



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



N° d'ordre : M2...../GC/2022

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : Génie des procédés

Option: Génie Chimique

Thème

Etude des performances de la section de
Séparation du complexe GP1/Z

Présenté par

1-BERREKIA Ahmed

2-BENZIDANE Khaled

Soutenu le 22/06/ 2022 devant le jury composé de :

Présidente :	MEKIBES Zohra	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	BENZEKRI BENALLOU Mokhtar	MCA	Université de Mostaganem
Rapporteur :	DOUARA Nadia	MCB	Université de Mostaganem

Année Universitaire 2021/2022

Remerciements

Tout d'abord, nous voudrions exprimer nos sincères remerciements à notre encadrante, Mme Douara, qui nous a honoré de son aide pour la réalisation de ce manuscrit.

Vous trouverez ici un témoignage de notre profond respect et de notre gratitude, nous vous remercions de votre présence et de vos encouragements constants face aux petites comme aux grandes difficultés.

Nous tenons également à vous remercier pour votre relecture attentive et nos discussions sur certaines parties qui nous ont toujours amenés à approfondir les aspects théoriques et empiriques de cette thèse. Vos conseils avisés et votre soutien constant nous ont beaucoup aidés dans la réalisation de ce travail.

Aussi, nous adressons nos chaleureux remerciements au personnel du complexe GP1Z ; M. Liribi Bouabdallah Nader, M. Boukhadra Tarek, M. Setal Murad, M. Faris Ali, ainsi que toute l'équipe du MCR pour leur aide et leur bienveillance à notre égard en plus de toute l'aide qu'ils nous ont apportée. pendant notre période de formation. Nous voudrions également exprimer en particulier notre sincère gratitude et notre profonde reconnaissance à M. Benomar Bachir et M. Shergy Hamed pour leur soutien et leur présence constante à nos côtés.

Enfin, Nous adressons également nos remerciements aux membres du jury « Madame Z,MEKIBES » Maitre de conférences B à l'Université de Mostaganem et « Mr M.BENZEKRI BENALLOU » Maitre de conférences A à l'Université de Mostaganem pour avoir bien voulu évaluer ce travail et l'améliorer par leurs suggestions.

Résumé

De nos jours, la consommation du gaz de pétrole liquéfié (GPL) augmente de manière significative, ce dernier représente une source importante d'énergie considérant son bas taux de pollution comparé à celui des autres combustibles classiques. Il peut être facilement condensé, stocké et utilisé, ce qui fait de lui une énergie idéale pour une large gamme d'applications.

Pour cela, notre travail sera concentré sur l'optimisation de la section de séparation du complexe GP1/Z, et assurer le traitement des charges élevées et son influence sur la consommation d'énergie au niveau des équipements d'échange thermique et des pompes.

Donc on a procédé à une augmentation graduelle de la charge d'alimentation en se basant sur la simulation du procédé par logiciel HYSYS afin de déterminer les limites admissibles pour le fonctionnement normal de la section de séparation, en respectant chaque fois les spécifications commerciales des produits séparés ainsi que l'habilité de chaque élément de cette section.

Et en fonction des résultats obtenus on pourra conclure si on peut envisager le fonctionnement de la section de séparation avec des taux de charges élevées sans problème d'instabilité ou diminution de qualité des produits finis.

Summary

Nowadays, the consumption of liquefied petroleum gas (LPG) is increasing significantly, the latter represents an important source of energy considering its low pollution rate compared to that of other conventional fuels. It can be easily condensed, stored and used, making it ideal energy for a wide range of applications.

For this, our work will be focused on optimizing the separation section of the GP1/Z complex, and ensuring the treatment of high loads and its influence on energy consumption at the level of heat exchange equipment and pumps.

So we proceeded to a gradual increase of the feed load based on the simulation of the process by HSYS software in order to determine the admissible limits for the normal operation of the separation section, respecting each time the commercial specifications of the products. separated as well as the ability of each element of this section.

And depending on the results obtained, we can conclude if we can consider the operation of the separation section with high load rates without instability problems or reduced quality of the finished products.

ملخص

في الوقت الحاضر ، يزداد استهلاك غاز البترول المسال (LPG) بشكل كبير ، ويمثل الأخير مصدرًا مهمًا للطاقة بالنظر إلى معدل التلوث المنخفض مقارنةً بالوقود التقليدي الآخر. يمكن تكثيفها وتخزينها واستخدامها بسهولة ، مما يجعلها طاقة مثالية لمجموعة واسعة من التطبيقات.

لهذا ، سيركز عملنا على تحسين قسم الفصل لمجمع GP1 / Z ، وضمان معالجة الأحمال العالية وتأثيرها على استهلاك الطاقة على مستوى معدات ومضخات التبادل الحراري.

لذلك انتقلنا إلى زيادة تدريجية في حمل العلف بناءً على محاكاة العملية بواسطة برنامج HSYS من أجل تحديد الحدود المسموح بها للتشغيل العادي لقسم الفصل ، مع مراعاة كل مرة للمواصفات التجارية للمنتجات. حسب قدرة كل عنصر من عناصر هذا القسم.

واعتمادًا على النتائج التي تم الحصول عليها ، يمكننا أن نستنتج ما إذا كان بإمكاننا النظر في تشغيل قسم الفصل بمعدلات تحميل عالية دون مشاكل عدم الاستقرار أو انخفاض جودة المنتجات النهائية.

SOMMAIRE

Sommaire	01
Liste des Figure	03
Liste des Tableaux.....	04
Introduction générale.....	05
Chapitre I Présentation du complexe.....	06
I.1 Généralité	07
I.2 Présentation du complexe GP1/Z	07
I.2.1 Historique	07
I.2.2 Situation	08
I.2.3 Définitions.....	08
I.2.4 Procédés d'obtentions du GPL.....	08
I.2.5 Propriétés des GPL.....	09
I.2.6 Domaine d'utilisation du GPL.....	09
I.2.7 Spécifications du propane et du butane commercial.....	10
I.3 Installations du complexe	10
I.4 Organisation du complexe.....	12
I.4.1Département production	13
Chapitre II Description du procédé.....	14
II.1 Généralité	15
II.2 Définition de GPL	15
II.3 Les sources du GPL	15
II.4 Caractéristiques générales du GPL.....	15
II.5 Description du procédé.....	15
II.6 Section de stockage de GPL	16
II.7 Section déshydratation	17
II.8 Section de séparation	19
II.8.1 Fractionnateur	19
II.8.2 Dééthaniseur	21
II.8.3 Dépentaniseur	21
II.9 Section de Réfrigération	23
II.10 Section d'huile chaude	24
II.11 Zone des utilités	24
II.12 Section stockage et expédition	25
II.12.1 Section BOG (Boil- Off- Gas)	25
II.12.2 Section jetée (CN)	26
II.12.3 Section Chargement par Camion (CC)	26

Chapitre III Généralités sur les colonnes de distillation.....	27
III.1 Généralité	28
III.2 Principe de fonctionnement	28
III.2.1 Performances d'une colonne de distillation	29
III.2.2 Caractéristiques générales d'une colonne à distiller	30
III.2.3 Les Différents problèmes d'une colonne de séparation	31
III.3 Plateaux à courants croises avec trop plein	33
III.3.1 Hydrodynamique	33
III.3.2 Régimes d'écoulement	34
Problématique	35
Chapitre IV Partie simulation.....	36
IV.1 Généralités sur la simulation.....	37
IV.1.1 Logiciels de simulation des procédés	37
IV.1.2 Présentation du logiciel « HYSYS »	38
IV.1.3 Intérêt de la simulation	38
IV.2 Calcul de la colonne de fractionnement par le simulateur HYSYS	38
IV.2.1 Méthode suivie	39
IV.2.2 Choix du modèle thermodynamique	40
IV.3 Critères de base de l'étude	40
IV.3.1 Charge d'alimentation	40
IV.3.2 Qualité des produits finis	41
IV.3.3 Températures de produits finis	42
IV.3.4 Teneur d'eau dans le produit fini propane	42
IV.4 Effet des variables d'exploitation	42
IV.4.1 Température	42
IV.4.2 Pression	43
IV.4.3 Débit	43
IV.4.4 Caractéristiques des équipements	44
IV.5 Calcul de la colonne avec un taux de charge de 100 %	45
IV.5.1 Vérification du cas design	45
IV.5.2 Vérification du cas actuel	49
IV.6 Calcul de la colonne avec des taux de charges supérieures à 100 %	52
IV.6.1 Taux de charge 110%	53
IV.6.2 Taux de charge 120%	55
IV.6.3 Taux de charge 130%	57
IV.6.4 Taux de charge 140%	59
IV.6.5 Taux de charge 150%	61
IV.7 Vérification des capacités des équipements auxiliaires	63
Conclusion générale.....	64
Recommandations	65
Références bibliographiques.....	66

LISTE DES FIGURES

Figure I.1 : situation géographique.....	08
Figure I.2 : Plan du Complexe GP1-Z	11
Figure I.3 : Organigramme du complexe.....	12
Figure I.4 : Organigramme département production	12
Figure II .1 : Représentation de la section stockage de la charge GPL.....	17
Figure II.2 : schéma représentatif de la Section déshydratation.....	18
Figure II.3 : schéma représentatif du Fractionnateur.....	20
Figure II.4 : schéma représentatif du Dééthaniseur.....	22
Figure II.5 : schéma représentatif du Dépentaniseur.....	22
Figure II.6 : schéma représentatif de la Section Réfrigération.....	23
Figure II.7 : schéma représentatif de la Section d’huile chaude.....	24
Figure III.1 : Schéma représentatif de trois zones d’une colonne de distillation.....	29
Figure III.2 :Schéma représentatif d’un plateau à courant croisées avec trop plein...	33
Figure III.3.a : régime des bulles.....	34
Figure III.3.b : régime des jets.....	34
Figure III.3.c :régime des gouttes.....	34
Figure III.3.d :régime de l’émulsion.....	34
Figure IV.1 : Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement.	39
Figure IV.2 :Profil de Température Design à 100%.....	46
Figure IV.3 :Profil des débits Design à 100%.....	47
Figure IV.4 : Profil d'engorgement design à 100%.....	47
Figure IV.5 : Profil de Température actuel à 100%.....	49
Figure IV.6 : Profils des débits actuels à 100%.....	50
Figure IV.7 : Profil d'engorgement actuel à 100%.....	50
Figure IV.8 : Profil de Température à 110%.....	53
Figure IV.9 : Profils de débits à 110%.....	53
Figure IV.10 : Profil d'engorgement à 110%.....	54
Figure IV.11 : Profil de Température à 120%.....	55
Figure IV.12 :Profils de débits à 120%.....	55
Figure IV.13 : Profil d'engorgement à 120%.....	56
Figure IV.14 : Profil de Température à 130%.....	57
Figure IV.15 : Profils de débits à 130%.....	57
Figure IV.16 : Profil d'engorgement à 130%.....	58
Figure IV.17 : Profil de Température à 140%.....	59
Figure IV.18 : Profils de débits à 140%.....	59
Figure IV.19 : Profil d'engorgement à 140%.....	60
Figure IV.20 : Profil de Température à 150%.....	61
Figure IV.21 : Profils de débits à 150%.....	61
Figure IV.22 : Profil d'engorgement à 150%.....	62

LISTE DES TABLEAUX

Tableau I.1 : Les caractéristiques du propane et du butane commercial du GP1/Z.....	10
Tableau IV.1 : compositions molaires des charges d'alimentation.....	41
Tableau IV.2 : Normes NGPA.....	41
Tableau IV.3 : caractéristiques des équipements d'échange thermique.....	44
Tableau IV.4 : caractéristiques des pompes.....	44
Tableau IV.5 : Données opératoires design et actuelles.....	45
Tableau IV.6 : caractéristiques du fractionnateur.....	45
Tableau IV.7 : Paramètres de sortie dans le cas design et simulation.....	46
Tableau IV.8 : Compositions molaires du distillat dans le cas design et la simulation.....	48
Tableau IV.9 : Compositions molaires du résidu dans le cas design et la simulation.....	48
Tableau IV.10 : Paramètres de sortie dans le cas actuel et la simulation.....	49
Tableau IV.11 : Compositions molaires du distillat dans le cas actuel et la simulation.....	51
Tableau IV.12 : Compositions molaires du résidu dans le cas design et la simulation.....	51
Tableau IV.13 : Débit des charges à différent pourcentage.....	52
Tableau IV.14 : Paramètres de sortie à 110% de la charge nominale.....	53
Tableau IV.15 : Compositions molaires du distillat et résidu à 110% de la charge nominale.	54
Tableau IV. 16 : Paramètres de sortie à 120% de la charge nominale.....	55
Tableau IV.17 : Compositions molaires du distillat et résidu à 120% de la charge nominale..	56
Tableau IV.18 : Paramètres de sortie à 130% de la charge nominale.....	57
Tableau IV. 19 : Compositions molaires du distillat et résidu à 130% de la charge nominale.	58
Tableau IV.20 : Paramètres de sortie à 140% de la charge nominale.....	59
Tableau IV.21 : Compositions molaires du distillat et résidu à 140% de la charge nominale.	60
Tableau IV.22 : Paramètres de sortie à 150% de la charge nominale.....	61
Tableau IV.23 : vérification des capacités des pompes.....	63
Tableau IV.24 : vérification des capacités des équipements d'échange thermique.....	63

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 au niveau du complexe GP1Z, est d'étudier les performances de la section séparation 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 Généralité [1]

Important complexe, construit dans la zone industrielle d'ARZEW dans le but de traiter le mélange brut GPL, afin de produire du propane commercial et du butane commercial. Le contrat de construction passé avec « IHI-C-ITOH JAPON » le 11 Décembre 1978.

- L'ouverture du chantier le 10 Octobre 1980.
- L'inauguration officielle le 31 Décembre 1983.
- Le chargement du premier navire de propane réfrigéré le 20 Février 1984.
- L'extension du complexe
- Phase I le 02 septembre 1983 (quatre trains)
- Phase II le 24 Février 1998 (deux trains)
- Phase III le 24 Février 2010 (trois trains)

I.2 Présentation du complexe GP1/Z [1]

I.2.1 Historique [2]

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 Situation [1]

D'une superficie de 120 hectares, le complexe GP1.Z est situé dans la zone industrielle d'ARZEW, entre la centrale thermique (MERS EL HADJAJ) à l'EST et le complexe GNL3.Z à l'OUEST, entre la mer méditerranée et la route nationale N°11

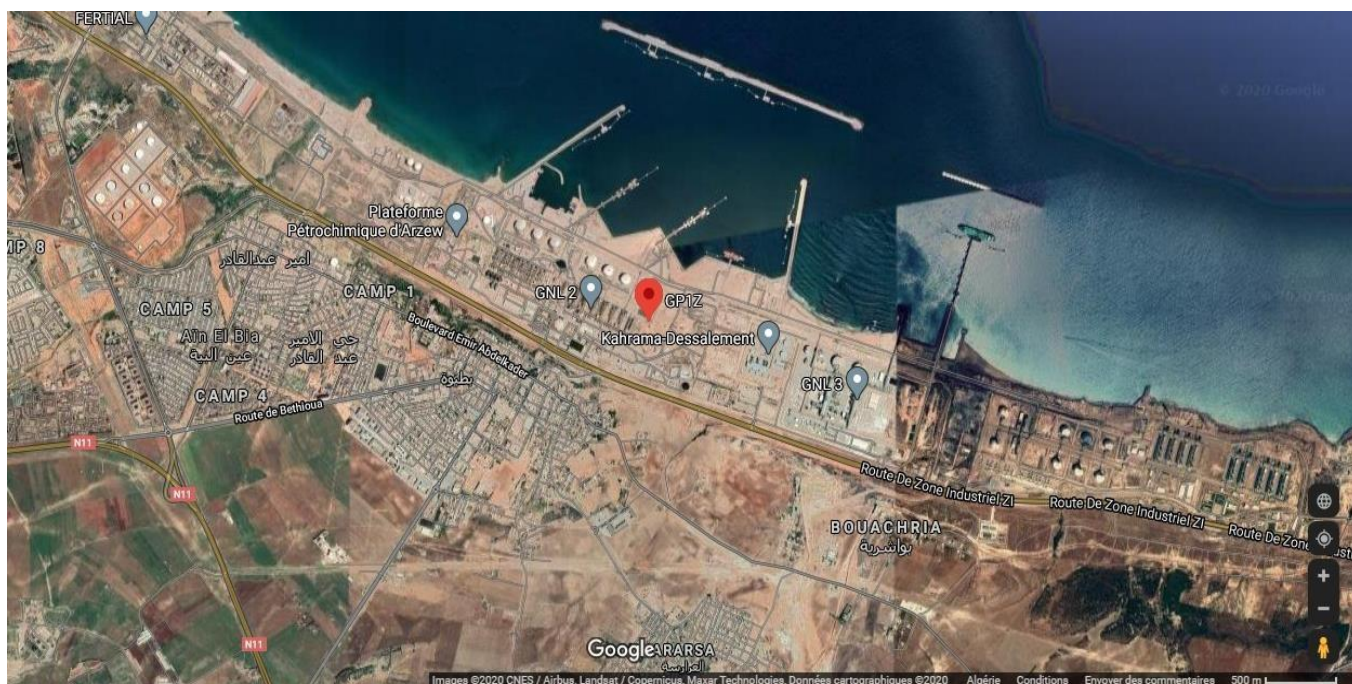


Figure I.1 : situation géographique

I.2.3 Définitions [3]

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

I.2.4 Procédés d'obtentions du GPL [3]

Les gaz de pétrole liquéfiés sont obtenus principalement à partir :

- Des raffineries de pétrole brut ; soit au cours de la distillation de pétrole brut soit lors du cracking ou du reforming des produits plus lourds.

- Au cours des séparations de l'essence du gaz naturel (GN) dans le but de recueillir les condensats (propane, butane, essences légers).
- Lors de la récupération directe des gaz séparés du brut dans les champs de production (gaz associés au pétrole).

I.2.5 Propriétés des GPL [4]

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

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

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

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

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

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

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

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

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

I.2.6 Domaine d'utilisation du GPL [3]

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

Parmi les utilisations des **GPL**, on peut citer :

a) Applications domestiques

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

- Le chauffage
- La climatisation

b) Le GPL/C (carburant)

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

I.2.7 Spécifications du propane et du butane commercial [5]

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

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

Caractéristiques	Le propane	Le butane	Méthodes d'analyses (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/cm²)	12,7	3,1	ASTMD 2598-1267
Teneur en eau	Absence d'eau	Absence d'eau	ASTMD 2713-76
Point d'ébullition à 760 mm Hg (°C)	- 40	0	ASTM D 1837

I.3 Installations du complexe [1]

- 22 Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000 m³ chacune.
- 09 trains de traitement du GPL.
- 04 Unités de reliquéfaction du gaz évaporé.
- 04 Bacs de stockage de propane basse température de 70000m³ chacun.

- 04 Bacs de stockage de butane basse température de 70000 m³ chacun.
- 04 Sphères de stockage de produits à température ambiante de 500m³ chacune.
- 01 Sphère de stockage gazoline.
- 05 Salles de contrôle.
- 06 Générateurs assurant l'énergie de secours du complexe.
- 02 Quais de chargement (D1 et M6) pouvant recevoir des navires d'une capacité variante entre 4000 et 5000 tonnes.
- Une rampe de chargement decamions.
- Une station de pompage d'eau de mer pour le réseau d'incendie.
- 02 stations électriques alimentées par SONELGAZ.

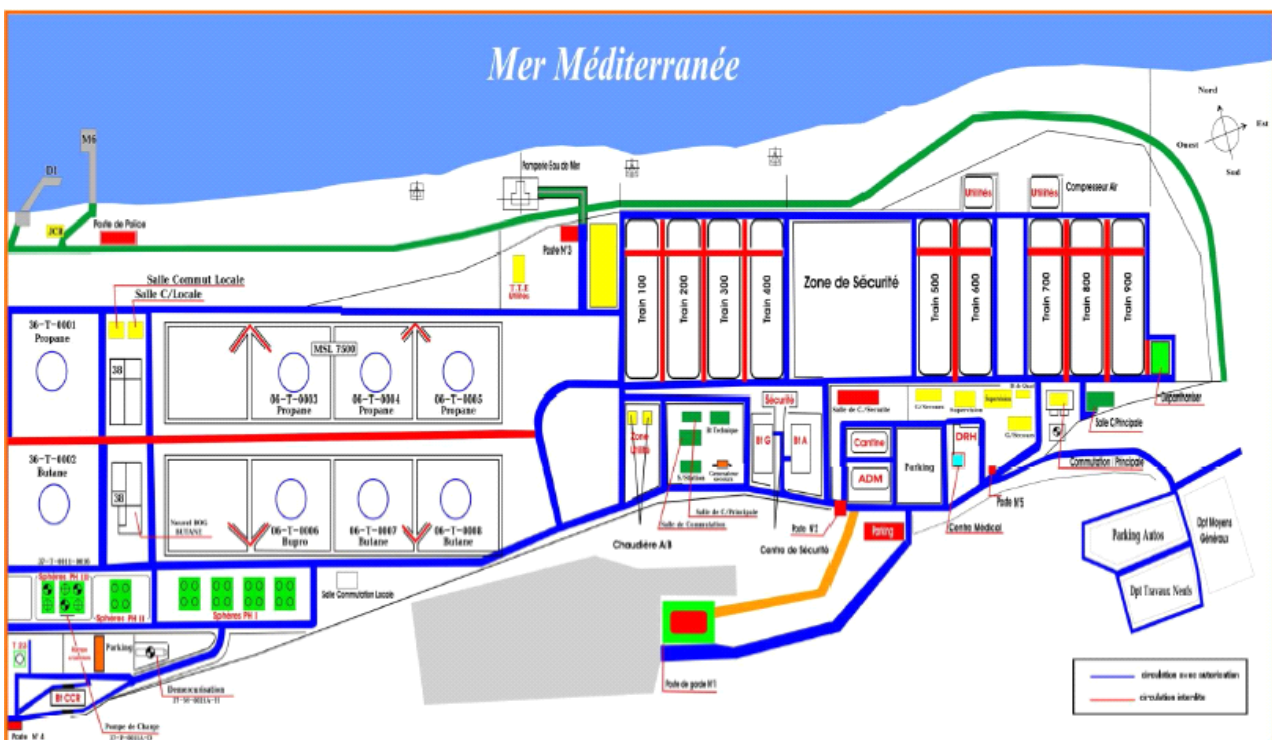


Figure I.2 : Plan du complexe GP1Z

I.4 Organisation du complexe [1]

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

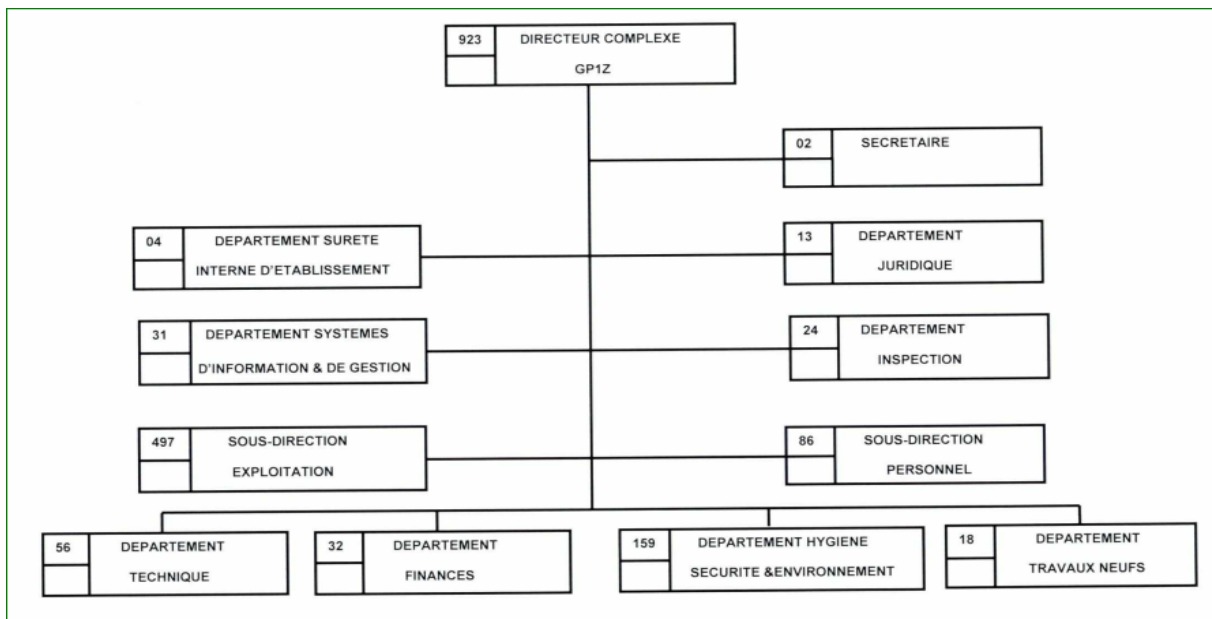


Figure I.3 : Organigramme du complexe

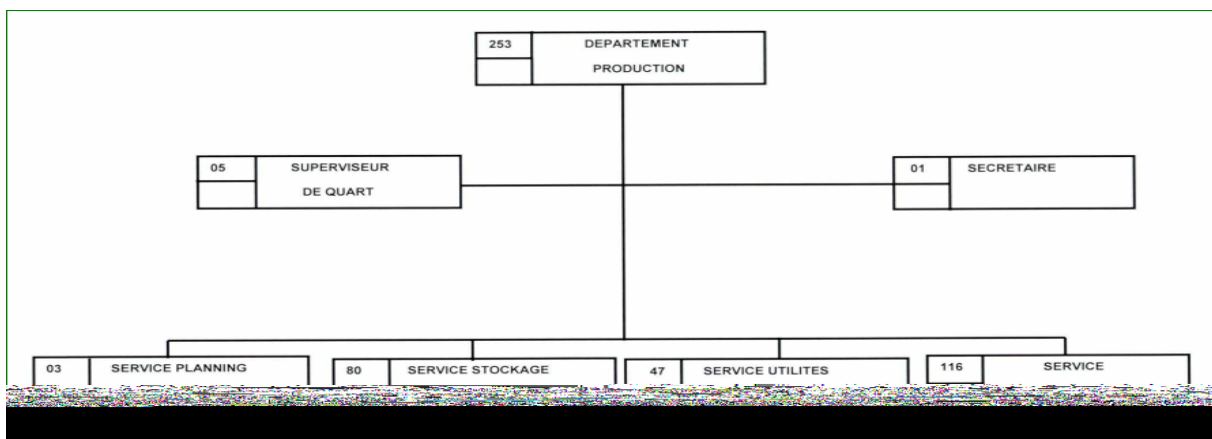


Figure I.4 : Organigramme département production

I.4.1Département production [1]

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

A) **Service utilités [8]** : s'occupe de la production et fournir l'énergies neccesaire pour le fonctionnement de l'usine

B) **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.

C) **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.

D) **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.



Chapitre II

Description du procédé

II.1 Généralité [1]

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

II.2 Définition de GPL [2]

Le gaz de pétrole liquéfié est un mélange gazeux composé essentiellement de Butane et propane à température ambiante et pression atmosphérique, mais il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses (4 -18 bars).

II.3 Les sources du GPL [2]

Les gaz de pétrole liquéfiés sont obtenus principalement :

- Dans les raffineries de pétrole, en cours de la distillation du pétrole brut.
- Au cours des opérations de dégazolinage du gaz naturel sur les champs de production, pour obtenir les produits condensables butane et propane.

II.4 Caractéristiques générales du GPL [3]

Caractéristique	Propane	Butane
Odeur	Inodore	Inodore
Tension de vapeur à 20°C	8 bars	2 bars
Température d'ébullition à 1 atm	-42°C	-6°C
Densité	une fois et demie plus lourd que l'air	deux fois plus lourd que l'air
Pouvoir calorifique	22506	29460 (i-C ₄) ; 29622 (n-C ₄)

II.5 Description du procédé [1]

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

II.6 Section de stockage de GPL [6]

Cette section (figure 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.

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 Nouss). Elle est acheminée vers le stockage à l'aide d'un pipe de 24". Avant le stockage le GPL brut passe d'abord par un collecteur équipé par un contrôleur de pression permettant le maintien d'une pression de service stable puis traverse des filtres chacun muni PDI ($\Delta P=0,5$) afin de signaler l'encrassement.

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

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

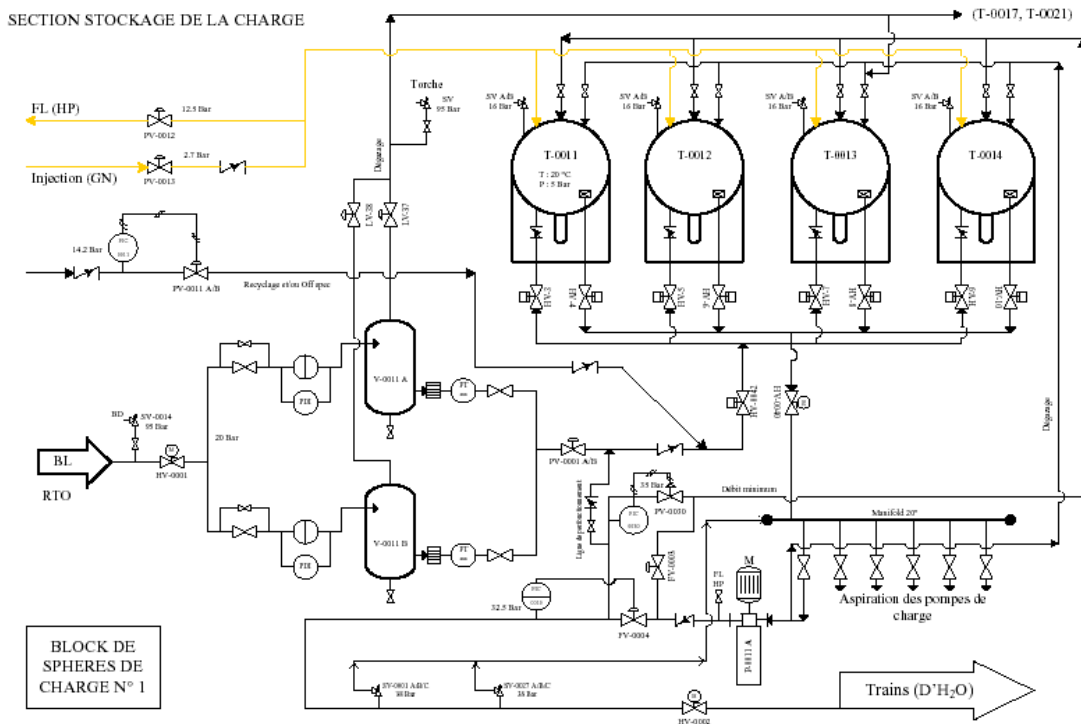


Figure II .1 : Représentation de la section stockage de la charge GPL

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.7 Section déshydratation [7]

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 sècheur 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 sècheur passe automatiquement en régénération.

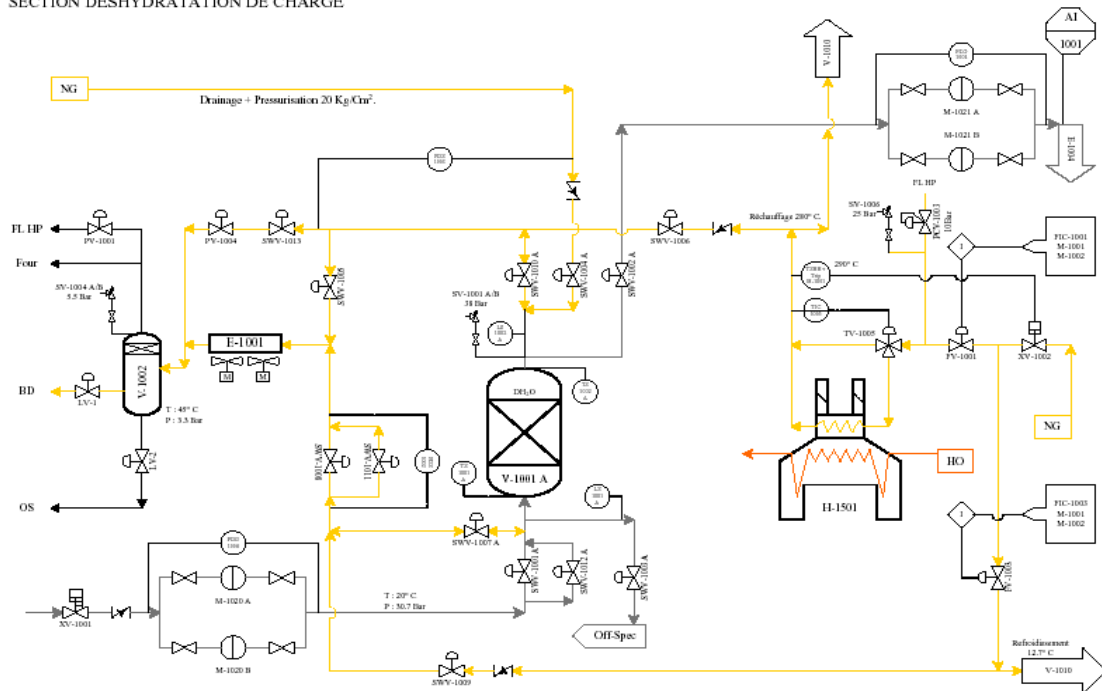


Figure II.2 : Schéma représentatif de la Section déshydratation

La régénération passe par les séquences suivantes :

- **Drainage (durée 1h)** : La vidange du sécheur se fait par l'injection du gaz naturel sous une pression de **20 kg/cm²**. Le GPL restant est acheminé vers les sphères de charge.
- **Dépressurisation (durée 30 mn)**: 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 (durée 11h)** : Le réchauffage se fait par le GN chauffé dans le four à une température de **280°C**. Il passe dans le sécheur de haut en bas pour évaporer l'eau contenue dans les tamis moléculaires.
- **Refroidissement (durée 5h)** : Le secteur étant chaud après la séquence de réchauffage, il est refroidi par le GN porté à une température de 12 à 45 °C et une pression de **3kg/cm²**.
- **Pressurisation (durée 30 min)** : Avant le remplissage de la colonne par le GPL, il faut atteindre une pression de service de **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.8 Section de séparation [7]

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

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

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

Lorsque le rapport $C2/(C2 + C3)$ est égal ou supérieur à 4,8% mole, le 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.8.1 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.

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.

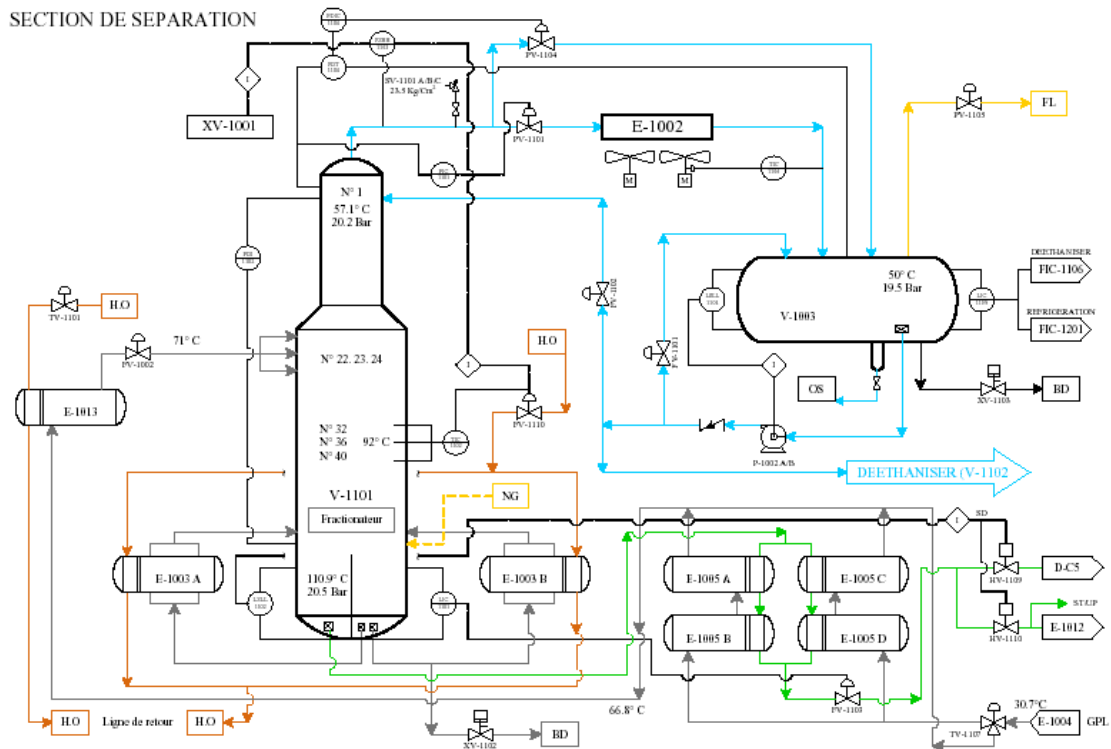


Figure II.3 : Schéma représentatif du fractionnateur

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

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

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

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

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

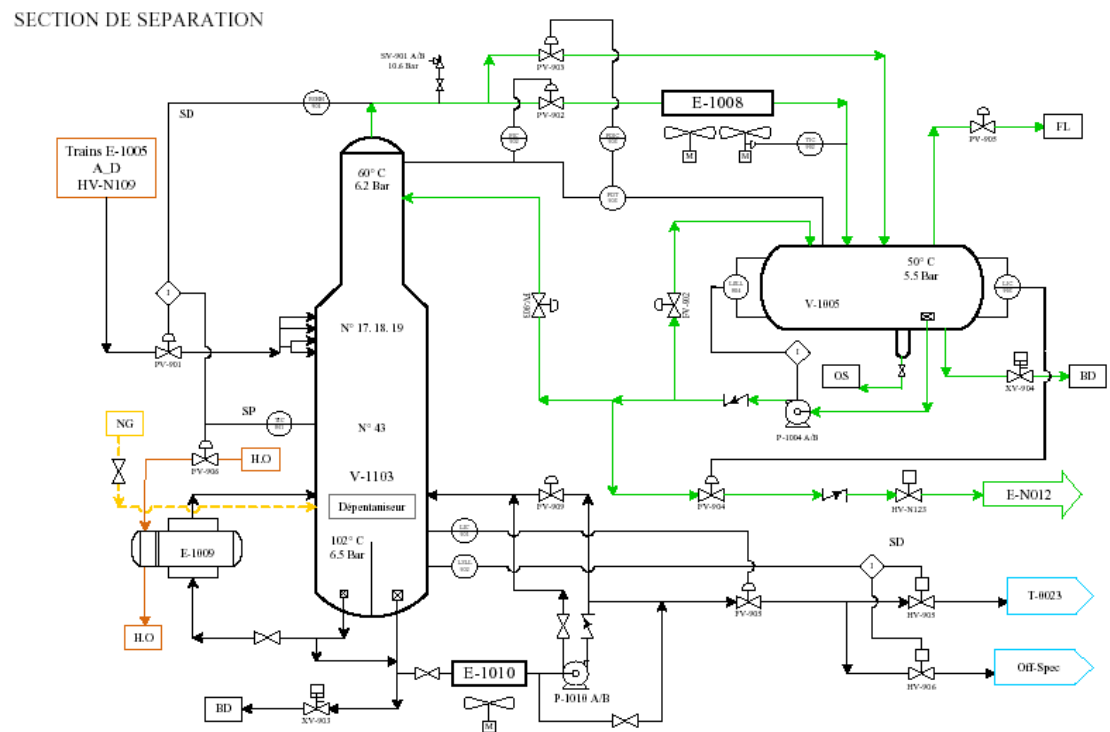
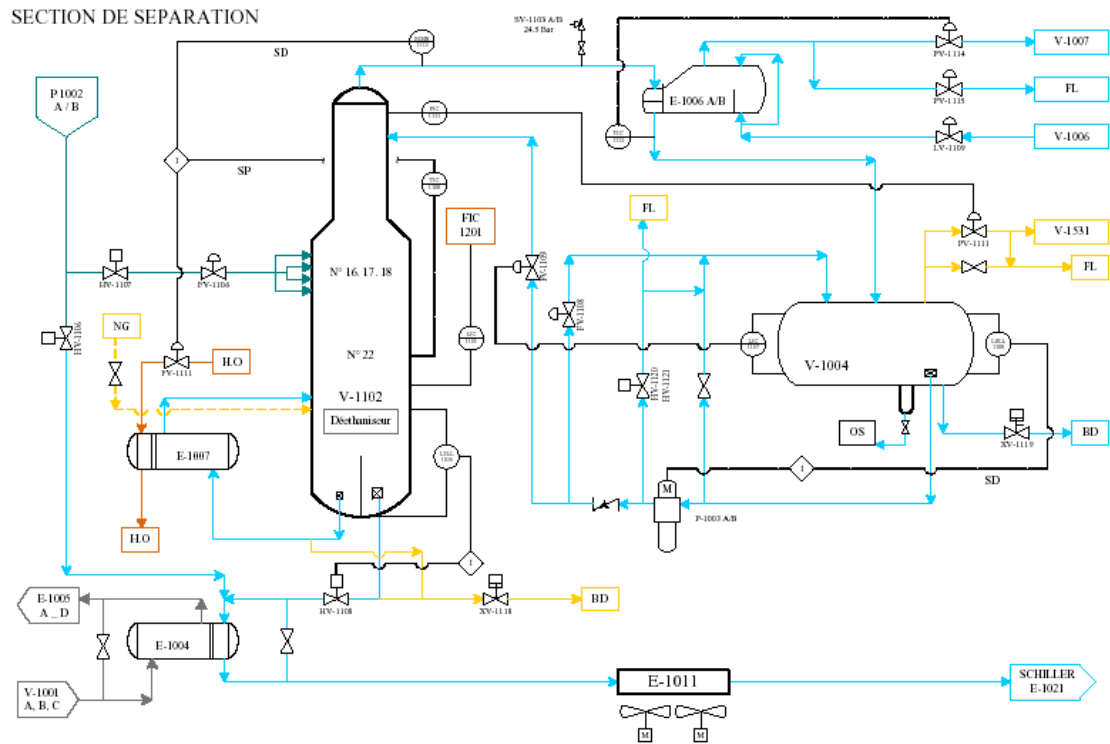
Le liquide au fond du fractionnateur représente essentiellement un butane à teneur variable en pentane. En fonction de la teneur en pentane de la charge, le butane peut subir une dépentanisations ou non. En fonctionnement normal, le dépentaniseur n'est pas nécessaire. Ce qui explique le nombre faible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

II.8.2 Dééthaniseur

Afin de produire du propane commercial plus au moins pur les produits de tête de la colonne de fractionnement alimentent le dééthaniseur (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 aérorefrigerants 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 dééthaniseur est utilisé comme combustible du four.

II.8.3 Dépentaniseur

Il existe deux Dépentaniseurs (fig. II.5) communs pour les 09 trains. Le rôle d'un dépentaniseur 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 Dépentaniseur, mélangé au reste du butane non dépentanisé est envoyé à la section de réfrigération. Le pentane recueilli du fond du Dépentaniseur sera refroidi par aéroréfrigérant, et envoyé vers le stockage ambiant, cette opération est souvent by-passée, car la charge de GPL arrive avec une très faible teneur en pentane.



II.9 Section de Réfrigération [7]

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 aérorefrigérant.

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

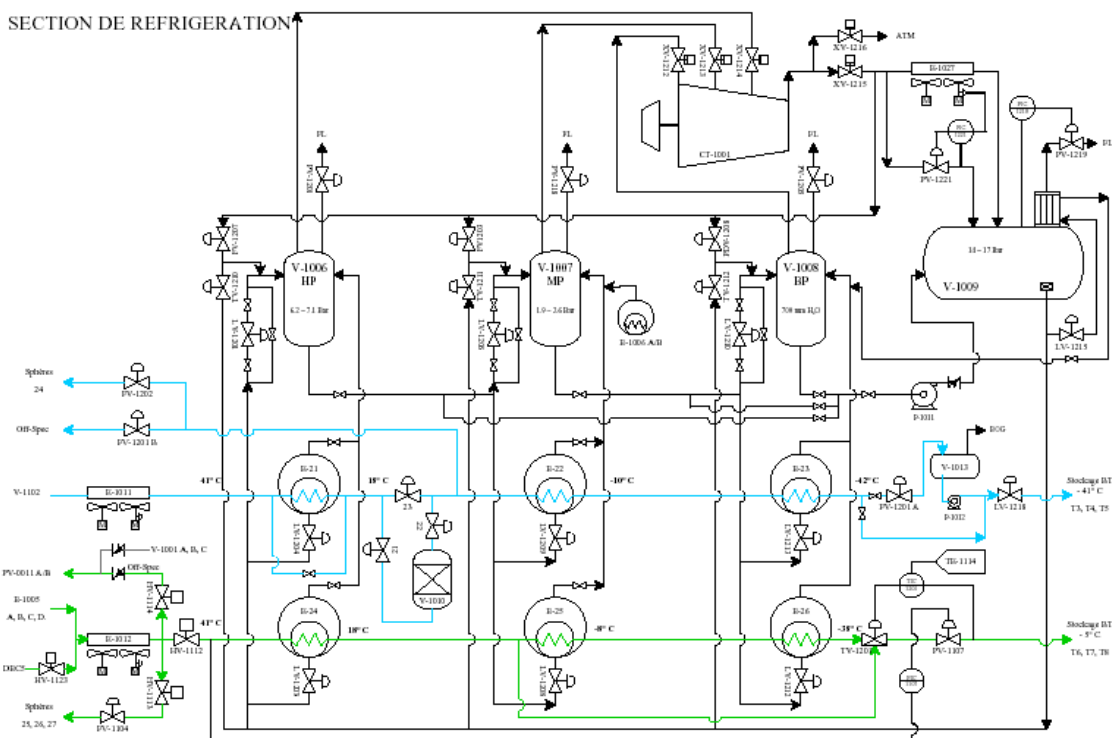


Figure II.6 : schéma représentatif de la Section Réfrigération

II.10 Section d'huile chaude [7]

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

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

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

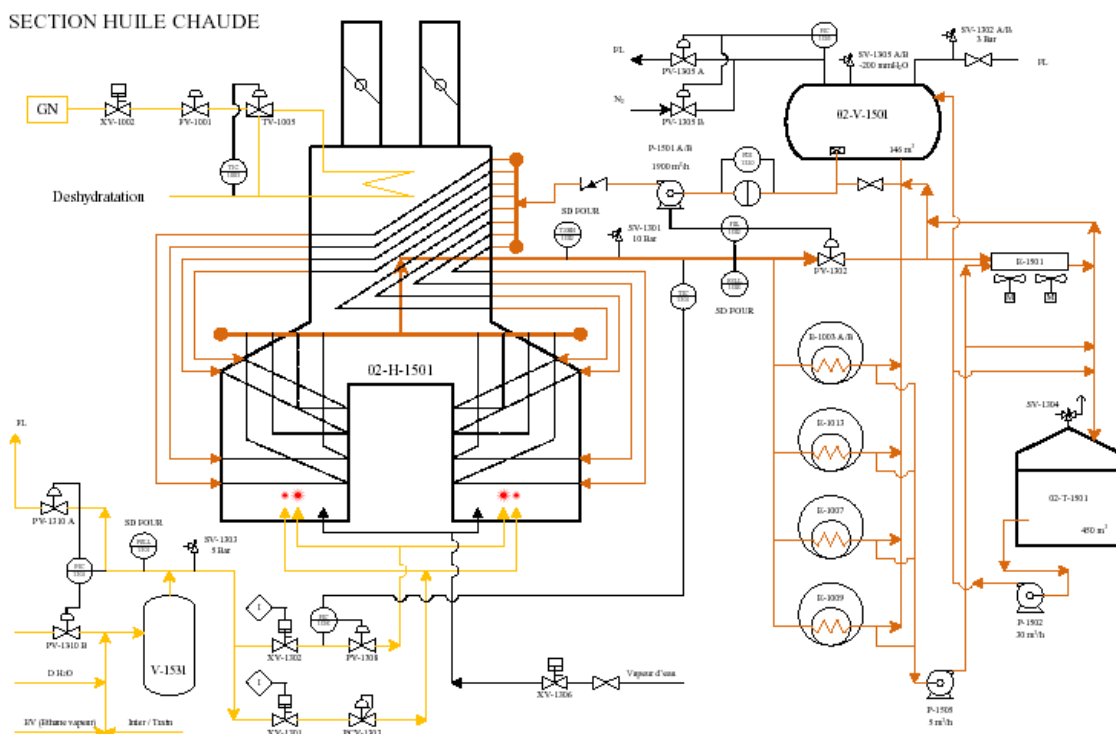


Figure II.7 : schéma représentatif de la Section d'huile chaude

II.11 Zone des utilités [8]

Elle alimente les divers zones de production en :

- **Fuel** (gaz naturel) : utilisé comme combustible.
- **Air** : elle est divisée en deux :
 - ✓ **Air instrument** : C'est de l'air séché après enlèvement de l'humidité, destiné à la manipulation des boucles de régulation (vanne pneumatique).
 - ✓ **Air service** : sert au nettoyage et entretien des équipements.

- **Vapeur** : elle est produite 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 circuits :
 - ✓ 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.12 Section stockage et expédition [9]

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

- **Section de stockage à basse température** : (marché international)
 - Trois (3) 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.12.1 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.12.2 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.12.3 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.



Chapitre III

Généralités sur les colonnes de distillation

III.1 Généralité [10]

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 [10][11]

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 (Figure 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.

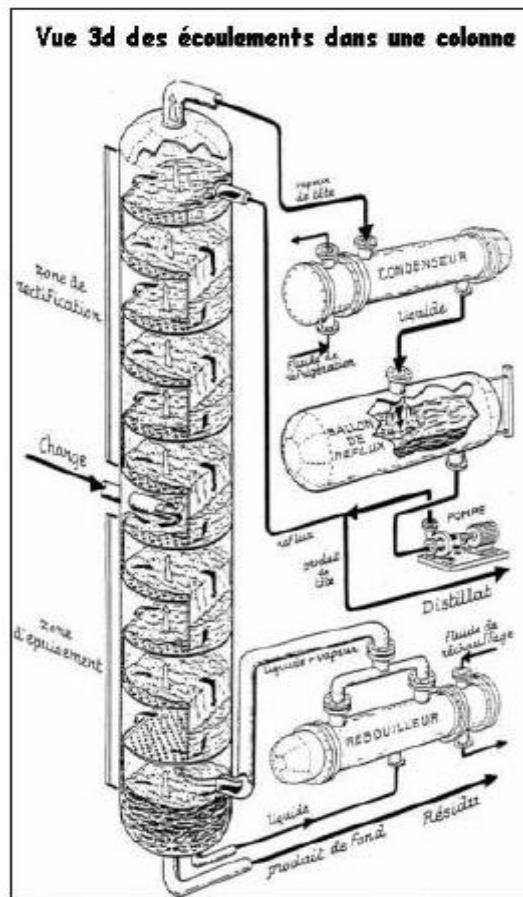


Figure III.1 : Schéma représentatif de trois zones d'une colonne de distillation

III.2.1 Performances d'une colonne de distillation [11]

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 [11]

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).

$$HEPT = h/n \dots\dots\dots (1)$$

III.2.3 Les Différents problèmes d'une colonne de séparation [11][12]

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

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

a) Le moussage (foaming)

La formation de mousse par l'agitation et la turbulence sur le plateau est désirable, elle augmente la surface interfaciale entre le liquide et la vapeur. La mousse a une tendance de prendre du temps (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 :

i) 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.

ii) 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 [12]

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 (Figure 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.

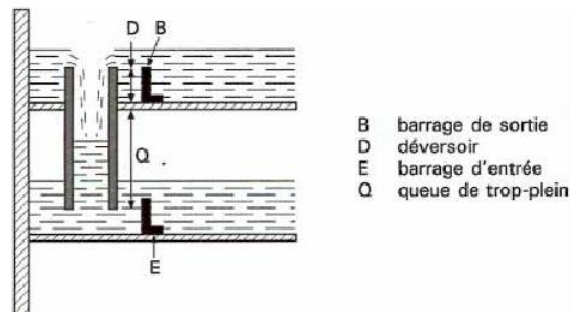


Figure III.2 : Schéma représentatif d'un plateau à courant croisés avec trop plein.

III.3.2 Régimes d'écoulement [12]

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 (Figure III.3.a).

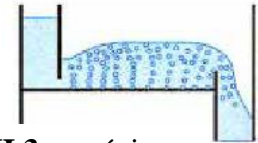


Figure III.3.a : régime

(a) régime des bulles

b) Régime des jets (*mixed froth regime*) :

C'est un écoulement très turbulent, le mélange biphasique comprend à la fois des bulles dispersées dans le liquide et des jets de liquide dans la phase vapeur (Figure III.3.b).



Figure III.3.b : régime

(b) régime des jets

d) 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 (Figure III.3.c).

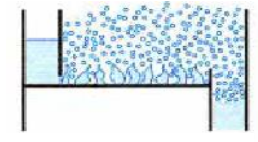


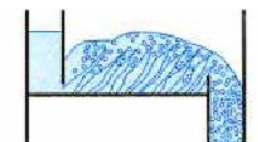
Figure III.3.c : régime

(c)

e) Régime de l'émulsion (*emulsion 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 (Figure III.3.d).

Figure III.3.d : régime de



(d) régime de l'émulsion

Problématique

Dans ce volet pratique, nous avons essayé d'étudier un cas concret dans le milieu industriel, il s'agit d'une étude sur la possibilité d'augmenter le taux de charge jusqu'à 140% dans l'unité de fractionnement au niveau du complexe GP1Z.

En effet, la première phase du complexe est en service depuis décembre 1983, durant toute cette période, ses 4 trains n'ont subi aucune rénovation, ce qui a provoqué des défaillances de quelques équipements influençant de ce fait le bon fonctionnement de l'ensemble des sections, ceci a eu un impact sur la dégradation de la qualité des produits finis.

Dans ce cadre, nous avons proposé cette étude pour assurer le traitement des charges élevées, pour couvrir la demande du marché.

Afin de bien mener notre étude, nous avons jugé utile de procéder comme suit :

- ✎ Une simulation du procédé avec des paramètres design et la comparaison des résultats du simulateur avec ceux calculés par le designer pour vérifier l'exactitude de la simulation, en utilisant deux modèles thermodynamiques SRK et PR.
- ✎ Une simulation avec les paramètres actuels de fonctionnement et la comparaison des résultats avec les paramètres de sortie de la colonne.
- ✎ L'augmentation graduelle de la charge d'alimentation jusqu'à arriver aux limites admissibles, en respectant chaque fois les spécifications commerciales des produits séparés ainsi que l'habilité de chaque élément de cette section.
- ✎ Conclusion et recommandations.



Chapitre IV

Partie simulation

IV.1 Généralités sur la simulation [14]

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 » [14]

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.

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 colonne de fractionnement par le simulateur HYSYS

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

Figure IV.1 représente la simulation de la colonne de fractionnement. L'installation est identique pour les neuf trains au niveau du complexe.

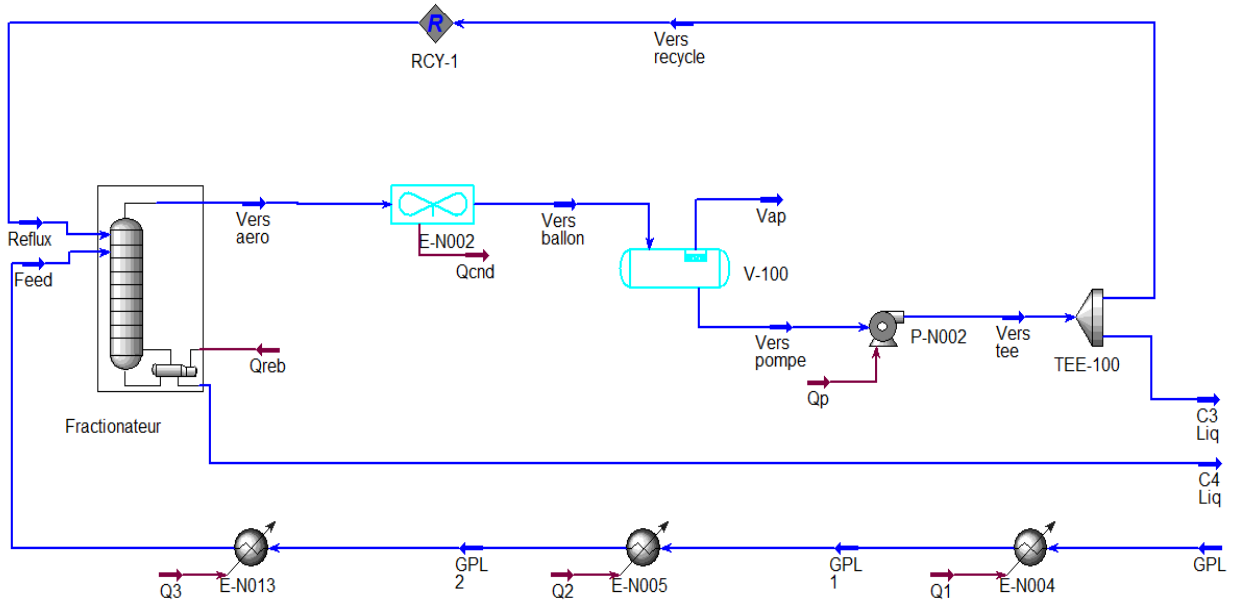


Figure IV.1 : Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement.

IV.2.1 Méthode suivie

Le Calcul consiste à fixer les données suivantes :

- Données de l'alimentation :
 - Débit de l'alimentation (m^3/h).
 - Composition (% molaire).
 - Température ($^{\circ}C$).
 - Pression (kg/cm^2).

- Données de la Colonne :
 - 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 de la colonne : Tête, Distillat, Reflux, Fond et Résidu.
 - La Puissance du Condenseur de tête.
 - La Puissance du rebouilleur.
 - La composition des produits de tête et fond de la colonne.
 - Le profil de température le long de la colonne.
 - Les des débits, vapeur et liquide, le long de la colonne.
 - Le profil de l'engorgement le long de la colonne.

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 les deux modèles thermodynamiques les plus utilisés pour les mélanges d'hydrocarbures ; Peng Robinson (PR) et Soave Redlich Kwong (SRK), afin de comparer entre les différents modèles basés sur les équations d'états et choisir le modèle le plus proche.

IV.3 Critères de base de l'étude [7]

IV.3.1 Charge d'alimentation

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

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

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

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

Constituant	Composition molaire charge N°13	Composition molaire charge actuelle
CH ₄	0,002	0,3300
C ₂ H ₆	2,009	1,5300
C ₃ H ₈	52,512	60,9300
iC ₄ H ₁₀	16,751	12,6500
nC ₄ H ₁₀	28,258	24,1900
iC ₅ H ₁₂	0,308	0,3300
nC ₅ H ₁₂	0,160	0,0400
Total	100,000	100,000

Remarque : La teneur en eau dans la charge de GPL brute est de 100 ppm poids.

IV.3.2 Qualité des produits finis

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

Tableau IV.2 : Normes NGPA

Les normes	La teneur (% molaire)
La teneur maximale de l'éthane dans le propane	4,8
La teneur maximale de butane dans le propane	2,2
La teneur maximale de propane dans le butane	25
La teneur maximale de pentane dans le butane	1,75
La teneur maximale de butane dans le pentane	10
La teneur maximale de propane dans le éthane	12

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

Propane commercial

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

Butane commercial

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

Ethane vers four

- Propane $\leq 12,00$ % molaire

IV.3.3 Températures de produits finis

- Propane commercial sortie train : -38 °C
- Butane commercial sortie train : -06 °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 Effet des variables d'exploitation [7]

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

IV.4.1 Température

a. Alimentation : Le point de consigne de l'alimentation doit être maintenu constant à $74,5^{\circ}$ C, si bien que l'alimentation vers la colonne se fait à proximité de son point de bulle.

b. Plateau sensible : Lors de l'étude de la colonne, il ressort que le 36^{ème} plateau est le plateau le plus sensible. Pour assurer le taux de récupération avec toutes les charges possibles la température de ce plateau devrait être réglé à 96 °C. Ce dernier contrôle le taux de rebouillage dans le fractionnateur et en particulier la teneur en propane du produit de fond, ainsi que le taux de reflux.

c. Sorties de la colonne : La température consigne normale pour la tête de la colonne est de 57,1 °C, et celle du fond de colonne est 110,9 °C. Ces valeurs peuvent être modifiées légèrement mais ne devront pas être inférieures à 50° C pour la tête et 96 ,9 °C pour le fond.

IV.4.2 Pression

a. Pression de la colonne : Le fractionnateur est conçu pour fonctionner à une pression fixe de 20,2 Kg/cm², avec une différence de pression entre le fond et la tête de la colonne de 0,3 à 0,4 Kg/cm² ou moins. Des lectures supérieures seraient un signe de surcharge ou même d'engorgement.

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

IV.4.3 Débit

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

b. Reflux de tête : pendant le fonctionnement normal, le débit de reflux devrait être maintenu constant à 230,6 T/h, soit 518 m³/h. Afin de garantir le taux de récupération voulu du propane et du butane avec toutes les sources de charge possible.

IV.4.4 Caractéristiques des équipements [13]

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

Tableau IV.3: caractéristiques des équipements d'échange thermique

Repère	Service	Type	Fluide	Pression kg/cm ²	Température (° C)	Capacité maximale d'échange (kcal/h)
02-E- N002	Condenseur de tête fractionnateur	Aéro- condenseur	Propane	20	57,4 ~ 50	25,23 . 10 ⁶
02-E- N003 A/B	Rebouilleur fractionnateur	Calandre Tube	Butane Hot oil	20,5 5 ~ 3	110 ~ 111 180 ~ 130	25,23 . 10 ⁶
02-E- N004	Préchauffeur N° 1	Calandre Tube	Charge GPL Propane	28,5 21,9	5 ~ 20,4 61 ~ 43,2	1,198 . 10 ⁶
02-E- N005	Préchauffeur N° 2	Calandre Tube	Charge GPL Butane	27,7 20,3	19,4 ~ 67,7 109 ~ 40,6	3,693 . 10 ⁶
02-E- N013 A/B/C/D	Préchauffeur N° 3	Calandre Tube	Charge GPL Hot oil	25,6 3,4	66 ~ 71,1 180 ~ 130	3,075 . 10 ⁶

Tableau IV.4: caractéristiques des pompes

Repère	Service	Type	Fluide	Pression kg/cm ²	Température (° C)	Débit max (kmole/h)
07-P-0011	Pompe d'alimentation	Centrifug e	Charge GPL	2,75 ~ 34,1	5 – 45	3800
02-P-N002 A/B	Pompe de reflux du fractionnateur	Centrifug e	Charge GPL	19,5 ~ 25	50 ~ 57	8650

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

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

Tableau IV.5 : Données opératoires design et actuelles

Paramètres	Design	Actuel
Débit Alimentation (kmole/h)	2541,8	2613,44
Débit de reflux (kmole/h)	5291,23	4131,10
Température Alimentation (°C)	74,5	71
Pression au sommet (kg/cm ²)	21,2	20,2
Pression dans le rebouilleur (kg/cm ²)	21,6	20,6
Température du plateau sensible (°C)	96	74
Température de reflux (°C)	50	48

Les caractéristiques du fractionnateur sont données dans le tableau suivant :

Tableau IV.6 : caractéristiques du fractionnateur

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

IV.5.1 Vérification du cas design

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

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

Paramètres	Design	Simulation par PR	Simulation par SRK
Débit Distillat (kmole/h)	1376,73	1400,4	1400,4
Débit Résidu (kmole/h)	1164,87	1168,4	1168,4
Température de tête (°C)	57,1	57,28	56,83
Température de fond (°C)	110,9	112,15	111,62
Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h) (10^6)	19,95	19,93	19,95
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h) (10^6)	21,08	20,73	20,72

D'après les résultats obtenus, on constate que les deux modèles thermo-dynamiques 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**

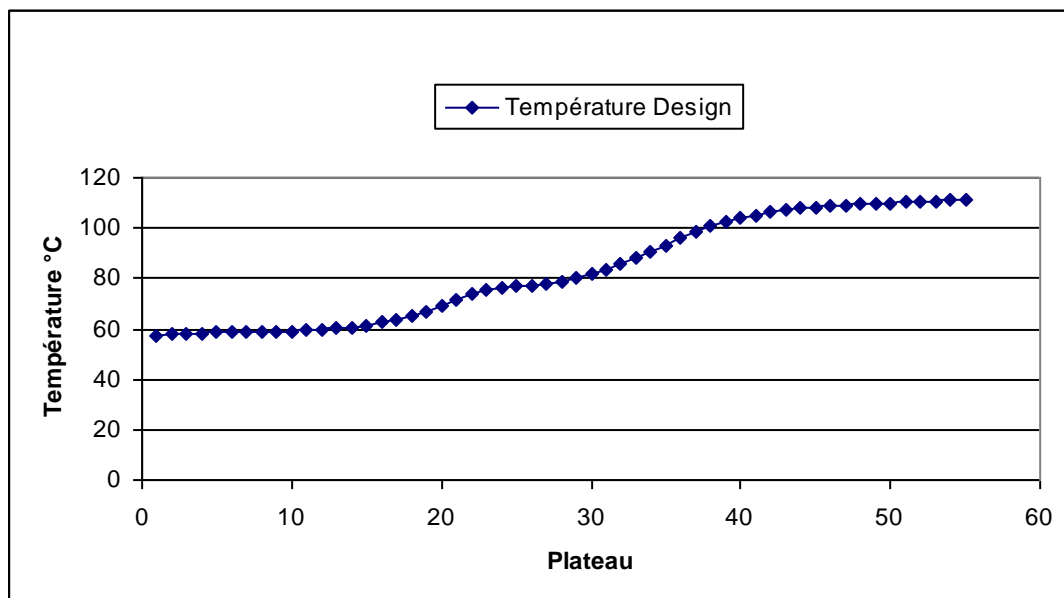


Figure IV.2 : Profil de Température Design à 100%

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

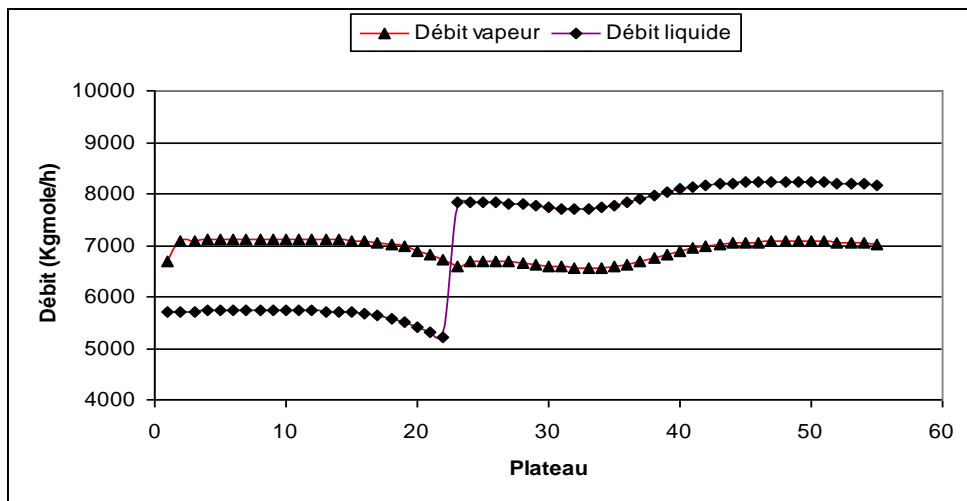


Figure IV.3 : Profil des débits Design à 100%

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 apport au débit de vapeur, du faite que l'alimentation est un liquide bouillant.

- L'engorgement

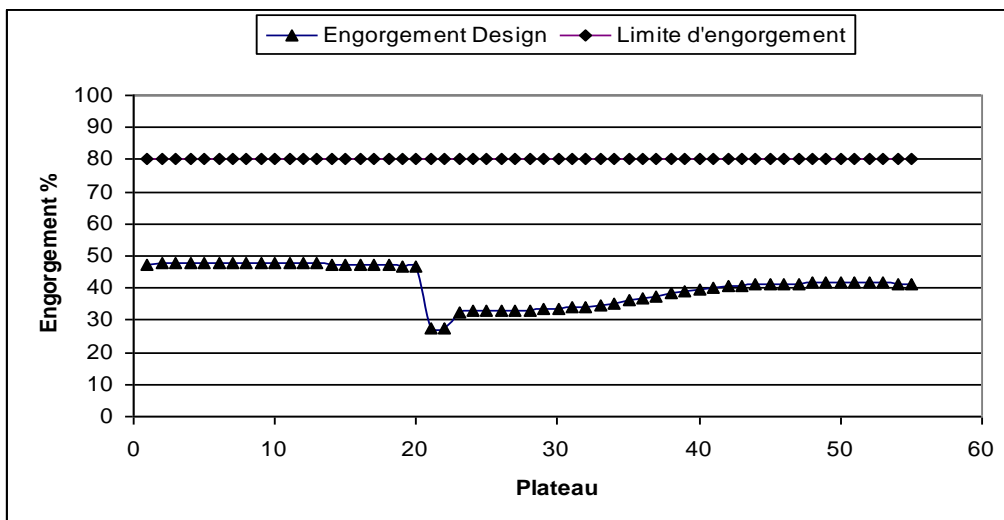


Figure IV.4: Profil d'engorgement design à 100%

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
CH ₄	0,0000	0,0036
C ₂ H ₆	3,7100	3,6781
C ₃ H ₈	96,1000	96,3154
iC ₄ H ₁₀	0,1700	0,0029
nC ₄ H ₁₀	0,0200	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	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
CH ₄	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,9900	0,0218
iC ₄ H ₁₀	36,3500	36,8234
nC ₄ H ₁₀	61,6400	62,1259
iC ₅ H ₁₂	0,6700	0,6771
nC ₅ H ₁₂	0,3500	0,3518
Total	100	100

L'erreur entre la composition du résidu calculée par simulation et celle donnée par le constructeur est minime.

Conclusion

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
Débit Distillat (kmole/h)	1592,45	1635,00
Débit Résidu (kmole/h)	1020,98	970,44
Température de tête (°C)	56,41	54,73
Température de fond (°C)	111,9	109,29
Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h)	19,08. 10 ⁶	17,61 . 10 ⁶
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h)	19,51. 10 ⁶	17,92 . 10 ⁶

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**

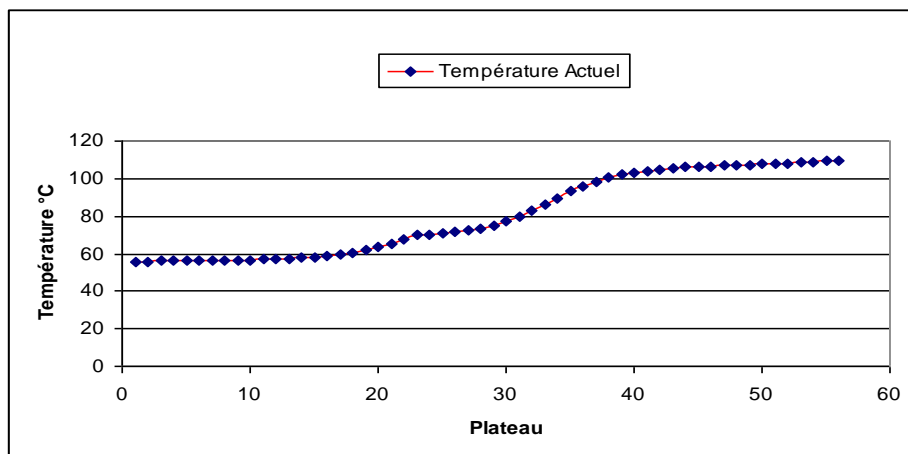


Figure IV.5: Profil de Température actuel à 100%

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

- **Les débits**

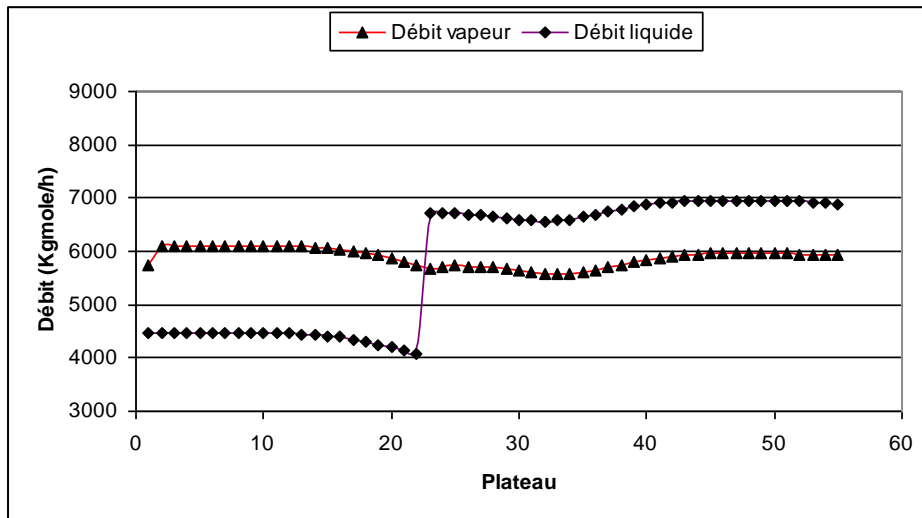


Figure IV.6 : Profils des débits actuels à 100%

Les profils des débit 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**

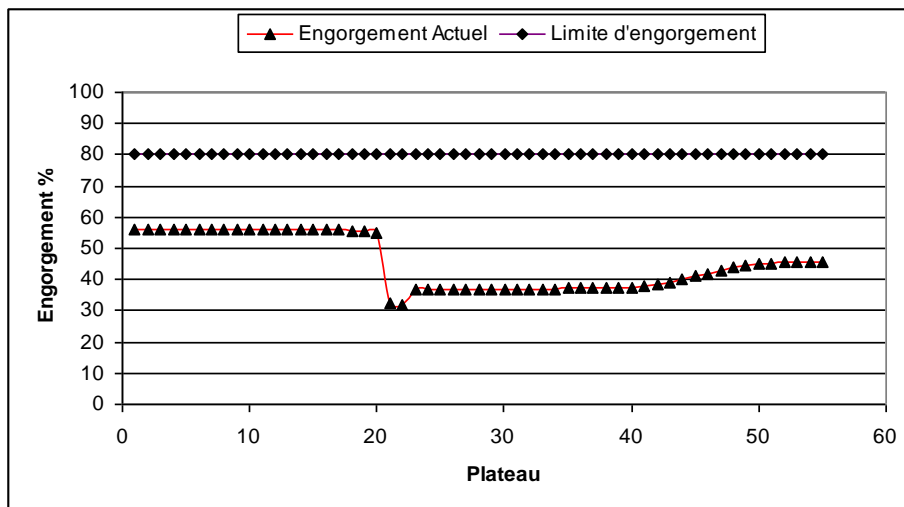


Figure IV.7: Profil d'engorgement actuel à 100%

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
CH ₄	0,14	0,5260
C ₂ H ₆	2,37	2,4389
C ₃ H ₈	97,34	97,0238
iC ₄ H ₁₀	0,11	0,0110
nC ₄ H ₁₀	0,04	0,0002
iC ₅ H ₁₂	0,00	0,0000
nC ₅ H ₁₂	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
CH ₄	0,00	0,0000
C ₂ H ₆	0,00	0,0000
C ₃ H ₈	0,1200	0,1686
iC ₄ H ₁₀	34,7100	33,8961
nC ₄ H ₁₀	64,0900	64,9420
iC ₅ H ₁₂	0,9800	0,8860
nC ₅ H ₁₂	0,1000	0,1074
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%.

Conclusion

Les résultats obtenus par le simulateur dans ce cas réel renforcent la validité de cette simulation. On peut conclure que la simulation peut être utilisée pour le reste de ce travail.

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

Après avoir confirmé la validité de notre simulation, nous avons procédé aux calculs de la colonne à des taux de charges supérieures à 100 %, en gardant les mêmes paramètres opératoires, 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 :

$$\varphi = L_r/D \dots\dots\dots (3)$$

L : débit du reflux
D : débit du distillat

$$\varphi = 4147,6/1635,00 = \mathbf{2,54}$$

Le tableau 14 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 (kmole/h)	Débit du reflux (kmole/h)
110	2865,90	4562,30
120	3126,40	4976,80
130	3387,00	5391,50
140	3647,50	5806,20
150	3908,00	6221,30

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)	1798,10
Débit Résidu (kgmole/h)	1067,80
Température de tête (°C)	54,74
Température de fond (°C)	109,28
Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h)	$18,85 \cdot 10^6$
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h)	$19,31 \cdot 10^6$

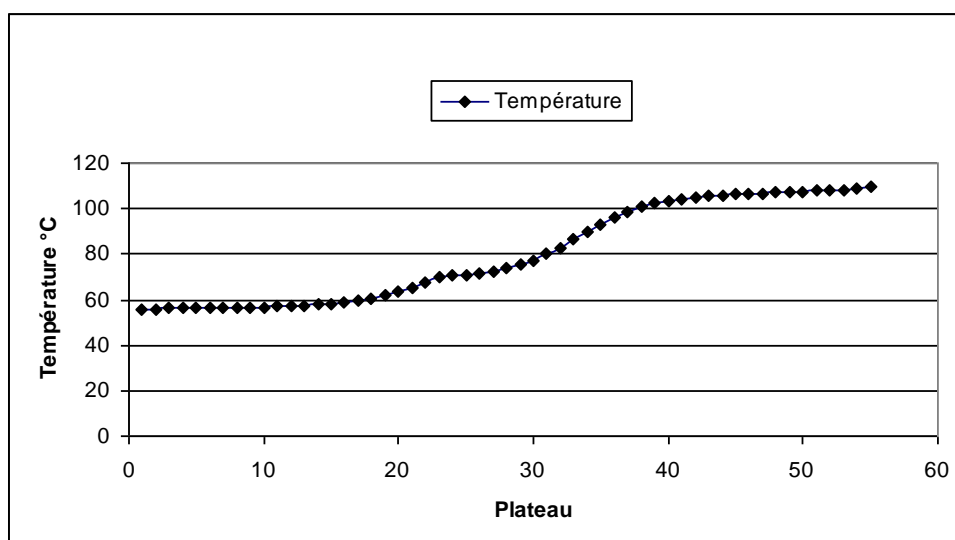


Figure IV.8 : Profil de Température à 110%

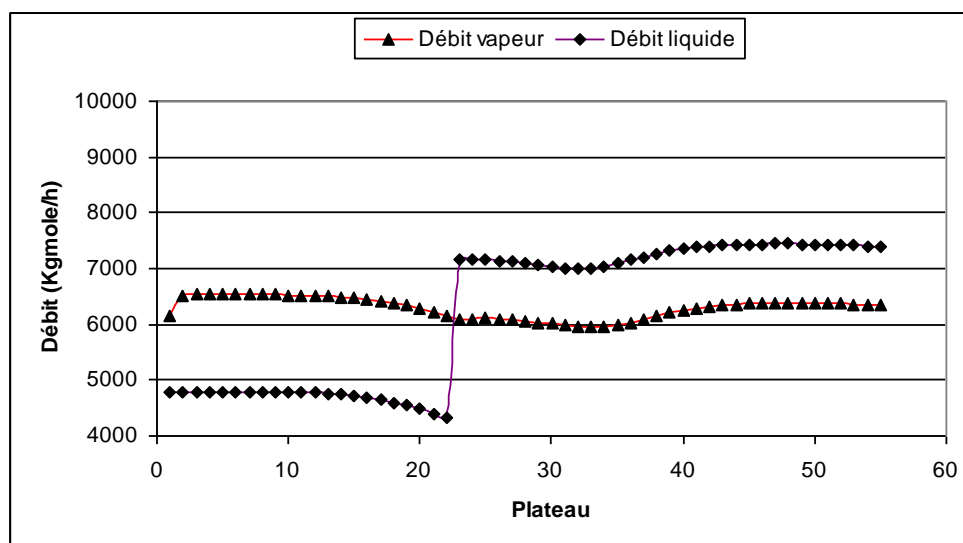


Figure IV.9 : Profils de débits à 110%

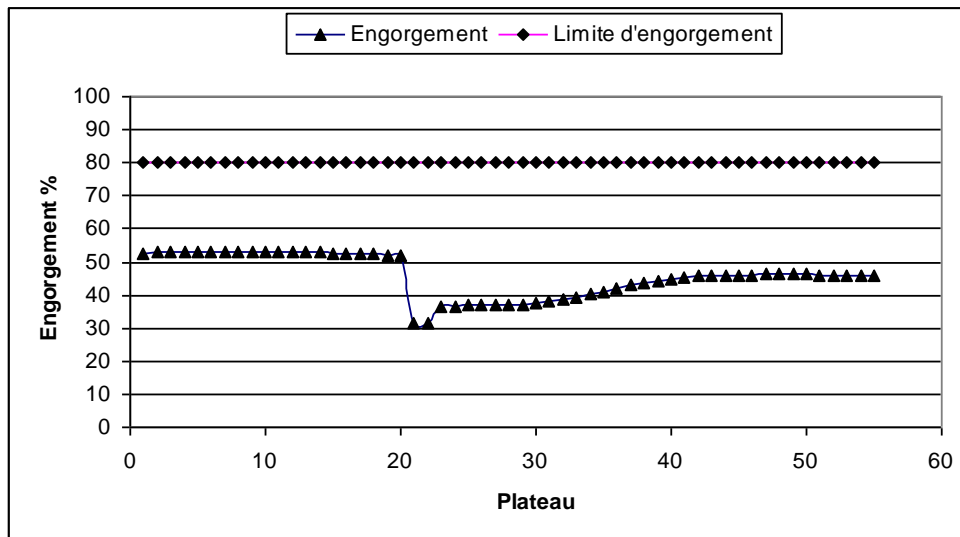


Figure IV.10 : Profil d'engorgement à 110%

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

Constituant	% molaire Distillat	% molaire Résidu
CH ₄	0,5260	0,0000
C ₂ H ₆	2,4388	0,0000
C ₃ H ₈	97,0111	0,1708
iC ₄ H ₁₀	0,0236	33,9118
nC ₄ H ₁₀	0,0005	64,9243
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,8857
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,1074
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 (kmole/h)	1961,30
Débit Résidu (kmole/h)	1165,00
Température de tête (°C)	54,76
Température de fond (°C)	109,28
Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h)	$20,56 \cdot 10^6$
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h)	$21,07 \cdot 10^6$

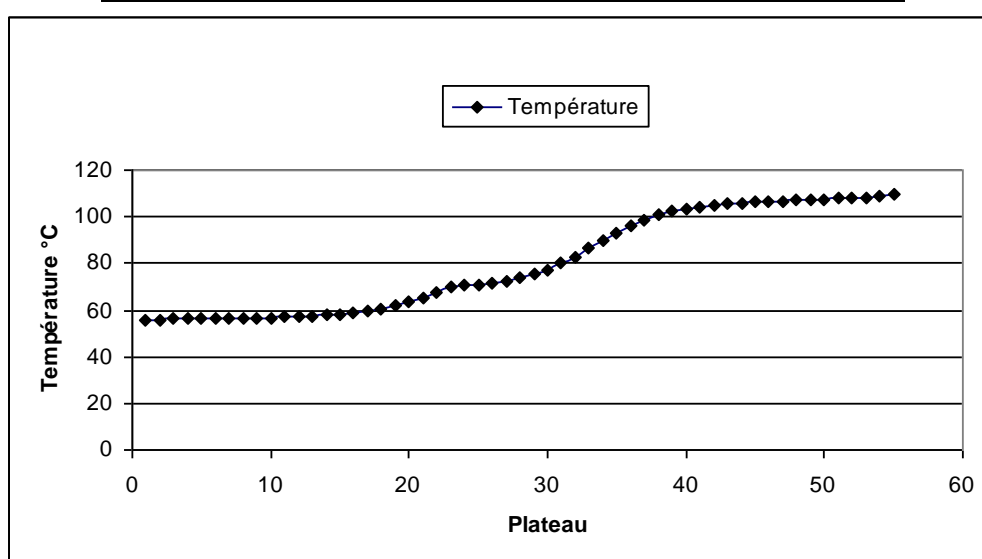


Figure IV.11 : Profil de Température à 120%

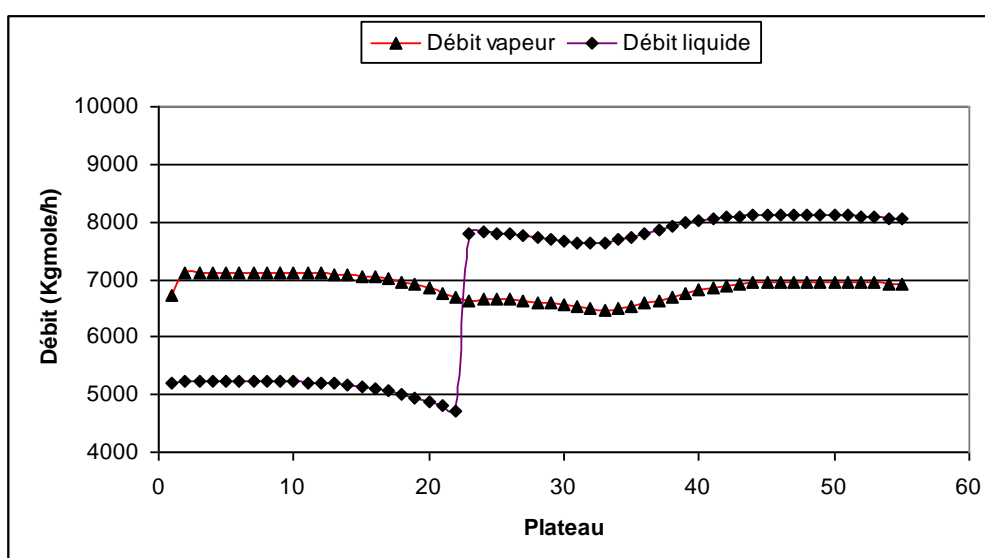


Figure IV.12 : Profils de débits à 120%

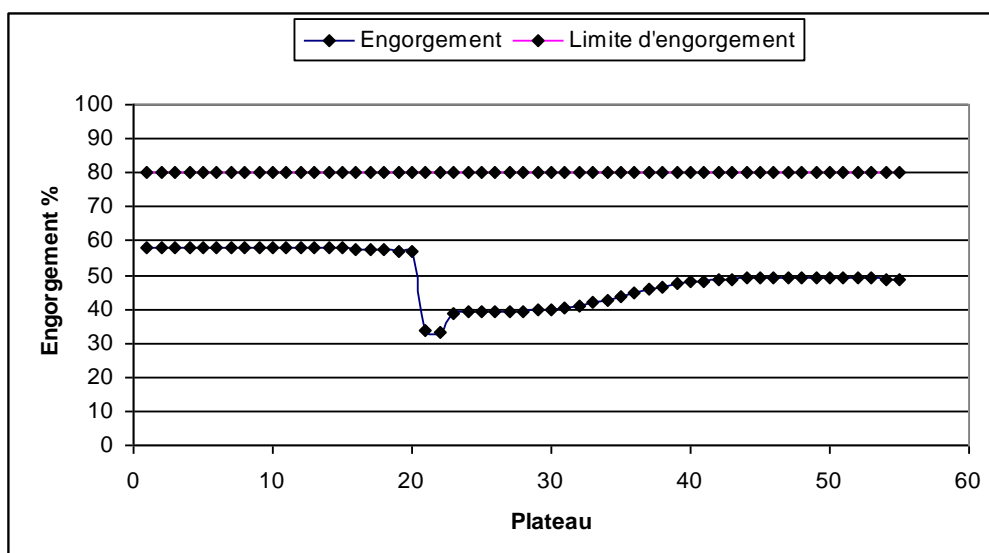


Figure IV.13: Profil d'engorgement à 120%

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

Constituant	% molaire Distillat	% molaire Résidu
CH ₄	0,5186	0,0000
C ₂ H ₆	2,4045	0,0000
C ₃ H ₈	97,0472	0,1710
iC ₄ H ₁₀	0,0292	33,9190
nC ₄ H ₁₀	0,0006	64,9170
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,8856
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,1073
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 (kmole/h)	2124,70
Débit Résidu (kmole/h)	1262,10
Température de tête (°C)	54,76
Température de fond (°C)	109,28
Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h)	$22,27 \cdot 10^6$
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h)	$22,81 \cdot 10^6$

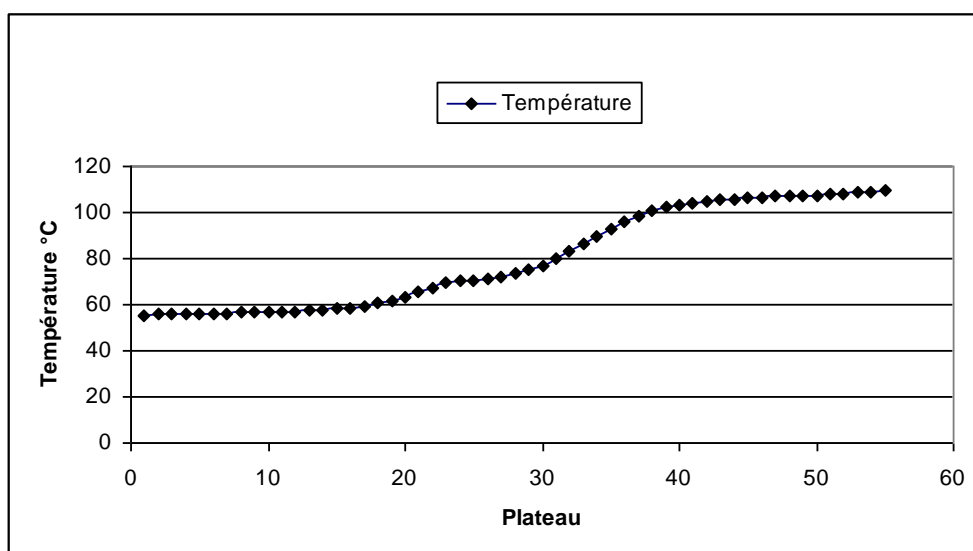


Figure IV.14: Profil de Température à 130%

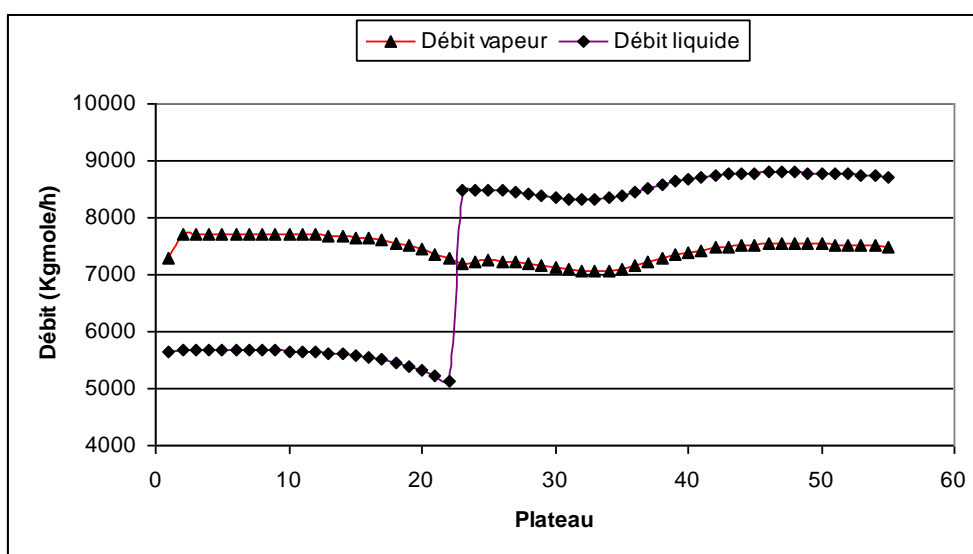


Figure IV.15 : Profils de débits à 130%

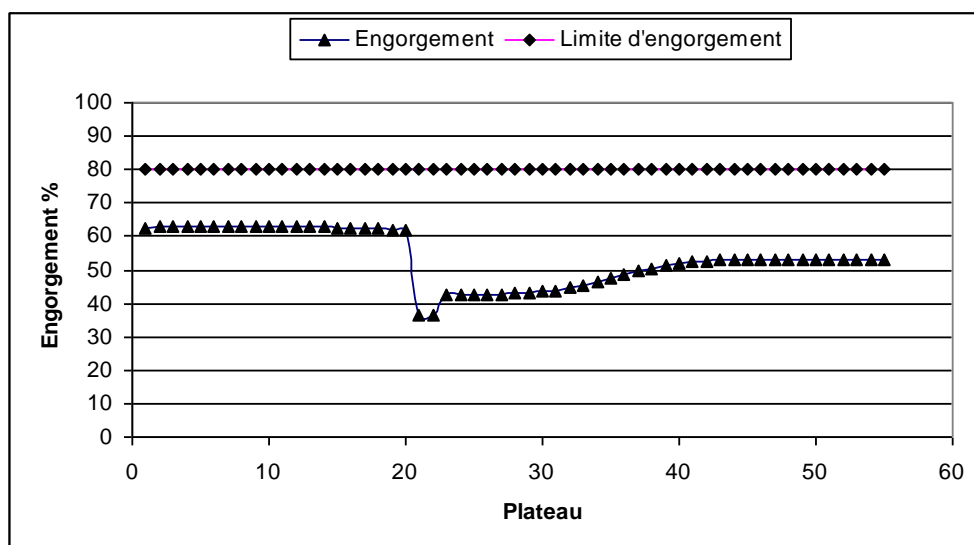


Figure IV.16: Profil d'engorgement à 130%

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

Constituant	% molaire Distillat	% molaire Résidu
CH ₄	0,5186	0,0000
C ₂ H ₆	2,4044	0,0000
C ₃ H ₈	97,0447	0,1710
iC ₄ H ₁₀	0,0317	33,9223
nC ₄ H ₁₀	0,0006	64,9139
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,8856
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,1073
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 (kmole/h)	2288,10
Débit Résidu (kmole/h)	1359,30
Température de tête (°C)	54,76
Température de fond (°C)	109,28
Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h)	$23,98 \cdot 10^6$
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h)	$24,57 \cdot 10^6$

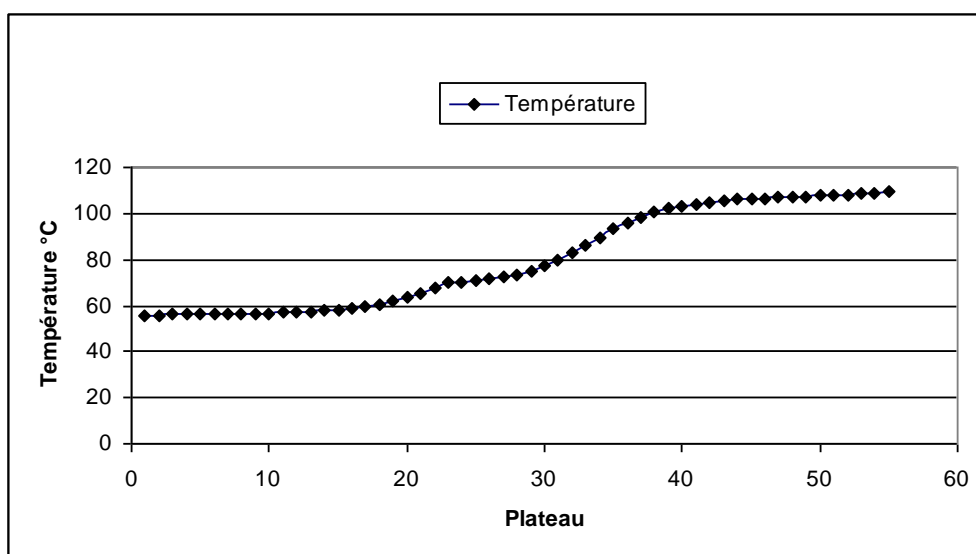


Figure IV.17: Profil de Température à 140%

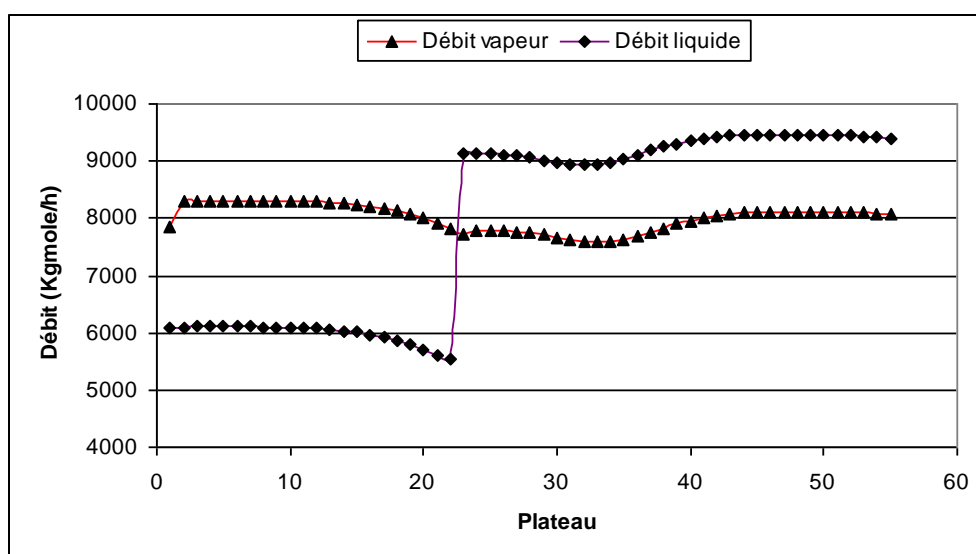


Figure IV.18: Profils de débits à 140%

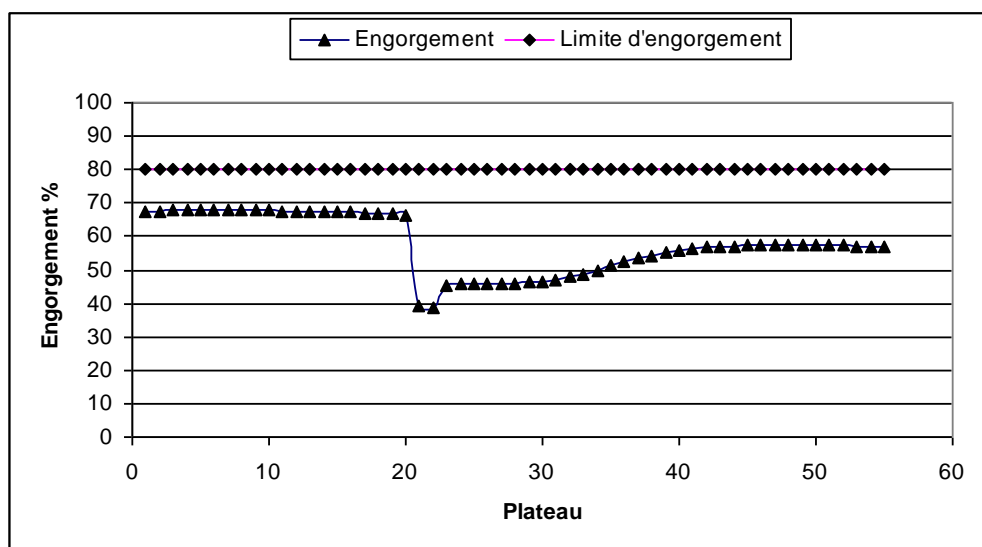


Figure IV.19: Profil d'engorgement à 140%

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

Constituant	% molaire Distillat	% molaire Résidu
CH ₄	0,5186	0,0000
C ₂ H ₆	2,4044	0,0000
C ₃ H ₈	97,0439	0,1709
iC ₄ H ₁₀	0,0325	33,9234
nC ₄ H ₁₀	0,0006	64,9128
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,8855
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,1073
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 (kmole/h)	2452,00
Débit Résidu (kmole/h)	1456,10
Température de tête (°C)	54,76
Température de fond (°C)	109,28
Quantité de chaleur dans le Condenseur (kcal/h)	$25,88 \cdot 10^6$
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (kcal/h)	$26,51 \cdot 10^6$

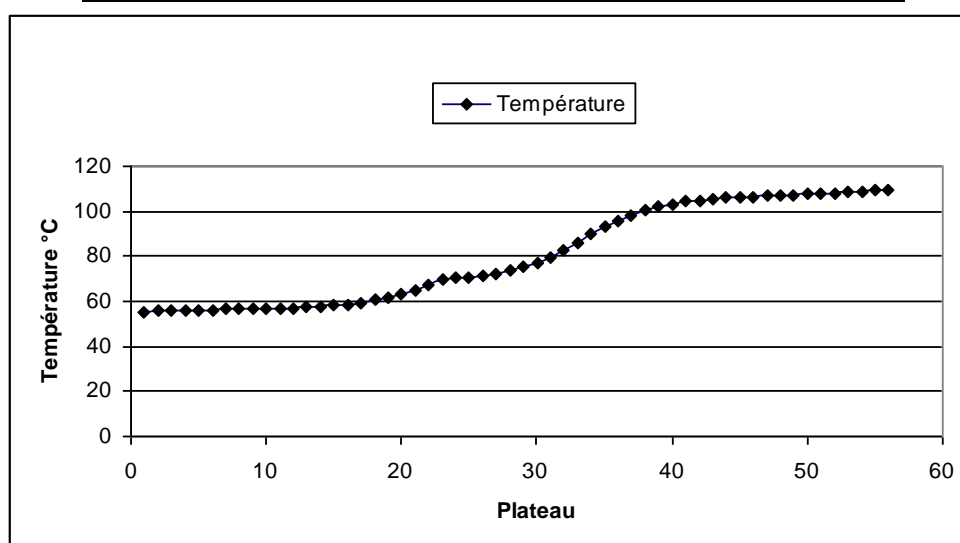


Figure IV.20: Profil de Température à 150%

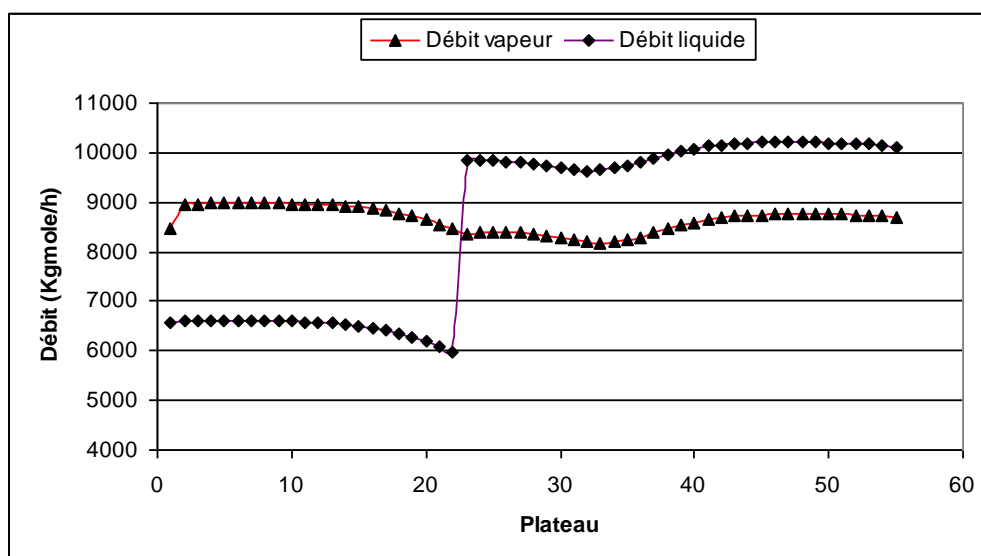


Figure IV.21 : Profils de débits à 150%

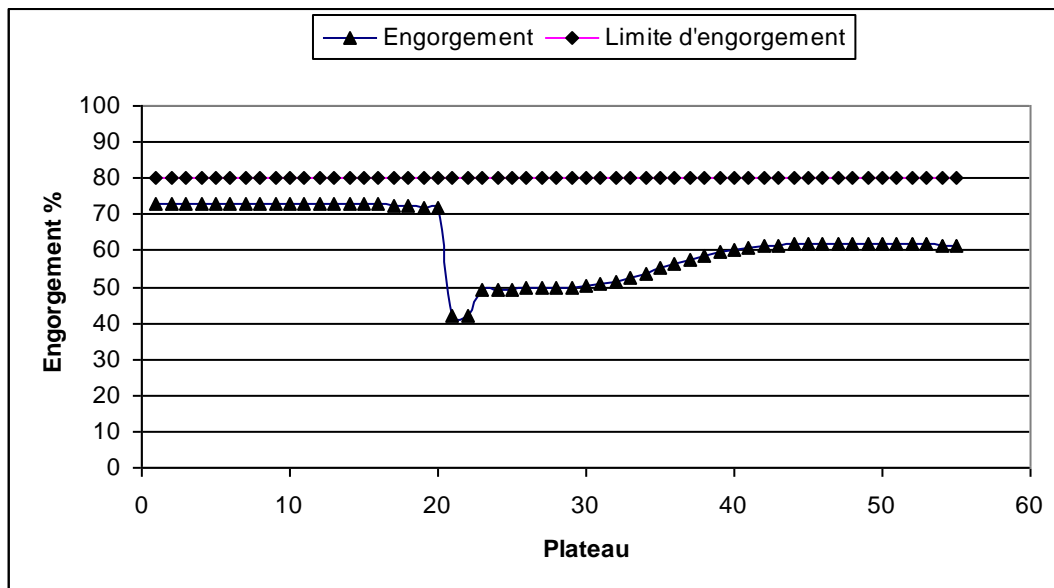


Figure IV.22: Profil d'engorgement à 150%

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 Kgmole/h dans la section I à 10000 Kgmole/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.

Remarque

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.

IV.7 Vérification des capacités des équipements auxiliaires

Tableau IV.23: vérification des capacités des pompes

Équipement	Débit (kmole/h)					
	110%	120%	130%	140%	150%	Max
Pompe d'alimentation	2865,90 ⁽¹⁾	3126,40 ⁽¹⁾	3387 ⁽¹⁾	3647,50 ⁽¹⁾	<u>3908</u> ⁽¹⁾	3800 ⁽²⁾
Pompe de reflux	4562,30	4976,80	5391,50	5806,20	6221,30	8650

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.

Conclusion générale

Ce travail est inscrit dans le cadre d'une étude technique pour une rénovation générale des équipements des 4 trains de la phase I, au niveau du complexe GP1Z. L'objectif principal étant l'étude des performances de la colonne de fractionnement, pour une augmentation de charge jusqu'à 140% de la capacité nominale de production.

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

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

- ✎ La colonne est stable thermiquement pour les différents taux de charge étudiés.
- ✎ 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.

Recommandations

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

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

- ✕ Une étude similaire sur le dééthaniseur et le dépentaniseur.
- ✕ Une étude similaire sur chaque section du train.
- ✕ Une étude de danger qui consiste à identifier et évaluer les risques liés à cette augmentation de charge.
- ✕ Une étude technico-économique qui englobe toutes les sections du train afin de déterminer l'intérêt économique à la suite de cette augmentation.

Références bibliographiques

- [1] Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z,1983.
- [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,1983.
- [5] Service laboratoire, département technique, GP1/Z,2022.
- [6] Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage de la charge, Section 1, Volume 2,1983.
- [7] Manuel Opérateur GP1/Z, Process, Section 2, Volume 4,1983.
- [8] Manuel Opérateur GP1/Z, Utilités, Section 7, Volume 1,1983.
- [9] Manuel Opérateur GP1/Z, Stockage et expédition, Section 4, Volume 3,1983.
- [10] Cicile J.C., Distillation, Absorption. Colonnes à plateaux : Dimensionnement, Techniques de l'Ingénieur, J 2 623,1983.
- [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 2 622,1983.
- [13] Catalogue mécanique, Section 4 Volume 1 et 2,1983.
- [14] Support technique HYSYS.