des colonnes
 - ◆ Les profils de température le long des colonnes
 - ◆ Les débits, vapeur et liquide, le long des colonnes
 - ◆ Les profils de l'engorgement le long des colonnes

IV.2.2.Choix du modèle thermodynamique

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

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

IV.3.Critères de base de l'étude

IV.3.1 Charge d'alimentation

L'usine est conçue pour traiter douze charges individuelles présentant des caractéristiques différentes. Le dimensionnement de chaque équipement est basé sur le choix des charges les plus difficiles à traiter [10]. Il s'agit des alimentations qui contiennent respectivement un maximum d'éthane et de pentane, un maximum de butane et un maximum de propane.

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

La charge théorique, qui présente la composition moyenne pondérée des douze sources d'alimentation a été utilisée pour définir l'exploitation normale, elle est désignée comme la charge n°13, sur la base de laquelle nous comparons les résultats du simulateur HYSYS.

La composition molaire de cette dernière ainsi que la charge actuelle sont représentées dans le tableau suivant :

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

Constituants	Composition molaire charge N°13	Composition molaire charge actuelle
CH₄	0,002	0.19
C₂H₆	2,009	1.83
C₃H₈	52,512	61.87
iC₄H₁₀	16,751	12.08
nC₄H₁₀	28,258	23.57
iC₅H₁₂	0,308	0.41
nC₅H₁₂	0,160	0.05
Total	100,000	100,000

IV.3.2. Qualité des produits finis

Tableau IV.2. Normes NGPA

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

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

- ◆ Propane commercial
 - Ethane $\leq 2,00$ % molaire
 - Butane $\leq 1,00$ % molaire
- ◆ Butane commercial
 - Propane $\leq 1,00$ % molaire
 - Pentane $\leq 1,75$ % molaire
- ◆ Ethane vers four
 - Propane $\leq 12,00$ % molaire

IV.3.3. Températures de produits finis

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

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

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

IV.4 Caractéristiques des équipements

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 [13].

Tableau IV.3.Caractéristiques des équipements d'échange thermique

Repère	Service	Type	Fluide	Pression (bar)	Température (°C)	Capacité maximale d'échange (kcal/h)
02-E-N002	Condenseur de tête fractionnateur	Aéro-condenseur	Propane	19.61	57,4 ~ 50	25,23 10 ⁶
02-E-N003 A/B	Rebouilleur fractionnateur	Calandre Tube	Butane Hot oil	20.5	110 ~ 111 180 ~ 130	25,23 10 ⁶
02-E-N013	Préchauffeur N° 3	Calandre Tube	Charge GPL Hot oil	25.1	66 ~ 71,1 180 ~ 130	3,075 10 ⁶

Tableau IV.4.Caractéristiques des pompes

Repère	Service	Type	Fluide	Pression (bar)	Température (° C)	Débit max (m ³ /h)
07-P-0011	Pompe d'alimentation	Centrifuge	Charge GPL	2,69 ~ 33,44	5 – 45	260
02-P-N002 A/B	Pompe de reflux du fractionnateur	Centrifuge	Propane	19,12 ~ 24.51	50	865

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

Tableau IV.5. Données opératoires design et actuelles

Paramètres	Fractionnateur	
	Design	Actuel
Débit Alimentation (kmole/h)	2541,8	2541.8
Débit de reflux (kmole/h)	5291,23	5289
Température Alimentation (°C)	74,5	71.5
Pression au sommet (bar)	21,2	19.42
Température du plateau sensible (°C)	75	74.9
Température de reflux (°C)	50	49.56

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

Tableau IV.6. Caractéristiques du fractionnateur

Caractéristiques	Fractionnateur	
	Section I	Section II
Nombre de plateaux	23	32
Type de plateaux	Clapet	Clapet
Nombre de passes	4	4
Diamètre intérieur (m)	4,100	5,500
Espacement entre plateau (m)	0,600	0,600
Limite d'engorgement (%)	80	80

IV.5.1. Vérification du cas design

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

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

Paramètres	Design	Simulation par PR	Erreur %	Simulation par SRK	Erreur %
Débit Distillat (Kgmole/h)	1376,73	1386,28	0,69	1385,11	0,61
Débit Résidu (Kgmole/h)	1164,87	1155,51	0,80	1156,52	0,72
Température de tête (°C)	57,1	56,29	1,42	56,83	0,47
Température de fond (°C)	110,9	112,1	1,08	111,6	0,63
Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h) (10^6)	19,95	19,93	0,10	19,95	0,01
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h) (10^6)	21,08	20,73	1,66	20,72	1,71

D'après les résultats obtenus, on constate que les deux modèles thermodynamiques se rapprochent du cas design, Alors on a choisi, pour le reste de ce travail, le modèle SRK souvent utilisé pour les mélanges d'hydrocarbures.

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

- La température

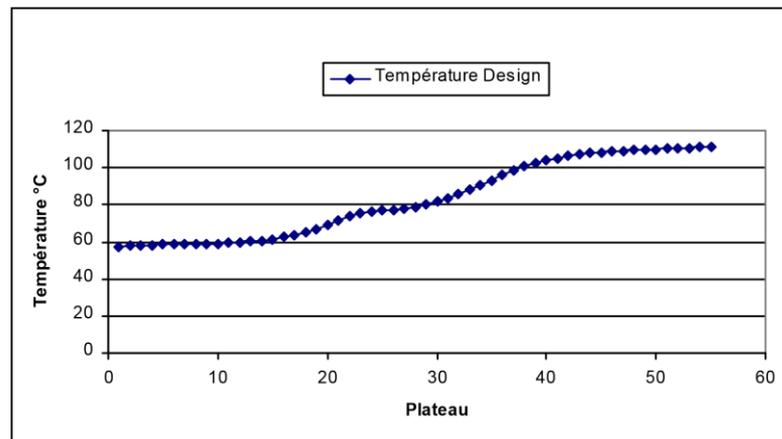


Figure IV.2. Profil de Température Design à 100%

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

- Les débits

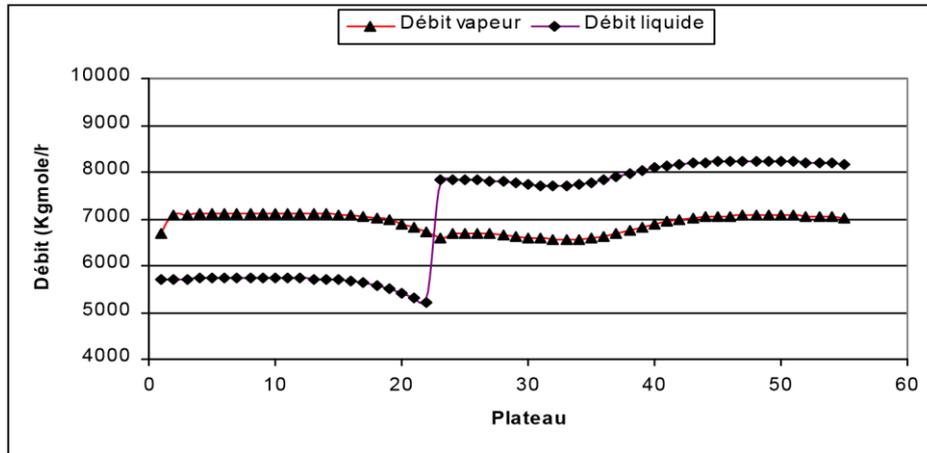


Figure IV.3. Profil des débits Design à 100%

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

- L'engorgement

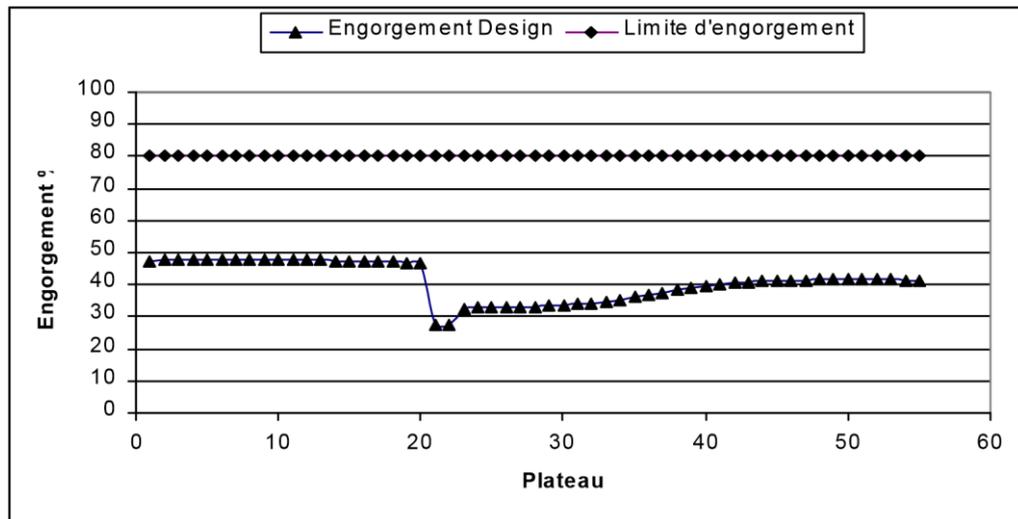


Figure IV.4. Profil d'engorgement design à 100%

Concernant l'engorgement, le fractionnateur fonctionne à environ 50 % dans la première section et diminue jusqu'à 40 % dans la deuxième section dû à l'augmentation du diamètre dans cette dernière section, ces valeurs sont loin de la limite de l'engorgement qui est fixée par le constructeur à 80%.

- **Distillat**

Tableau IV.8. Compositions molaires du distillat dans le cas design et la simulation

Constituant	Design	Simulation	Erreur %
CH₄	0,0000	0,0036	-
C₂H₆	3,7100	3,6851	0,67
C₃H₈	96,1000	96,3027	0,21
iC₄H₁₀	0,1700	0,0085	-
nC₄H₁₀	0,0200	0,0001	-
iC₅H₁₂	0,0000	0,0000	-
nC₅H₁₂	0,0000	0,0000	-
Total	100	100	

La composition du distillat calculée par simulation est proche de celle donnée par le constructeur.

- Résidu

Tableau IV.9. Compositions molaires du résidu dans le cas design et la simulation

Constituant	Design	Simulation	Erreur %
CH₄	0,0000	0,0000	-
C₂H₆	0,0000	0,0000	-
C₃H₈	0,9900	0,0287	-
iC₄H₁₀	36,3500	36,8231	1,30
nC₄H₁₀	61,6400	62,1191	0,78
iC₅H₁₂	0,6700	0,6772	1,07
nC₅H₁₂	0,3500	0,3520	0,57
Total	100	100	

L'erreur entre la composition du résidu calculée par simulation et celle donnée par le constructeur est minime. Les données de sortie de la colonne 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

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.

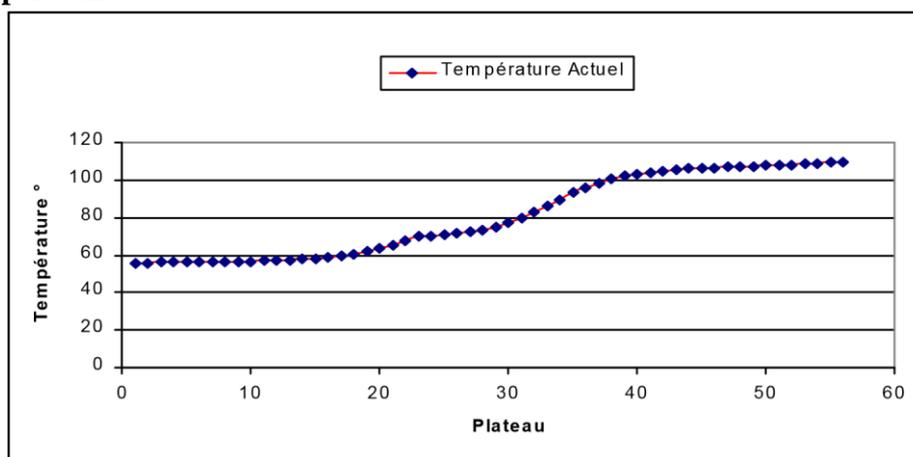
A noter que pour des raisons technico-économiques, quelques paramètres ont subi des modifications par rapport au design, tel que le débit du reflux qui est fixé à 400 m³/h. Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau suivant :

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

Paramètres	Actuel	Simulation	Erreur %
Débit Distillat (Kgmole/h)	1592,45	1623,02	0,50
Débit Résidu (Kgmole/h)	1020,98	990,34	2,59
Température de tête (°C)	56,41	55,39	1,81
Température de fond (°C)	111,9	109,6	2,06
Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h)	$19,08 \cdot 10^6$	$17,61 \cdot 10^6$	7,70
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h)	$19,51 \cdot 10^6$	$17,92 \cdot 10^6$	8,15

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

□ La température

**Figure IV.5.** Profil de Température actuel à 100%

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

□ Les débits

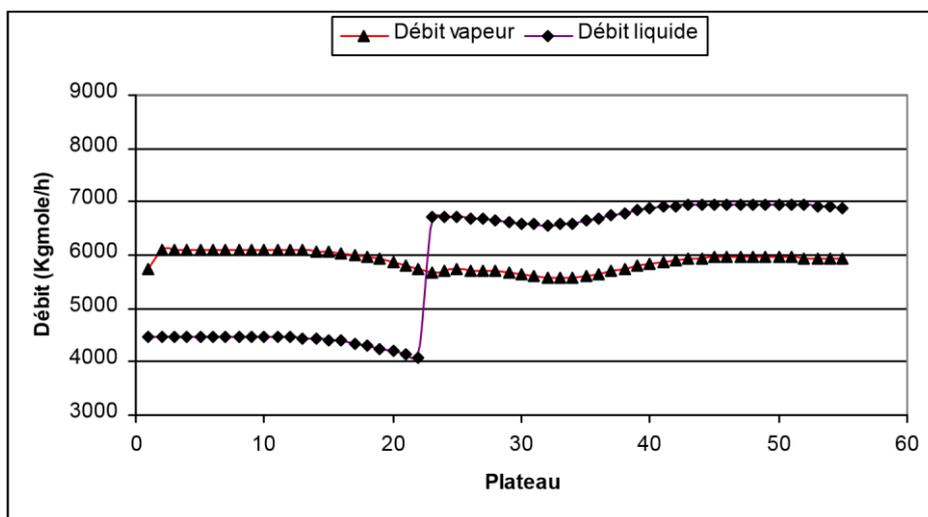


Figure IV.6.: Profils des débits actuels à 100%

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

□ L'engorgement

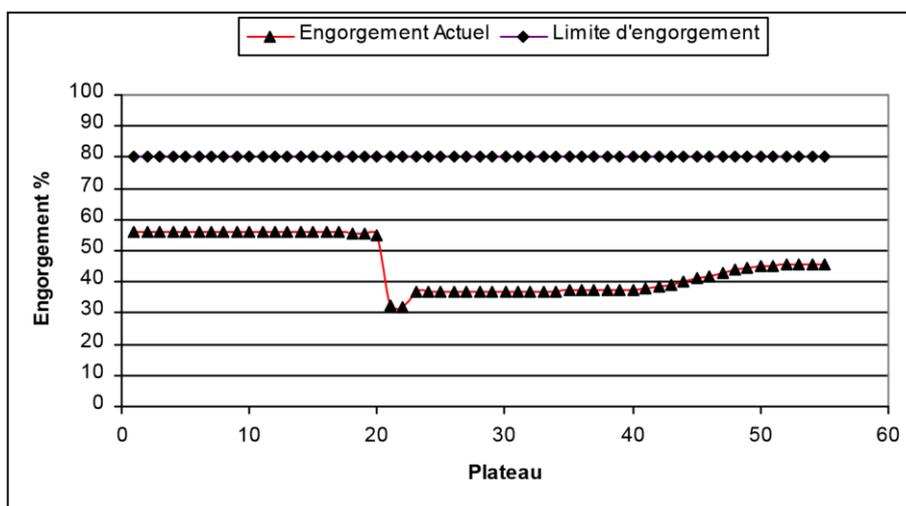


Figure IV.7. Profil d'engorgement actuel à 100%

La colonne fonctionne à 55% de l'engorgement dans la première section, et entre 37% et 45% dans la deuxième section, donc elle est loin de la limite d'engorgement.

□ Distillat

Tableau IV.11. Compositions molaires du distillat dans le cas actuel et la simulation

Constituant	Actuel	Simulation	Erreur %
CH₄	0,14	0,2260	-
C₂H₆	2,37	2,4536	3,53
C₃H₈	97,34	97,2984	0,04
iC₄H₁₀	0,11	0,0216	-
nC₄H₁₀	0,04	0,0004	-
iC₅H₁₂	0,00	0,0000	-
nC₅H₁₂	0,00	0,0000	-
Total	100	100	

La composition du distillat de la charge actuelle calculée par le simulateur est proche de celle obtenue au niveau de la colonne de fractionnement, le taux du propane est élevé par rapport au design, cela dû à la nature de la charge.

□ Résidu :

Tableau IV.12. Compositions molaires du résidu dans le cas design et la simulation

Constituant	Actuel	Simulation	Erreur %
CH₄	0,00	0,0000	-
C₂H₆	0,00	0,0000	-
C₃H₈	0,1200	0,4603	-
iC₄H₁₀	34,7100	34,7380	0,08
nC₄H₁₀	64,0900	63,6454	0,69
iC₅H₁₂	0,9800	1,0511	7,26
nC₅H₁₂	0,1000	0,1051	5,10
Total	100	100	

La composition du résidu est également proche du cas actuel, sauf pour le C₅ dont l'erreur dépasse les 5%, mais reste inférieure à la limite d'erreur tolérable de 10%.

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

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

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

$$\varphi = L_r/D \quad (IV.1)$$

L : débit du reflux

D : débit du distillat $\varphi = 4131,11/1623,02 = 2,54$

Le tableau IV.13 représente les débits des charges d'alimentation et reflux allant de 110 % à 150 %.

Tableau IV.13. Débit des charges à différent pourcentage

Performance	Débit de la charge (Kgmole/h)	Débit du reflux (Kgmole/h)
110	2795,98	4421,40
120	3050,16	4823,95
130	3304,34	5223,26
140	3558,52	5625,87
150	3812,70	6089,58

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

IV.6.1 Taux de charge 110%

Tableau IV.14. Paramètres de sortie à 110% de la charge nominale

Paramètres	Simulation
Débit Distillat (Kgmole/h)	1736,45
Débit Résidu (Kgmole/h)	1059,52
Température de tête (°C)	55,41
Température de fond (°C)	109,9
Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h)	$18,85 \cdot 10^6$
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h)	$19,31 \cdot 10^6$

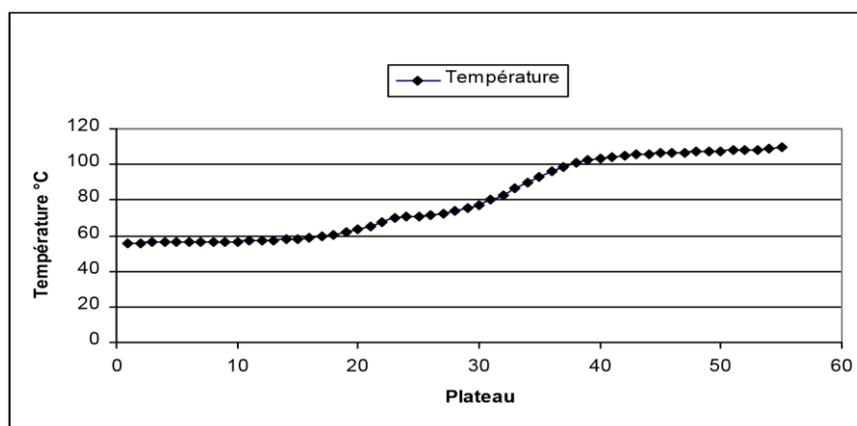


Figure IV.8. Profil de Température à 110%

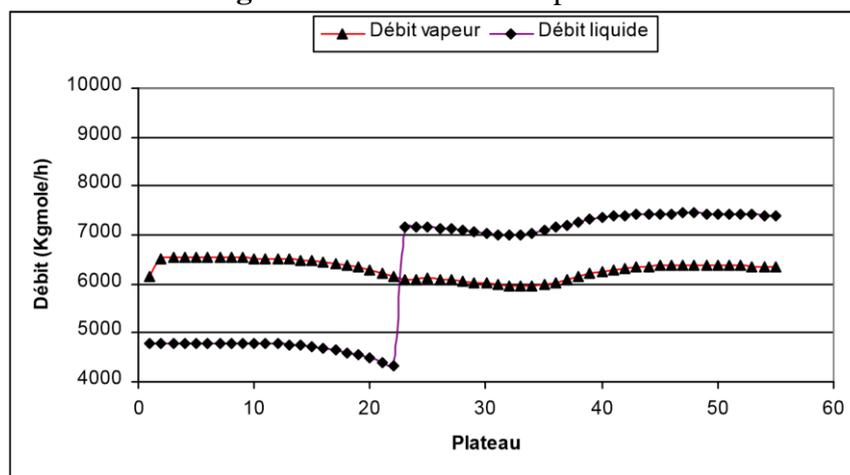


Figure IV.9. Profils de débits à 110%

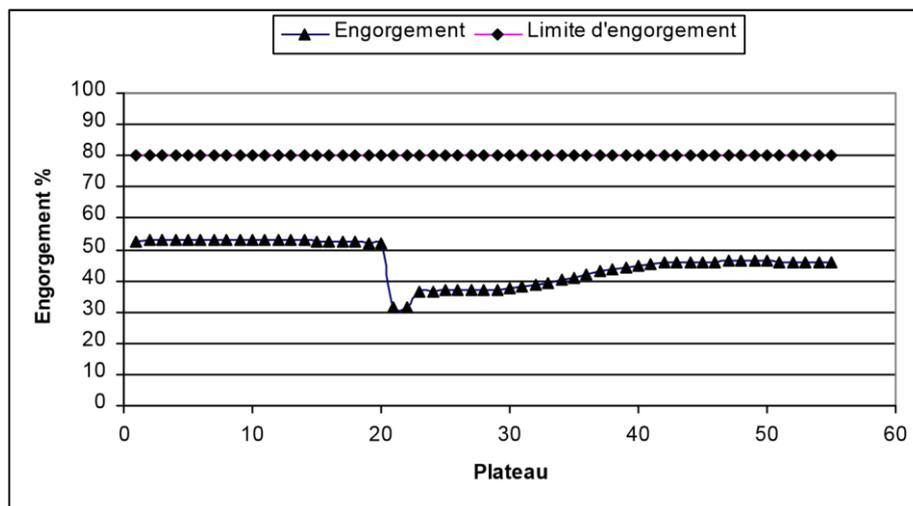


Figure IV.10. Profil d'engorgement à 110%

Tableau IV.15. Compositions molaires du distillat et résidu à 110% de la charge nominale

Constituant	% molaire Distillat	% molaire Résidu
CH ₄	0,2254	0,0000
C ₂ H ₆	2,4469	0,0000
C ₃ H ₈	97,2869	0,0148
iC ₄ H ₁₀	0,0402	34,9102
nC ₄ H ₁₀	0,0007	63,9140
iC ₅ H ₁₂	0,0000	1,0556
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,1056
Total	100	100

Interprétation des résultats

Pour une charge de 110% :

Le profil de température est régulier le long de la colonne.

Les débits de vapeur et de liquide gardent les mêmes comportements dans les deux sections de la colonne.

La colonne fonctionne à 52% et entre 40% et 45% pour les deux sections respectivement, sans atteindre la limite d'engorgement 80%.

Les compositions du distillat et résidu sont dans les normes.

IV.6.2 Taux de charge 120%

Tableau IV.16. Paramètres de sortie à 120% de la charge nominale

Paramètres	Simulation
Débit Distillat (Kgmole/h)	1894,25
Débit Résidu (Kgmole/h)	1155,90
Température de tête (°C)	55,41
Température de fond (°C)	109,9
Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h)	$20,56 \cdot 10^6$
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h)	$21,07 \cdot 10^6$

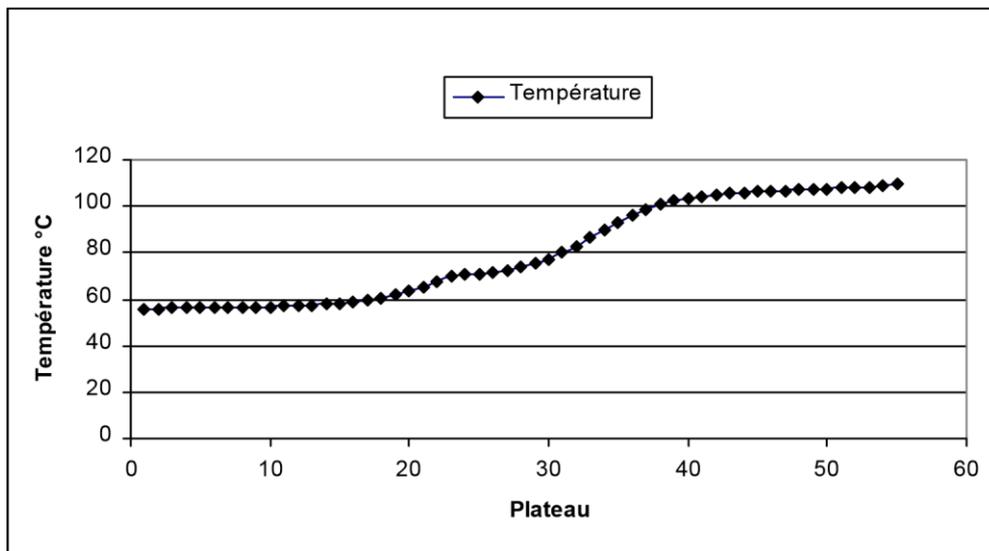


Figure IV.11. Profil de Température à 120%

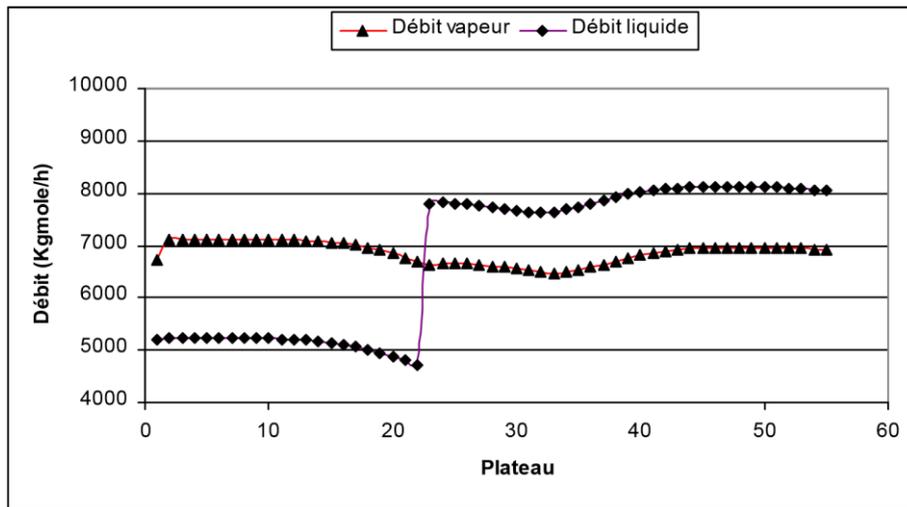


Figure IV.12. Profils de débits à 120%

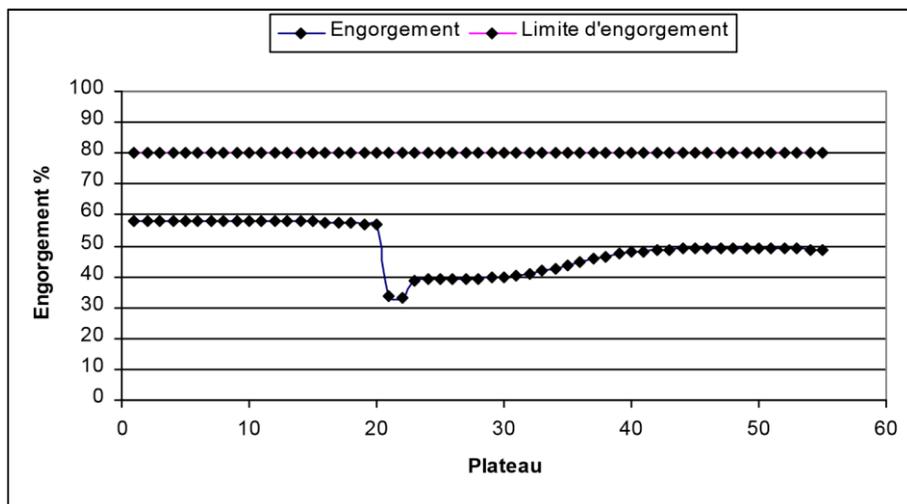


Figure IV.13. Profil d'engorgement à 120%

Tableau IV.17. Compositions molaires du distillat et résidu à 120% de la charge nominale

Constituant	% molaire Distillat	% molaire Résidu
CH ₄	0,2254	0,0000
C ₂ H ₆	2,4468	0,0000
C ₃ H ₈	97,2840	0,0147
iC ₄ H ₁₀	0,0431	34,9134
nC ₄ H ₁₀	0,0007	63,9108
iC ₅ H ₁₂	0,0000	1,0555
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,1056
Total	100	100

Interprétation des résultats

Pour une charge de 120% :

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

IV.6.3 Taux de charge 130%

Tableau IV.18. Paramètres de sortie à 130% de la charge nominale

Paramètres	Simulation
Débit Distillat (Kgmole/h)	2052,37
Débit Résidu (Kgmole/h)	1251,96
Température de tête (°C)	55,40
Température de fond (°C)	109,8
Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h)	$22,27 \cdot 10^6$
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h)	$22,81 \cdot 10^6$

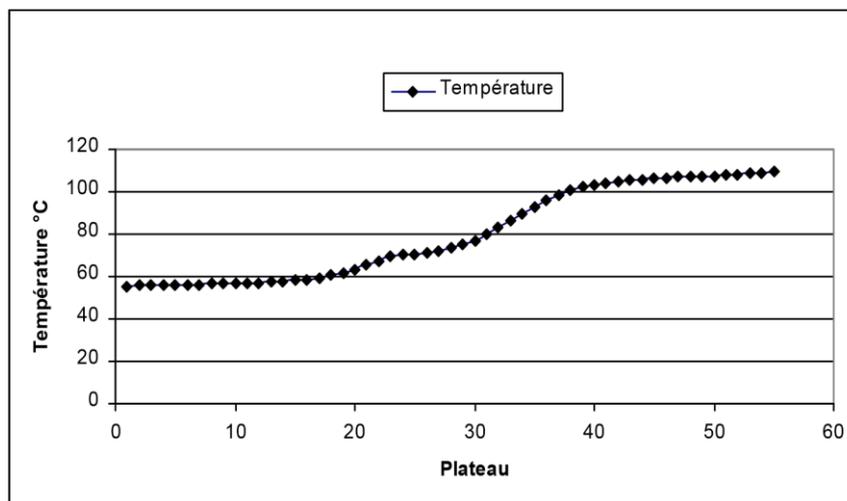


Figure IV.14. Profil de Température à 130%

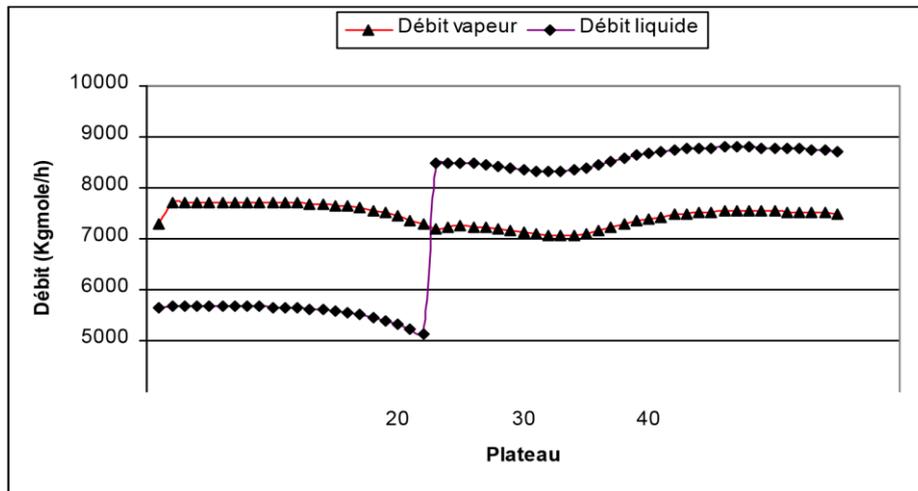


Figure IV.15. Profils de débits à 130%

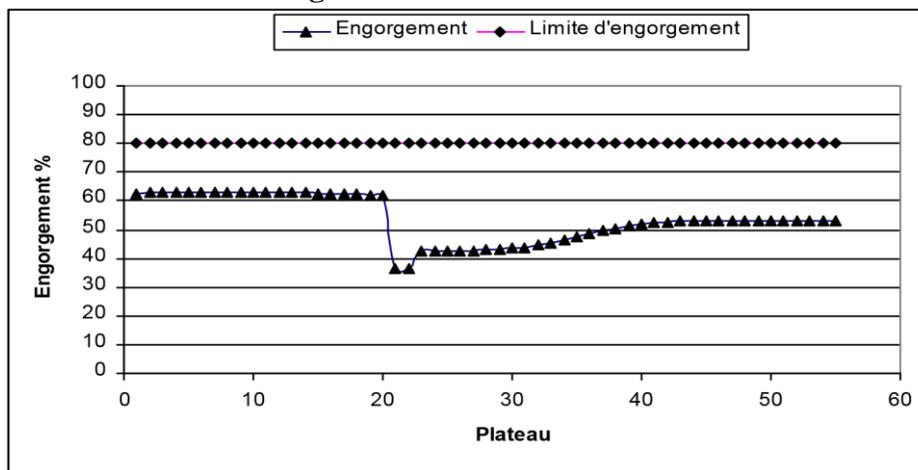


Figure IV.16. Profil d'engorgement à 130%

Tableau IV.19. Compositions molaires du distillat et résidu à 130% de la charge nominale

Constituant	% molaire Distillat	% molaire Résidu
CH ₄	0,2254	0,0000
C ₂ H ₆	2,4471	0,0000
C ₃ H ₈	97,2962	0,0149
iC ₄ H ₁₀	0,0308	34,9004
nC ₄ H ₁₀	0,0005	63,9234
iC ₅ H ₁₂	0,0000	1,0557
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,1056
Total	100	100

Interprétation des résultats

Pour une charge de 130% :

- L'allure de température reste régulière.
- Les débits des deux sections gardent le même comportement des cas précédents.
- La colonne fonctionne à 62% et atteint les 52% dans les deux sections respectivement, loin de la limite d'engorgement 80%.
- Les compositions du distillat et résidu sont presque identiques au cas précédent.

IV.6.4 Taux de charge 140%

Tableau IV.20. Paramètres de sortie à 140% de la charge nominale

Paramètres	Simulation
Débit Distillat (Kgmole/h)	2210,35
Débit Résidu (Kgmole/h)	1348,16
Température de tête (°C)	55,40
Température de fond (°C)	109,9
Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h)	$23,98 \cdot 10^6$
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h)	$24,57 \cdot 10^6$

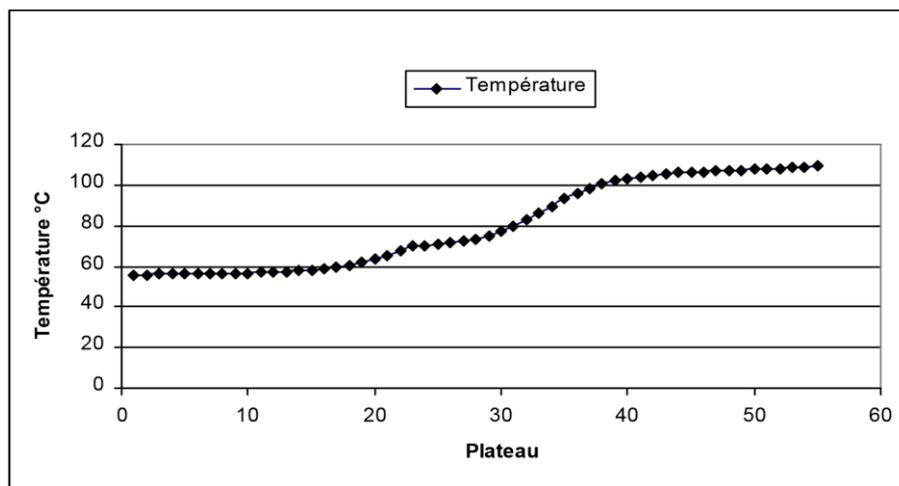


Figure IV.17. Profil de Température à 140%

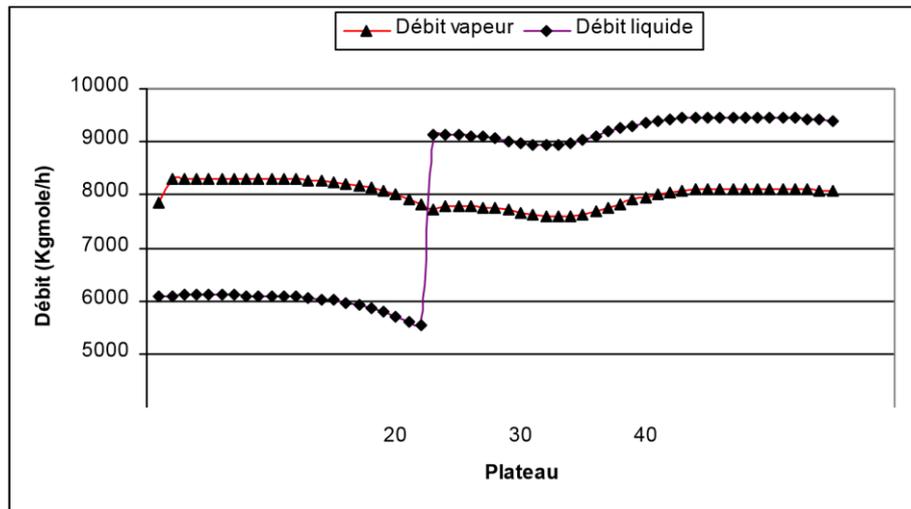


Figure IV.18. Profils de débits à 140%

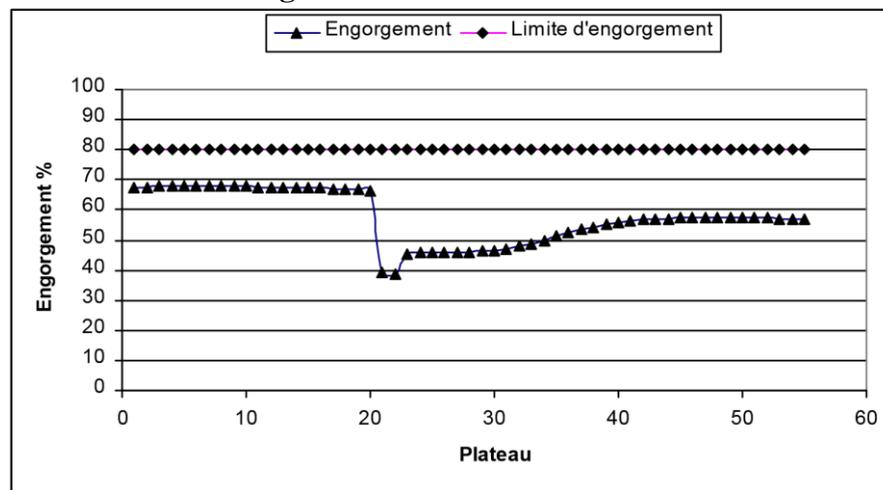


Figure IV.19. Profil d'engorgement à 140%

Tableau IV.21. Compositions molaires du distillat et résidu à 140% de la charge nominale

Constituant	% molaire Distillat	% molaire Résidu
CH ₄	0,2254	0,0000
C ₂ H ₆	2,4472	0,0000
C ₃ H ₈	97,2995	0,0148
iC ₄ H ₁₀	0,0273	34,8955
nC ₄ H ₁₀	0,0005	63,9283
iC ₅ H ₁₂	0,0000	1,0558
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,1056
Total	100	100

Interprétation des résultats

Pour une charge de 140% :

Aucun changement pour le profil de température par rapport au cas précédents.

Les débits vapeurs et liquides ne posent aucun problème dans la colonne - La colonne fonctionne à 68%, loin de l'engorgement limite 80%.

Les compositions du distillat et résidu sont presque identiques au cas précédent.

IV.6.5 Taux de charge 150%

Tableau IV.22. Paramètres de sortie à 150% de la charge nominale

Paramètres	Simulation
Débit Distillat (Kgmole/h)	2368,03
Débit Résidu (Kgmole/h)	1444,66
Température de tête (°C)	55,40
Température de fond (°C)	109,9
Quantité de chaleur dans le Condenseur (Kcal/h)	$25,88 \cdot 10^6$
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h)	$26,51 \cdot 10^6$

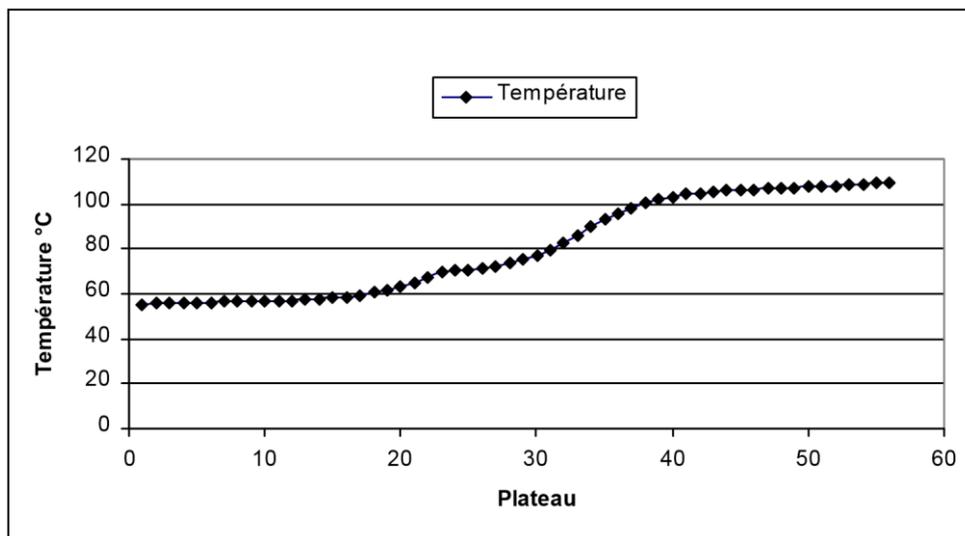


Figure IV.20. Profil de Température à 150%

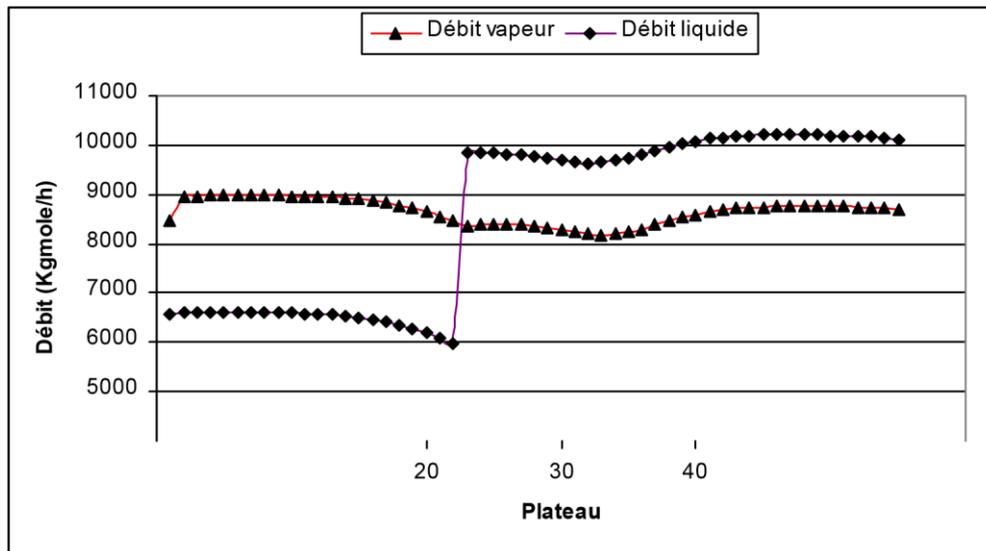


Figure IV.21. Profils de débits à 150%

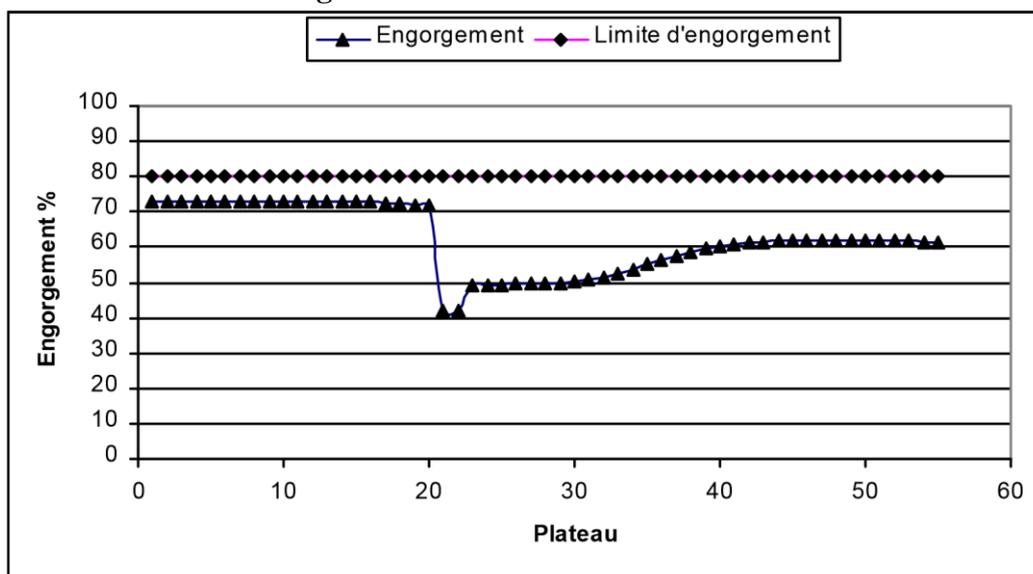


Figure IV.22. Profil d'engorgement à 150%

Interprétation des résultats

Pour une charge de 150% :

Le profil de température ne change pas d'allure le long de la colonne.

Le débit de vapeur garde le même comportement que les cas précédents. Par contre le débit du liquide passe de 6000 Kg mole/h dans la section I à 10000 Kg mole/h dans la section II.

La colonne fonctionne à 72% une valeur très proche de l'engorgement limite.

Une diminution de la fraction molaire du propane jusqu'à 96%, ce qui influe sur la qualité du produit final.

IV.7 Vérification des capacités des équipements auxiliaires

Tableau IV.23. Vérification des capacités des pompes

Équipement	Débit (m ³ /h)					
	110%	120%	130%	140%	150%	Max
Pompe d'alimentation	1535,25 (1)	1674,81 (1)	1814,38 (1)	1953,95 (1)	2093,52 (1)	3120 (2)
Pompe de reflux	428,59	467,61	506,31	545,34	529,18	865

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

Remarques

- (1) Le débit équivalent à 5 trains.
- (2) Le débit équivalent à 12 pompes, sachant qu'il existe 14 pompes de capacité de 260 m³/h de chacune (2 pompes en position stand by).

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

Équipement	Quantité d'énergie échangée (Kcal/h) . 10 ⁶					
	110%	120%	130%	140%	150%	Max
Préchauffeur n°3	0,547	0,597	0,646	0,698	0,746	3,075
Rebouilleur	19,31	21,07	22,81	24,57	<u>26,51</u>	25,23
Condenseur	18,85	20,56	22,27	23,98	<u>25,88</u>	25,23

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

IV.7. 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.

Dans ce cas on remarque que le simulateur a signalé une anomalie : « head loss under downcomers is too large » au niveau de la section II, ce qui signifie que la perte de charge à travers le déversoir est très importante, sous l'effet de l'augmentation de la charge. Autrement dit les plateaux actuels ne supportent plus le débit du liquide descendant qui est important dans cette section.

Références bibliographiques

- [1] Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z.
- [2] P. Wuithier le pétrolé, raffinage et génie chimie, Edition technip, Paris, 1972.
- [3] J. P. Wauquier, procedes de separation, Tome II, Edition Technip, 1998.
- [4] ROBERT, C. REID, J. M. PRAUSNITZ et THOMAS K. SHERWOOD, The Properties of Gases and Liquids, Third Edition.
- [5] Service laboratoire, département technique, GP1/Z.
- [6] Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage de la charge, Section 1, Volume 2.
- [7] Manuel Opérateur GP1/Z, Process, Section 2, Volume 4.
- [8] Manuel Opérateur GP1/Z, Utilités, Section 7, Volume 1.
- [9] Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage et expédition, Section 4, Volume 3.
- [10] Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux :Dimensionnement,Techniques de l'Ingénieur, J 2 623.
- [11] 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 réduire les risques d'accidents majeurs - N. Ayrault, INERIS – MEDD – 2004.
- [12] Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Technologie, Techniques de l'Ingénieur, J 2 622.
- [13] Catalogue mécanique, Section 4 Volume 1 et 2.
- [14] Support technique HYSYS.

Conclusion Générale

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

A travers notre étude, nous avons pu montrer la possibilité d'améliorer le fonctionnement du fractionnateur au niveau du complexe GP1/Z, tout en respectant les spécifications des produits et les conditions de sécurité des unités de traitement. 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 en prenant en compte la conformité des paramètres de sortie et la capacité de chaque équipement de cette section. En fonction des résultats obtenus, nous pouvons conclure que :

- La colonne est stable thermiquement pour les différents taux de charge étudié.
- La colonne fonctionne à un taux d'engorgement admissible.
- Les compositions du distillat et du résidu sont dans les normes.
- Les équipements d'échange thermique, à savoir le rebouilleur, le condenseur et le préchauffeur peuvent assurer les énergies nécessaires pour le bon fonctionnement de la section. On peut donc envisager sans crainte le fonctionnement de la colonne avec un taux de charge de 140% sans avoir problème d'instabilité, d'engorgement ou bien de diminution de la qualité des produits finis (propane et butane).

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

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