

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE



UNIVERSITÉ MOHAMED BOUGARA BOUMERDES



Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie
Département Génie de procédés Chimiques et Pharmaceutique

Mémoire de Master (MSc)

Réalisé par :

MUQUETO Thomoro José

Filière :Hydrocarbures

Spécialité : Génie de Procédés

Option : Technologie de la Pétrochimie

**ETUDE DE PERFORMANCE DE LA COLONNE DE
SEPARATION DE GLP AU NIVEAU DE COMPLEXE GP1/Z
(JUMBO)**

Devant les membres de jury :

OMAR	Kaddour	Professeur	UMBB	Examineur
AMAL	Benhathat	MAA	UMBB	Encadreur
SAOUD	Abdesselem	MCA	UMBB	Examineur
MIMOUN	Hadj	Professeur	UMBB	President

Année Universitaire :2021/2022

Dédicace

Je le dédie à mon Cher père et à ma très chère mère que nulle dédicace ne puisse exprimer ce que je leur dois, pour leur amour, soutien et encouragement ;

Je le dédie à mon professeur Kate Ismeurt, pour ses conseils, sa patience et tous ses efforts qu'elle a pour moi depuis le lycée jusqu'au Master académique 2022.

Je dédie aussi mon travail à Monsieur le Vice-Recteur, chargé de la pédagogie de l'Université M'hamed Bougara Bumerdes, Monsieur Chemani Bachir pour ses conseils, Mr Mimoun Hadj professeur au raffinage à la faculté des hydrocarbures et de la Chimie, mon encadreur Madame Amal Benhathat.

Remerciement

Avant tout je remercie le Dieu Tout-Puissant, qui m'a donné la force, le courage et la patience pour poursuivre mes études et réaliser ce travail et mes parents au Mozambique.

Je tiens aussi très sincèrement à remercier le chef département de génie de procédés Chimiques de faculté des hydrocarbures et de la chimie Boumerdès , je remercie également Madame Benthath mon encadreur et le chef de spécialité de Technologie de la pétrochimie au niveau de INH, c'est une très gentille et exceptionnelle..

Je tiens à exprimer ma profonde reconnaissance et mon Professeur Hamada Boudjema, le Doyen de la faculté des hydrocarbures et de la Chimie de UMBB et Monsieur Kadoure l'Université de Boumerdes, qui m'a fait l'honneur de travailler avec eux pour leurs précieux conseils et aide durant mes études à INH.

Ce Mémoire de stage a été réalisé au niveau de Sonatrach – Division LSH- Complexe GP1Z,

Je tiens à remercier Madame Belhaouri Samia le chef de département formation de l'activité LQS SONATRACH c'est une Dame Excellente exceptionnelle, Charismatique, compréhensible et Le Directeur du Complexe et aussi à tous les travailleurs du Complexe GP1Z, Madame Settoul la chef de formation DRH, Monsieur Bouaza Chef de département Production, Monsieur Taleb Chef d'utilité à la fabrication et mon encadreur au même temps, Monsieur Tahar le cadre de étude au niveau de DRH, Madame Omari la Prof d'anglais au niveau de GP1Z, A monsieur le directeur de GP1Z, Monsieur le sous-directeur de IAP Monsieur Gafouri Monsieur pour leur disponibilité, leurs conseils, et leurs soutiens et encouragements, son excellence L'Ambassadeur de République de Mozambique en Algérie.

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.

Abstract

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 HYSYS 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.

SOMMAIRE

Introduction	01
Chapitre I Présentation du complexe	
I.1 Introduction	02
I.2 Présentation du complexe GP1/Z	02
I.2.1 Historique	02
I.2.2 Principales installations du complexe	03
I.2.3 Organisation du complexe	03
I.2.4 Département technique	04
I.2.5 Département production	05
I.3 Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié	06
I.3.1 Historique	06
I.3.2 Définitions	06
I.3.3 Procédés d'obtentions du GPL	06
I.3.4 Propriétés des GPL	07
I.3.5 Domaine d'utilisation du GPL	08
I.3.6 Spécifications du propane et du butane commercial	08
Chapitre II Description du procédé	
II.1 Introduction	09
II.2 Section de stockage de GPL	09
II.3 Section déshydratation	10
II.4 Section de séparation	12
II.4.1 Fractionnateur	12

II.4.2 Dééthaniseur	14
II.4.3 Dépentaniseur	14
II.5 Section de Réfrigération	16
II.6 Section d'huile chaude	17
II.7 Zone des utilités	17
II.8 Section stockage et expédition	18
II.8.1 Section BOG (Boil- Off- Gas)	19
II.8.2 Section jetée (CN)	19
II.8.3 Section Chargement par Camion (CC)	19

Chapitre III Généralités sur les colonnes de distillation

III.1 Introduction	20
III.2 Principe de fonctionnement	20
III.2.1 Performances d'une colonne de distillation	21
III.2.2 Caractéristiques générales d'une colonne à distiller	22
III.2.3 Les Différents problèmes d'une colonne de séparation	23
III.3 Plateaux à courants croises avec trop plein	25
III.3.1 Hydrodynamique	25
III.3.2 Régimes d'écoulement	26
Problématique	27

Chapitre IV Partie simulation

V.1 Généralités sur la simulation	28
IV.1.1 Logiciels de simulation des procédés	28
IV.1.2 Présentation du logiciel « HYSYS »	29
IV.1.3 Intérêt de la simulation	29

IV.2 Calcul de la colonne de fractionnement par le simulateur HYSYS	29
IV.2.1 Méthode suivie	30
IV.2.2 Choix du modèle thermodynamique	31
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	33
IV.3.4 Teneur d'eau dans le produit fini propane	33
IV.4 Effet des variables d'exploitation	33
IV.4.1 Température	33
IV.4.2 Pression	34
IV.4.3 Débit	34
IV.4.4 Caractéristiques des équipements	35
IV.5 Calcul de la colonne avec un taux de charge de 100 %	36
IV.5.1 Vérification du cas design	36
IV.5.2 Vérification du cas actuel	40
IV.6 Calcul de la colonne avec des taux de charges supérieures à 100 %	43
IV.6.1 Taux de charge 110%	44
IV.6.2 Taux de charge 120%	46
IV.6.3 Taux de charge 130%	48
IV.6.4 Taux de charge 140%	50
IV.6.5 Taux de charge 150%	52
IV.7 Vérification des capacités des équipements auxiliaires	54
Conclusion	55

Recommandations	56
Bibliographie	57
Annexes	

LISTE DE FIGURES

Figure 1 : Organigramme du complexe	04
Figure 2 : Représentation de la section stockage de la charge GPL	10
Figure 3 : schéma représentatif de la Section déshydratation	11
Figure 4 : schéma représentatif du Fractionnateur	13
Figure 5 : schéma représentatif du Dééthaniseur	15
Figure 6 : schéma représentatif du Dééthaniseur	15
Figure 7 : schéma représentatif de la Section Réfrigération	16
Figure 8 : schéma représentatif de la Section d'huile chaude	17
Figure 9 : Schéma représentatif de trois zones d'une colonne de distillation	21
Figure 10 : Schéma représentatif d'un plateau à courant croisés avec trop plein.	26
Figure 11a : régime des bulles	26
Figure 11b : régime des jets	26
Figure 11c : régime des gouttes	26
Figure 11d : régime de l'émulsion	26
Figure 12 : Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement.	30
Figure 13 : Profil de Température Design à 100%	37
Figure 14 : Profil des débits Design à 100%	38
Figure 15 : Profil d'engorgement design à 100%	38
Figure 16 : Profil de Température actuel à 100%	40
Figure 17 : Profils des débits actuels à 100%	41
Figure 18 : Profil d'engorgement actuel à 100%	41

Figure 19 : Profil de Température à 110%	44
Figure 20 : Profils de débits à 110%	44
Figure 21 : Profil d'engorgement à 110%	45
Figure 22 : Profil de Température à 120%	46
Figure 23 : Profils de débits à 120%	46
Figure 24 : Profil d'engorgement à 120%	47
Figure 25 : Profil de Température à 130%	48
Figure 26 : Profils de débits à 130%	48
Figure 27 : Profil d'engorgement à 130%	49
Figure 28 : Profil de Température à 140%	50
Figure 29 : Profils de débits à 140%	50
Figure 30 : Profil d'engorgement à 140%	51
Figure 31 : Profil de Température à 150%	52
Figure 32 : Profils de débits à 150%	52
Figure 33 : Profil d'engorgement à 150%	53

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1 : Les caractéristiques du propane et du butane commercial du GP1/Z	
Tableau 2 : composition molaire moyenne de la charge d'alimentation	Erreur! Signet non défini.
Tableau 3 : Normes NGPA	32
Tableau 4 : caractéristiques des équipements d'échange thermique	35
Tableau 5 : caractéristiques des pompes	35
Tableau 6 : Données opératoires design et actuelles	35
Tableau 7 : caractéristiques du fractionnateur	36
Tableau 8 : Paramètres de sortie dans le cas design et simulation	36
Tableau 9 : Compositions molaires du distillat dans le cas design et la simulation	38
Tableau 10 : Compositions molaires du résidu dans le cas design et la simulation	39
Tableau 11 : Paramètres de sortie dans le cas actuel et la simulation	39
Tableau 12 : Compositions molaires du distillat dans le cas actuel et la simulation	42
Tableau 13 : Compositions molaires du résidu dans le cas design et la simulation	42
Tableau 14 : Débit des charges à différent pourcentage	43
Tableau 15 : Paramètres de sortie à 110% de la charge nominale	44
Tableau 16 : Compositions molaires du distillat et résidu à 110% de la charge nominale	45
Tableau 17 : Paramètres de sortie à 120% de la charge nominale	46
Tableau 18 : Compositions molaires du distillat et résidu à 120% de la charge nominale	47

Tableau 19 : Paramètres de sortie à 130% de la charge nominale	48
Tableau 20 : Compositions molaires du distillat et résidu à 130% de la charge nominale	50
Tableau 21 : Paramètres de sortie à 140% de la charge nominale	50
Tableau 22 : Compositions molaires du distillat et résidu à 140% de la charge nominale	52
Tableau 23 : Paramètres de sortie à 150% de la charge nominale	54
Tableau 24 : vérification des capacités des pompes	56
Tableau 25 : vérification des capacités des équipements d'échange thermique	56

LISTE DES ANNEXES

Colonnes.....	86
Échangeurs.....	87
Aéoréfrigérants.....	88
Pompes.....	89
Tableau : GPL bruts.....	90
Tableau : GPL bruts (suite).....	91
Tableau : GPL théorique.....	92
Fractionnateur.....	93
Déethaniseur.....	94

LISTE DES ABREVIATIONS

GN : Gaz Naturel.

GL3Z : Complexe de liquéfaction de Gaz naturel n°03

GNL : Gaz Naturel Liquéfié

GPL : Gaz Pétrolière Liquéfié

GP1Z : Complexe de Gaz Pétrolier Liquéfié n°01

GL2Z : Complexe de liquéfaction de Gaz naturel n°02

MTPA: Million Tonne Par An

GENP: General Electric nuovo pignone

GT : Gaz Turbine

HP : Haute Pression

BP : Baisse Pression

ppm : Partie Par Million

EFG: End Flash Gaz

BOG: Biol-Off Gaz

LHE: Lean Head End

DLN: Dry Low NO_x

GTG : Gaz Turbine Génératrice

MCHE : Main Cryogénique Heat Exchanger

PR : Propane

MR : Mixte Réfrigèrent

CS : Consommation Spécifique

EDG : Emergency Diesel Générateur

RTO : Région Transport Ouest

Introduction Générale

Introduction

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 [1]

Le complexe GP1/Z fait partie des six complexes de liquéfaction appartenant à l'activité (AVAL) de l'entreprise nationale 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 [1]

Les principales installations du complexe GP1/Z sont :

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

I.2.3 Organisation du complexe [1]

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

Le complexe GP1/Z est géré suivant un organigramme bien déterminé de façon à bien maîtriser les tâches, il est composé d'une direction générale, deux sous

direction, des départements de contrôle, comme le montre l'organigramme suivant qui nous renseigne sur le fonctionnement du complexe GP1/Z :

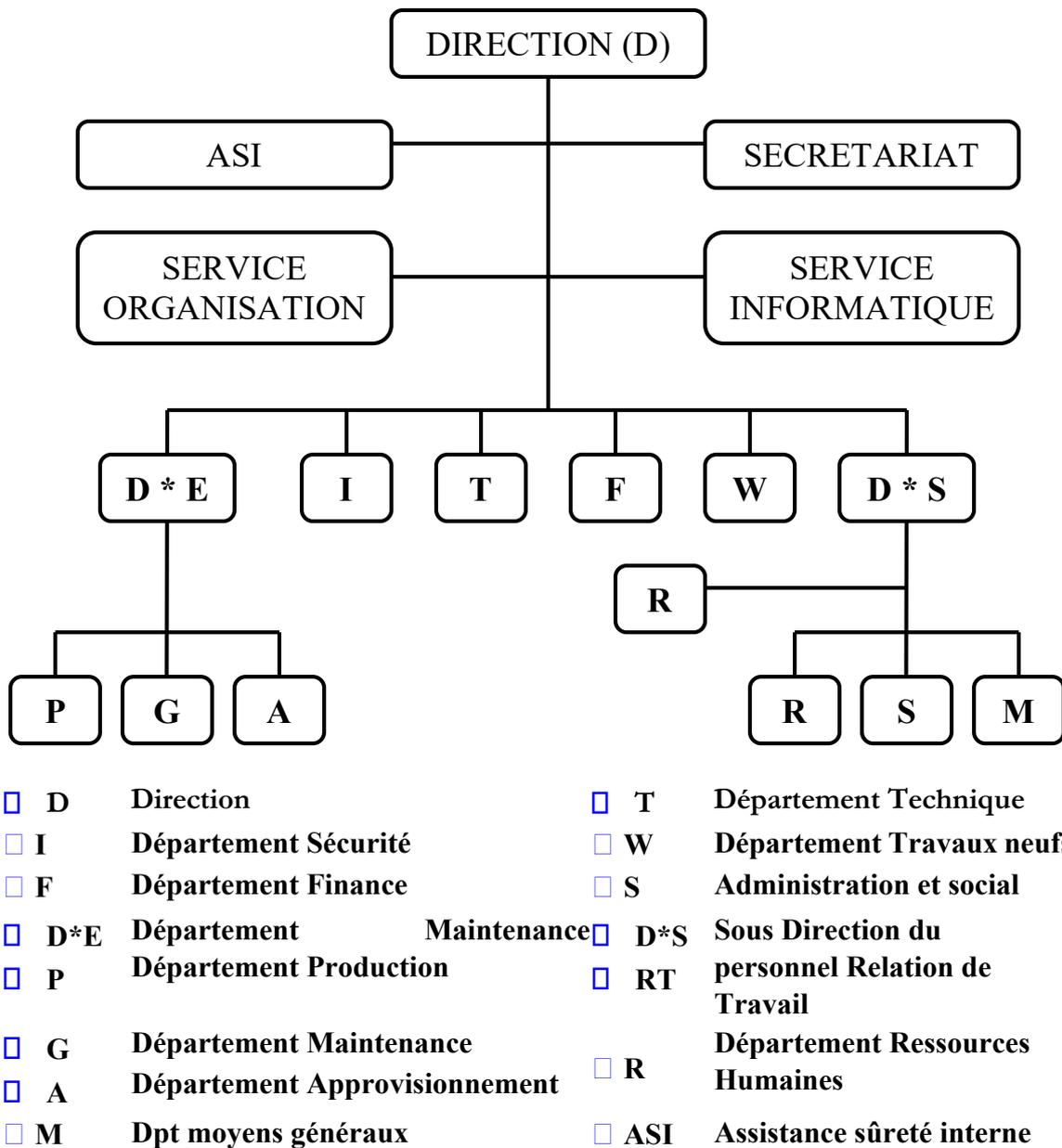


Figure 1 : Organigramme du complexe

I.2.4 Département technique [1]

Le département technique dépend hiérarchiquement de la direction du complexe, c'est l'interface entre l'intérieur et l'extérieur, sa mission principale consiste à étudier les projets d'installation, le suivi des paramètres de fonctionnement

et le contrôle de qualité des équipements ainsi que les utilités et produits finis. Le département comprend quatre services :

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

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

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

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

I.2.5 Département production [1]

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

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

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

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

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

I.3 Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié

I.3.1 Historique [2]

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, 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 Définitions [3]

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

I.3.3 Procédés d'obtentions du GPL [3]

Les gaz de pétrole liquéfiés sont obtenus principalement à partir :

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

I.3.4 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.

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.3.5 Domaine d'utilisation du GPL [3]

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

a) Applications domestiques

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

- Le chauffage
- La climatisation

b) Le GPL/C (carburant)

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

I.3.6 Spécifications du propane et du butane commercial [5]

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

Tableau 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/cm ²)	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
--	------	---	-------------



Chapitre II

Description du procédé

II.1 Introduction [1]

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

II.2 Section de stockage de GPL [6]

Cette section (fig.2) 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 Nous). 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.

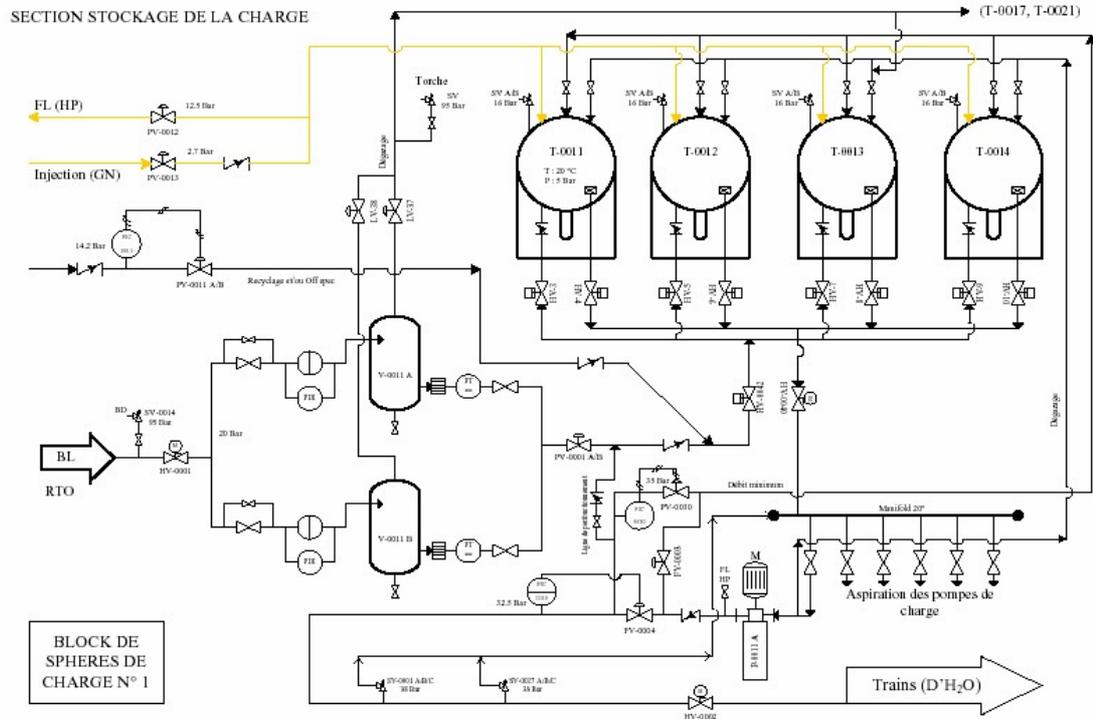


Figure 2 : Représentation de la section stockage de la charge GPL

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.3 Section déshydratation [7]

Le but de la section de déshydratation (fig.3) 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.

SECTION DESHYDRATATION DE CHARGE

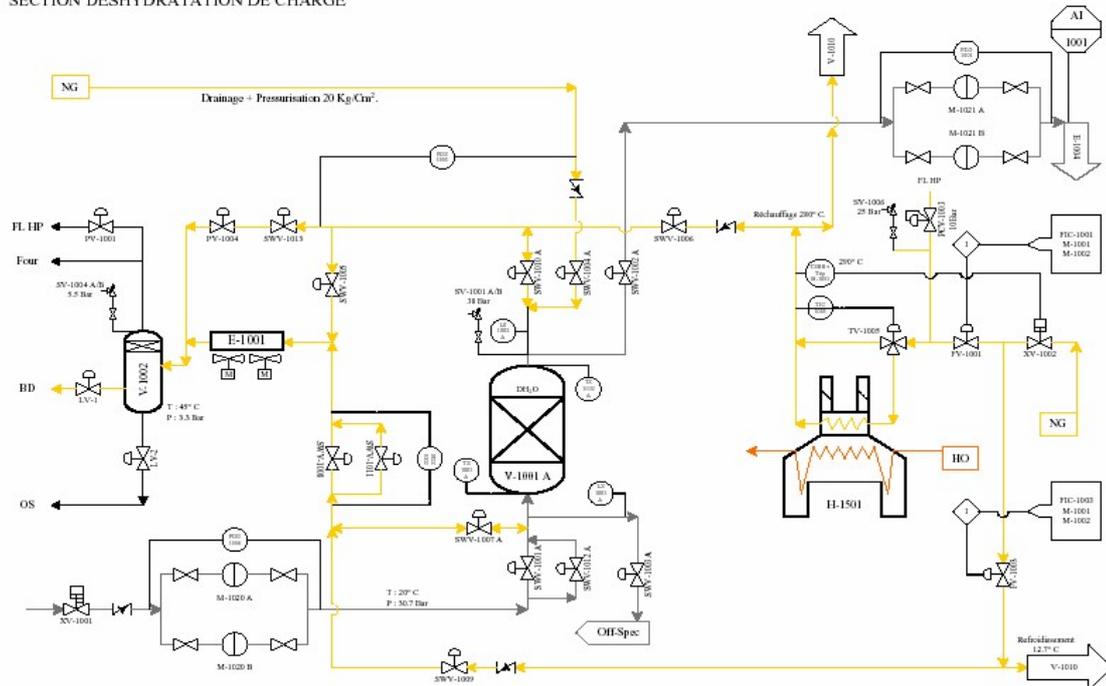


Figure 3 : schéma représentatif de la Section déshydratation

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.4 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 dééthaniseur doit être en service.

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

II.4.1 Fractionnateur

Après la section de déshydratation, le GPL brut entre dans la section de séparation (fig.4), 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, EN005 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.

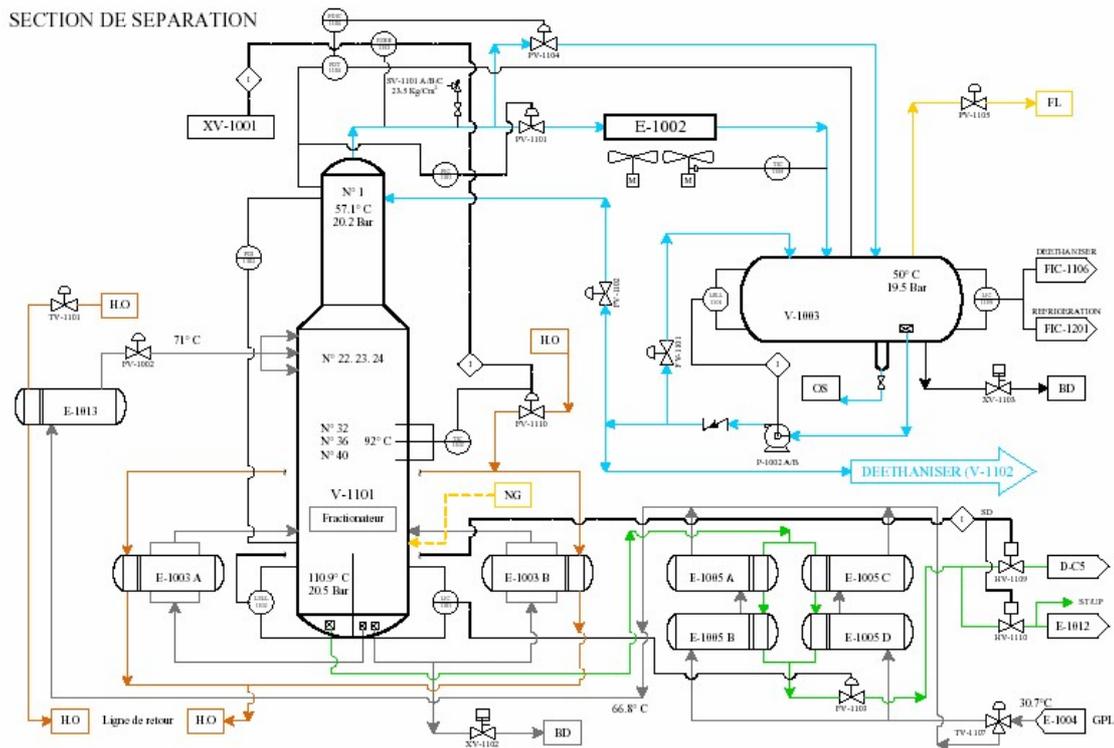


Figure 4 : schéma représentatif du Fractionnateur

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.4.2 Dééthaniseur

Afin de produire du propane commercial plus au moins pur les produits de tête de la colonne de fractionnement alimentent le dééthaniseur (fig.5). 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.4.3 Dépentaniseur

Il existe deux Dépentaniseurs (fig.6) 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 bypassée, car la charge de GPL arrive avec une très faible teneur en pentane.

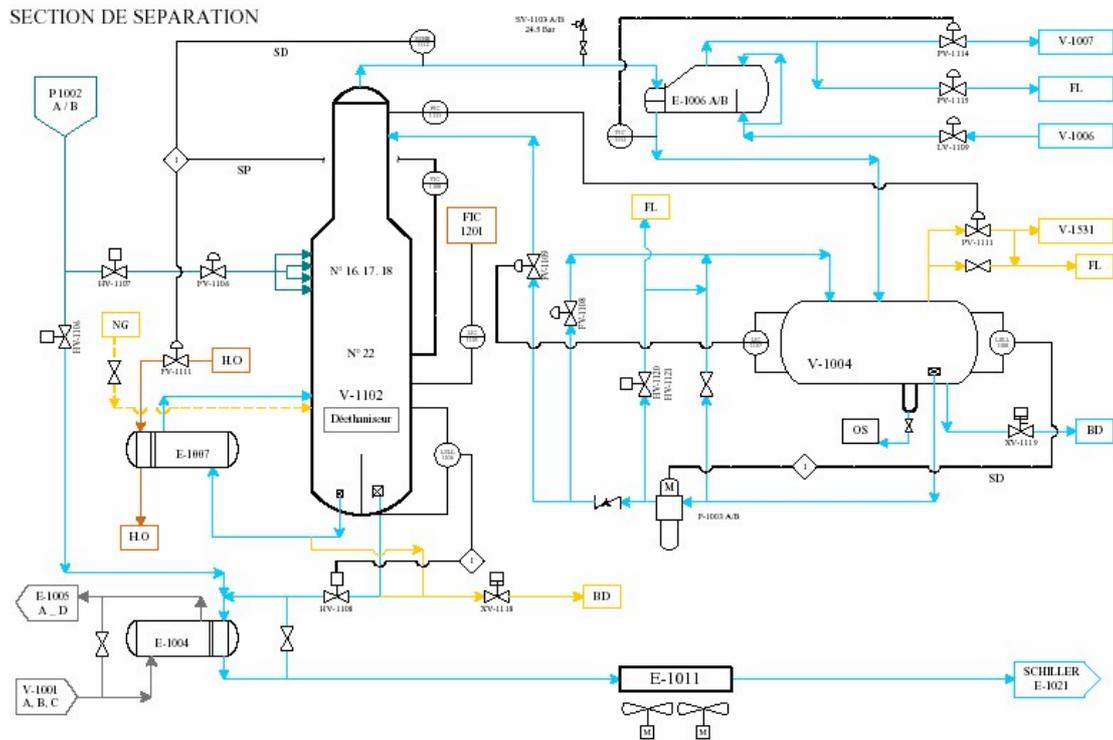


Figure 5 : schéma représentatif du Dééthanneur

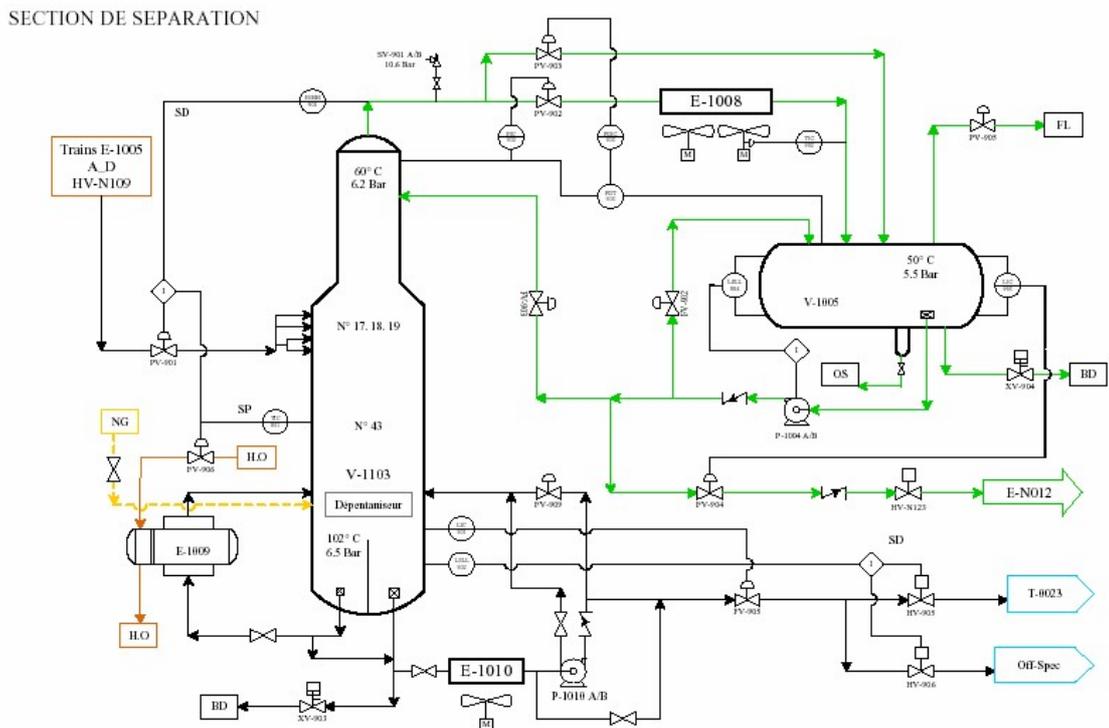


Figure 6 : schéma représentatif du Dééthaniseur

II.5 Section de Réfrigération [7]

Le but de cette section (fig.7) 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.

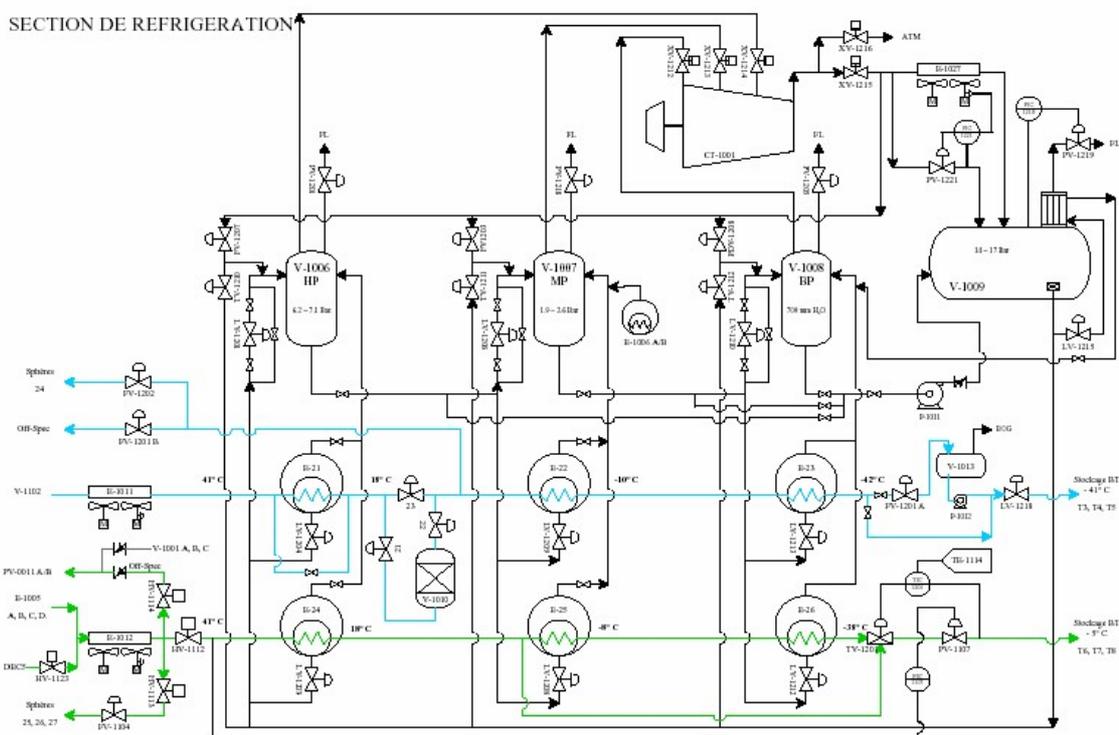


Figure 7 : schéma représentatif de la Section Réfrigération

II.6 Section d'huile chaude [7]

Cette section d'huile caloporteur (fig.8) 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.

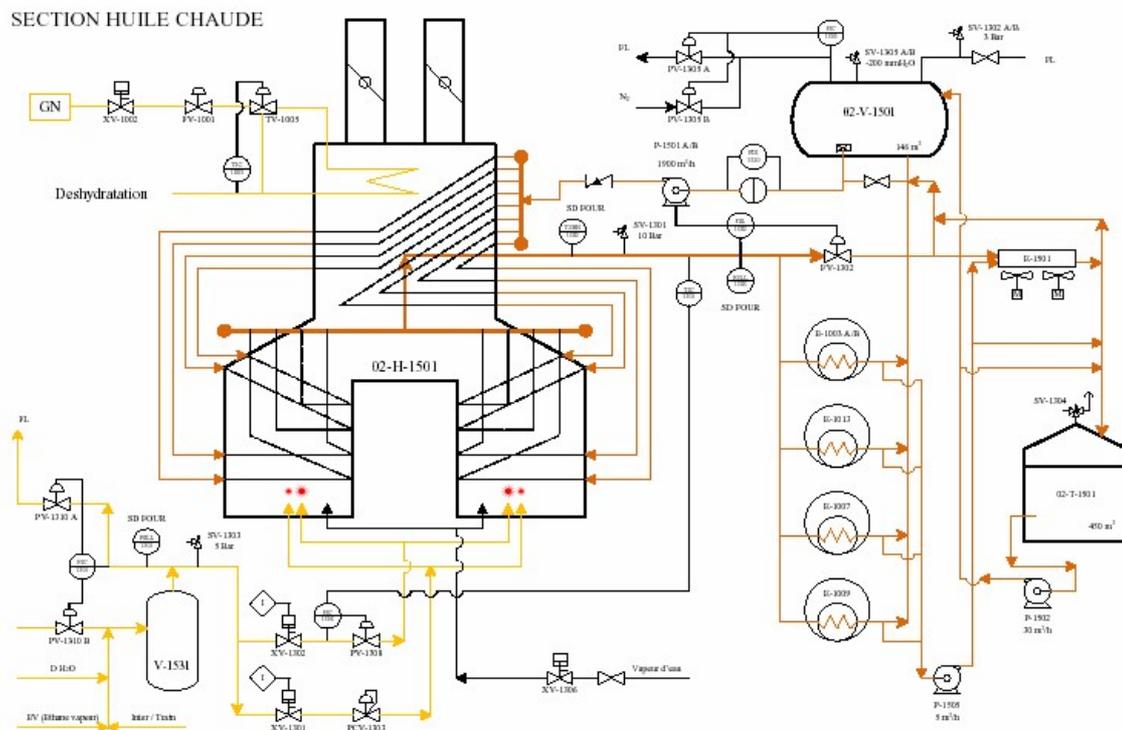


Figure 8 : schéma représentatif de la Section d'huile chaude

II.7 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.8 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 (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 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 Introduction [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 (fig.9) :

- **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.

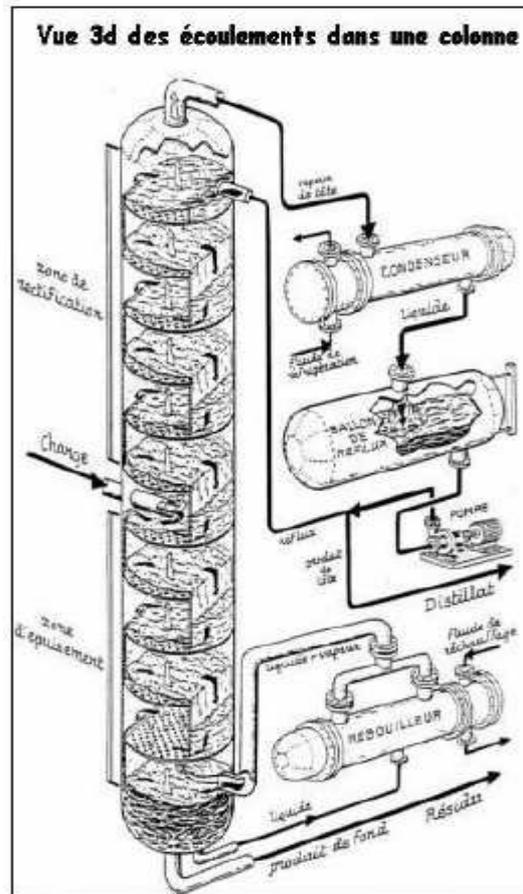


Figure 9 : Schéma représentatif de trois zones d'une colonne de distillation

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, airesinterfaciales) ;
- les cinétiques des réactions chimiques (schémas réactionnels, constantescinétiques, 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 (fig.10), 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.

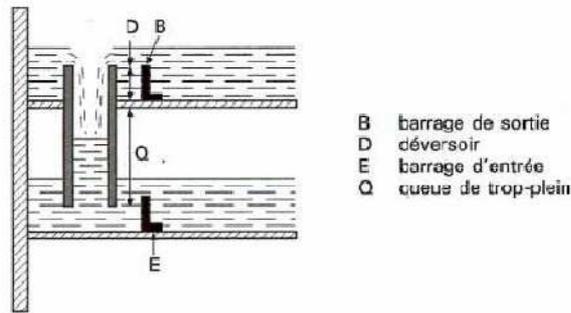


Figure 10 : Schéma représentatif d'un plateau à courant croisés avec trop plein.

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 (fig.11a).

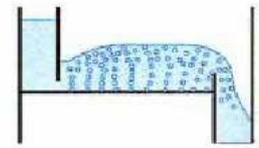


Figure 11a : régime des bulles

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 (fig.11b).

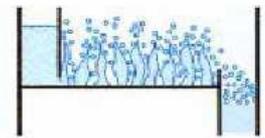


Figure 11b : régime des jets

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 (fig.11c).

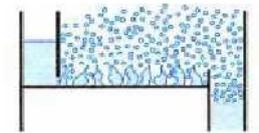


Figure 11c : régime des gouttes

e) Régime de l'émulsion (emulsionflow 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.11d).

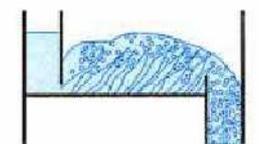


Figure 11d : régime de l'émulsion



Chapitre IV

Partie simulation

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, le département technique nous a proposé cette étude en vue d'un revamping, dans les prochains délais, des quatre trains de la phase I, visant une couverture du manque à produire durant l'arrêt de cette phase.

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.

V.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 utilisés 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.

La figure 11 représente la simulation de la colonne de fractionnement. L'installation est identique pour les neuf trains au niveau du complexe.

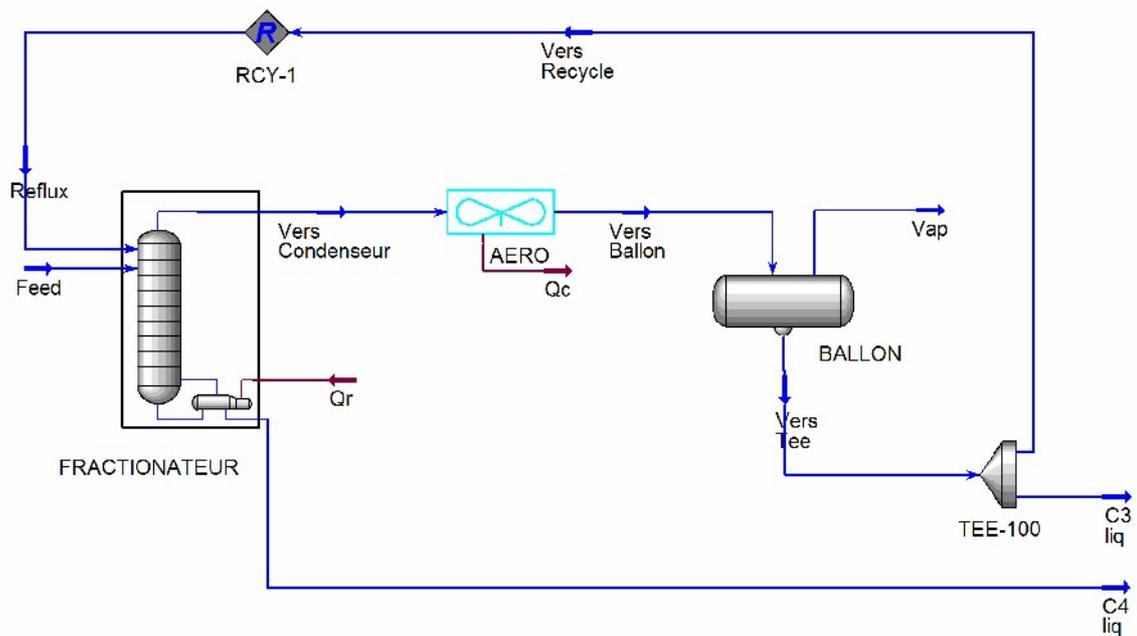


Figure 12 : Schéma représentatif de la simulation de la colonne de fractionnement.

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 ($^{\circ}\text{C}$).
 - 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 thermodynamiques 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 2 : compositions molaires des charges d'alimentation

Constituant	Composition molaire charge N°13	Composition molaire charge actuelle
CH ₄	0,002	0,1400
C ₂ H ₆	2,009	1,5200
C ₃ H ₈	52,512	60,4400
iC ₄ H ₁₀	16,751	13,2400
nC ₄ H ₁₀	28,258	24,2200
iC ₅ H ₁₂	0,308	0,4000
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 3 : 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 modifiée 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 de 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 4 : caractéristiques des équipements d'échange thermique

Repère	Service	Type	Fluide	Pression Kg/cm ²	Température (° C)	Capacité maximale d'échange (Kcal/h)
02-E-N002	Condenseur de tête fractionnateur	Aérocondenseur	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 5 : caractéristiques des pompes

Repère	Service	Type	Fluide	Pression Kg/cm ²	Température (° C)	Débit max (m ³ /h)
07-P-0011	Pompe d'alimentation	Centrifuge	Charge GPL	2,75 ~ 34,1	5 - 45	260
02-P-N002 A/B	Pompe de reflux du fractionnateur	Centrifuge	Charge GPL	19,5 ~ 25	50 ~ 57	865

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

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

Tableau 6 : Données opératoires design et actuelles

Paramètres	Design	Actuel
Débit Alimentation (Kgmole/h)	2541,8	2613,44
Débit de reflux (Kgmole/h)	5291,23	4131,10
Température Alimentation (°C)	74,5	71
Pression au sommet	21,2	20,2

Pression dans le rebouilleur	21,6	20,6
Température du plateau sensible (°C)	96	96
Température de reflux (°C)	50	48

Les caractéristiques du fractionnateur sont données dans le tableau suivant :

Tableau 7 : 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 8 : 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

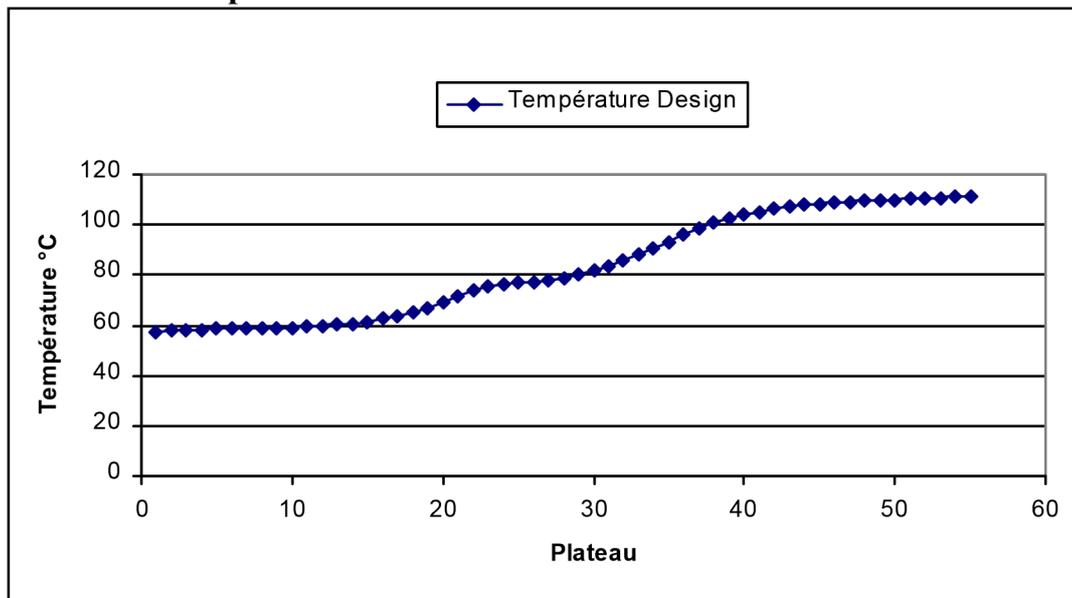


Figure 13 : Profil de Température Design à 100%

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

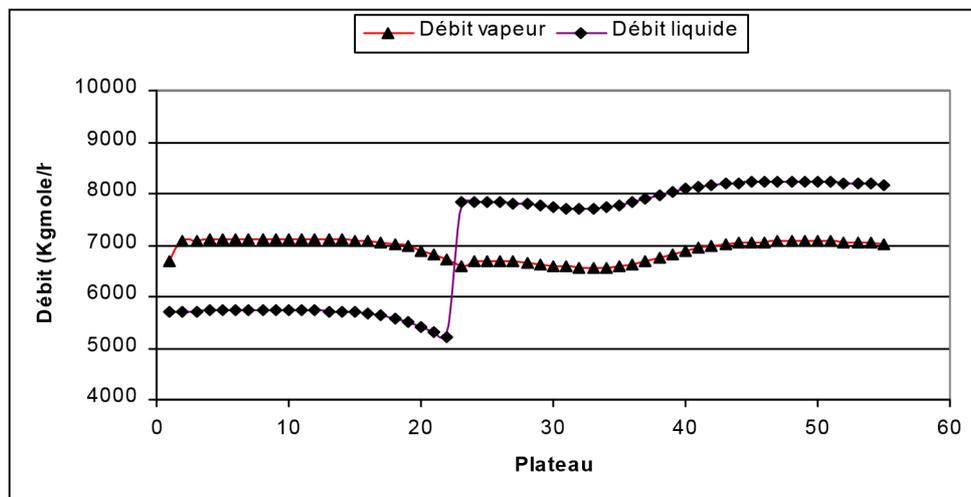


Figure 14 : Profil des débits Design à 100%

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

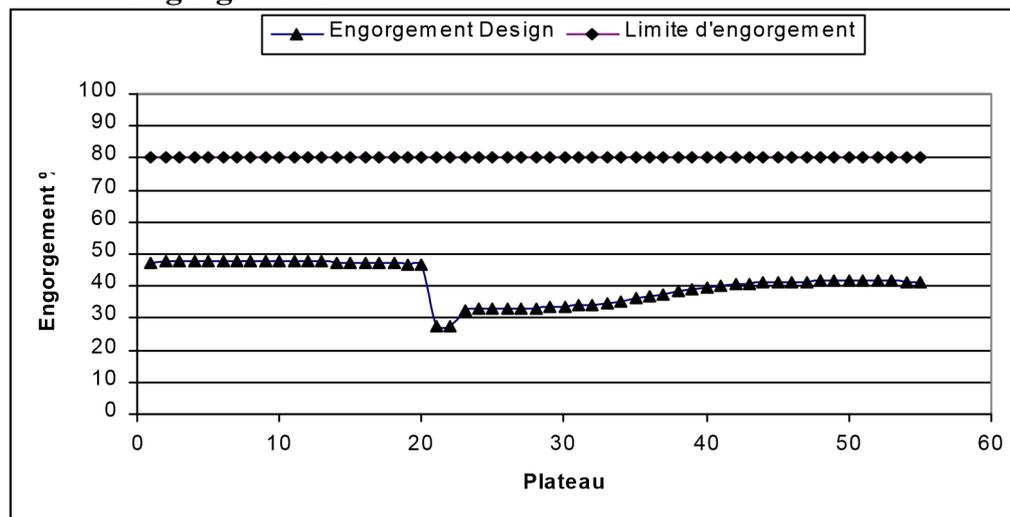


Figure 15 : Profil d'engorgement design à 100%

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 9 : Compositions molaires du distillat dans le cas design et la simulation

Constituant	Design	Simulation	Erreur %
CH ₄	0,0000	0,0036	-
C ₂ H ₆	3,7100	3,6851	0,67
C ₃ H ₈	96,1000	96,3027	0,21
iC ₄ H ₁₀	0,1700	0,0085	-
nC ₄ H ₁₀	0,0200	0,0001	-
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 10 : Compositions molaires du résidu dans le cas design et la simulation

Constituant	Design	Simulation	Erreur %
CH ₄	0,0000	0,0000	-
C ₂ H ₆	0,0000	0,0000	-
C ₃ H ₈	0,9900	0,0287	-
iC ₄ H ₁₀	36,3500	36,8231	1,30
nC ₄ H ₁₀	61,6400	62,1191	0,78
iC ₅ H ₁₂	0,6700	0,6772	1,07
nC ₅ H ₁₂	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.

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 11 : 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. 10 ⁶	17,61 . 10 ⁶	7,70
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h)	19,51. 10 ⁶	17,92 . 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

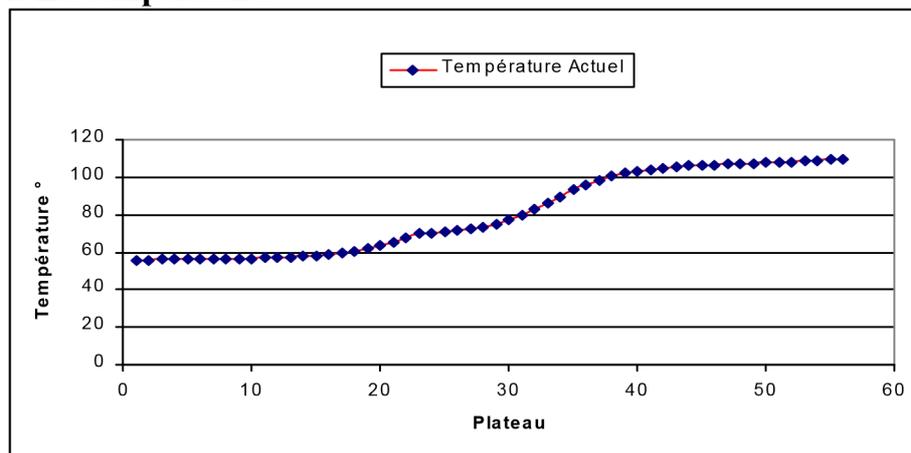


Figure 16 : Profil de Température actuel à 100%

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

□ Les débits

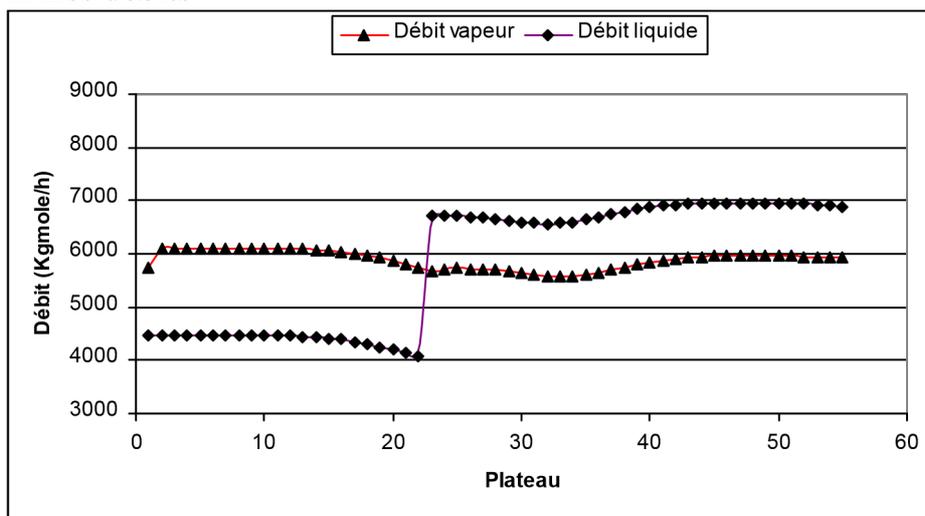


Figure 17 : Profils des débits actuels à 100%

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

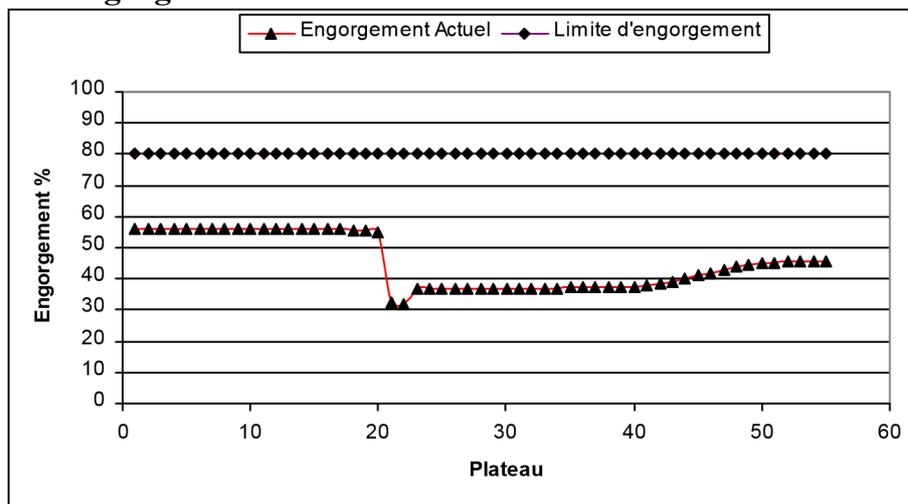


Figure 18 : Profil d'engorgement actuel à 100%

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 12** : Compositions molaires du distillat dans le cas actuel et la simulation

Constituant	Actuel	Simulation	Erreur %
CH ₄	0,14	0,2260	-
C ₂ H ₆	2,37	2,4536	3,53
C ₃ H ₈	97,34	97,2984	0,04
iC ₄ H ₁₀	0,11	0,0216	-
nC ₄ H ₁₀	0,04	0,0004	-
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 13** : Compositions molaires du résidu dans le cas design et la simulation

Constituant	Actuel	Simulation	Erreur %
CH ₄	0,00	0,0000	-
C ₂ H ₆	0,00	0,0000	-
C ₃ H ₈	0,1200	0,4603	-
iC ₄ H ₁₀	34,7100	34,7380	0,08
nC ₄ H ₁₀	64,0900	63,6454	0,69
iC ₅ H ₁₂	0,9800	1,0511	7,26
nC ₅ H ₁₂	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%.

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 :

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

L : débit du reflux

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

Le tableau 14 représente les débits des charges d'alimentation et reflux allant de 110 % à 150 %.

Tableau 14 : 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 15 : 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. 10 ⁶
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h)	19,31 . 10 ⁶

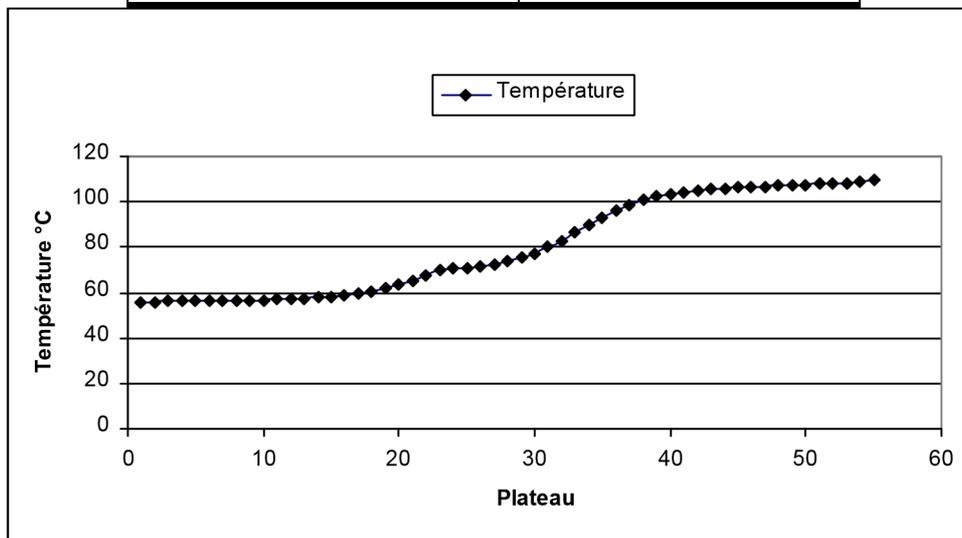


Figure 19 : Profil de Température à 110%

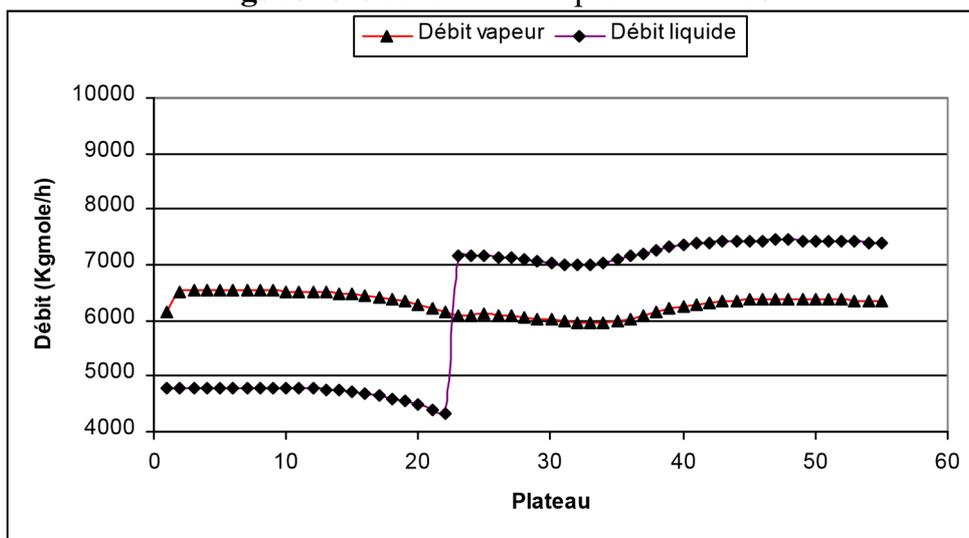


Figure 20 : Profils de débits à 110%

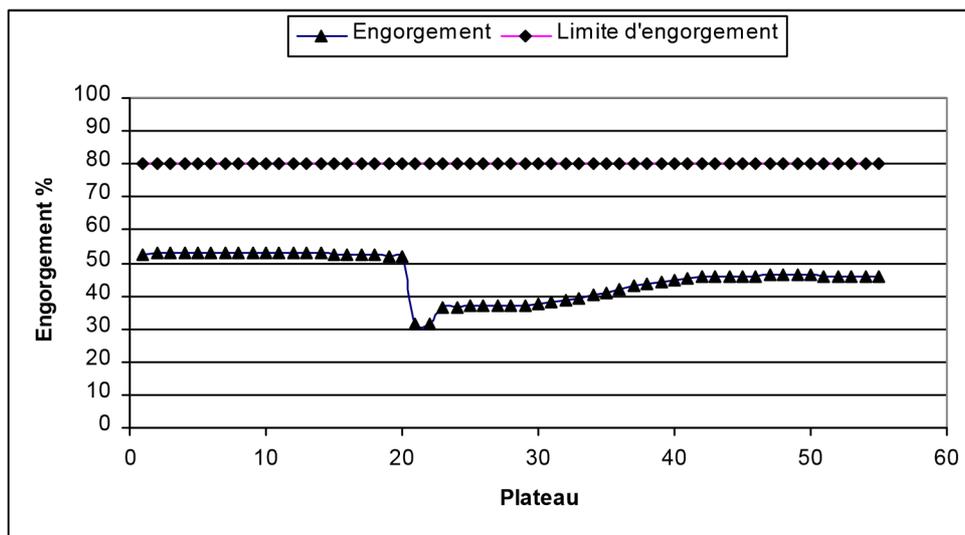


Figure 21 : Profil d'engorgement à 110%

Tableau 16 : 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 17 : 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)	$21,07 \cdot 10^6$

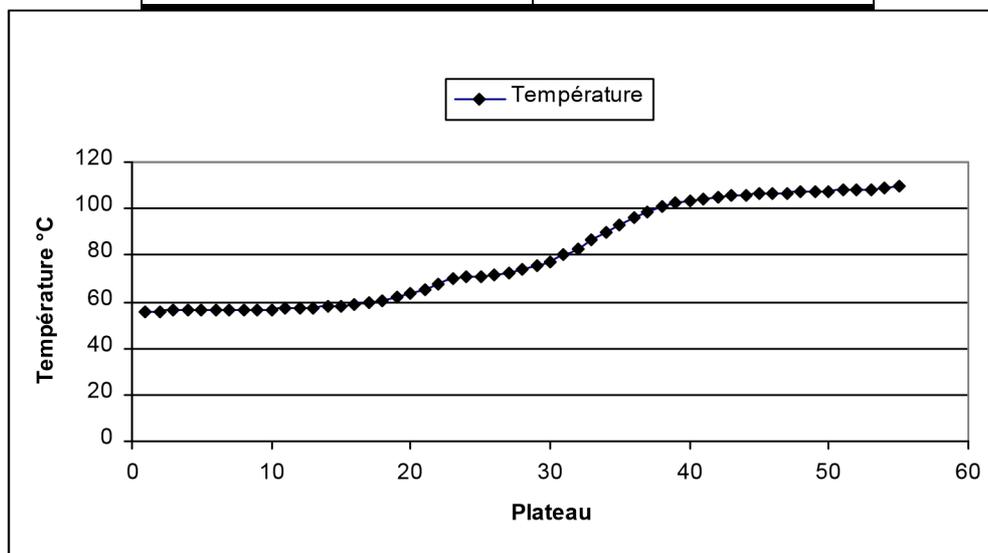


Figure 22 : Profil de Température à 120%

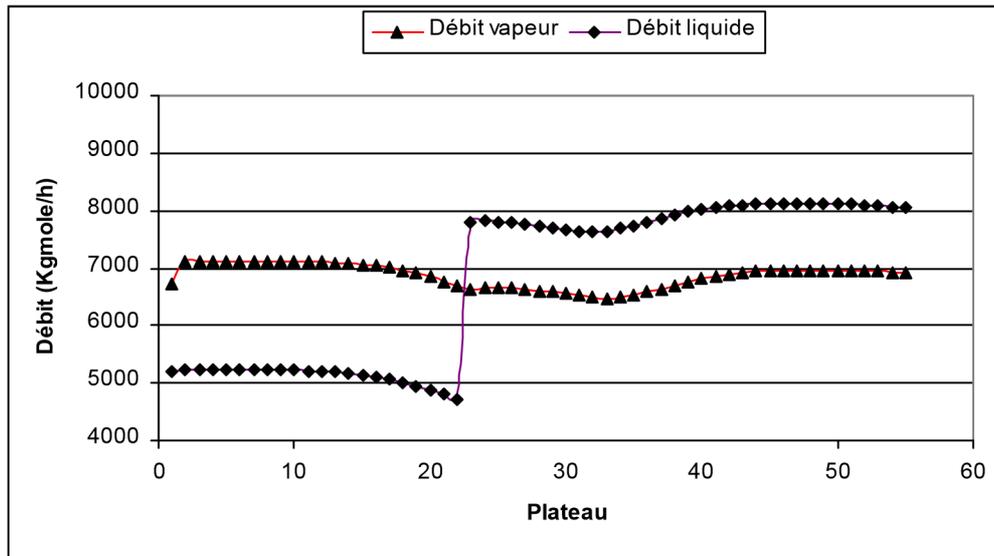


Figure 23 : Profils de débits à 120%

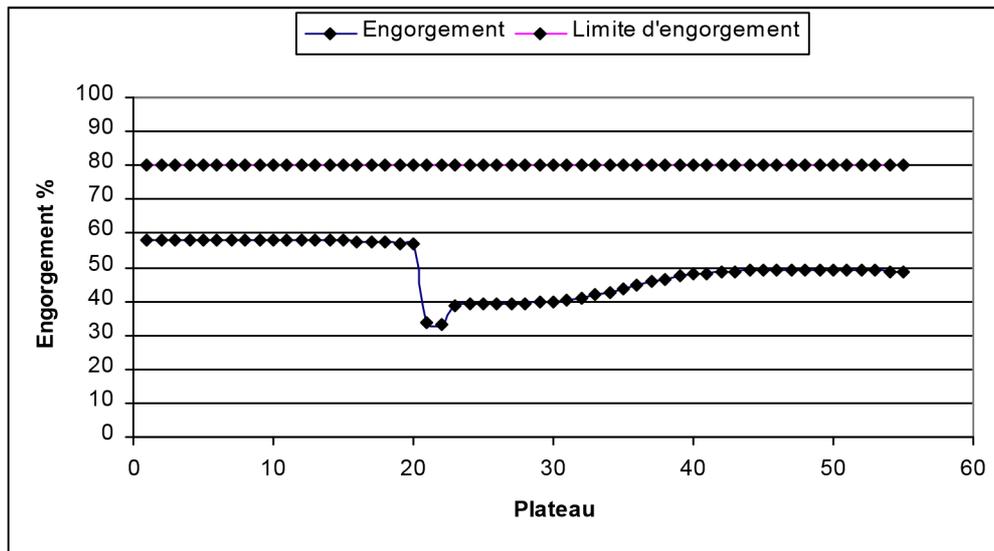


Figure 24 : Profil d'engorgement à 120%

Tableau 18 : 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 19 : 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 . 10 ⁶
Quantité de chaleur dans le Rebouilleur (Kcal/h)	22,81 . 10 ⁶

4000

7

60

0
50

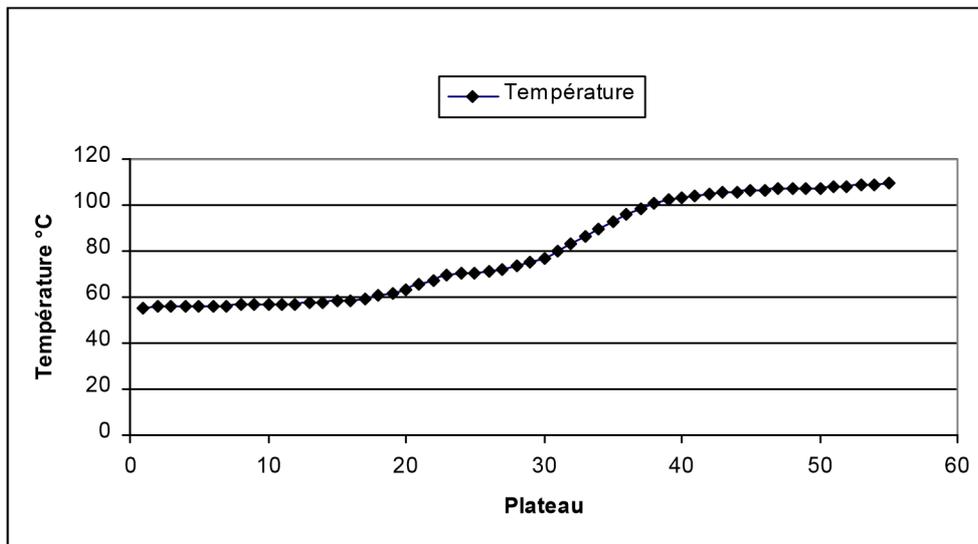


Figure 25 : Profil de Température à 130%

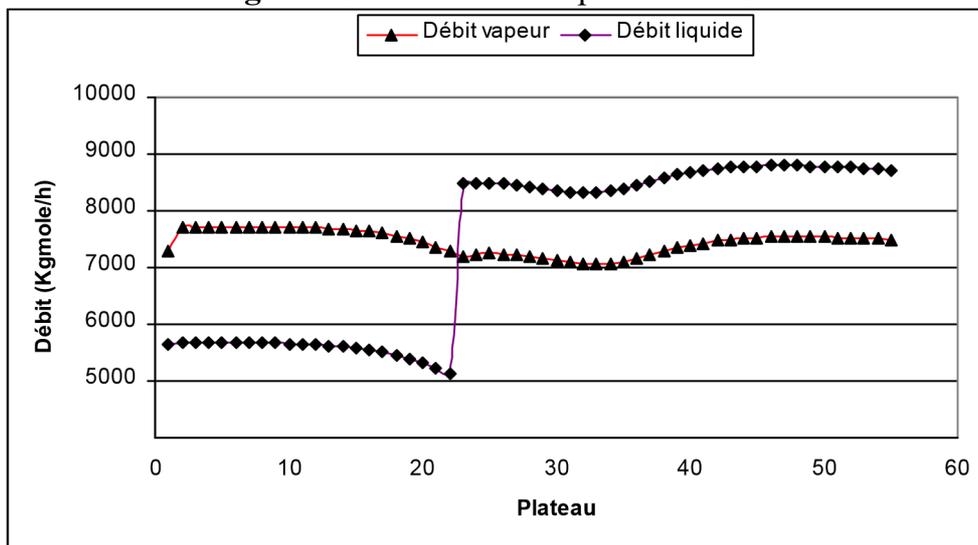


Figure 26 : Profils de débits à 130%

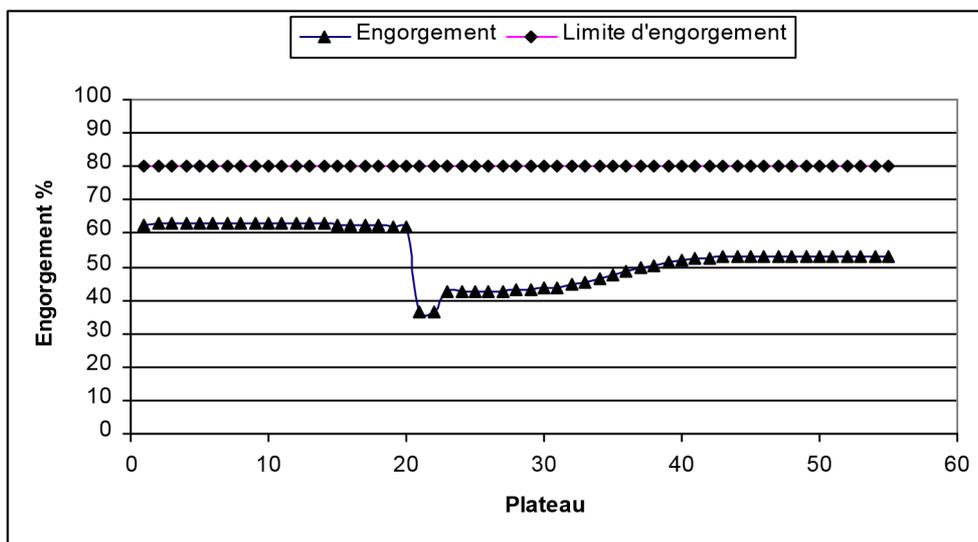


Figure 27 : Profil d'engorgement à 130%**Tableau 20** : Compositions molaires du distillat et résidu à 130% de la charge nominale

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 21** : 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

4000

7 | | | | | | | | 0
60 | 50

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)	$24,57 \cdot 10^6$

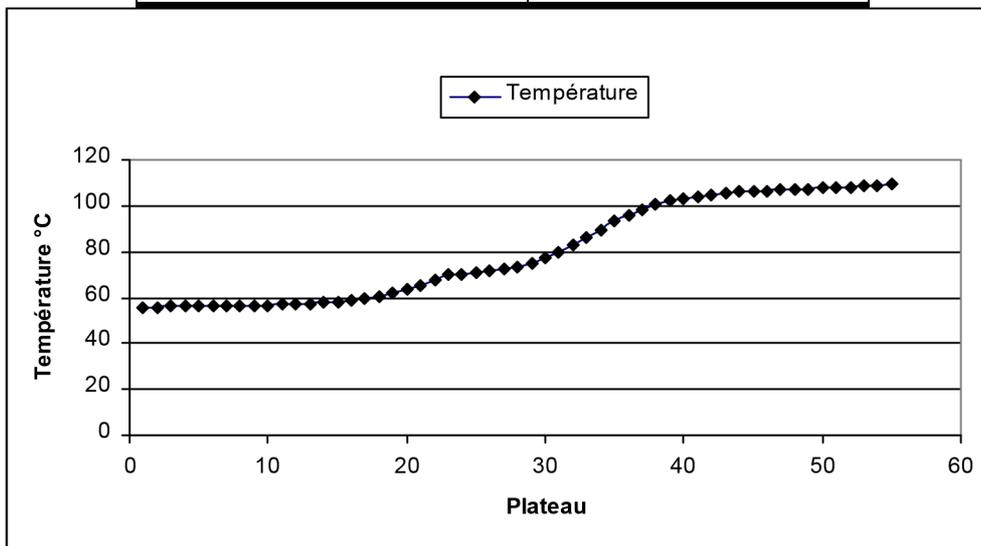


Figure 28 : Profil de Température à 140%

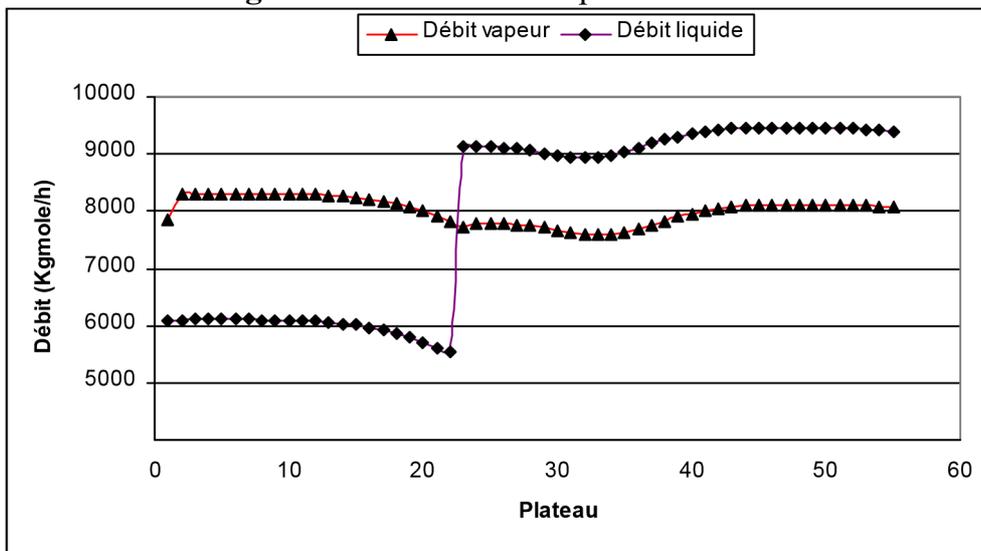


Figure 29 : Profils de débits à 140%

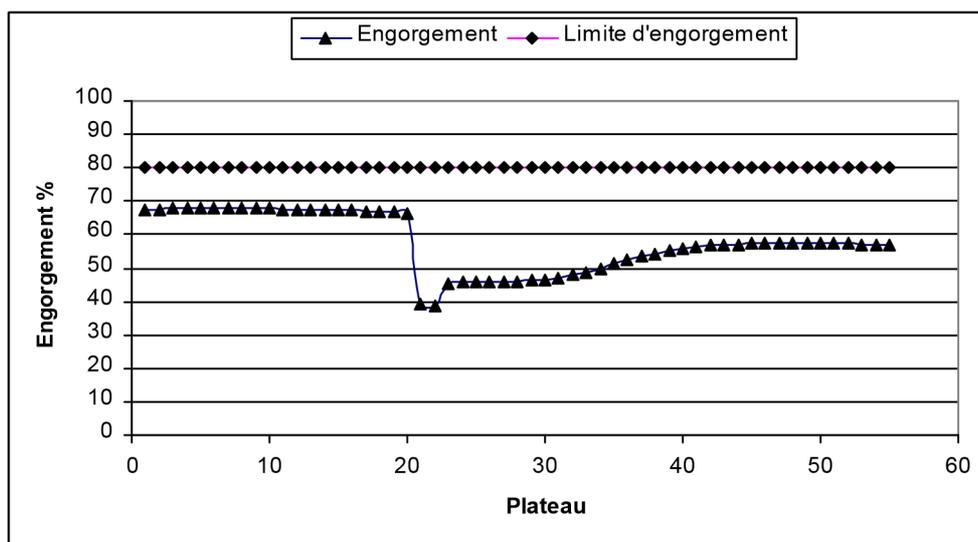


Figure 30 : Profil d'engorgement à 140%

Tableau 22 : 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.

4000
60
0
50

- 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 23 : 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)	$26,51 \cdot 10^6$

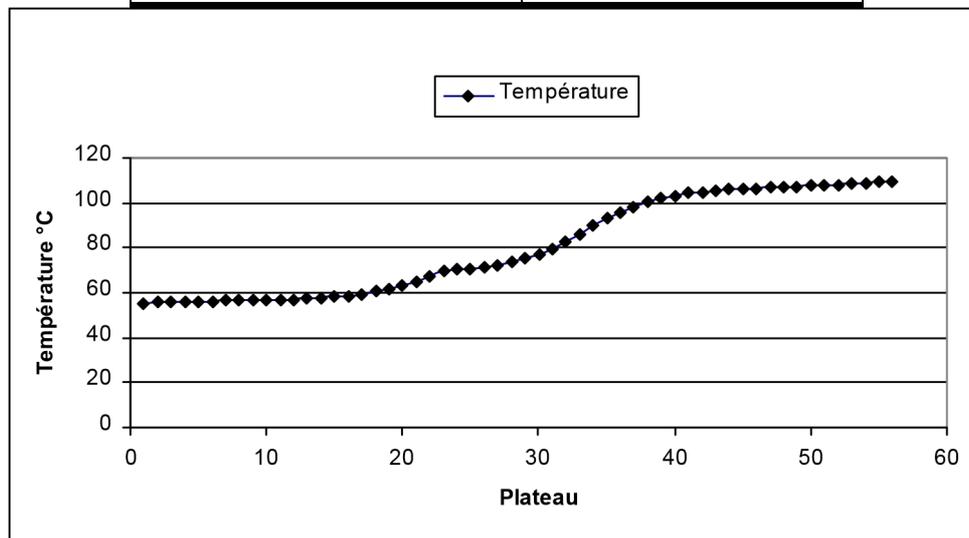


Figure 31 : Profil de Température à 150%

4000
50 60 0

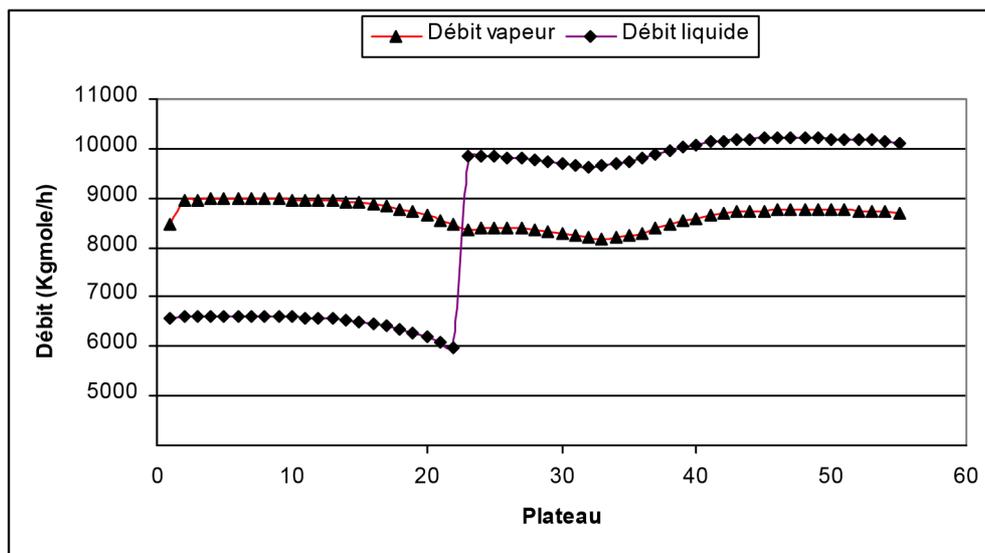


Figure 32 : Profils de débits à 150%

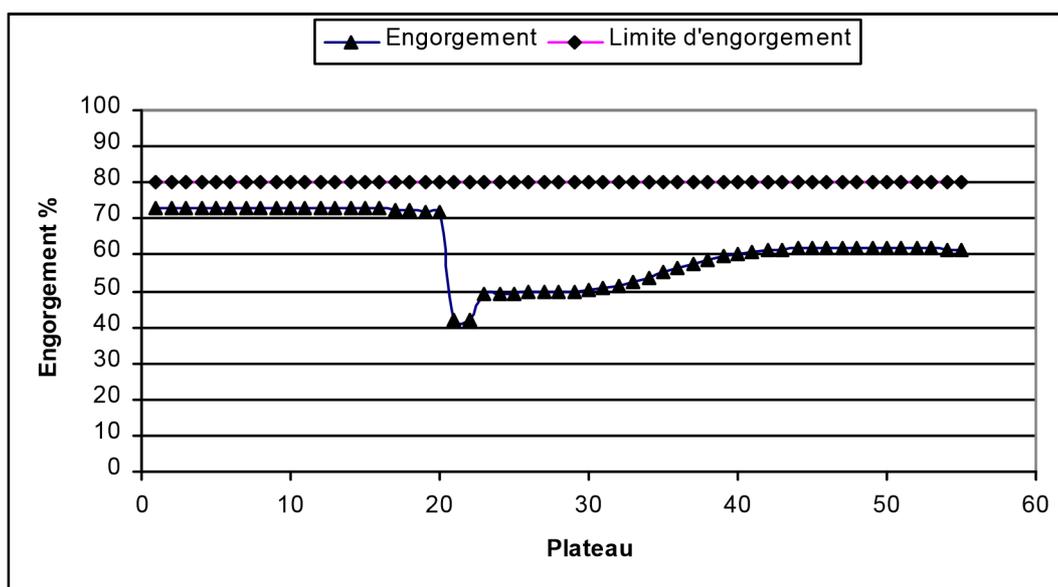


Figure 33 : Profil d'engorgement à 150%

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.

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 24 : vérification des capacités des pompes

Equipement	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 25 : vérification des capacités des équipements d'échange thermique

Equipement	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

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

Références bibliographiques

- [1] Manuel Opérateur GP1/Z, Généralités sur le complexe GP1Z.
- [2] P. Wuithier le pétrolé, raffinage et génie chimie, Edition technip, Paris, 1972.
- [3] J. P. Wauquier, 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.



Annexes A

1. Colonnes

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

* FV = Vide complet

B. ECHANGEURS

1. Echangeurs tubulaires

Repère	Service	Service (106 kcal/h)	Fluide	Fonctionnement		Calcul	
				Press. (kg/cm ² eff.)	Temp. (°C)	Press. (kg/cm ² eff.)	Temp. (°C)
02-E-1003A, B à 4003A, B	Rebouilleur du fractionateur	25,23 (S) (T)	Butane Fluide caloporteur	20,5 2,9	110/111,3 180/130	FV/23,5 FV/15	180 200
02-E-1004 à 4004	Préchauffeur N°1	1,198 (S) (T)	Alimentation GPL Propane	28,5 21,9	5/20,4 61/43,2	FV/38 FV/29	70 85
02-E-1005 à 4005	Préchauffeur N°2	3,693 (S) (T)	Alimentation GPL Butane	27,7 20,3	19,4/67,7 109,4/40,6	FV/38 FV/26	115 135
02-E-1006 0 4006	Condenseur de tête déthanneur	3,6 (S) (T)	Propane Ethane	3,1 21,8	-5,0 16,7/62,1	FV/13 FV/24,5	50/-10 150/-43
02-E-1007 à 4007	Rebouilleur déthanneur	4,0 (S) (T)	Propane Fluide caloporteur	22,1 3,1	61,7/62,1 180/130	FV/24,5 FV/15	150/-5 200
02-E-1009 à 4009	Rebouilleur dépétaniseur	8,428 (S) (T)	Pentane Fluide caloporteur	8,75 3,0	11/113,4 180/130	FV/10,6 FV/15	180 200
02-E-1013 à 4013	Préchauffeur	3,075 (S) (T)	Alimentation GPL Fluide caloporteur	25,6 3,4	38,9/71,1 180/130	FV/38 FV/15	180 200

			Press. (kg/cm ²)	Temp. (°C)	Temp. (°C)	Press. (kg/cm ²)	Temp. (°C)
Condenseur de tête du fractionnateur	25, 23	Propane	20, 0	57, 3/50	* FV/23,5		80
Condenseur de tête du départaniseur	9, 96	Butane	8, 3	63/5/50	* FV/10,6		85
Réfrigérant pentane	0, 109	Pentane	8, 5	101, 8/50	* FV/10,6		135
Réfrigérant propane	0, 783	Propane	21, 1	55, 1/43	* FV/29,0		85
lote 1) 50 % Pas des pales du ventilateur ajustable, 50 % pas des pales du ventilateur auto-variable lote 2) 100 % Pas des pales du ventilateur ajustable							

			<u>Capacité (m³/h)</u>		<u>Press. d'aspiration</u>	<u>Press. différentielle</u>	<u>Puissance Moteur</u>
	<u>Service</u>	<u>Type</u>	<u>Nor.</u>	<u>Calcul</u>	<u>(kg/cm² eff.)</u>	<u>(kg/cm²)</u>	<u>(kW)</u>
02	A/B Pompe reflux A/B fractionnateur	Centri. Horiz.	702	865	19,7	5,3	220
03	A/B Pompe reflux A/B sur dééthhaniseur	Centri. Vert.	108	132	21,5	3,6	30
04	A/B Pompe reflux sur dépentaniseur	Centri.	175	210	5,7	14,5	190
10	A/B Pompe recirculation	Centri.	-	5,7 + débit mini.	6,3	13,2	37

TABIEAU - I.1 GPL bruts

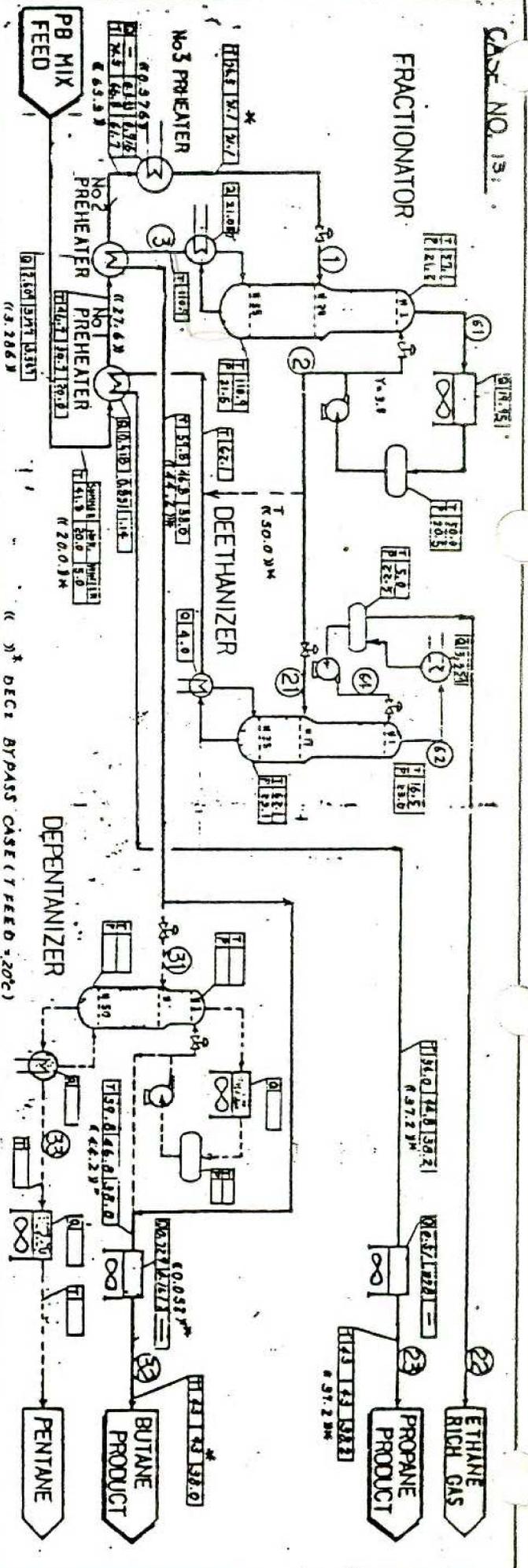
N° de la charge	HASSI-MESSAOU			HASSI R'MEL	
	1	2	3	4	5
COMPOSANT	Unité Sud (Fluorine)	Unité Nord (Fluorine)	Unité de Récupération (Lummuus)	Procédé Prichard (2 modules)	Procédé Hudson (3 modules)
CO ₂ (en % mole)	-	-	-	-	-
C ₁	-	-	-	-	0,008
C ₂	1,74	4,58	2,19	2,197	0,853
C ₃	54,65	53,43	51,60	49,255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

TABLEAU - 11 GPL bruts (suite)

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

TABLEAU 1.2b Charges théoriques

No. de la charge	13	14	15
COMPOSANT	Moyenne pondérée de toutes les douze charges	Mélange des charges No. 2, 7, 9 et 10 (C ₂ max. des 4 charges les plus défavorables)	Mélange des charges No. 2, 4, 9 et 10 (C ₅ max. des 4 charges les plus défavorables)
CO ₂	-	-	-
C ₁	0,002	-	-
C ₂	2,009	3,380	2,960
C ₃	52,512	50,320	49,430
i - C ₄	16,751	19,940	17,690
n - C ₄	28,258	25,540	28,970
i - C ₅	0,308	0,570	0,590
n - C ₅	0,160	0,250	0,360
C ₆₊	-	-	-
GRAND TOTAL	100,00	100,00	100,00
Tension vapeur			
à 100°F en psi absolu	134	141	138
à 37,38°C en kg/cm ² abs.	9,42	9,96	9,70
Masse volumique à 15,56°C	0,538	0,536	0,538
Quantité estimée en 1981 (10 ⁶ tonnes par an)	8,374	2,204	2,964



STREAM	PRESS. Kg/cm ² A		TEMP. °C	COMPOSITION					PHASE	
	(61)	(62)		C1	C2	C3	C4	C5		
	31.2	29.0	57.1	74.5	50.0	110.9	5.0	5.0	43.0	
MOLAL FLOW RATE AND COMPOSITION										
C1	0.05	0.05								
C2	51.06	51.07								
C3	1314.75	1373.20								
C4	425.78	16.75								
C5	718.26	28.76								
Σ Kg/mol/hr / Σ mol %	6665.77	1992.86		2861.80	1371.73	100.00	114.87	100.00	1288.74	100.00
M.M.W.	43.60	32.74		50.26	43.60	58.13	32.80	31.15	44.01	
FLOW RATE (Kg/hr)	290,641	49,679		127,749	60,037	67,711	45,278	1367	58,670	
DENSITY (Kg/m ³)	47.17	42.05		452.2	444.6	433.3	418.0	40.87	463.2	

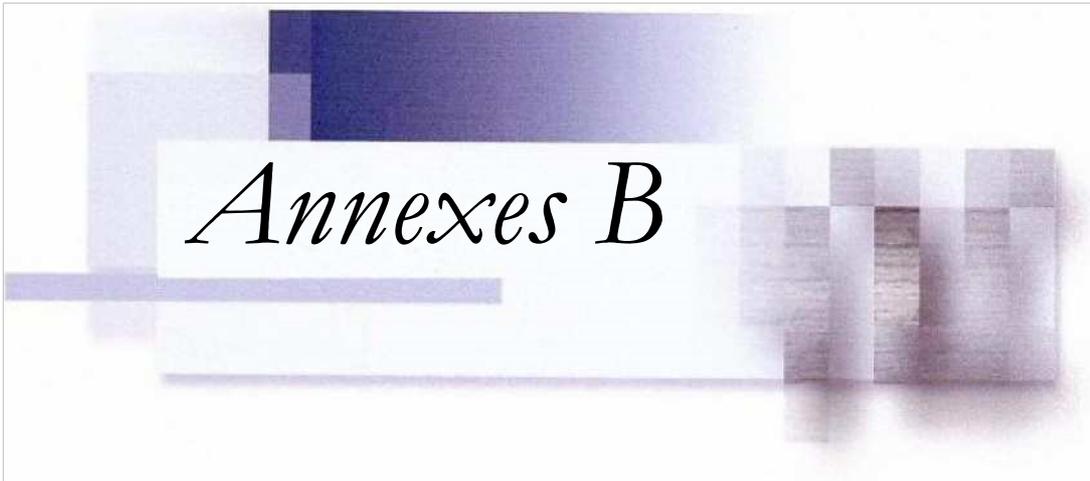
FEED SOURCE (B) AVERAGE OF ALL SOURCES.

CORRECTION FACTOR FOR 100MMTON PER YEAR X 1.0



JOB NO. 5081-001
 Ishikawajima-Harima Heavy Industries Co., Ltd.

Fig-1 (B) AVERAGE OF ALL SOURCES - Non. Operation



Annexes B



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: CAUSERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP

Unit Set: NewUser

Date/Time: Sat Oct 10 11:24:12 2009

WorkbooCase (Main)

Composition

Fluid Pkg:

All

Name	Vers Ballon	Vap	Vers Tee	Vers Recycle	Reflux
Comp Mole Frac (Methane)	0.0023	0.0158	0.0023	0.0023	0.0023
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0245	0.0549	0.0245	0.0245	0.0245
Comp Mole Frac (Propane)	0.9729	0.9291	0.9729	0.9729	0.9728
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0004	0.0002	0.0004	0.0004	0.0005
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Name	C4 liq	Vers Condenseur	C3 liq	Feed	Feed-2
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0023	0.0023	0.0014	0.0014
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0245	0.0245	0.0152	0.0152
Comp Mole Frac (Propane)	0.0001	0.9729	0.9729	0.6044	0.6044
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.3491	0.0004	0.0004	0.1324	0.1324
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.6391	0.0000	0.0000	0.2422	0.2422
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0106	0.0000	0.0000	0.0040	0.0040
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0011	0.0000	0.0000	0.0004	0.0004

Streams

Fluid Pkg:

All

Name	Vers Ballon	Vap	Vers Tee	Vers Recycle	Reflux
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	48.00	48.00	48.00	48.00	48.00
Pressure (kg/cm ²)	20.50	20.50	20.50	20.50	20.50
Molar Flow (kgmole/h)	5754	0.0000	5754	4131	4131
Mass Flow (kg/h)	2.514e+00	0.0000	2.514e+00	1.805e+00	1.805e+00
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	500.0	0.0000	500.0	359.0	359.0
Heat Flow (kJ/h)	-6.693e+00	0.0000	-6.693e+00	-4.805e+00	-4.805e+00
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.163e+00	-1.032e+00	-1.163e+00	-1.163e+00	-1.163e+00
Name	C4 liq	Vers Condenseur	C3 liq	Feed	Feed-2
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	109.9	55.41	48.00	71.00	66.00
Pressure (kg/cm ²)	20.60	20.20	20.50	21.00	21.00
Molar Flow (kgmole/h)	990.3	5754	1623	2613	2613
Mass Flow (kg/h)	5.772e+00	2.514e+00	7.092e+00	1.286e+00	1.286e+00
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	100.2	500.0	141.0	241.2	241.2
Heat Flow (kJ/h)	-1.350e+00	-5.956e+00	-1.888e+00	-3.256e+00	-3.277e+00
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.363e+00	-1.035e+00	-1.163e+00	-1.246e+00	-1.254e+00
Name	Qc	Qr	Qp		
Vapour Fraction	---	---	---		
Temperature (C)	---	---	---		
Pressure (kg/cm ²)	---	---	---		

Molar Flow	(kgmole/	---	---	---		
Mass Flow	(kg/h)	---	---	---		
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	---	---	---		
Heat Flow	(kJ/h)	7.368e+0	7.549e+0	2.141e+0		
Molar Enthalpy	(kJ/kgmo	---	---	---		

Unit Ops

Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc. Level
FRACTIONATEUR	Reboiled Absorber	Reflux	C4 liq	No	2500
		Feed	Vers Condenseur		
		Qr			
AERO	Cooler	Vers Condenseur	Vers Ballon	No	500.0
			Qc		
BALLON	Separator	Vers Ballon	Vers Tee	No	500.0
			Vap		
TEE-100	Tee	Vers Tee	C3 liq	No	500.0
			Vers Recycle		
RCY-1	Recycle	Vers Recycle	Reflux	No	3500

Hyprotech Ltd.

HYSYS v3.2 (Build 5029)

Page 1 of 1


Operation Name
E-100



TEAM LND
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\USERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main

CONNECTIONS

Inlet Stream			
STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION	
Qr	Reboiler		
GPL	23 Main TS	Heater	E-100
Lr froid	1 Main TS	Recycle	RCY-1
Outlet Stream			
STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION	
C3	1 Main TS	Cooler	AERO
C4	Reboiler		

MONITOR

Specifications Summary

	Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
Ovhd Prod Rate	---	5754 kgmole	---	1.000e-00	1.000 kgmole	Off	Off	Off
Btms Prod Rate	---	990.3 kgmole	---	1.000e-00	1.000 kgmole	Off	Off	Off
Boilup Ratio	0.9800	5.962	-4.982	1.000e-00	1.000e-00	Off	On	Off
Temperature	96.00 C	95.98 C	-4.453e-00	1.000e-00	1.000 C	On	On	On
Comp Fraction	0.9850	0.9920	1.227	1.000e-00	1.000e-00	Off	On	Off

SPECS

Column Specification Parameters

Ovhd Prod Rate

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---
Stream:	C3	Flow Basis:	Molar				

Btms Prod Rate

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---
Stream:	C4	Flow Basis:	Molar				

Boilup Ratio

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---
Stage:	Reboiler	Basis:	Molar				

Temperature

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---
Stage:	36 Main						

Comp Fraction

Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---
Stage:	55 Main	Flow Basis:	Mole Fractio	Phase:	Liquid		
Components:	i-Butane		n-Butane				

SUBCOOLING

Degrees of Subcooling		
Subcool to		

User Variables

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet:	FRACTIONATEUR (Number of Stages:	55
-----------------	-----------------	-------------------	----

Profile Estimates

	Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
Licensed to: TEAM LND	1 Main 7 55.41	4466	5754
	2 Main 7 55.94	4479	6089



TEAM LND
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: CAUSERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP

Unit Set: NewUser

Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

Profile Estimates

	Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
3__Main T	56.12	4482	6102
4__Main T	56.20	4484	6106
5__Main T	56.26	4484	6107
6__Main T	56.31	4483	6107
7__Main T	56.38	4482	6106
8__Main T	56.45	4480	6105
9__Main T	56.55	4478	6103
10__Main T	56.67	4474	6101
11__Main T	56.82	4468	6097
12__Main T	57.02	4460	6091
13__Main T	57.29	4449	6083
14__Main T	57.64	4434	6072
15__Main T	58.11	4414	6058
16__Main T	58.73	4387	6037
17__Main T	59.53	4352	6010
18__Main T	60.58	4308	5975
19__Main T	61.89	4255	5931
20__Main T	63.49	4194	5878
21__Main T	65.38	4128	5817
22__Main T	67.49	4061	5751
23__Main T	69.75	6706	5684
24__Main T	70.30	6713	5716
25__Main T	70.82	6710	5723

26__Main	Г	71.46	6699	5720
27__Main	Г	72.31	6682	5709
28__Main	Г	73.49	6659	5692
29__Main	Г	75.09	6631	5669
30__Main	Г	77.19	6603	5641
31__Main	Г	79.81	6579	5613
32__Main	Г	82.89	6568	5589
33__Main	Г	86.28	6575	5578
34__Main	Г	89.74	6601	5585
35__Main	Г	93.03	6642	5610
36__Main	Г	95.98	6692	5652
37__Main	Г	98.47	6745	5702
38__Main	Г	100.5	6794	5754
39__Main	Г	102.1	6836	5803
40__Main	Г	103.3	6870	5846
41__Main	Г	104.3	6897	5880
42__Main	Г	105.0	6917	5907
43__Main	Г	105.5	6932	5927
44__Main	Г	105.9	6942	5942
45__Main	Г	106.3	6949	5952
46__Main	Г	106.6	6952	5958
47__Main	Г	106.8	6954	5962
48__Main	Г	107.1	6953	5963
49__Main	Г	107.3	6951	5963
50__Main	Г	107.5	6947	5960
51__Main	Г	107.8	6941	5956
52__Main	Г	108.1	6933	5950
53__Main	Г	108.4	6923	5943
54__Main	Г	108.8	6911	5933
55__Main	Г	109.3	6895	5920

Reboiler	109.9	990.3	5904
----------	-------	-------	------

EFFICIENCIES

 <p style="margin-left: 100px;">TEAM LND Calgary, Alberta CANADA</p>	Case Name: CA\USERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP
	Unit Set: NewUser
	Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

Stage Efficiencies

Stages	Overall Efficiency	Methane	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane
1__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
2__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
3__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
4__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
5__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
6__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
7__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
8__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
9__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
10__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
11__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
12__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
13__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
14__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
15__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
16__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
17__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
18__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
19__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
20__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
21__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
22__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
23__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
24__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
25__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
26__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
27__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
28__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
29__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
30__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
31__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
32__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
33__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
34__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
35__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
36__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000

37__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
38__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
39__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
40__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
41__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
42__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
43__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
44__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
45__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
46__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
47__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
48__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
49__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
50__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
51__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
52__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
53__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
54__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
55__Main TS	1.000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000	0.6000
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Stages	Overall Efficiency	i-Pentane	n-Pentane			
1__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			

Hyprotech Ltd. HYSYS v3.2 (Build 5029) Page 3 of

 <p>TEAM LND Calgary, Alberta CANADA</p>	Case Name: CAUSERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP
	Unit Set: NewUser
	Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

Stage Efficiencies

Stages	Overall Efficiency	i-Pentane	n-Pentane			
2__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
3__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
4__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
5__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
6__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
7__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
8__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
9__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
10__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			

11__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
12__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
13__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
14__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
15__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
16__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
17__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
18__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
19__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
20__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
21__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
22__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
23__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
24__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
25__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
26__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
27__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
28__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
29__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
30__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
31__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
32__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
33__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
34__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
35__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
36__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
37__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
38__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
39__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
40__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			

41__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
42__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
43__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
44__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
45__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
46__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
47__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
48__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
49__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
50__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
51__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
52__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
53__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
54__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
55__Main TS	1.000	0.6000	0.6000			
Reboiler	1.000	1.000	1.000			

SOLVER

 <p align="center">TEAM LND Calgary, Alberta CANADA</p>	Case Name: CAUSERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP
	Unit Set: NewUser
	Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out

Solving Options		Acceleration Parameters	
Maximum Iterations:	10000	Accelerate K Value & H Model Parameters:	Off
Equilibrium Error Tolerance:	1.000e-05		
Heat/Spec Error Tolerance:	5.000e-00		
Save Solutions as Initial Estimate:	On		
Super Critical Handling Model:	Simple K		
Trace Level:	Low		
Init from Ideal K's:	Off	Damping Parameters	
Initial Estimate Generator Parameters		Azeotrope Check:	Off
Iterative IEG (Good for Chemicals):	Off	Fixed Damping Factor:	1

SIDE STRIPPERS				
SIDE RECTIFIERS				
PUMP AROUNDS				
VAP BYPASSES				
RATING				
Tray Sections				
Tray Section		Main TS		
Tray Diameter	(m)	1.500		
Weir Height	(m)	5.000e-002		
Weir Length	(m)	1.200		
Tray Space	(m)	0.5000		
Tray Volume	(m3)	0.8836		
Disable Heat Loss Calculations		No		
Heat Model		None		
Rating Calculations		No		
Tray Hold Up	(m3)	8.836e-002		
Vessels				
Vessel		Reboiler		
Diameter	(m)	1.193		
Length	(m)	1.789		
Volume	(m3)	2.000		
Orientation		Horizontal		
Vessel has a Boot		No		
Boot Diameter	(m)	---		
Boot Length	(m)	---		
Hold Up	(m3)	1.000		
Other Equipment In Column Flowsheet				
Pressure Profile				

	Pressure (kg/cm2)	Pressure Drop (kPa)
1__Main TS	20.20 kg/cm2	0.7264 kPa
2__Main TS	20.21 kg/cm2	0.7264 kPa
3__Main TS	20.21 kg/cm2	0.7264 kPa
4__Main TS	20.22 kg/cm2	0.7264 kPa
5__Main TS	20.23 kg/cm2	0.7264 kPa
6__Main TS	20.24 kg/cm2	0.7264 kPa
7__Main TS	20.24 kg/cm2	0.7264 kPa
8__Main TS	20.25 kg/cm2	0.7264 kPa
Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)	Page 5 of

	<p>TEAM LND Calgary, Alberta CANADA</p>	<p>Case Name: C:\USERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\M&MOIRE\SIMUL ACT R 254\GP</p>
		<p>Unit Set: NewUser</p>
		<p>Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009</p>

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

9__Main TS	20.26 kg/cm2	0.7264 kPa
10__Main TS	20.27 kg/cm2	0.7264 kPa
11__Main TS	20.27 kg/cm2	0.7264 kPa
12__Main TS	20.28 kg/cm2	0.7264 kPa
13__Main TS	20.29 kg/cm2	0.7264 kPa
14__Main TS	20.30 kg/cm2	0.7264 kPa
15__Main TS	20.30 kg/cm2	0.7264 kPa
16__Main TS	20.31 kg/cm2	0.7264 kPa
17__Main TS	20.32 kg/cm2	0.7264 kPa
18__Main TS	20.33 kg/cm2	0.7264 kPa
19__Main TS	20.33 kg/cm2	0.7264 kPa
20__Main TS	20.34 kg/cm2	0.7264 kPa
21__Main TS	20.35 kg/cm2	0.7264 kPa
22__Main TS	20.36 kg/cm2	0.7264 kPa
23__Main TS	20.36 kg/cm2	0.7264 kPa
24__Main TS	20.37 kg/cm2	0.7264 kPa
25__Main TS	20.38 kg/cm2	0.7264 kPa
26__Main TS	20.39 kg/cm2	0.7264 kPa
27__Main TS	20.39 kg/cm2	0.7264 kPa
28__Main TS	20.40 kg/cm2	0.7264 kPa
29__Main TS	20.41 kg/cm2	0.7264 kPa
30__Main TS	20.41 kg/cm2	0.7264 kPa
31__Main TS	20.42 kg/cm2	0.7264 kPa
32__Main TS	20.43 kg/cm2	0.7264 kPa
33__Main TS	20.44 kg/cm2	0.7264 kPa
34__Main TS	20.44 kg/cm2	0.7264 kPa
35__Main TS	20.45 kg/cm2	0.7264 kPa
36__Main TS	20.46 kg/cm2	0.7264 kPa
37__Main TS	20.47 kg/cm2	0.7264 kPa
38__Main TS	20.47 kg/cm2	0.7264 kPa
39__Main TS	20.48 kg/cm2	0.7264 kPa
40__Main TS	20.49 kg/cm2	0.7264 kPa
41__Main TS	20.50 kg/cm2	0.7264 kPa
42__Main TS	20.50 kg/cm2	0.7264 kPa

43_Main TS	20.51 kg/cm2	0.7264 kPa
44_Main TS	20.52 kg/cm2	0.7264 kPa
45_Main TS	20.53 kg/cm2	0.7264 kPa
46_Main TS	20.53 kg/cm2	0.7264 kPa
47_Main TS	20.54 kg/cm2	0.7264 kPa
48_Main TS	20.55 kg/cm2	0.7264 kPa
49_Main TS	20.56 kg/cm2	0.7264 kPa
50_Main TS	20.56 kg/cm2	0.7264 kPa
51_Main TS	20.57 kg/cm2	0.7264 kPa
52_Main TS	20.58 kg/cm2	0.7264 kPa
53_Main TS	20.59 kg/cm2	0.7264 kPa
54_Main TS	20.59 kg/cm2	0.7264 kPa
55_Main TS	20.60 kg/cm2	---
Reboiler	20.60 kg/cm2	0.0000 kPa

Pressure Solving Options

Pressure Tolerance	1.000e-00	Pressure Drop Tolerance	1.000e-00	Damping Factor	1.000	Max Press Iterations	100
--------------------	-----------	-------------------------	-----------	----------------	-------	----------------------	-----

PROPERTIES

PropertiesLr froid

	Overall	Liquid Phase			
Vapour/Phase Fraction	0.0000	1.0000			
Temperature: (C)	48.00	48.00			
Pressure: (kg/cm2)	20.50	20.50			
Molar Flow (kgmole)	4131	4131			
Mass Flow (kg/h)	1.805e+00	1.805e+00			

 <p>TEAM LND Calgary, Alberta CANADA</p>	Case Name:	C:\USERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP
	Unit Set:	NewUser
	Date/Time:	Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

PropertiesLr froid

	Overall	Liquid Phase			
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	359.0	359.0			
Molar Enthalpy (kJ/kgmo)	-1.163e+00	-1.163e+00			
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2662	-2662			
Molar Entropy (kJ/kgmole)	102.2	102.2			
Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.340	2.340			
Heat Flow (kJ/h)	-4.805e+00	-4.805e+00			

Molar Density	(kgmole/m ³)	10.32	10.32		
Mass Density	(kg/m ³)	450.8	450.8		
Std Ideal Liq Mass Density	(kg/m ³)	502.8	502.8		
Liq Mass Density @Std Cond	(kg/m ³)	504.9	504.9		
Molar Heat Capacity	(kJ/kgmole)	145.3	145.3		
Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	3.325	3.325		
Thermal Conductivity	(W/m-K)	8.088e-00	8.088e-00		
Viscosity	(cP)	7.825e-00	7.825e-00		
Surface Tension	(dyne/cm)	4.189	4.189		
Molecular Weight		43.70	43.70		
Z Factor		7.298e-00	7.298e-00		
PropertiesGPL					
		Overall	Liquid Phase		
Vapour/Phase Fraction		0.0000	1.0000		
Temperature:	(C)	71.00	71.00		
Pressure:	(kg/cm ²)	21.00	21.00		
Molar Flow	(kgmole/h)	2613	2613		
Mass Flow	(kg/h)	1.286e+00	1.286e+00		
Std Ideal Liq Vol Flow	(m ³ /h)	241.2	241.2		
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-1.246e+00	-1.246e+00		
Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-2531	-2531		
Molar Entropy	(kJ/kgmole)	108.5	108.5		
Mass Entropy	(kJ/kg-C)	2.204	2.204		
Heat Flow	(kJ/h)	-3.256e+00	-3.256e+00		
Molar Density	(kgmole/m ³)	9.106	9.106		
Mass Density	(kg/m ³)	448.2	448.2		
Std Ideal Liq Mass Density	(kg/m ³)	533.3	533.3		
Liq Mass Density @Std Cond	(kg/m ³)	537.5	537.5		
Molar Heat Capacity	(kJ/kgmole)	168.0	168.0		
Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	3.412	3.412		

Thermal Conductivity	(W/m-K)	7.006e-00	7.006e-00		
Viscosity	(cP)	7.967e-00	7.967e-00		
Surface Tension	(dyne/cm)	3.583	3.583		
Molecular Weight		49.22	49.22		
Z Factor		7.904e-00	7.904e-00		
PropertiesC4					
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour/Phase Fraction		0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature:	(C)	109.9	109.9	109.9	
Pressure:	(kg/cm ²)	20.60	20.60	20.60	
Molar Flow	(kgmole/h)	990.3	0.0000	990.3	
Mass Flow	(kg/h)	5.772e+00	0.0000	5.772e+00	
Std Ideal Liq Vol Flow	(m ³ /h)	100.2	0.0000	100.2	
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-1.363e+00	-1.237e+00	-1.363e+00	
Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-2339	-2126	-2339	
Molar Entropy	(kJ/kgmole)	108.0	142.4	108.0	
Mass Entropy	(kJ/kg-C)	1.854	2.446	1.854	
Heat Flow	(kJ/h)	-1.350e+00	0.0000	-1.350e+00	
Molar Density	(kgmole/m ³)	7.468	0.9699	7.468	
Mass Density	(kg/m ³)	435.2	56.47	435.2	
Std Ideal Liq Mass Density	(kg/m ³)	576.2	575.2	576.2	
Liq Mass Density @Std Cond	(kg/m ³)	577.6	576.6	577.6	
Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)			Page 7 of 7



TEAM LND
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\USERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

ProprietéC4

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole)	218.9	154.9	218.9
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.756	2.660	3.756
Thermal Conductivity (W/m-K)	5.480e-00	2.704e-00	5.480e-00
Viscosity (cP)	7.753e-00	1.118e-00	7.753e-00
Surface Tension (dyne/cm)	2.624	---	2.624
Molecular Weight	58.28	58.22	58.28
Z Factor	8.495e-00	0.6541	8.495e-00

ProprietéC3

	Overall	Vapour Phase
Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (C)	55.41	55.41
Pressure: (kg/cm ²)	20.20	20.20
Molar Flow (kgmole/h)	5754	5754
Mass Flow (kg/h)	2.514e+00	2.514e+00
Std Ideal Liq Vol Flow (m ³ /h)	500.0	500.0
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.035e+00	-1.035e+00
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2369	-2369
Molar Entropy (kJ/kgmole)	141.3	141.3
Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.234	3.234
Heat Flow (kJ/h)	-5.956e+00	-5.956e+00
Molar Density (kgmole/m ³)	1.045	1.045
Mass Density (kg/m ³)	45.67	45.67
Std Ideal Liq Mass Density (kg/m ³)	502.8	502.8
Liq Mass Density @Std Cond (kg/m ³)	504.9	504.9
Molar Heat Capacity (kJ/kgmole)	104.0	104.0
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.381	2.381
Thermal Conductivity (W/m-K)	2.382e-00	2.382e-00
Viscosity (cP)	1.038e-00	1.038e-00
Surface Tension (dyne/cm)	---	---
Molecular Weight	43.70	43.70
Z Factor	0.6939	0.6939

SUMMARY

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Feed Composition

	Lr froid	GPL
Flow Rate (kgmole/h)	4.131036e+03	2.613440e+03
	---	---
Methane	0.0023	0.0014
Ethane	0.0245	0.0152
Propane	0.9728	0.6044
i-Butane	0.0005	0.1324
n-Butane	0.0000	0.2422
i-Pentane	0.0000	0.0040
n-Pentane	0.0000	0.0004

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Feed Flows

	Lr froid	GPL
Flow Rate (kgmole/h)	4.131036e+03	2.613440e+03
	---	---
Methane (kgmole/h)	9.3096	3.6588
Ethane (kgmole/h)	101.0754	39.7243
Propane (kgmole/h)	4.018666e+03	1.579563e+03
i-Butane (kgmole/h)	1.9525	346.0195
n-Butane (kgmole/h)	0.0326	632.9752
i-Pentane (kgmole/h)	0.0000	10.4538
n-Pentane (kgmole/h)	0.0000	1.0454

Products



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: CAUSERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP
Unit Set: NewUser
Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

SUMMARY

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Compositions

	C3	C4			
Flow Rate (kgmole/h)	5.754129e+03	990.3470			
	---	---			
Methane	0.0023	0.0000			
Ethane	0.0245	0.0000			
Propane	0.9729	0.0001			
i-Butane	0.0004	0.3491			
n-Butane	0.0000	0.6391			
i-Pentane	0.0000	0.0106			
n-Pentane	0.0000	0.0011			

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Flows

	C3	C4			
Flow Rate (kgmole/h)	5.754129e+03	990.3470			
	---	---			
Methane (kgmole/h)	12.9684	0.0000			
Ethane (kgmole/h)	140.7997	0.0000			
Propane (kgmole/h)	5.598081e+03	0.1475			
i-Butane (kgmole/h)	2.2427	345.7293			
n-Butane (kgmole/h)	0.0366	632.9711			
i-Pentane (kgmole/h)	0.0000	10.4538			
n-Pentane (kgmole/h)	0.0000	1.0454			

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Recoveries

	C3	C4			
Flow Rate (kgmole/h)	5.754129e+03	990.3470			
	---	---			
Methane (%)	100.0000	0.0000			
Ethane (%)	100.0000	0.0000			
Propane (%)	99.9974	0.0026			
i-Butane (%)	0.6445	99.3555			
n-Butane (%)	0.0058	99.9942			
i-Pentane (%)	0.0000	100.0000			
n-Pentane (%)	0.0000	100.0000			

COLUMN PROFILES

Reflux Ratio: 0.7761	Reboil Ratio: 5.962	The Flows Option is Selected	Flow Basis: Molar
----------------------	---------------------	------------------------------	-------------------

Column Profiles Flows

	Temperature (C)	Pressure (kg/cm2)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmol)
1__Main TS	55.41	20.20	4466	---	4131	5754
2__Main TS	55.94	20.21	4479	6089	---	---
3__Main TS	56.12	20.21	4482	6102	---	---
4__Main TS	56.20	20.22	4484	6106	---	---
5__Main TS	56.26	20.23	4484	6107	---	---
6__Main TS	56.31	20.24	4483	6107	---	---
7__Main TS	56.38	20.24	4482	6106	---	---
8__Main TS	56.45	20.25	4480	6105	---	---
9__Main TS	56.55	20.26	4478	6103	---	---
10__Main TS	56.67	20.27	4474	6101	---	---
11__Main TS	56.82	20.27	4468	6097	---	---
12__Main TS	57.02	20.28	4460	6091	---	---
13__Main TS	57.29	20.29	4449	6083	---	---
14__Main TS	57.64	20.30	4434	6072	---	---
15__Main TS	58.11	20.30	4414	6058	---	---
16__Main TS	58.73	20.31	4387	6037	---	---

17__Main TS	59.53	20.32	4352	6010	---	---	
Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)				Page 9 of	

 <p>TEAM LND Calgary, Alberta CANADA</p>	Case Name: C:\USERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP
	Unit Set: NewUser
	Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

COLUMN PROFILES

	Temperature (C)	Pressure (kg/cm2)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmol)
18__Main TS	60.58	20.33	4308	5975	---	---
19__Main TS	61.89	20.33	4255	5931	---	---
20__Main TS	63.49	20.34	4194	5878	---	---
21__Main TS	65.38	20.35	4128	5817	---	---
22__Main TS	67.49	20.36	4061	5751	---	---
23__Main TS	69.75	20.36	6706	5684	2613	---
24__Main TS	70.30	20.37	6713	5716	---	---
25__Main TS	70.82	20.38	6710	5723	---	---
26__Main TS	71.46	20.39	6699	5720	---	---
27__Main TS	72.31	20.39	6682	5709	---	---
28__Main TS	73.49	20.40	6659	5692	---	---
29__Main TS	75.09	20.41	6631	5669	---	---
30__Main TS	77.19	20.41	6603	5641	---	---
31__Main TS	79.81	20.42	6579	5613	---	---
32__Main TS	82.89	20.43	6568	5589	---	---
33__Main TS	86.28	20.44	6575	5578	---	---
34__Main TS	89.74	20.44	6601	5585	---	---
35__Main TS	93.03	20.45	6642	5610	---	---
36__Main TS	95.98	20.46	6692	5652	---	---
37__Main TS	98.47	20.47	6745	5702	---	---
38__Main TS	100.5	20.47	6794	5754	---	---
39__Main TS	102.1	20.48	6836	5803	---	---
40__Main TS	103.3	20.49	6870	5846	---	---
41__Main TS	104.3	20.50	6897	5880	---	---
42__Main TS	105.0	20.50	6917	5907	---	---
43__Main TS	105.5	20.51	6932	5927	---	---
44__Main TS	105.9	20.52	6942	5942	---	---
45__Main TS	106.3	20.53	6949	5952	---	---
46__Main TS	106.6	20.53	6952	5958	---	---
47__Main TS	106.8	20.54	6954	5962	---	---
48__Main TS	107.1	20.55	6953	5963	---	---
49__Main TS	107.3	20.56	6951	5963	---	---
50__Main TS	107.5	20.56	6947	5960	---	---
51__Main TS	107.8	20.57	6941	5956	---	---
52__Main TS	108.1	20.58	6933	5950	---	---
53__Main TS	108.4	20.59	6923	5943	---	---
54__Main TS	108.8	20.59	6911	5933	---	---
55__Main TS	109.3	20.60	6895	5920	---	---
Reboiler	109.9	20.60	---	5904	---	990.3

Column Profiles Energy

	Temperature (C)	Liquid Enthalpy (kJ/kgmol)	Vapour Enthalpy (kJ/kgmol)	Heat Loss (kJ/h)
1__Main TS	55.41	-1.156e+005	-1.035e+005	---
2__Main TS	55.94	-1.157e+005	-1.037e+005	---
3__Main TS	56.12	-1.157e+005	-1.038e+005	---
4__Main TS	56.20	-1.157e+005	-1.038e+005	---
5__Main TS	56.26	-1.157e+005	-1.038e+005	---
6__Main TS	56.31	-1.158e+005	-1.038e+005	---
7__Main TS	56.38	-1.158e+005	-1.038e+005	---
8__Main TS	56.45	-1.158e+005	-1.039e+005	---
9__Main TS	56.55	-1.159e+005	-1.039e+005	---
10__Main TS	56.67	-1.160e+005	-1.039e+005	---
11__Main TS	56.82	-1.161e+005	-1.040e+005	---
12__Main TS	57.02	-1.162e+005	-1.040e+005	---
13__Main TS	57.29	-1.164e+005	-1.041e+005	---
14__Main TS	57.64	-1.167e+005	-1.043e+005	---
15__Main TS	58.11	-1.170e+005	-1.044e+005	---
16__Main TS	58.73	-1.174e+005	-1.046e+005	---



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: CAUSERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP

Unit Set: NewUser

Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

COLUMN PROFILES

	Temperature (C)	Liquid Enthalpy (kJ/kgmol)	Vapour Enthalpy (kJ/kgmol)	Heat Loss (kJ/h)
17__Main TS	59.53	-1.179e+005	-1.048e+005	---
18__Main TS	60.58	-1.186e+005	-1.052e+005	---
19__Main TS	61.89	-1.194e+005	-1.055e+005	---
20__Main TS	63.49	-1.203e+005	-1.060e+005	---
21__Main TS	65.38	-1.213e+005	-1.065e+005	---
22__Main TS	67.49	-1.223e+005	-1.070e+005	---
23__Main TS	69.75	-1.233e+005	-1.076e+005	---
24__Main TS	70.30	-1.235e+005	-1.078e+005	---
25__Main TS	70.82	-1.237e+005	-1.080e+005	---
26__Main TS	71.46	-1.240e+005	-1.083e+005	---
27__Main TS	72.31	-1.244e+005	-1.086e+005	---
28__Main TS	73.49	-1.250e+005	-1.091e+005	---
29__Main TS	75.09	-1.259e+005	-1.097e+005	---
30__Main TS	77.19	-1.269e+005	-1.106e+005	---
31__Main TS	79.81	-1.281e+005	-1.118e+005	---
32__Main TS	82.89	-1.295e+005	-1.132e+005	---
33__Main TS	86.28	-1.310e+005	-1.148e+005	---
34__Main TS	89.74	-1.324e+005	-1.165e+005	---
35__Main TS	93.03	-1.336e+005	-1.182e+005	---
36__Main TS	95.98	-1.347e+005	-1.198e+005	---
37__Main TS	98.47	-1.355e+005	-1.212e+005	---

38_Main TS	100.5	-1.362e+005	-1.223e+005	---
39_Main TS	102.1	-1.367e+005	-1.232e+005	---
40_Main TS	103.3	-1.370e+005	-1.238e+005	---
41_Main TS	104.3	-1.373e+005	-1.243e+005	---
42_Main TS	105.0	-1.374e+005	-1.247e+005	---
43_Main TS	105.5	-1.376e+005	-1.249e+005	---
44_Main TS	105.9	-1.376e+005	-1.251e+005	---
45_Main TS	106.3	-1.376e+005	-1.251e+005	---
46_Main TS	106.6	-1.376e+005	-1.252e+005	---
47_Main TS	106.8	-1.376e+005	-1.252e+005	---
48_Main TS	107.1	-1.375e+005	-1.251e+005	---
49_Main TS	107.3	-1.374e+005	-1.250e+005	---
50_Main TS	107.5	-1.373e+005	-1.249e+005	---
51_Main TS	107.8	-1.372e+005	-1.248e+005	---
52_Main TS	108.1	-1.370e+005	-1.247e+005	---
53_Main TS	108.4	-1.369e+005	-1.245e+005	---
54_Main TS	108.8	-1.367e+005	-1.242e+005	---
55_Main TS	109.3	-1.365e+005	-1.240e+005	---
Reboiler	109.9	-1.363e+005	-1.237e+005	---

FEEDS / PRODUCTS

Flow Basis:		Molar					
	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kgmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)
1_Main TS	Lr froid	Feed	---	Liquid	4131	-1.163e+005	48.00
	C3	Draw	---	Vapour	5754	-1.035e+005	55.41
2_Main TS							
3_Main TS							
4_Main TS							
5_Main TS							
6_Main TS							
7_Main TS							
8_Main TS							
9_Main TS							
10_Main TS							
11_Main TS							
12_Main TS							



TEAM LND
 Calgary, Alberta
 CANADA

Case Name: C:\USERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP
 Unit Set: NewUser
 Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

FEEDS / PRODUCTS

13 Main TS							
14 Main TS							
15 Main TS							
16 Main TS							
17 Main TS							
18 Main TS							
19 Main TS							
20 Main TS							
21 Main TS							
22 Main TS							
23 Main TS	GPL	Feed	---	Liquid	2613	-1.246e+005	71.00
24 Main TS							
25 Main TS							
26 Main TS							
27 Main TS							
28 Main TS							
29 Main TS							
30 Main TS							
31 Main TS							
32 Main TS							
33 Main TS							
34 Main TS							
35 Main TS							
36 Main TS							
37 Main TS							
38 Main TS							
39 Main TS							
40 Main TS							
41 Main TS							
42 Main TS							
43 Main TS							
44 Main TS							
45 Main TS							
46 Main TS							
47 Main TS							
48 Main TS							
49 Main TS							
50 Main TS							
51 Main TS							
52 Main TS							
53 Main TS							
54 Main TS							
55 Main TS							
Reboiler	Qr	Energy	7.549e+007	---	---	---	---
	C4	Draw	---	Liquid	990.3	-1.363e+005	109.9

SETUP

Sub-Flowsheet

Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
Qr	Qr @Main	None Req'd	C3	Vers Condenseur @M	P-H Flash
GPL	Feed @Main	P-H Flash	C4	C4 liq @Main	P-H Flash
Lr froid	Reflux @Main	P-H Flash			

VARIABLES

Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description
Licensed to: TEAM LND			



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: CAUSERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\MéMOIRE\SIMUL ACT R 254\GP

Unit Set: NewUser

Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

COMPONENT MAPS

Feed Streams

Feed Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
Qr		
GPL		
Lr froid		

Product Stream

Product Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
C3		
C4		

DYNAMICS

Vessel Dynamic Specifications

Vessel	Reboiler	
Diameter (m)	1.193	
Height.0 (m)	1.789	
Volume.0 (m3)	2.000	
Liquid Volume Percent (%)	50.00	
Level Calculator	Horizontal cyli	
Fraction Calculator	Use levels and h	
Vessel Delta P (kPa)	0.0000	
Fixed Vessel P Spec (kg/cm ²)	20.60	
Fixed P Spec Active	Not Activ	

Other Equipment in Column Flowsheet

Holdup Details

	Pressure (kg/cm ²)	Volume (m ³)	Bulk Liquid Volume (m ³)

1_Main TS	0.0000	0.0000	---
2_Main TS	0.0000	0.0000	---
3_Main TS	0.0000	0.0000	---
4_Main TS	0.0000	0.0000	---
5_Main TS	0.0000	0.0000	---
6_Main TS	0.0000	0.0000	---
7_Main TS	0.0000	0.0000	---
8_Main TS	0.0000	0.0000	---
9_Main TS	0.0000	0.0000	---
10_Main TS	0.0000	0.0000	---
11_Main TS	0.0000	0.0000	---
12_Main TS	0.0000	0.0000	---
13_Main TS	0.0000	0.0000	---
14_Main TS	0.0000	0.0000	---
15_Main TS	0.0000	0.0000	---
16_Main TS	0.0000	0.0000	---
17_Main TS	0.0000	0.0000	---
18_Main TS	0.0000	0.0000	---
19_Main TS	0.0000	0.0000	---
20_Main TS	0.0000	0.0000	---
21_Main TS	0.0000	0.0000	---
22_Main TS	0.0000	0.0000	---
23_Main TS	0.0000	0.0000	---
24_Main TS	0.0000	0.0000	---
25_Main TS	0.0000	0.0000	---
26_Main TS	0.0000	0.0000	---
27_Main TS	0.0000	0.0000	---
28_Main TS	0.0000	0.0000	---

TEAM LND	Case Name: C:\USERS\HP\DESKTOP\NOTRE MSP\M&MOIRE\SIMUL ACT R 254\GP
----------	---



Calgary, Alberta
CANADA

Unit Set: NewUser

Date/Time: Sat Oct 10 11:26:13 2009

Reboiled AbsoFRACTIONATEUR @Main (continued)

	Pressure (kg/cm2)	Volume (m3)	Bulk Liquid Volume (m3)
29__Main TS	0.0000	0.0000	---
30__Main TS	0.0000	0.0000	---
31__Main TS	0.0000	0.0000	---
32__Main TS	0.0000	0.0000	---
33__Main TS	0.0000	0.0000	---
34__Main TS	0.0000	0.0000	---
35__Main TS	0.0000	0.0000	---
36__Main TS	0.0000	0.0000	---
37__Main TS	0.0000	0.0000	---
38__Main TS	0.0000	0.0000	---
39__Main TS	0.0000	0.0000	---
40__Main TS	0.0000	0.0000	---
41__Main TS	0.0000	0.0000	---
42__Main TS	0.0000	0.0000	---
43__Main TS	0.0000	0.0000	---
44__Main TS	0.0000	0.0000	---
45__Main TS	0.0000	0.0000	---
46__Main TS	0.0000	0.0000	---
47__Main TS	0.0000	0.0000	---
48__Main TS	0.0000	0.0000	---
49__Main TS	0.0000	0.0000	---
50__Main TS	0.0000	0.0000	---
51__Main TS	0.0000	0.0000	---
52__Main TS	0.0000	0.0000	---
53__Main TS	0.0000	0.0000	---
54__Main TS	0.0000	0.0000	---

55_Main TS	0.0000	0.0000	---
Reboiler	0.0000	0.0000	---

NOTES

--	--	--	--

La thermodynamique dans HYSYS

Équations d'état

• Redlich-Kwong-Soave (SRK) et Peng-Robinson (PR)

- Variante de l'équation de Van der Waals pour les hydrocarbure léger non-polaire
- Les deux modèles sont une amélioration de l'équation d'état de Redlich-Kwong
- Amélioration de la prédiction des équilibres liquide-vapeur (VLE)
- Utilise pour les hydrocarbures non-polaire léger (C1-C4)
- Utilise pour les hydrocarbures lourds (C5 et +)
- Utilise pour le CO₂, CO et H₂S (jusqu'à 25% en mole) dans les hydrocarbures légers
- Utilise pour le N₂ et H₂ dans les hydrocarbures légers
- Jusqu'à 5000 psia
- Température du point critique jusqu'aux températures cryogéniques
- Dans la région critique, PR est le meilleur
- PR : $T > -456 \text{ °F}$ (271 °C) et $P < 15\,000 \text{ psia}$ ($100\,000 \text{ kPa}$)
- SRK : $T > -225 \text{ °F}$ (143 °C) et $P < 5\,000 \text{ psia}$ ($35\,000 \text{ kPa}$)



La thermodynamique dans HYSYS

Équations d'état

	Soave Redlich Kwong	Peng Robinson
	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)}$ $Z^3 - Z^2 + [A - B - B^2]Z - AB = 0$	$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b) + b(V-b)}$ $Z^3 + [1 - B]Z^2 + [A - 2B - 3B^2]Z - [AB - B^2 - B^3] = 0$
where		
$\bar{b} =$	$\sum_{i=1}^N x_i b_i$	$\sum_{i=1}^N x_i b_i$
$\bar{b}_i =$	$0.08664 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$	$0.077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}}$
$a =$	$\sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j a_i a_j^{0.5} [1 - k_{ij}]$	$\sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j a_i a_j^{0.5} [1 - k_{ij}]$
$a_i =$	$a_{ci} \bar{v}_i$	$a_{ci} \bar{v}_i$
$a_{ci} =$	$0.42748 \frac{[RT_{ci}]^2}{P_{ci}}$	$0.457235 \frac{[RT_{ci}]^2}{P_{ci}}$

$i^{0.5} =$	$1 + m_i \sqrt{1 - T_{ri}^{0.5}}$	$1 + m_i \sqrt{1 - T_{ri}^{0.5}}$
-------------	-----------------------------------	-----------------------------------

