



République algérienne démocratique et populaire

Université Akli Mohand Oulhadj

BOUIRA



Institut de Technologie

## Rapport de soutenance

En vue de l'obtention du diplôme  
de Licence professionnalisant en :

**Génie de la Formulation**

### THÈME :

**Etude de séparation du gaz liquéfié  
Au niveau de fractionnateur.**

**Réalisé par**

SLIMANI Fatima

**Examiné par :**

Mme LATRACHE

Pr Nour eddine

**Encadré par**

Pr BOUTICH Ahmed

**Année : 2017 / 2018**

## REMERCIEMENT

*En premier lieu, je tiens à remercier notre dieu, puis notre encadreur, pour le courage et la patience qu'il m'a donnée pour accomplir ce travail.*

*Mr «**BOUTICHE Ahmed** » au niveau de l'institut.*

*Je tiens à exprimer mes vifs remerciements à tous qui ont contribué à mon stage surtout Mr «**LARIBI Bouabdellah Nadir** » au niveau de complexe.*

*Je voudrais remercier tout particulièrement à tous les opérateurs parce qu'ils m'aident et me donnent plus beaucoup des information concernant*

*Le complexe et le procédés de travaille surtout*

*Mr «**BAHRIA Ismail** ».*

*Je voudrais aussi exprimer mes vifs remerciements à tous les personnels du **GP1 /Z** qui m'aident de près ou de loin.*

*En fin, j'adresse mes remerciement les plus sincères à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.*

# *Dédicace*

*J'ai toujours pensé faire ou offrir quelque chose à mes parents en signe de reconnaissance pour tout ce qu'ils ont consenti d'efforts rien que pour me voir réussir, et voilà l'occasion est venue.*

*A ceux qui m'ont donné la vie, symbole de beauté, de fierté, de sagesse et de patience.*

*A ceux qui sont la source de mon inspiration et de mon courage, à qui je dois de l'amour et de la reconnaissance.*

*A mon cher père Mohamed qui je l'aime beaucoup*

*A ma très chère mère Fatiha qui je respecter et je l'aime*

*A ma deuxième mère Fethia qui j'adore que Dieu la conserve toujours avec nous ma chère*

*A mes frères Bouabdellah, Ahmed, Amar et Laid*

*A mes sœurs Hafida, mahdjouba, Mamouch, Zohra*

*Ma petite fille Meriem*

*A toute ma famille sans exception*

*A tous mes amis*

*A tous les gens qui ont fait une partie de ma vie*

*Je dédie ce modeste travail*

*Mes mères Fatiha et Fethia*

## Sommaire

<b>Introduction</b> .....	1
<b>Chapitre I : Présentation du complexe</b>	
I.1 Introduction .....	2
I.2 Présentation du complexe GP1/Z .....	2
I.2.1 Historique .....	2
I.2.2 Principales installations du complexe .....	2
I.3 Organisation du complexe .....	3
<b>Chapitre II : Généralité sur GPL</b>	
II.1 Historique .....	5
II.2 Définitions .....	5
II.3 Procédés d'obtentions du GPL .....	5
II.4 Propriétés des GPL .....	5
II.5 Domaine d'utilisation du GPL .....	6
II.6 Spécifications du propane et du butane commercial .....	6
<b>Chapitre III : Procédés de fabrication</b>	
III.1 Introduction .....	8
III.2 Section de stockage de GPL .....	8
III.3 Section déshydratation .....	9
III.4 Section de séparation .....	11
III.4.1 Fractionnateur .....	11
III.4.2 Dééthaniseur .....	12
III.4.3 Dépentaniseur .....	13
III.5 Section de Réfrigération .....	14
III.6 Section d'huile chaude .....	15
III.7 Section stockage et expédition .....	16

## **Chapitre IV : Partie expérimentale**

IV.1 Introduction .....	17
IV.2 Calcul et rectification du fractionnateur.....	17
IV.2.2 Composition, débit massique et molaire de charge .....	18
IV.2.3 Bilan matière au niveau d'aérocondenseur .....	21
IV.2.5 Pression aux différentes zones de colonne .....	22

## **Chapitre V : Partie simulation**

V.1 Introduction .....	31
V.1.1 Définition de simulation .....	31
V.1.2 Modèle mathématique .....	31
V.2 Utilisation de la simulation.....	31
V.2.1 paramètre service.....	32
V.2.2 Schéma de simulation.....	33
V.2.3 les résultats de simulation .....	33
V.3 Vérification des cas actuel.....	35
V.3.1 Paramètre des cas actuel.....	35
IV.3.2 Les résultat de simulation .....	36
V.4 optimisation de taux de reflux .....	36
<b>Conclusion générale</b> .....	<b>39</b>
<b>Bibliographie</b> .....	
<b>Annexe</b> .....	

## LISTE DES FIGURES

<b>Figure 1 :</b> Organigramme du complexe	04
<b>Figure 2 :</b> Représentation de la section stockage de la charge GPL	09
<b>Figure 3 :</b> schéma représentatif de la Section déshydratation	10
<b>Figure 4 :</b> schéma représentatif du Fractionnateur	12
<b>Figure 5 :</b> schéma représentatif du Dééthaniseur	13
<b>Figure 6 :</b> schéma représentatif du Dééthaniseur	14
<b>Figure 7 :</b> schéma représentatif de la Section Réfrigération	15
<b>Figure 8 :</b> schéma représentatif de la Section d'huile chaude	16
<b>Figure 9 :</b> Schéma simplifié d'une colonne de distillation	19
<b>Figure 10 :</b> section de rectification	20
<b>Figure 11 :</b> schéma de la section de fractionnement	32
<b>Figure 12 :</b> variation de débit sur les plateaux	33
<b>Figure 13 :</b> variation de température sur plateaux	34
<b>Figure 14 :</b> débit de distilla de résidu en fonction d'alimentation	34
<b>Figure 15 :</b> variation de l'engorgement sur plateaux	37

## LISTE DES TABLEAUX

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

**Tableau IV.1 :** Composition de l'alimentation

**Tableau IV.2 :** Composition et débit de charge

**Tableau IV.3 :** Composition et débit des distillats

**Tableau IV.4 :** Volatilité relatives de l'alimentation

**Tableau IV.5 :** composition et d'équilibre au fond de la colonne

**Tableau IV.6 :** Composition et les coefficients d'équilibre de la tête de colonne

**Tableau IV.7 :** volatilité relative de l'alimentation

**Tableau IV.8 :** Volatilité relative du gaz de rectification

**Tableau IV.9 :** volatilité relative du gaz d'épuisement

**Tableau IV.10 :** Fraction vaporisé de la charge

**Tableau IV.11 :** Taux de reflux minimal

**Tableau IV.12 :** Taux de rebouillie minimale

**Tableau V.1 :** Paramètre de design

**Tableau V.2 :** Calcul des erreurs des designs

**Tableau V.3 :** Paramètre de service

**Tableau V.4 :** Calcul des erreurs dans les valeurs actuelles

**Tableau V.5 :** Débit de distillat et de résidu (par HYSYS)

## ***Introduction :***

L'histoire de la civilisation est en grande partie l'histoire de la conquête de l'énergie par l'homme, grâce à des techniques de plus en plus perfectionnées, l'homme a su découvrir et exploiter l'une après l'autre, les cachettes ou la nature avait stocké l'énergie : les gisements de charbon, le pétrole et le gaz. Incontestablement, le pétrole et le gaz sont les richesses naturelles les plus importantes de notre pays. Le gaz du pétrole liquéfié (GPL), est de notre temps le challenge dans le marché mondial des combustibles tels que le Kérosène et le Naphta.

De nos jours, la consommation du 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.

Les hydrocarbures extraits par forage sont des mélanges composés de plusieurs constituants, ces derniers ne présentent souvent pas d'intérêt industriel et économique sous forme de mélange. Afin de mieux les utiliser, on sépare les composants du mélange riche en énergie tout en contrôlant cette séparation pour obtenir les proportions désirées.

Les procédés physiques de séparation telle que le fractionnement ou la distillation nécessitent une quantité de chaleur fournie grâce aux fluides de transfert thermique appelés fluides caloporteur dans des systèmes de boucle de chauffage fermée.



# *Chapitre I*

*Présentation du  
complexe*



## ***I présentation de l'entreprise :***

### ***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 d'ARZEW.

### ***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 national SONATRACH. Il est situé entre la centrale thermoélectrique de Mers EL Hadjaj à l'Est et les complexes de GNL à l'Ouest et qui s'étend sur une superficie de 120 hectares. Il a été construit avec le concours d'un consortium Japonais IHI -ITOCHU dans le cadre d'un contrat clé en main, en trois phases de construction,

la première a été réceptionnée le **02 septembre 1984**,

la deuxième phase le **20 novembre 1998**

et la troisième phase le **24 Février 2010**.

En **1983** le complexe disposait de quatre trains de traitement GPL qui lui permettait de produire 4,8 millions tonnes de gaz 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 :

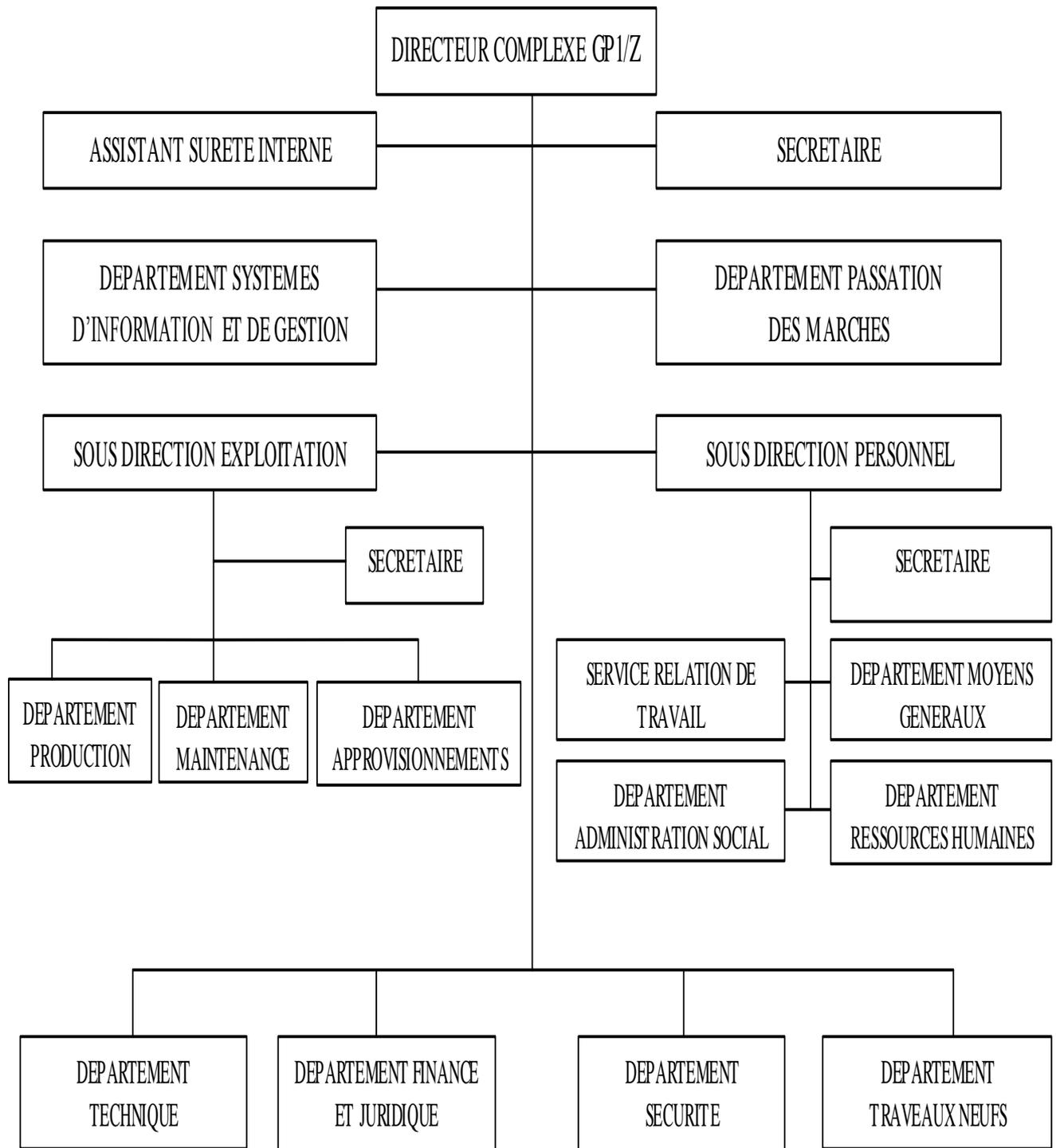
- 09 Trains de traitement du GPL.
- 02 unités de liquéfaction des boil-off.

- 22 Sphères de stockage de la charge d'alimentation de 1000 m3 chacune de GPL.
- 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 butane 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 de traitement d'eau de mer.
- Un système de télésurveillance.

### ***1.3 L'organigramme du complexe***

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

I.3 L'organigramme du complexe







# *Chapitre II*

*Généralités sur le GPL*



## ***II Généralités sur le gaz de pétrole liquéfié***

### ***II.1 Historique***

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

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. [2]

### ***II.2 Définitions***

Le GPL est un mélange d'hydrocarbures constitué principalement de propane et de butane, aux conditions normales de pression et de température le GPL se trouve à l'état gazeux, mais il est facilement liquéfiable à la température ambiante sous une pression moyenne de 4 à 18 bars ( $P=4\text{ à }18$  bar). Cette particularité permet un stockage et un transport plus simple comparativement aux gaz qui exigent des pressions très élevées (méthane, éthane). [3]

### ***II.3 Procédés d'obtentions du GPL***

Les gaz de pétrole liquéfiés sont obtenus principalement à partir :

- Des raffineries de pétrole brut ; soit au cours de la distillation de pétrole brut soit lors du cracking ou du reforming des produits plus lourds.
- Au cours des séparations de l'essence du gaz naturel (GN) dans le but de recueillir les condensats (propane, butane, essences légers).
- Lors de la récupération directe des gaz séparés du brut dans les champs de production (gaz associés au pétrole). [3]

### ***II.4 Propriétés des GPL***

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

**b) Tension de vapeur :** Le GPL a une tension de vapeur à 20°C :

- égale à 2 bars pour le butane

- et 8 bars pour le propane.

Cette valeur ne doit pas dépasser en période de grande chaleur (été) un seuil incompatible avec le règlement de sécurité.

**c) Température d'ébullition :** Les températures d'ébullition à la pression atmosphérique sont de :

-6°C pour le butane

- 42°C pour le propane

et - 25°C pour le GPL.

**d) Pouvoir calorifique :** Le pouvoir calorifique du GPL est élevé, il est égale à 12.200 Kcal/Nm<sup>3</sup> pour le propane et 11.800 Kcal/Nm<sup>3</sup> pour le butane.

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

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

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

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

**l) Toxicité physiologique :** L'inhalation de GPL en grande quantité provoquerait un effet légèrement narcotique, la concentration acceptable dans l'air est 1 ppm pour le propane. [4]

## **II .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 sont 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. [3]

**II.6 Spécifications du propane et du butane commercial**

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[5]

<i>Caractéristiques</i>	<i>Le propane</i>	<i>Le butane</i>	<i>Normes des Méthodes d'analyses utilisées</i>
<i>Masse molaire (g/mole)</i>	<b>44</b>	<b>58</b>	/
<i>Densité à 15°C</i>	<b>0.5068</b>	<b>0.5772</b>	<b>ASTMD 2598-1657</b>
<i>Tension vapeur relative à 37,8(Kg/cm<sup>2</sup>)</i>	<b>12.7</b>	<b>3.1</b>	<b>ASTMD 2598-1267</b>
<i>Teneur en eau</i>	<b>Absence d'eau</b>	<b>Absence d'eau</b>	<b>ASTMD 2713-76</b>
<i>Point d'ébullition à 760 mm Hg (°C)</i>	<b>-40</b>	<b>0</b>	<b>ASTM D 1837</b>



# *Chapitre III*

*Procédés de fabrication*



### ***III.1 Introduction***

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

### ***III.2 Section de stockage de GPL***

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, Adrar, In Amenas, Tin-Fouye Tabankort et Rhourde Nouss). [6]

Elle est acheminée vers le stockage à l'aide d'une pipe 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 d'un PDI ( $\Delta P=0,5$  PDI : différences de pression) 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/Nm<sup>3</sup>. A l'issue des démercuriseurs la charge passe par des redresseurs pour rendre l'écoulement laminaire afin d'avoir une lecture correcte du débit et de la densité du GPL. Le GPL brut est acheminé ensuite vers les sphères de charge sous une pression de 18 ~ 22 Kg/cm<sup>2</sup> et une température de 5 ~ 41.8° C. [6]

La charge est stockée dans 22 réservoirs sphériques de capacité de 1000 m<sup>3</sup> chacune de GPL 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 : [6]

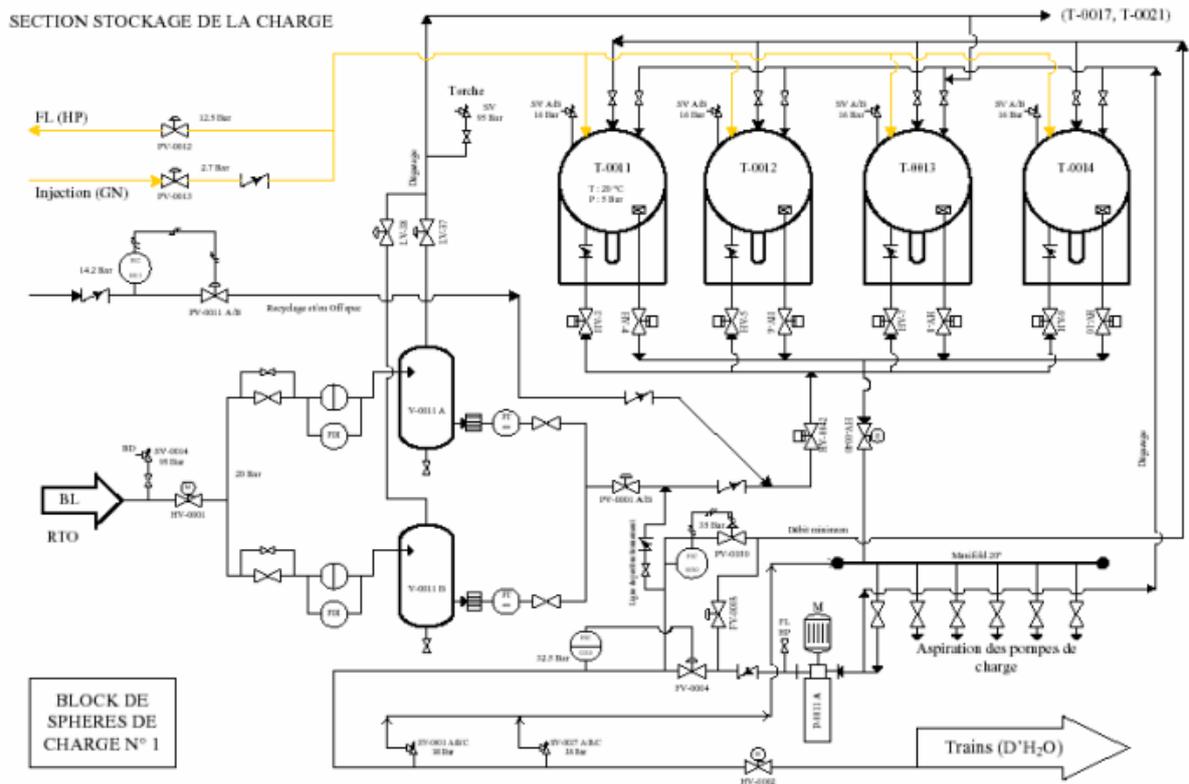


Figure 2 : Représentation de la section stockage de la charge GPL

### III.3 Section déshydratation

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. [7]

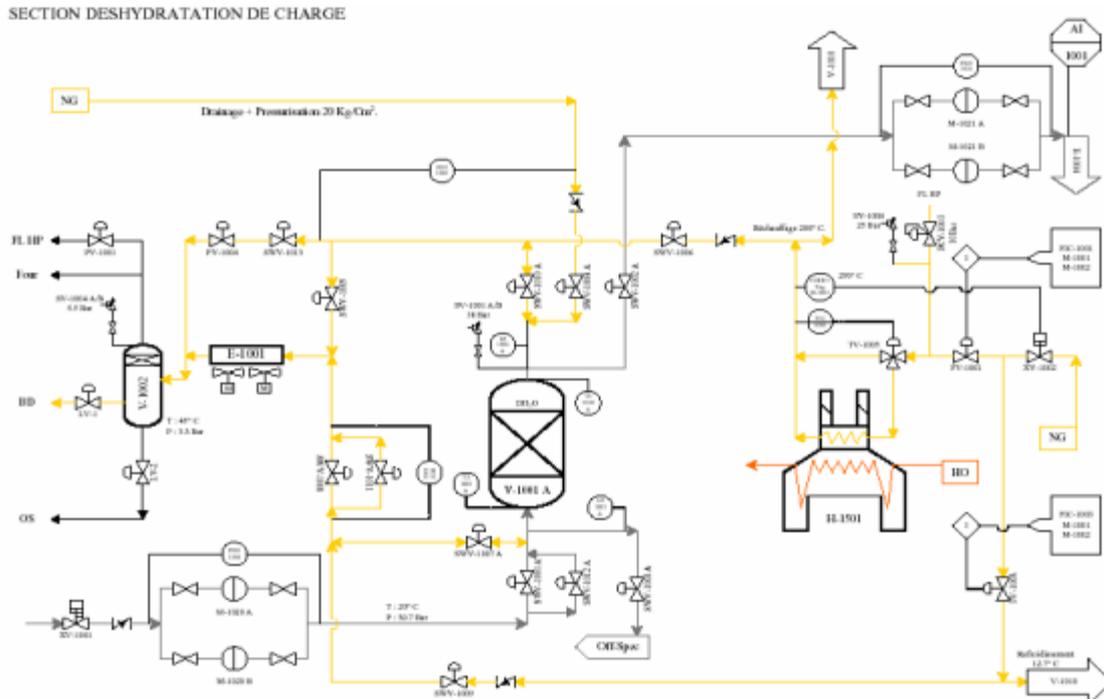


Figure 3 : schéma représentatif de la Section déshydratation

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/cm<sup>2</sup>**. 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/cm<sup>2</sup>** à **3 kg/cm<sup>2</sup>** 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/cm<sup>2</sup>**.

**-Pressurisation (durée 30 min)** : Avant le remplissage de la colonne par le GPL, il faut atteindre une pression de service de **20 kg/cm<sup>2</sup>**. Cette opération se fait par l'introduction de GN à haute pression.

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

### III.4 Section de séparation

Le débit de charge vers la section de séparation dépend de la qualité de cette même charge. Chaque train doit produire 1 million de tonne par an de propane et butane commerciaux, le débit nécessaire en GPL brut est de 1 million de t/an, plus les sous-produits. Le débit de charge nécessaire est d'autant plus élevé que la teneur en éthane et en pentane est importante. La capacité minimale de chaque train correspond à 50 % de sa capacité normale. A ce débit, chaque colonne doit être exploitée avec un reflux et un rebouillage suffisants pour assurer un fonctionnement stable. Si un produit d'un train dérive et se trouve hors spécification, il faut recycler tous les produits de ce train, pour maintenir autant que possible, la composition de la charge dans les réservoirs sphériques. Cependant, cela n'est pas nécessairement vrai pour le pentane produit. Autrement dit, si l'acheminement du produit doit être arrêté pour une raison quelconque, il faut que toutes les colonnes soient mises sur fonctionnement à reflux total, jusqu'à ce que le fonctionnement continu puisse être repris. Il faut noter que la ligne de recyclage des produits hors spécification permet le recyclage des produits d'un train à pleine capacité, ce qui est équivalent à la production de 2 trains fonctionnant à 50 % de leur capacité. Lorsque le rapport  $C2/(C2 + C3)$  est égal ou supérieur à 4,8% mole, le déethaniseur doit être en service. De même, lorsque le rapport de  $C5/(C4 + C5)$  est égal ou supérieur à 1,75 % mole, il faut que le de-pentaniseur soit en service. [7]

#### III.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, E-N005 A~D. Le GPL est finalement amené à son point de bulle dans le préchauffeur N° 3, E-N013, qui fait appel au fluide caloporteur avec contrôle de la température de sortie du E-N013. A la sortie du E-N013, le débit de charge est réglé selon le point de consigne du contrôleur de débit.

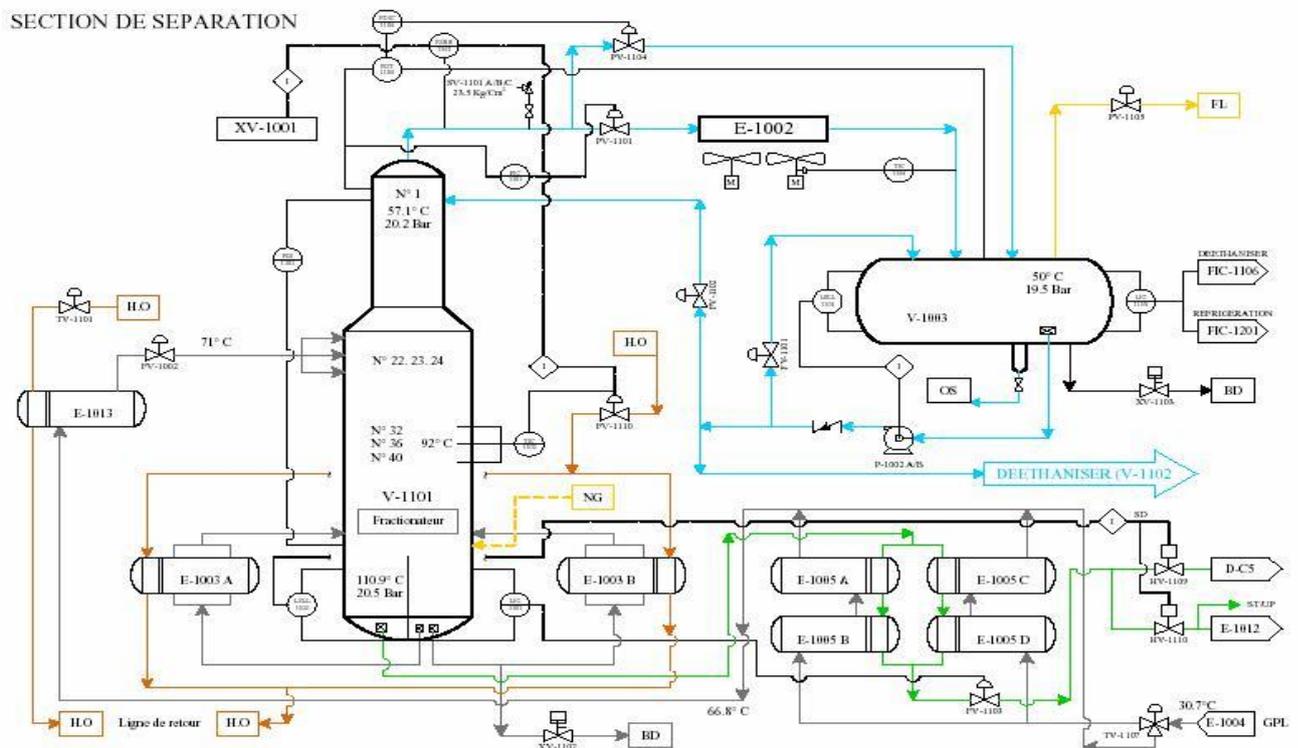


Figure 4 : schéma représentatif du Fractionnateur

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 ligne 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.

#### ***III.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.

#### ***III.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 aérorefrigerant, et envoyé vers le stockage ambiant, cette opération est souvent by- passée, car la charge de GPL arrive avec une très faible teneur en pentane.

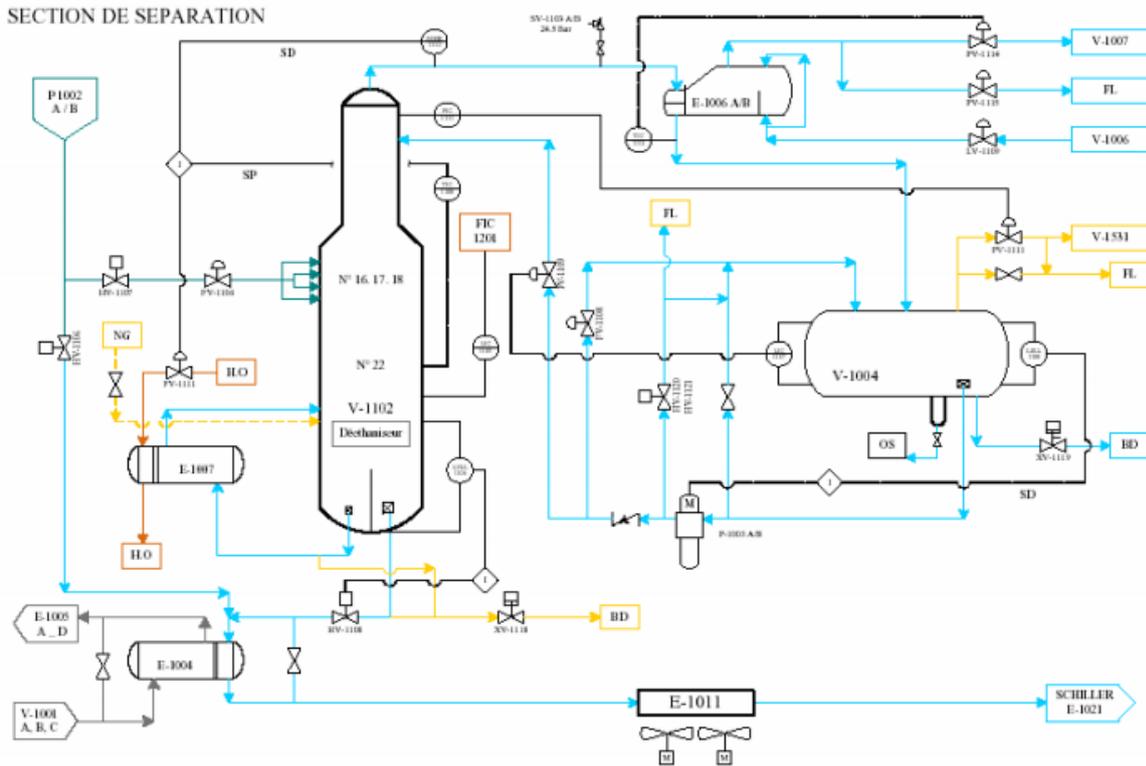


Figure 5 : schéma représentatif du Dééthanneur

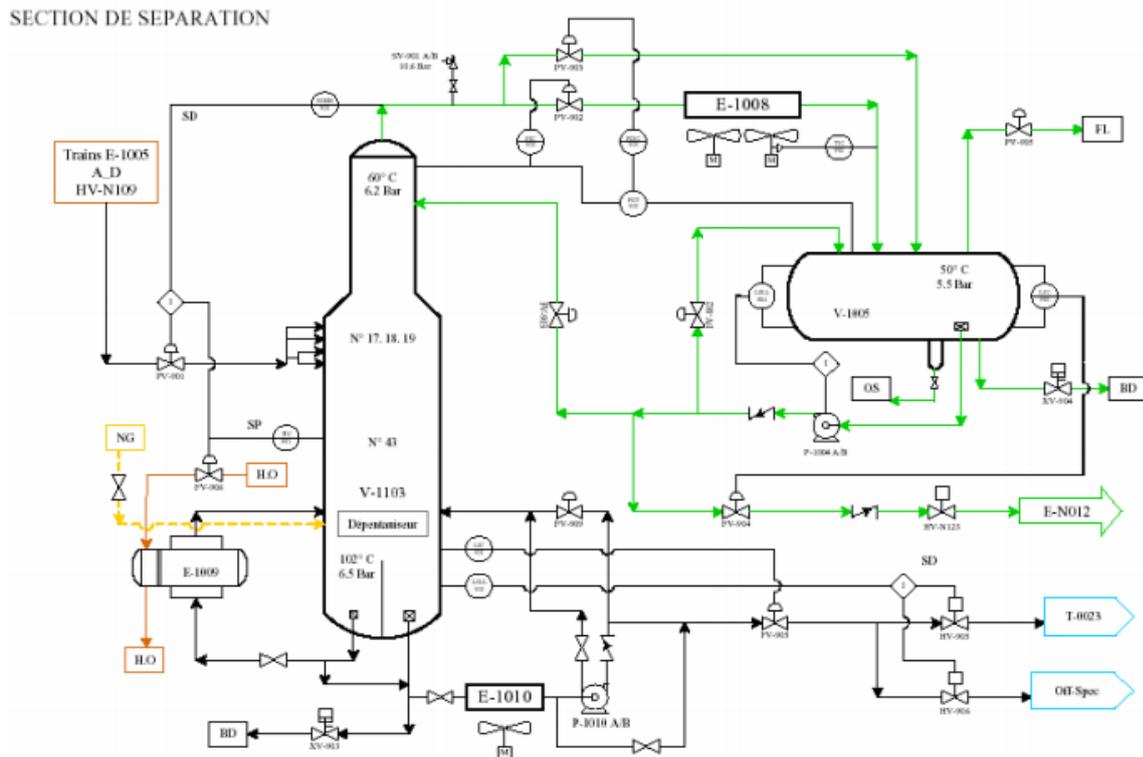


Figure 6 : schéma représentatif du Dépentanneur

III.5 Section de Réfrigération

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 aéro-réfrigérant. Les produits finis sont ensuite canalisés vers les bacs de stockage. [7]

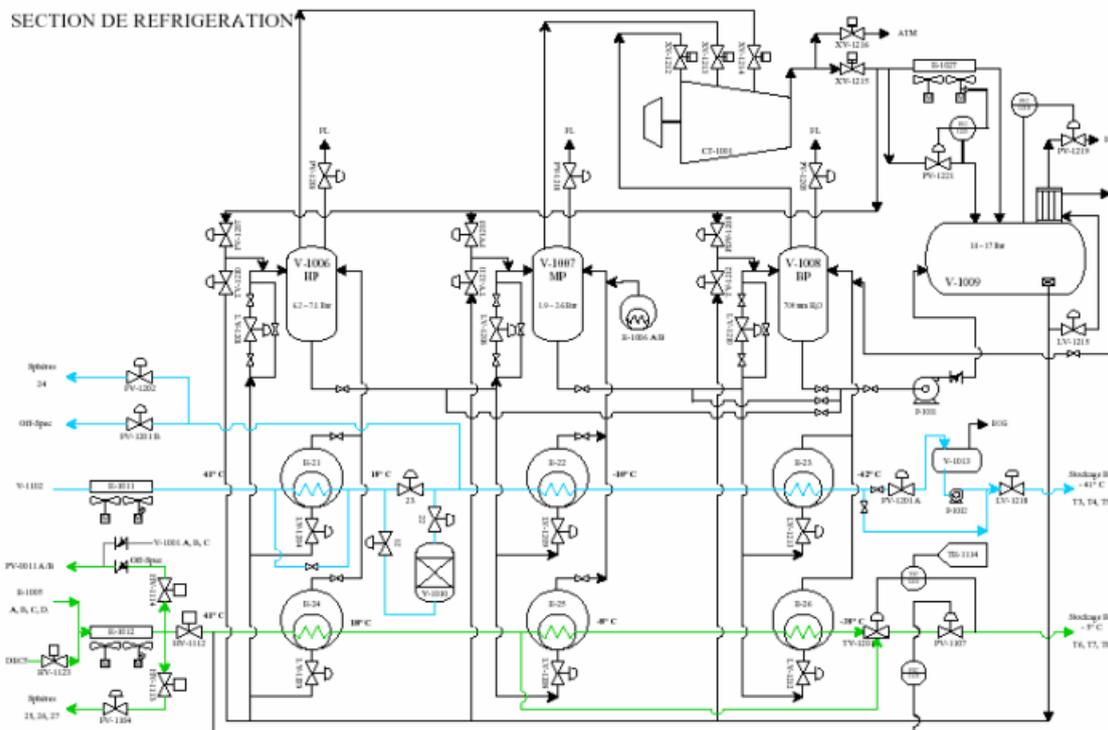


Figure 7 : schéma représentatif de la Section Réfrigération.

III.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. [7]

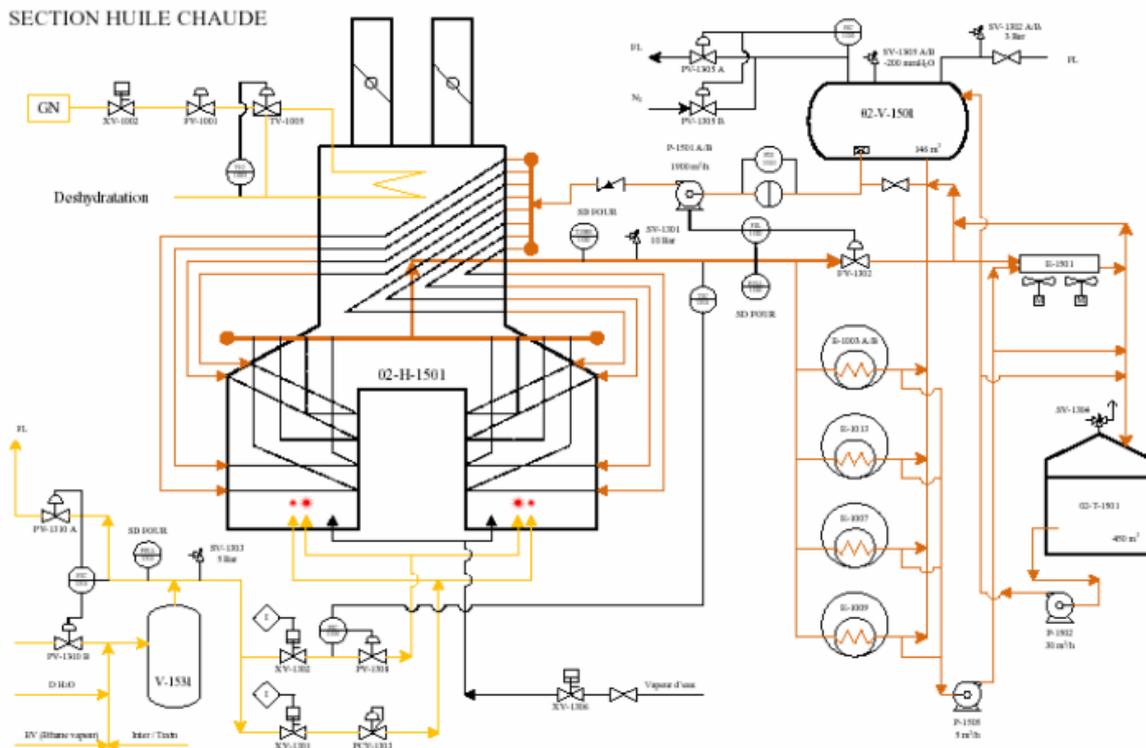


Figure 8 : schéma représentatif de la Section d'huile chaude.

### III.7 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 m<sup>3</sup> chacun.
- Trois (3) bacs pour le Butane de 70000 m<sup>3</sup> chacun.
- Un (1) bac BuPro de 70000 m<sup>3</sup>.

Section de stockage à température ambiante : (marché national)

- Une sphère (1) pour le Propane de 500 m<sup>3</sup>.

- Trois sphères (3) pour le Butane de 500 m<sup>3</sup> chacune.
- Une sphère (1) pour le pentane de 500 m<sup>3</sup> chacune. [9]



# *Chapitre IV*

*Partie expérimentale*

### IV.1 Introduction

La plupart des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie du pétrole et dans les industries chimiques et pétrochimiques fonctionnent en continu. Le débit et la température sont constants; elles produisent en tête un distillât et au fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont également constants. Cette propriété est valable en tout point de l'appareillage. Seule la pression varie légèrement entre le sommet et le fond, par suite des pertes de charge dans les étages de contact ; mais, en première approximation, on pourra toujours admettre sa constance tout le long de la colonne.

### IV.2 Calcul et vérification du fractionnateur:

#### IV.2.1 Données de départ : Pour un taux de charge a 100 %

- Débit de la charge :  $L = 2594 \text{ Kg mol/h}$
- Teneurs admises de  $iC_4H_{10}$  dans le distillat :  $Y'_{D,iC_4} = 0.0013$  molaire
- Teneurs admises de  $C_3H_8$  dans le résidu :  $X'_{R,C_3} = 0.0004$  molaire
- La pression de service :  $P = 2089 \text{ KPa}$
- La température d'alimentation :  $T_a = 71 \text{ }^\circ\text{C}$
- La composition de la charge :

**Tableau IV.1** Composition de l'alimentation

N°	Constituants	Alimentation
		% molaire
01	$C H_4$	0.0003
02	$C_2 H_6$	0.0058
03	$C_3 H_8$	0.6025
04	$iC_4 H_{10}$	0.1368
05	$nC_4 H_{10}$	0.2494
0.6	$iC_5 H_{10}$	0.0036
07	$nC_5 H_{10}$	0.0016
/	SOMME	1.00

IV.2.2 Composition, débit massique et molaire de la charge

La composition molaire et massique, la masse moléculaire moyenne de la charge ainsi que les débits molaires et massiques des constituants sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau IV.2 Composition et débits de la charge

Constituants	Mi Masse molaire	X'Li Composition massique	Mi.X'Li Masse Molaire moy	XLi La charge	Quantités	
					Kg/h	Kmoles/h
CH <sub>4</sub>	16	0.0003	0.0048	0.000097	12,44573	0.7782
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	30	0.0058	0.174	0.003517	451.2539605	15.0452
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	44	0.6025	26.51	0.535958	68766.895127	1562.88
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0.1368	7.9344	0.160411	20581.773971	354.859
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	58	0.2494	14.465	0.292446	37522.722699	646.943
iC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	72	0.0036	0.2592	0.005240	672.32606	9.3384
nC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	72	0.0016	0.1152	0.002329	298.8258385	4.1504
Σ	/	<b>1.0000</b>	<b>49.462</b>	<b>0.999998</b>	<b>128306,5</b>	<b>2594</b>

Avec :

$$M_{moy} = \sum M_i X'_{Li} \dots\dots\dots(III.1)$$

$$X_{Li} = \frac{X'_{Li} \cdot M_i}{M_{moy}} \dots\dots\dots(III.2)$$

Où : M<sub>moy</sub> : la masse moléculaire moyenne. X'Li : composition massique

XLi : la charge

D'après l'équation (III.1) :

$$M_{\text{moy}} = 49.4628 \text{ Kg/Kmol.}$$

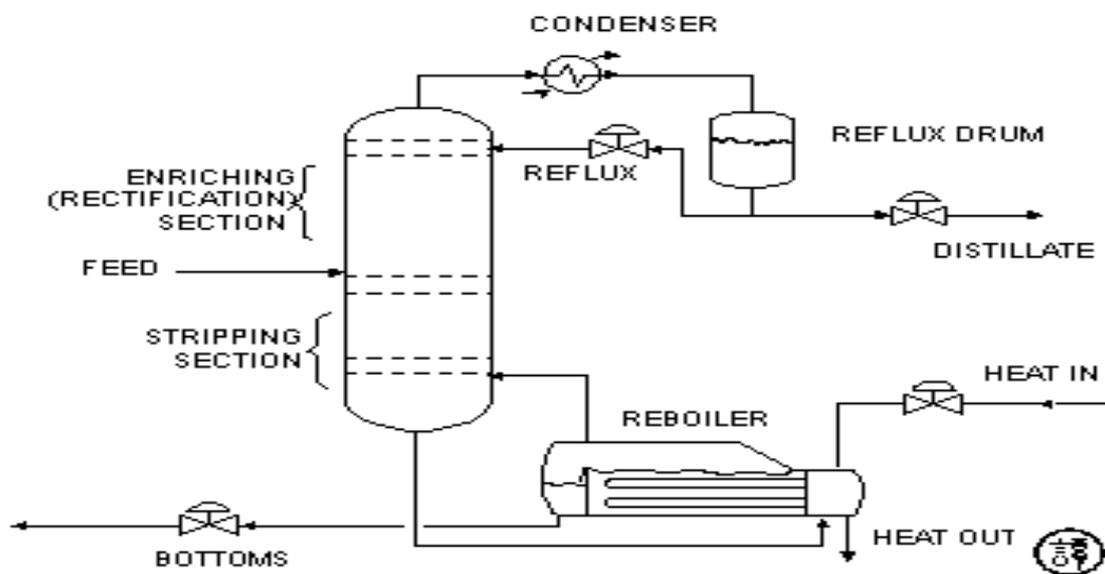
**IV 2.3 Composition, débit du distillat et du résidu:**

Le fractionnateur est alimenté par le résidu de la colonne déethaniseur.

L'équation de bilan matière globale s'écrit :

$$L' = D' + R' \dots\dots\dots (III.3)$$

**R', D'** : Débit molaire du résidu et du distillat respectivement.



**Figure 09** : Schéma simplifié d'une colonne de distillation.

Pour le calcul de la composition du distillat et du résidu on prend deux éléments clés :  $C_3H_8$ ,  $iC_4H_{10}$ .

Le bilan de matière partiel de la colonne s'écrit :

$$L' \cdot X'_{L,i} = D' \cdot Y'_{D,i} + R' \cdot X'_{R,i} \dots\dots\dots (III.4) \text{ ou :}$$

**L'**: pression  $X'_{L,i}$ : la charge **R', D'** : Débit molaire du résidu et du distillat respectivement.

$Y'_{D,i}$ : teneur admis de  $C_3H_8$   $X'_{R,i}$ : teneur admis de  $C_4H_{10}$

On substitue les valeurs connues des différents constituants dans l'équation (III.4) ; mais pour la commodité de travail, on effectuera le calcul pour **100 Kmoles** de la charge :

Pratiquement :  $X'_{R,C2}=0, X'_{R,C1}=0, Y'_{DnC4}=0.$

Alors on obtient :

$$D' \cdot Y'_{DC2}=0.58 \dots \dots \dots (III.5)$$

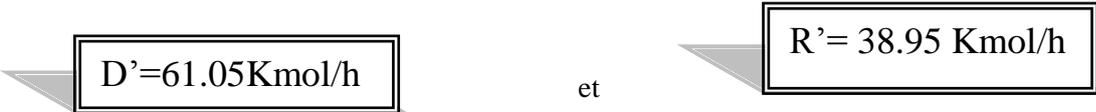
Mais, d'après la condition de la séparation, on a :

$$D' \cdot Y'_{DC2}=0.58$$

$$D' = \frac{0.58}{Y'_{C_2}} \quad \text{Avec} \quad Y'_{C_2} = 0.0085$$

$$D'=61.053 \text{Kmol/h}$$

$$R' = 100 - D' \text{ donc } R' = 38.947 \text{Kmol/h}$$



Le bilan de matière nous permet de déterminer le débit et la compositions des deux produit de la colonne : distillat, résidu

Les résultats obtenus sont donnes dans le tableau suivent :

**Tableau IV.3** Composition et débits de distillat

Constituants (i)	$G_{Fi}$	Débit ( $F_i$ ) (Kgmol/h)	Distillat		Résidu	
			$X_D$ masse de disti	$D_i$ (Kg mol/h) début	$X_w$ maase de rési	$W_i$ (Kg mol/h) début
C1	0,0003	0,7782	0,0005	0.79	0	0
C2	0,0058	15,0452	0,0095	15.01	0	0
C3	0,6025	1562,885	0,9887	1562.146	0,0004	0.4052
iC4	0,1368	354,8592	0,0013	2.054	0,348	352.524
nC4	0,2494	646.9436	0	0	0,6383	646.5979
iC5	0,0036	9.3384	0	0	0,009	9.3196
nC5	0,0016	4.1504	0	0	0,0041	4.1533
<b>Total</b>	<b>1,0000</b>	<b>2594</b>	<b>1,0000</b>	<b>1580</b>	<b>1,0000</b>	<b>1013</b>

IV.2.4 Bilan matière au niveau d'aérocondenseurs

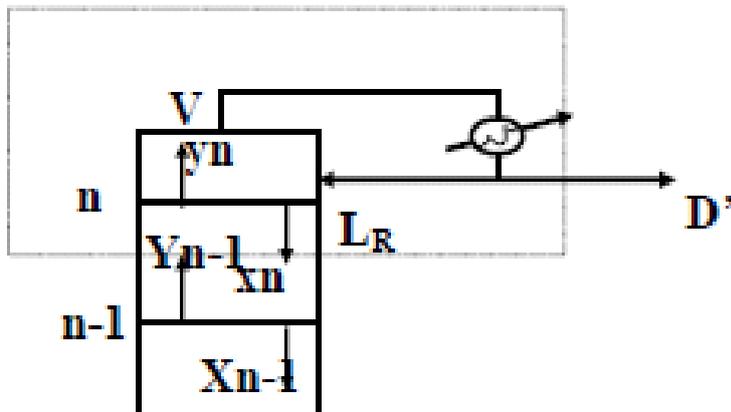


Figure 10 Section de rectification

$$V = L_r + D' \dots\dots\dots (III.5)$$

V : débit de vapeur qui sorte a la tête de la colonne.

L<sub>r</sub> : débit de reflux

$$D'=1580 \text{ kmol/h}$$

$$L_r=4604 \text{ kmol/h}$$

$$V = 4604 + 1580$$

$$V = 6160 \text{ kmol/h}$$

IV.2.5 La pression aux différentes zones de la colonne:

**Pression de service de la colonne**  $P_{\text{service}} = 20,89 \text{ bars}$

**Pression dans le ballon de reflux**

$$P_b = P_s - \Delta P_1 \dots\dots\dots (III.6)$$

La prète de charge de la colonne jusqu'au ballon du reflux  $\Delta P_1 : [0.2 \text{ à } 0.4]$ .

$$P_b = 20,1 - 0.3 = 19.8 \quad P_b = 19.8 \text{ bars.}$$

P<sub>s</sub> : pression de service.  $P_b$  : pression dans le ballon de reflux

**Pression au fond de la colonne**

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots\dots\dots (III.7)$$

P<sub>f</sub> : pression au fond de la colonne.

Avec  $\Delta P_2 = 2 \Delta P_1$

La prète de charge au fond de la colonne (fiche technique de fractionnateur) est

$$P_f = 20,89 + 0.6$$

$$P_f = 21.49 \text{ bars}$$

**Pression dans la zone d'alimentation**

$$P_a = (P_s + P_f) \cdot 0.5 \dots\dots\dots (III.8)$$

$$P_a = 0.5 \cdot (20,89 + 21.49).$$

$$P_a = 21,19 \text{ bars.}$$

**IV.2.6 Les différentes zones de la colonne:**

Dans la colonne, il existe trois zones: Alimentation, épuisement et rectification.

**IV.2.6.1 Coefficients d'équilibre dans la zone alimentation**

Température d'alimentation est de  $T_{Alim} = 71 \text{ °C}$

**Tableau IV.4** Volatilité relative de l'alimentation

N°	Constituants	$K_i$ Coefficient d'équilibre
01	C H <sub>4</sub>	10
02	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3.3
03	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1.3
04	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.62
05	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.42
09	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.16
07	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.2

Les coefficients d'équilibre sont déterminés à partir des abaques spécifiques, portés dans l'annexe (A), en fonction de la température et de la pression ( $T=159.8^\circ\text{F}$ ,  $P=307.08\text{psi}$ ).

**IV .2.6.2 Fond de la colonne « température de bulle »**

La température au fond de la colonne à la pression  $P_f = 20,29 \text{ bars}$  est déterminée par la méthode d'approximations successives en utilisant l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum X'_{Ri} \cdot K_i = 1 \dots\dots\dots (III.10)$$

$K_i$  :coefficient d'équilibre

Les coefficients d'équilibre utilisés pour la vérification de l'équation (III.10) sont déterminés à la température 234.14 F et la pression 315.9 Psi en utilisant les abaques indiqués dans l'annexe (A). Les résultats obtenus sont portés dans le tableau suivant :

**Tableau IV.5** Compositions et les coefficients d'équilibre au fond de la colonne

N°	Constituants	$X'_{Ri}$ Masse de residu	$K_i$ Coeffi d'equi	$X'_{Ri} \cdot K_i$
1	$C_3 H_8$	0,0004	2,1700	0,000868
2	$iC_4 H_{10}$	0,3480	1,1500	0,4002
3	$nC_4 H_{10}$	0,6383	0,9200	0,587236
4	$iC_5 H_{10}$	0,0092	0,5800	0,005336
5	$nC_5 H_{10}$	0,0041	0,5100	0,002091

**IV .2.6.3 Tête de la colonne « température de rosé »**

La température au sommet de la colonne, à la pression du sommet est déterminée en utilisant l'équation d'isotherme de la phase vapeur suivante :

$$\sum Y'_{Di} / K_i = 1 \dots\dots\dots (III.11)$$

Le calcul interactif de la composition du distillat à la température 122 °F et la pression 295.47 Psi est représenté dans le tableau suivant :

**Tableau IV.6** Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne

N°	Constituants	$Y'_{Di}$ Masse de distillat	$K_i$ Coefficient d'équilibré	$Y'_{Di} / K_i$
1	$CH_4$	0,0005	9,8	0,0049
2	$C_2H_6$	0,0095	3,2	0,0304
3	$C_3H_8$	0,9887	0,97	0,959039

4	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,0013	0,4	0,00052
Σ		<b>1</b>	-	<b>0,994859</b>

**IV.2.6.4 Composition de la vapeur sortante du 1<sup>er</sup> plateau**

En utilisant la relation (III.10) pour déterminer la composition de la phase vapeur qui sort du 1<sup>er</sup> plateau dans les conditions de température et de pression suivantes : P=291.06 psi et T= 134 ,78°F.

Les résultats obtenus sont portés sur le tableau suivant :

**Tableau IV.7** Compositions et les coefficients d'équilibre à la tête de la colonne

N°	P=291.06 psi et T = 134 ,78°F			
	Constituants	Y' <sub>Di</sub>	K <sub>i</sub>	X' <sub>Di</sub> . K <sub>i</sub>
1	CH <sub>4</sub>	0.001	9.2	0.0046
2	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0238	2.8	0.0266
3	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.975	0.97	0.959039
4	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.0002	0.6	0.00078
Σ		<b>1.0000</b>	-	<b>0.991019</b>

**IV.2.6.5 Les volatilités relatives:**

La détermination de la volatilité relative des constituants nous aide à sélectionner la clé lourde et légère ainsi que le taux de reflux et le taux de rebouillage.

On calcule les volatilités relatives des constituants aux différentes zones de la colonne en utilisant l'équation suivante :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \dots\dots\dots (III.12)$$

A α<sub>i</sub> :volatilité relative    K<sub>i</sub> :taux de reflux    K<sub>r</sub> :taux de rebouillage

On admet le constituant clé lourd iC<sub>4</sub> H<sub>8</sub> comme constituant de référence.

➤ **Zone d'alimentation:**

Tableau IV .8 Volatilité relative de l'alimentation

N°	Constituants	T <sub>a</sub> = 71 °C, P <sub>a</sub> =20.89 bars
		$\alpha_{Li}$
01	C H <sub>4</sub>	16.129
02	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5.32
03	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.09
04	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1.000
05	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.677
06	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.258
07	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.322

➤ **Zone de rectification:**

Tableau IV .9 Volatilité relative de la zone de rectification

N°	Constituants	K <sub>i</sub>	P=291.06 psi et T = 134 ,78°F
			$\alpha_{Di}$
1	CH <sub>4</sub>	9,8	20
2	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,2	6.6
3	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,97	1.98
4	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,4	1

➤ **Zone d'épuisement(au centre de la colonne ):**

**Tableau IV.10** volatilité relative de la zone d'épuisement

N°	T= 112.3 °C, P =21.49 bars		
	Constituants	K <sub>i</sub>	α <sub>Ri</sub>
1	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.15	1.869
2	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1.15	1
3	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.91	0.791
4	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.59	0.513
5	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.51	0.443

**IV.2.6.6 Taux de vaporisation de la charge:**

Le taux de vaporisation de la charge e'₀ de l'alimentation à l'entrée de la colonne est calculé approximativement et successivement en utilisant la formule suivante :

$$\sum X'_{oi} = \frac{X'_{Li}}{(1 + e'_o (K_i - 1))} = 1 \dots\dots\dots (III.13)$$

Les itérations ont permis de trouver que e'₀ = 0 est la seule valeur qui vérifie l'équation. Cette valeur de « e'₀ » montre que la charge est admise à l'état liquide.

**IV.2.7 Calcul de taux de reflux minimal**

Le taux de reflux minimal est calculé par la formule de « UNDER WOOD »

$$(R_b)_{min} = \sum \frac{y_{Di}}{(\alpha_{Li} - \phi)} \dots\dots\dots (III.14)$$

φ: constante qui varie entre les volatilités relatives des constituant clés lourds et volatiles.

R<sub>b</sub> :taux de reflux minimal

Le calcul de φ se fait par le calcul approximatif suivant:

$$(e'_o) = \sum \frac{(\alpha_{Li} \times X_{Li})}{(\alpha_{Li} - \phi)} \dots\dots\dots (III.15)$$

**Tableau IV.11** Fraction Vaporisée de la charge

N°	Constituants	X'Li	$\alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} \cdot X'_{Li}$	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{\alpha_{Li} X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
1	C H <sub>4</sub>	0.0003	16.129	0.0048387	14.9878	0.00032284
2	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.0058	5.32	0.030856	4.1788	0.00738394
3	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.6025	2.09	1.259225	0.9488	1.32717643
4	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.1368	1	0.1368	-0.1412	-0.96883853
5	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.2494	0.677	0.1688438	-0.4642	-0.36373072
6	iC <sub>5</sub> H <sub>10</sub>	0.0036	0.258	0.0009288	-0.8832	-0.00105163
7	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0016	0.322	0.0005152	-0.8192	-0.00062891
$\Sigma$		<b>1</b>	-	-	-	<b>0.00063343</b>

Pour :

$$(e'_0) = \sum e'_{0_i} = 0$$

On trouve:

$$\varphi = 1.1412$$

$\alpha_{cL}$ : Clé lourde dans les légers.

$\alpha_{cV}$ : Clé légère dans les lourds.

$$\alpha_{cL} < \varphi < \alpha_{cV}$$

$$1 < \varphi < 2.09$$

Par l'application de la formule d' **UNDER WOOD** (relation III.14) et avec un taux de vaporisation

$\varphi = 1.1412$ , le calcul de taux de reflux minimal est représenté dans le tableau suivant.

Tableau IV.12 taux de reflux minimal

N°	Constituants	$\alpha_{Di}$	$X'_{Di}$	$\alpha_{Di} \cdot X'_{Di}$	$\alpha_{Di} \cdot \varphi$	$\frac{\alpha_D^i \times X_D^i}{\alpha_D^i - \varphi}$
1	CH <sub>4</sub>	17.25	0.0005	0.008625	16.1088	0.000535422
2	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5.65	0.0095	0.053675	4.5088	0.011904498
3	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1.8625	0.9887	1.84145375	0.7213	2.552965132
4	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.81	0.0013	0.001053	-0.3312	-0.00317934
Total	/	/	1.00	/	/	<b>2.562225704</b>

Taux de reflux minimal « R<sub>min</sub> » est :

$$(R)_{\min} + 1 = 2.56$$

$$(R)_{\min} = 1.56$$

**IV.2.6.7 Taux de reflux optimal:**

Le taux de reflux optimal est calculé par la formule de GILLILAND :

$$\frac{(R)_{\text{opt}} - (R)_{\min}}{(R)_{\text{opt}} + 1} = 0.1 \div 0.33 \dots\dots\dots (III.16)$$

Pour un rapport de 0.3 on aura :

$$\frac{(R)_{\text{opt}} - (R)_{\min}}{(R)_{\text{opt}} + 1} = 0.3$$

$$(R)_{\text{opt}} - (R)_{\min} = 0.3 \times (R)_{\text{opt}} + 0.3$$

$$(R)_{\text{opt}} = 2.65$$

**IV.2.6.8 Taux de rebouillage:**

Le taux de rebouillage minimal est calculé par la formule suivante :

$$-(R_b)_{\min} = \frac{\sum \alpha_{L_i} \cdot X_{R_i}}{(\alpha_{L_i} - \varphi)} \dots\dots\dots (III.17)$$

A  $\alpha_{Li}$ :volatilite relativee

$\phi$ : constante qui varie entre les volatilités relatives des constituant clés lourds et volatiles.

**Tableau IV.13** Taux de rebouillage minimal

N°	Constituants	X' Ri	$\alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}$	$\alpha_{Li} - \phi$	$\frac{\alpha_{Li} X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \phi}$
1	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0.0004	2.09	0.000836	0.9488	0.000881113
2	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.348	1	0.348	-0.1412	-2.46458923
3	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.6383	0.677	0.4321291	-0.4642	-0.93091146
4	iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0092	0.258	0.0023736	-0.8832	-0.002687
5	nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.0041	0.322	0.0013202	-0.8192	-0.00161157
$\Sigma$		<b>1</b>	/	/	/	<b>-3.39891865</b>

$$(R_b)_{min} = 3.39$$

Le taux de rebouillage opératoire est obtenu par la formule suivante :

$$(R_b)_{optm} = [(\frac{D'}{L})(R_f)_{optm} + (1 - e'_o) - (\frac{R'}{Lr})] \times (\frac{Lr}{R'}) \dots\dots\dots(III.18)$$

$$(R_b)_{optm} = [(0.3895)(2.65) + (1 - 0.00063) - (0.6105)] \times (\frac{1}{0.6105})$$

$$(R_b)_{opt} = 2.33$$

**IV.3Calcul de  $N_{min}$  à reflux total:**

L'application de la formule de Fenske aux constituants clés permet de calculer  $N_m + 1$  qui représente le nombre minimal d'étages de la colonne, y compris le rebouilleur. D'après la définition des clés légères et clés lourdes, on obtient:

$\alpha_D$ : Constituant-clé légère est le propane.

$\alpha_R$ : Constituant-clé lourde est le ibutane.

$\alpha_m$ :Constituant-clé moyen

$$\alpha_m = \sqrt{\alpha_D \times \alpha_R}$$

$$N_m + 1 = \frac{\text{Log}\left(\frac{X_D^{CV}}{X_R^{CV}} \times \frac{X_D^{CL}}{X_R^{CL}}\right)}{\text{Log}\alpha_{CV}} \dots\dots\dots (III.19)$$

$$\alpha_D = 1.98 \qquad \alpha_R = 1.86$$

$$\alpha_m = \sqrt{1.98 \times 1.86}$$

$$\alpha_m = 1.92$$

$$N_m + 1 = \frac{\text{Log}\left(\frac{0.9887}{0.0013} \times \frac{0.348}{0.0004}\right)}{\text{Log}1.92}$$

$$N_m + 1 = 20.5 \Rightarrow N_m = 19.5 = 20$$

**N<sub>min</sub> = 20 plateaux**

**III.3.1 Nombre de plateaux optimal :**

$$N_{optm} = 2 \times N_{min} \dots\dots\dots (III.20)$$

$$N_{opt} = 40$$

**III.3.2 Nombre de plateaux réel :**

Efficacité de palataux est : E=0,75

$$E = \frac{N_{théorique}}{N_{réel}} \dots\dots\dots (III.21)$$

$$N_{réel} = \frac{N_{théorique}}{E} \qquad N_{réel} = \frac{40}{0.75}$$

$$N_{(réel)} = 54$$

**Commentaire :**

Les résultats obtenus répondent aux normes d'exploitation requis. Ce qui signifie que notre vérification au niveau des colonnes est réalisée avec performances. Et les résultats de calculs sont dans l'intervall des ces normes.



# *Chapitre V*

*Partie simulation*

## V.1 introduction

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation, nous permet de résoudre le problème de calcul manuel lent, en utilisant comme outil des logiciels de simulation.

Les simulateurs existants tels que

- *Aspen Plus*,
- *ChemCAD*,
- *Hysim, Hysys*,
- *Pro-II*

Sont les plus répandus et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois loin de leur optimum.

Cela dit, le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation

### V.1.1 définition de la simulation

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement.

Autrement dit, la simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires.

### V.1.2 Modèle mathématique

Le modèle mathématique est composé d'une série d'équations développées dans l'objectif de décrire le comportement d'un système donné (opération unitaire: séparation de phases, fractionnement de composants, compression, détente, échange de chaleur ou autre).

Ce sont des équations de conservation de masse, d'énergie et de quantité de mouvement. Ces équations peuvent être algébriques ou différentielles.

## V.2 Utilisation du simulateur

Le simulateur peut être utilisé lors de la conception d'un procédé industriel afin de :

- Établir des bilans de matière et d'énergie d'un procédé industriel.
- Dimensionner les équipements de ce procédé.

Ou bien dans le suivi des procédés qui sont déjà installés afin de :

- Réajuster les paramètres de fonctionnement dans le cas de changement de compositions de l'alimentation ou des conditions de fonctionnement de certains équipements.
- Déterminer les performances des équipements

## IV.3Vérification de design

## V.3.1 Paramètres de service

Tableau V.1 Paramètres de design

<i>Paramètre</i>	<i>Alimentation</i>	<i>Distillat</i>	<i>Résidu</i>
<i>T (C)</i>	<i>74.500</i>	<i>57.1</i>	<i>110.9</i>
<i>P (kpas)</i>	<i>21.5</i>	<i>21.1</i>	<i>21.6</i>
<i>Débit (Kgmol/h)</i>	<i>2541.80</i>	<i>1376.73</i>	<i>1164.87</i>
<i>C1</i>	<i>0.0000</i>	<i>0.0000</i>	<i>0.0000</i>
<i>C2</i>	<i>0.0201</i>	<i>0.0371</i>	<i>0.0000</i>
<i>C3</i>	<i>0.5251</i>	<i>0.9610</i>	<i>0.0099</i>
<i>iC4</i>	<i>0.1675</i>	<i>0.0017</i>	<i>0.3635</i>
<i>nC4</i>	<i>0.2836</i>	<i>0.0002</i>	<i>0.6164</i>
<i>iC5</i>	<i>0.0031</i>	<i>0.0000</i>	<i>0.0067</i>
<i>nC5</i>	<i>0.0016</i>	<i>0.0000</i>	<i>0.0035</i>
<i>SOMME</i>	<i>1.0000</i>	<i>1.0000</i>	<i>1.0000</i>

**V.3.2 Schéma de simulation :** Dans la figure suivante on présente le schéma PFD du fractionnateur (V-X101) réalisé à l'aide du simulateur HYSYS

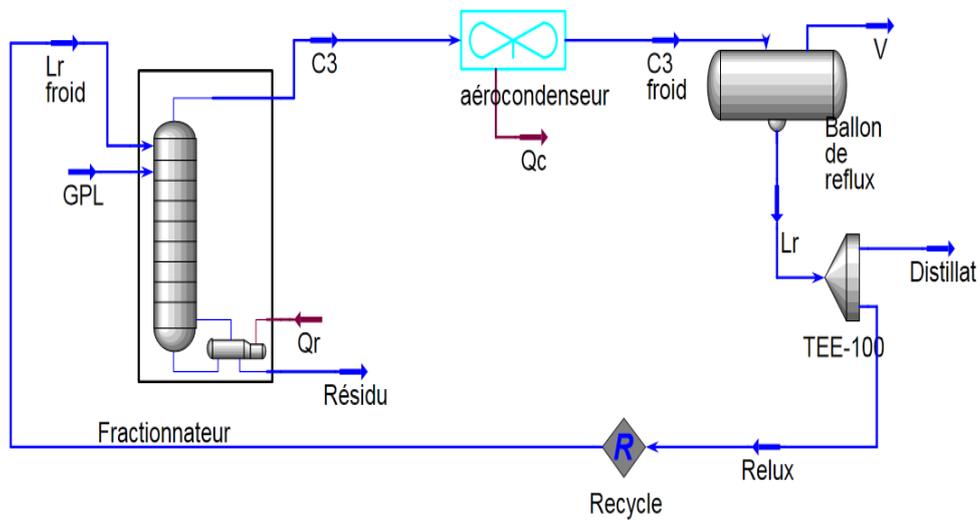


Figure 11 Schéma de la section de fractionnement

**V.3.3 Les résultats de simulation**

Dans le tableau ci-dessous, nous présentons les données du design, les résultats de la simulation ainsi que l'erreur relative obtenue selon la relation suivante :

$$\text{Erreur} = \frac{|(V_{\text{Désigne}} - V_{\text{Désigne.simulé}})|}{V_{\text{Désigne}}} \times 100 \dots\dots\dots(\text{IV.1})$$

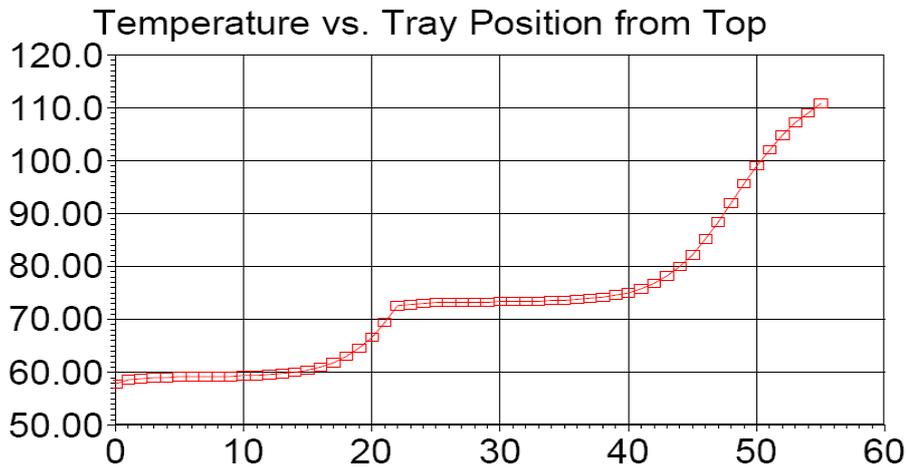
Tableau V.2 calcul des erreurs du design

	<i>design</i>	<i>design simulé</i>	<i>Erreur %</i>
$T_D$ (°C)	57,1	54,89	3,87
$T_R$ (°C)	110,9	109	1,71
$P$ tête (bar)	20,2	19,81	1,93
$P$ fond (bar)	20,5	20,1	1,95
$Q_c$ (kcal/h)	19850000	19720000	0,65
$Q_{reb}$ (kcal/h)	21080000	21120000	0,19
$C_3$ tête	0,98	0,9629	1,74

L'erreur obtenue pour tous les paramètres est inférieure à 4 % ce qui signifie que les résultats de la simulation sont proches des valeurs du design et que l'utilisation du modèle thermodynamique PR est avantageuse

**V.3.4 Profil des paramètres de fonctionnement :**

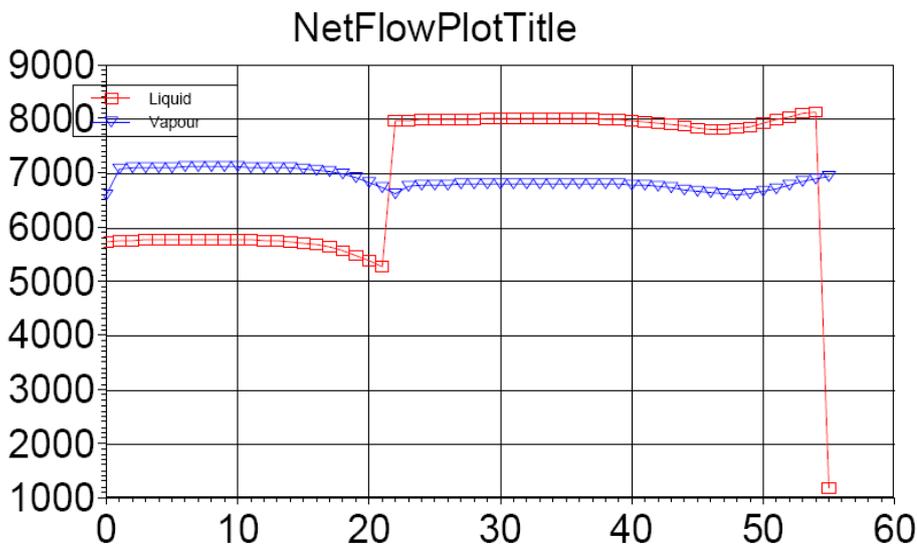
➤ Profil de température:



**Figure 12** Variation de la température sur les plateaux en fonction des temps

Nous remarquons que la variation de la température est régulière le long de la colonne excepté la zone d'alimentation où la température est perturbée par celle de la charge mentionnée à [74.5°C]

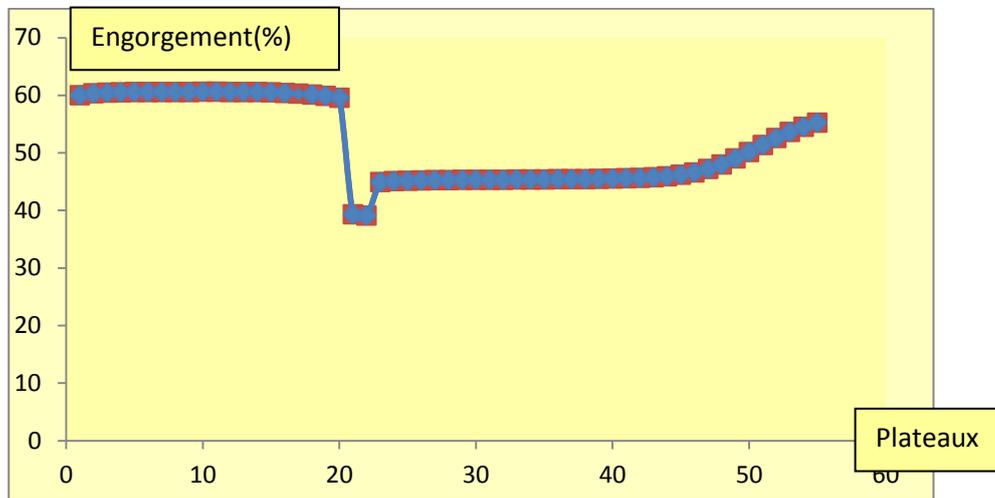
➤ Profil de débit:



**Figure 13** Variation de débit sur les plateaux

On constate que le débit de la phase vapeur est supérieur à celui de la phase liquide avant le plateau 21 où le débit liquide augmente d'une manière considérable à cause de l'alimentation se trouve à l'état liquide.

➤ *Profile de l'engorgement dans le cas design:*



**Figure 14** Variation de l'engorgement sur les plateaux

D'après la **figure14** la colonne fonctionne à environ 60% de l'engorgement dans la 1<sup>ère</sup> section, et 40 % dans la 2<sup>ème</sup> section ; cette diminution est justifiée par l'augmentation du diamètre de la 2<sup>ème</sup> section.

**V.4 Vérification du cas actuel:**

**V.4.1 Paramètres du cas actuel :**

Les paramètres du cas actuel sont obtenus pendant le mois de Avril (la charge 100%)

**Tableau V.3** Paramètres de service

Paramètre	Alimentation	Distillat	Résidu
T (C)	71	56.22	112.3
P (kpas)	2089	2010	2108
Débit (Kgmol/h)	2594	1580	1013
C1	0.0003	0,0005	0
C2	0.0058	0,0095	0

<i>C3</i>	0.6025	0,9887	0,0004
<i>iC4</i>	0.1368	0,0013	0,348
<i>nC4</i>	0.2494	0	0,6383
<i>iC5</i>	0.0036	0	0,009
<i>nC5</i>	0.0016	0	0,0041
<i>SOMME</i>	1.00	1.00	1.00

#### V.4.2 Les résultats de la simulation :

Les données du cas actuel, les résultats de la simulation de ce cas et l'erreur relative obtenue à partir de la relation (IV.1) sont récapitulés dans le tableau suivant

**Tableau V.4** Calcul des erreurs dans les valeurs actuelles

	<i>cas actuel</i>	<i>cas actuel simulé</i>	<i>Erreur %</i>
$T_D$ (°C)	56,22	55,38	1,49
$T_R$ (°C)	112,3	109	2,94
$P_{tête}$ (bar)	20,1	19,81	1,44
$P_{fond}$ (bar)	21,08	20,1	4,65
$Q_C$ (kcal/h)	18,1	18,39	1,60
$Q_{reb}$ (kcal/h)	17,8	18,73	5,22
$C3_{tête}$	0,9887	0,9731	1,58

Nous remarquons que les résultats de la simulation sont proches des données réelles de fonctionnement de la colonne ce qui confirme la simulation et nous permet d'étudier l'influence d'un paramètre fonctionnel et de passer à l'opération de ces paramètres.

### V.5 Optimisation du taux de reflux :

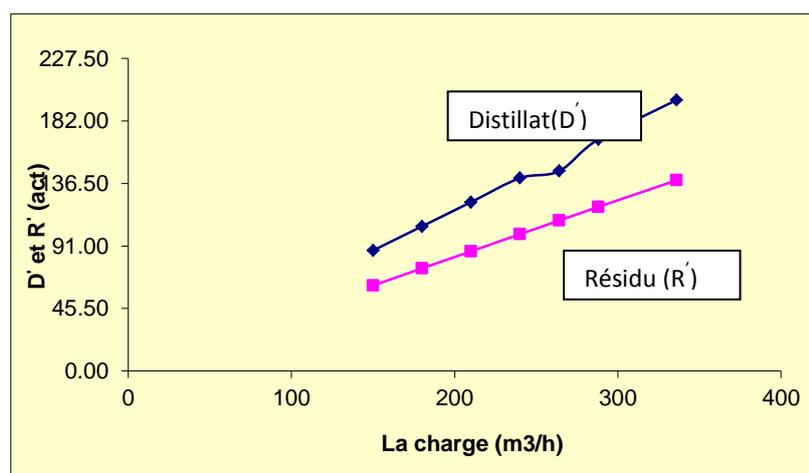
#### V.5.1 L'influence du taux de reflux sur le distillat et résidu:

Dans le tableau suivant on donne les valeurs des débits de distillat et de résidu qui correspondent aux différentes charges

**Tableau V.5** Débits de distillat et de résidu calculés par le HYSYS

Traitement		Débit du Distillat $D'$ ( $m^3/h$ )	Débit du résidu $R'$ ( $m^3/h$ )
%	( $m^3/h$ )		
62.5	150	87.76	62.24
75	180	105.3	74.7
87.5	210	122.9	87.14
100	240	140.4	99.55
110	264	145.5	109.5
120	288	168.6	119.4
140	336	197.2	138.8

Les résultats obtenus par la simulation sont représentantes dans la figure ci-après



**Figure 15** Débits de distillat et de résidu en fonction de l'alimentation

On remarque que les débits de distillat et de résidu augmentent proportionnellement avec l'augmentation du débit de la charge.

*Commentaire sur les résultats obtenus:*

Les résultats de simulation obtenus sont proches aux résultats théoriques selon les normes exigées à cet effet donc on peut dire que la simulation(HYSYS) peut nous donner des résultats finaux avant le traitement de séparation.



# *Conclusion*

### ***Conclusion générale :***

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

Notre stage pratique au sein du complexe GP1/Z nous a permis d'avoir des connaissances plus approfondies sur la séparation du gaz de pétrole liquéfié (GPL), connaître le procédé de fabrication de propane C3 et de butane C4 et les différentes installations du complexe comme les utilités, le traitement préliminaire du GPL ainsi que le stockage des produits finis à température ambiante et à basse température.

Ce stage nous a permis de :

- Connaître le procédé de fabrication de propane C<sub>3</sub> et butane C<sub>4</sub>.
- Voir les différentes installations du complexe.
- Découvrir le rôle et l'organisation de chaque département et notamment le département de production.

L'objectif principal étant l'étude des performances de la colonne de fractionnement.

Nous nous sommes basée dans cette étude sur la simulation du procédé pour établir les bilans de matière et d'énergie au niveau de la colonne. . En fonction des résultats obtenus, nous pouvons conclure que :

\*Les compositions du distillat et du résidu sont dans les normes.

\* Les colonnes sont efficaces.

\*La simulation est une méthode de préversion des résultats avant la séparation dans la colonne

Nous ajoutons à cela que le système sécuritaire l'hors d'exploitation est au point et répond à toutes les exigences normatives.

## ***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*



# *Annexes*

A. RECIPIENTS

1. Colonnes

<u>Repère n°</u>	<u>Service</u>	<u>Dimensions (mm)</u>		<u>N° de plateaux</u>	<u>Type</u>	<u>Fonctionnement</u>				<u>Calcul</u>	
		<u>DI</u>	<u>T-I</u>			<u>Temp. (°C)</u>	<u>Press. (kg/cm<sup>2</sup> eff.)</u>	<u>Temp. (°C)</u>	<u>Press. (kg/cm<sup>2</sup> eff.)</u>		
02-V-1101 à 4901	Fractionnateur	4 100 5 500	x 41 450	55	clapet	51,1 110,9	20,2 20,5	135		* FV/23,5	
02-V-1102 à 4102	Dééthariseur	1 800 2 600	x 22 850	25	clapet	16,5 62,1	22,0 22,1	-5 / 85		* FV/24,5	
02-V-1103	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. ECHANGEURS1. Echangeurs tubulaires

<u>Repère</u>	<u>Service</u>	<u>Service</u> (106 kcal/h)	<u>FLuide</u>	<u>Fonctionnement</u>			<u>Calcul</u>		
				<u>Press. (kg/cm<sup>2</sup> eff.)</u>	<u>Temp. (°C)</u>	<u>Press. (kg/cm<sup>2</sup> eff.)</u>	<u>Temp. (°C)</u>	<u>Temp. (°C)</u>	
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 d'éthanisneur	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 d'éthanisneur	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 dépétanisneur	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		

2. Aéroréfrigérants

<u>Repère</u>	<u>Service</u>	Service (106 kcal/h)	<u>Fluide</u>	<u>Fonctionnement</u>		<u>Calcul</u>	
				<u>Press. (kg/cm<sup>2</sup> eff.)</u>	<u>Temp. (°C)</u>	<u>Press. (kg/cm<sup>2</sup> eff.)</u>	<u>Temp. (°C)</u>
02-E-1002 à 4002 1)	Condenseur de tête du fractionnateur	25,23	Propane	20,0	57,3/50	* FV/23,5	80
02-E-1008 à 1008 1)	Condenseur de tête du dépentaniseur	9,96	Butane	8,3	63/5/50	* FV/10,6	85
02-E-1010 à 1010 2)	Réfrigérant Pentane	0,109	Pentane	8,5	101,8/50	* FV/10,6	135
02-E-1011 à 1011 2)	Réfrigérant Propane	0,783	Propane	21,1	55,1/43	* FV/29,0	85

Note 1) 50 % Pas des pales du ventilateur ajustable, 50 % pas des pales du ventilateur auto-variable  
 Note 2) 100 % Pas des pales du ventilateur ajustable

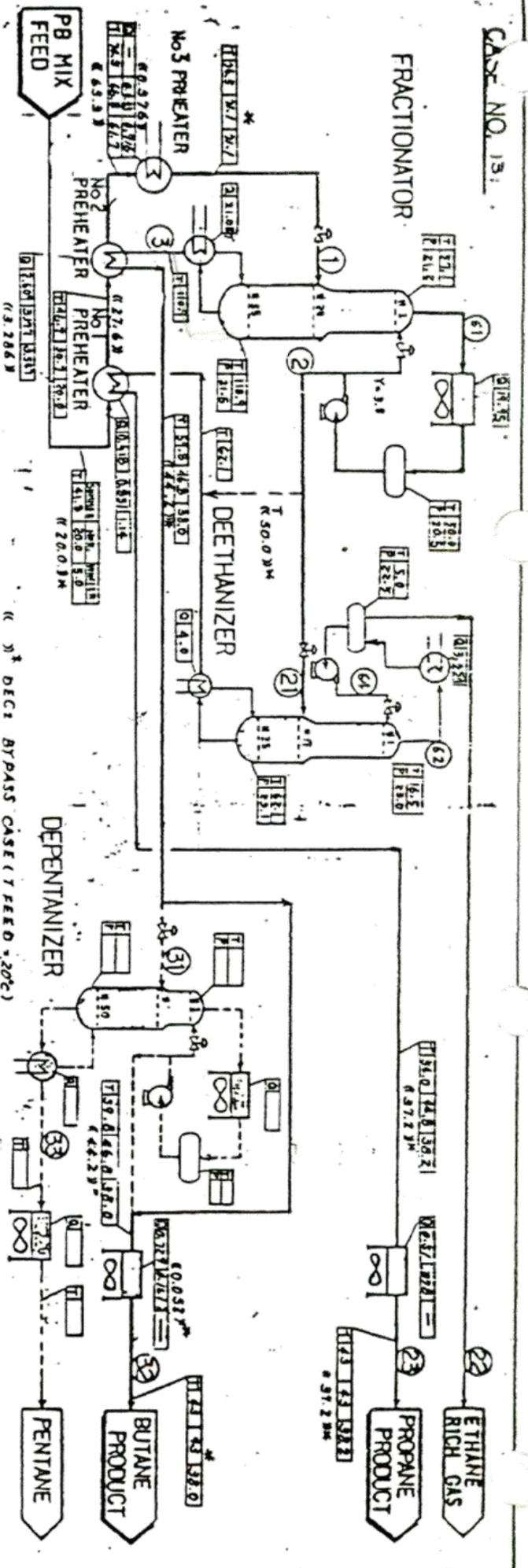
**TABIEAU - I.1 GPL bruts**

N° de la charge	HASSI-MESSAOU			HASSI R'MEL	
	1	2	3	4	5
COMPOSANT	Unité Sud (Fluorine)	Unité Nord (Fluorine)	Unité de Récupération (Lummins)	Procédé Prichard (2 modules)	Procédé Hudson (3 modules)
CO <sub>2</sub> (en % mole)	-	-	-	-	-
C <sub>1</sub>	-	-	-	-	0,008
C <sub>2</sub>	1,74	4,58	2,19	2,197	0,853
C <sub>3</sub>	54,65	53,43	51,60	49,255	52,435
i - C <sub>4</sub>	10,39	9,85	9,90	16,067	17,133
n - C <sub>4</sub>	33,22	29,92	36,00	31,540	29,427
i - C <sub>5</sub>	-	1,50	0,19	0,487	0,111
n - C <sub>5</sub>	-	0,67	0,03	0,454	0,028
C <sub>6+</sub>	-	-	-	-	-
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 <sup>2</sup> 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 <sup>6</sup> 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 <sub>2</sub> (en % mole)	-	-	-	-	-	-	-	-
C <sub>1</sub>	-	-	-	-	-	-	-	-
C <sub>2</sub>	1,82	2,77	2,53	3,28	3,11	2,21	0,91	
C <sub>3</sub>	58,29	52,37	62,60	46,52	51,08	68,46	51,65	
i - C <sub>4</sub>	15,94	22,39	18,08	24,34	19,18	7,90	17,14	
n - C <sub>4</sub>	23,54	22,03	16,58	25,35	26,18	21,27	30,15	
i - C <sub>5</sub>	0,28	0,29	0,14	0,38	0,32	0,09	0,12	
n - C <sub>5</sub>	0,09	0,15	0,07	0,13	0,13	0,07	0,03	
C <sub>6+</sub>	-	-	-	-	-	-	-	
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 <sup>2</sup> 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 <sup>6</sup> tonnes par an)	0,870	0,590	0,216	0,770	0,394	0,088	0,096	8,374

CASE NO. 131



STREAM	PRESS. Kg/cm <sup>2</sup> A		TEMP. °C	MOLAL FLOW RATE AND COMPOSITION					PHASE											
	(1)	(2)		C1	C2	C3	C4	C5												
(61)	31.2	29.0	57.1	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(62)	16.5	14.5	74.5	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(1)	74.5	50.0	110.9	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(2)	50.0	50.0	50.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(3)	110.9	110.9	110.9	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(64)	5.0	5.0	5.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(22)	5.0	5.0	5.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(23)	43.0	43.0	43.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(31)	43.0	43.0	43.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(32)	43.0	43.0	43.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(33)	43.0	43.0	43.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(34)	43.0	43.0	43.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(35)	43.0	43.0	43.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(36)	43.0	43.0	43.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(37)	43.0	43.0	43.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(38)	43.0	43.0	43.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(39)	43.0	43.0	43.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
(40)	43.0	43.0	43.0	0.05	1.06	2.01	51.07	341	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

FEED SOURCE (B) AVERAGE OF ALL SOURCES.

CORRECTION FACTOR FOR 100MMION PER YEAR X 1.0

IHI

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

Fig-1. AVERAGE OF ALL SOURCES - Non. Operation

# La thermodynamique dans HYSYS

## Équations d'état

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