



République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université 20 août 1955 -SKIKDA

Faculté de

Science

Et Technologie

Département de

Pétrochimie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière: industries Pétrochimiques

Spécialité: Génie Pétrochimique

Thème:

**calcul des performances d'une nouvelle
installation de dépropaniseur au niveau de
complexe industriel ZCINA -Hassi Messaoud-**

Réalisé par:

- ANNANE FARES
- ZAHZAH SOFIANE

Encadré par:

- SAADI CHAHRAZED

Année Universitaire 2022/2023

REMERCIEMENT

A l'issue de notre travail de fin de formation, nous adressons à Dieu beaucoup de louanges bonnes et bénies, nous allons préserver à adorer notre Seigneur qui se montre généreux sans cesse envers nous et nous n'allons jamais cesser de Le louer.

Nous remercions vivement notre professeur tuteur M^{me}. Saadi Chahrazed , d'avoir encadré ce modeste travail avec beaucoup de compétence :

Merci pour votre indéfectible disponibilité, votre rigueur et la confiance que vous nous avez accordée au cours de l'élaboration de ce travail, merci pour l'acuité de vos critiques et pour vos conseils éclairés.

nous remercions également tous les membres du jury d'avoir accepté d'assister à la présentation de ce travail

Nous tenons à remercier toute l'équipe pédagogique qui m'a donné la chance d'être normalien.

Nous remercions également les membres du Sonatrach Zcina « Hassi Messaoud » de m'avoir bien accueilli durant mon stage pratique.

Mes remerciements s'adressent aussi à M. MASSINISA M. HADJYAHIA et M. GHAZALI Mohamed pour son aide infini et sa présence permanente afin de m'assurer de meilleures conditions de travail et de formation.

Veillez trouver dans ces pages une infime partie de mon infinie reconnaissance.

DEDICACES

À mes parentes, sœurs et frères bien-aimés,

Je dédie humblement ce mémoire de fin d'études à vous tous, qui avez été des piliers constants dans ma vie. Votre amour et votre soutien ont été une source inépuisable de motivation et d'inspiration tout au long de mon parcours académique.

À mes chères parentes, votre amour inconditionnel et vos encouragements ont été mes plus grands soutiens. Votre dévouement et vos sacrifices ont tracé le chemin de ma réussite. Je suis profondément reconnaissant de tout ce que vous avez fait pour moi.

À mes sœurs et frères, votre présence et vos encouragements ont été un véritable soutien. Nous avons partagé des moments de joie, d'apprentissage et de croissance ensemble. Votre soutien indéfectible m'a donné la confiance nécessaire pour surmonter les obstacles et persévérer dans mes études.

Que cette dédicace témoigne de ma reconnaissance et de ma gratitude éternelles envers vous tous. Votre amour, votre soutien et votre présence ont été les fondations sur lesquelles j'ai bâti ma réussite. Je suis honoré d'avoir une famille aussi aimante et attentionnée.

Avec tout mon amour et ma reconnaissance sincères

LISTE D'ABREVIATION

D' : Le débit de distillat

DP1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur.

DP2 : charges dues aux résistances des plateaux.

F : Le débit molaire de la charge

Ki : Le coefficient d'équilibre

Kr : Le coefficient d'équilibre de constituant de référence

L : la charge de l'alimentation

Li : La composition molaire de la charge l'élément "i"

Mi : la masse moléculaire

Mmoy : La masse moléculaire moyenne

NR : Nombre de plateaux dans la zone de rectification

NS : Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement

NT: Nombre de plateaux total de la colonne

Pb : La pression au ballon de reflux

Pf : La pression au fond de la colonne

PL : La pression de l'alimentation

Ps : La pression au sommet de la colonne

Rf min : Taux de reflux minimal

Tb : La température au ballon de reflux

Tf : La température au fond de la colonne

TL: La température de l'alimentation

Ts : La température au sommet de la colonne

W' : Le débit de résidu

X'Wi : la composition de l'élément "i" dans le résidu à la phase liquide

Y'Di : la composition de l'élément "i" dans le distillat à la phase vapeur

α : la volatilité relative des constituants

ϕ : Constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés lourds et légers

LISTE DES TABLEAUX

Tableau II. 1 Les Propriétés physiques de GPL.....	20
Tableau II. 2 Les spécifications de GPL d'après le manuelle de Zcina Hassi Messaoud.....	25
Tableau II. 3 Caractéristiques principales des équipements d'après le manuelle de Zcina Hassi Messaoud	28
Tableau II. 4 Spécification des produits commerciaux à l'aide du deux normes	30
Tableau IV. 1 Fractions et les débits molaires de la charge.....	59
Tableau IV. 2 les fractions molaire de distillat	63
Tableau IV. 3 Les fractions molaire de résidu	63
Tableau IV. 4 Les débits molaires du distillat et résidu.....	64
Tableau IV. 5 températures dans la colonne au sommet et le Ki.....	66
Tableau IV. 6 Températures dans la colonne au ballon de reflux et le Ki.....	66
Tableau IV. 7 Températures dans la colonne au fond et le Ki.....	67
Tableau IV. 8 Températures dans la colonne dans la zone d'alimentation et le Ki.....	68
Tableau IV. 9 les volatilité des composition (Zone rectification)	69
Tableau IV. 10 les volatilité moyenne des composition (Zone épuisement).....	69
Tableau IV. 11 les volatilité moyenne dans tout la colonne	70
Tableau IV. 12 tableau d'approximation de la valeur de TETA.....	73
Tableau IV. 13 calcul de Rf_{min}	73
Tableau V 1 comparaison valeurs short Cut et valeurs colonne finale.....	91

LISTE DES TABLEAUX

Figure I 1 Situation géographique du Champs HMD	5
Figure I 2 Schéma de la section d'extraction des liquides des gaz associés	8
Figure I 3 Schéma de la section de compression de gaz de charge	9
Figure I 4 Schéma de la section Déshydratation du gaz de charge.....	12
Figure I 5 Schéma de la section de Refroidissement du gaz et expandeur / Compresseur.....	13
Figure I 6 Schéma de la section de Dééthanisation	15
Figure I 7 Schéma de la section de debutanisation	17
Figure II. 1 la demande national des GPL	25
Figure II. 2 Schéma de la section de stockage et expédition	27
Figure III. 1 colonne de rectification	32
Figure III. 2 colonne rectification et les compositions	34
Figure III. 3 colonne rectification type plateaux.....	35
Figure III. 4 types des clapets et soupapes.....	36
Figure III. 5 Ensemble d'une Distillation de Brut.....	39
Figure III. 6 Schéma distillation par batch (discontinue)	42
Figure III. 7 Schéma standard.....	43
Figure IV. 1 Description du depropaniseur étudié.....	56
Figure IV. 2 schéma des étapes de traitement.....	58
Figure IV. 3 Simulation de la colonne de dépropanisations	78
Figure IV. 4 SHORTCUT simulation paramétrer conception	81
Figure IV. 5 SHORTCUT simulation feuille de travail composition.....	81
Figure IV. 6 SHORTCUT simulation feuille de travail conditions	82
Figure IV. 7 SHORTCUT simulation Performance	83
Figure IV. 8 Colonne HYSYS simulation	86
Figure IV. 9 Feuille de travail conditions colonne HYSYS simulation (charge GPL)	86
Figure IV. 10 conception Colonne HYSYS simulation.....	87
Figure IV. 11 conception d'écran convergée colonne HYSYS simulation	87

Figure IV. 12 Profile performance colonne de la Colonne HYSYS simulation.....	89
Figure IV. 13 la courbe d'évolution de la température par rapport le nombre des plateaux de la colonne hysys simulation	89
Figure IV. 14 la courbe d'évolution de la pression par rapport le nombre des plateaux de la colonne hysys simulation.....	90
Figure IV. 15 la courbe des fractions molaires par rapport le nombre des plateaux de la colonne hysys simulation.....	90

SOMMAIRE

INTRODUCTION GÉNÉRALE	1
I.1 HISTORIQUE DU CHAMP DE HASSI MESSAOUD	4
I.2 SITUATION GÉOGRAPHIQUE DU CHAMP HASSI MESSAOUD	4
I.3 BUT DE L'USINE GPL ZCINA	5
I.4 DESCRIPTION GÉNÉRALE DE L'INSTALLATION.....	6
I.5 DESCRIPTION DES UNITÉS DE PRODUCTION GPLZCINA.....	7
I.5.1 DES UNITES PROCEDE	7
I.5.2 DES UNITES UTILITES	7
I.6 DESCRIPTION DES UNITÉS DE PROCÉDÉS	8
I.6.1 CANALISATION DE GAZ DE CHARGE DEPUIS CINA	8
I.6.2 COMPRESSION DU GAZ DE CHARGE	9
I.6.3 CONDITIONNEMENT DU GAZ A L'ASPIRATION	10
I.6.4 COMPRESSEUR.....	10
I.6.5 SECTION DE DESHYDRATATION DU GAZ DE CHARGE	12
I.6.6 SECTION DE REFFROIDISSEMENT DU GAZ ET EXPANDEUR / COMPRESSEUR.....	13
I.6.7 SECTION DE DEETHANISATION	15
I.6.8 SECTION DE DEBUTANISATION - SEPARATION DES GPL.....	17
II GENERALITES SUR LE GPL	19
II.1 INTRODUCTION	19
II.2 PROPRIÉTÉS ET CARACTÉRISTIQUES DU GPL.....	19
II.2.1 PROPRIÉTÉS PHYSIQUES	19
II.2.2 PROPRIETES DES PRODUITS COMMERCIAUX	20
II.3 LES SOURCES DES GPL	21
II.4 CARACTÉRISTIQUES GÉNÉRALES DES GPL	21
II.5 LES AVANTAGES ET INCONVÉNIENTS TECHNIQUES DE GPL	23
II.6 EXPORTATION DU GPL.....	23
II.7 DOMAINES D'UTILISATION DU GPL.....	23

II.8 GPL EN ALGÉRIE	25
II.9 DEMANDE NATIONALE DES GPL	25
II.10 LES SPÉCIFICATIONS DE GPL (UTILISE COMME CHARGE DE DÉPROPANISER).....	25
II.12 CARACTÉRISTIQUES PRINCIPALES DES ÉQUIPEMENTS	28
II.13 SYSTÈME D'EXPORT DU GPL.....	28
III.1 THÉORIE DE LA RECTIFICATION	32
III.1.1 DEFINITION DE LA RECTIFICATION.....	32
III.1.2 FONCTIONNEMENT D'UNE COLONNE DE RECTIFICATION	33
III.1.3 DESCRIPTION D'UNE COLONNE DE RECTIFICATION	34
III.1.4 TYPES DES COLONNES DE RECTIFICATION	35
<i>III.1.4.1 Colonnes à plateau.....</i>	<i>35</i>
<i>III.1.4.2 Colonnes à garnissage</i>	<i>37</i>
III.1.6 EXEMPLES DE CAS DIFFICILES DE RECTIFICATION	38
III.2 DÉFINITION DE LA DISTILLATION	39
III.2.1 DESCRIPTION DU PROCEDE DE DISTILLATION	39
III.2.2 TYPE DE DISTILLATION	41
<i>III.2.2.1 Distillation Par Batch discontinue</i>	<i>41</i>
<i>III.2.2.2 Distillation continue.....</i>	<i>42</i>
III.3 LOIS FONDAMENTALES DE TRANSFERT DE MATIÈRE	44
III.4 BILAN MATIÈRE DE LA COLONNE ET DE CES ZONES	45
III.4.1 BILAN MATIERE DE LA ZONE DE RECTIFICATION	46
III.4.2 BILAN MATIERE DE LA ZONE D'EPUISEMENT	47
III.4.3 BILAN MATIERE DE LA ZONE D'ALIMENTATION	48
III.5 LA VOLATILITÉ RELATIVE	48
III.6 LE CHOIX DE LA PRESSION.....	48
III.7 LES ÉQUATIONS DES ISOTHERMES POUR LES DIFFÉRENTES PARTIES DE LA COLONNE	49
III.8 LE REFLUX MINIMUM (MÉTHODE DE UNDERWOOD)	50
III.9 TAUX DE REFLUX OPTIMAL	51

III.10 NOMBRE DE PLATEAUX THÉORIQUES À REFLUX OPTIMAL (MÉTHODE DE GILLILAND)	51
IV. PARTIE EXPÉRIMENTALES	54
IV.1 PROBLÉMATIQUE	54
IV.2 LA SECTION DU DÉPROPANISATIONS.....	55
IV.3 DESCRIPTION DU DEPROPANISEUR ÉTUDIÉ.....	56
IV.4 SCHÉMA SIMPLIFIÉ.....	58
IV.5 CONDITION DE TRAVAIL.....	58
IV.5.1 COMPOSITION DE LA CHARGE (% MOLAIRES)	58
IV.5.2 BILANS DE MATIERES DE LA COLONNE	60
IV.5.3 DETERMINATION DE XRI ET YDI	62
IV.5.4 LES DEBITS MOLAIRES.....	63
IV.5.5 CALCUL LA PRESSION DE LA COLONNE	64
IV.5.6 CALCUL LES TEMPERATURES DANS LA COLONNE	65
IV.5.7 CALCUL LA VOLATILITE RELATIVE	68
IV.5.8 COMPOSITION DES COMPOSES NON-CLE DANS W ET D.....	71
IV.5.9 CALCUL NOMBRE DE PLATEAU MIN (RELATION DE FESKE).....	71
IV.5.10 DEBITE COMPOSE NON-CLE	71
IV.5.11 CALCUL LE REFLUX ET REFLUX MIN.....	71
IV.5.12 CALCUL LE REFLUX.....	74
V PARTIE SIMULATION HYSYS.....	78
V.1 DÉFINITION HYSYS	78
V.2 DÉFINITION DE LA SIMULATION	78
V.4 ÉTUDE DE SIMULATION	78
V.5 LES RÉSULTATS DE SHORTCUT	80
V.7 MANIPULATION DES SPÉCIFICATIONS DE COLONNE.....	83
V.8 SIMULATION DE LA COLONNE	85
CONCLUSION GENERAL.....	93

RESUME :

Ce mémoire vise à accroître la capacité de production de propane et de butane dans la région HMD et à améliorer l'efficacité du complexe industriel GPL Z-CINA. Les problématiques principales sont l'arrêt de la colonne dépropaniseur de l'unité GPL1 et le fonctionnement unique de la colonne de dépropanisation de l'unité GPL2, qui limitent la capacité de production. De plus, les limitations de la capacité d'expédition du GPL entraînent des pertes de production et des inefficacités énergétiques. L'objectif est de transformer le complexe en une production continue et d'optimiser le système pour maximiser les revenus potentiels.

ABSTRACT

This brief aims to increase propane and butane production capacity in the HMD region and improve the efficiency of the Z-CINA LPG industrial complex. The main issues are the shutdown of the depropanizer column in unit LPG1 and the one-off operation of the depropanizer column in unit LPG2, which limit production capacity. In addition, limitations on LPG shipping capacity lead to production losses and energy inefficiencies. The aim is to transform the complex into a continuous production facility and optimize the system to maximize revenue potential.

ملخص

يهدف هذا الموجز إلى زيادة قدرة إنتاج البروبان والبيوتان في منطقة حاسي مسعود وتحسين كفاءة مجمع زادسينا الصناعي. تتمثل المشكلات الرئيسية في إغلاق عمود إزالة البروبان في وحدة جيبيال رقم واحد والتشغيل لمرة واحدة لعمود إزالة البروبان في وحدة جيبيال رقم اثنان مما يحد من الطاقة الإنتاجية. بالإضافة إلى ذلك ، تؤدي القيود المفروضة على سعة شحن غاز البترول المسال إلى خسائر في الإنتاج وعدم كفاءة في استخدام الطاقة. الهدف هو تحويل المجمع إلى منشأة إنتاج مستمرة وتحسين النظام لتعظيم الإيرادات المحتملة.

Introduction Générale

La présente mémoire de recherche se concentre sur le calcul des performances d'une nouvelle installation de dépropaniseur au niveau du complexe industriel ZCINA à Hassi Messaoud. L'objectif principal de cette étude est d'évaluer l'efficacité et les avantages potentiels de cette nouvelle installation pour l'unité de production de Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL).

Le dépropaniseur est une unité essentielle dans le processus de production de GPL, permettant la séparation du propane (C3) des autres composants du gaz naturel. Cependant, l'actuelle colonne de dépropaniseur dans l'usine ZCINA présente des limitations qui affectent la capacité de production et l'approvisionnement en propane dans la région de Hassi Messaoud.

Afin de remédier à cette situation, il est prévu d'installer une nouvelle installation de dépropaniseur qui permettra d'optimiser la capacité de production et d'améliorer la performance globale de l'usine. Cette mémoire se concentre donc sur l'évaluation de cette nouvelle installation et l'analyse de ses performances potentielles.

Dans ce contexte, nous examinerons les aspects techniques, les paramètres opérationnels, les critères de performance et les spécifications requises pour la nouvelle installation de dépropaniseur. Nous procéderons à des calculs approfondis pour évaluer l'efficacité de la séparation du propane, la capacité de traitement, la consommation d'énergie, les coûts associés et d'autres facteurs clés.

Cette étude revêt une importance capitale pour ZCINA et la région de Hassi Messaoud, car elle vise à améliorer la disponibilité du propane, à renforcer la compétitivité de l'usine sur le marché du GPL et à contribuer au développement économique de la région.

Le chapitre 1 de cette mémoire présentera un aperçu du complexe industriel ZCINA à Hassi Messaoud, en mettant l'accent sur les différentes unités de procédés présentes sur le site. Le chapitre 2 fournira une introduction générale sur le Gaz de Pétrole Liquéfié (GPL), en expliquant ses propriétés, ses utilisations et son importance dans l'industrie.

INTRODUCTION

Le chapitre 3 abordera la théorie de la rectification, qui constitue le fondement de la séparation des composants du gaz dans le dépropaniseur. Nous explorerons les principes et les concepts clés liés à ce processus.

Le chapitre 4 sera consacré à la partie expérimentale de notre étude, où nous décrirons les méthodes utilisées pour collecter les données nécessaires à l'évaluation des performances de la nouvelle installation de dépropaniseur.

Enfin, le chapitre 5 présentera une partie de simulation HYSYS, où nous utiliserons un logiciel de simulation pour modéliser et analyser le fonctionnement de la nouvelle installation de dépropaniseur.

En conclusion, cette mémoire vise à fournir une évaluation détaillée des performances d'une nouvelle installation de dépropaniseur au complexe industriel ZCINA à Hassi Messaoud. Nous espérons que les résultats de cette étude contribueront à l'optimisation de la production de GPL, à l'amélioration de l'approvisionnement régional en propane et à la rentabilité de l'usine ZCINA.

CHAPITRE I

APERÇU SUR Z CINA

HASSI MESSAOUD

I.1 Historique du champ de Hassi Messaoud

Le champ de Hassi Messaoud se situe à 850 km au Sud d'Alger et à 350 km des frontières Algero-tunisiennes par sa superficie qui s'étend sur près de 2200 km² dans le bassin Oued Mya, il est le plus grand gisement de pétrole en Algérie et l'un des champs les plus complexes du monde.

ce gisement fut découvert par deux compagnies françaises CFPA (Compagnie française des Pétroles d'Algérie) et SN-REPAL (Société Nationale de Recherche Pétrolière en Algérie). En 1946, la SN-REPAL avait commencé sa recherche à travers le Sahara, trois années plus tard, elle débutait la prospection géophysique par reconnaissance gravimétrique. Le 15 janvier 1956 fut réalisé le premier forage. Ce forage a mis en évidence les grès du cambrien producteurs d'huile à 3338 mètres de profondeur. Le 16 mai de la même année, un deuxième puits a été foré, de 1959 à 1964, depuis 153 puits ont été forés et mis en exploitation.

Sous le tutorat de La Société SONATRACH chargée de la recherche et l'exploitation des hydrocarbures fondée le 31 décembre 1963, aujourd'hui elle est devenue un groupe pétrolier assurant les missions stratégiques, gouvernante la totalité des zones pétroliers et gaz [1]

I.2 Situation géographique du champ Hassi Messaoud

Le champ de Hassi Messaoud se situe à environ 850 Km au Sud Est d' Alger et à 350 Km de la frontière Tunisienne voir la figure (I -1). Il a pour coordonnées Lambert : X : 790 000 à 840 000 m Y : 110 000 à 150 000 m

Le champ est divisé par les sociétés d'exploration SN. REPAL et CFPA ; en deux parties : Champ Sud et champ Nord [1]



Figure I 1 Situation géographique du Champs HMD

I.3 But de l'usine GPL ZCINA

Sonatrach a décidé de réaliser une nouvelle unité d'extraction des liquides de gaz associés sur le champ de Hassi Messaoud nord, dénommé GPL ZCINA (nouvelle Zone Centre Industriel Naili Abdelhalim).

GPL ZCINA est une unité d'extraction des liquides de gaz associés destinée à recevoir des gaz associés valorisables provenant de l'unité de traitement de brut CINA sur le champ de Hassi Messaoud nord, et à réexpédier en retour à CINA un gaz appauvri et à expédier le GPL extrait du gaz de charge vers une nouvelle station de pompage situé à 17 km (station hors fourniture). Cette nouvelle unité sera située à environ 5 km au nord de CINA.

Une partie du gaz de charge de l'usine GPL peut aussi provenir de l'unité de séparation d'huile LDHP également située à ZCINA. [1]

I.4 Description générale de l'installation

Cette usine comprend notamment :

- Des connexions à la ligne existante de 40' de gaz associés de CINA, pour amener le gaz de charge et exporter le gaz résiduel
- Une section de réception du gaz de charge
- Une unité de compression du gaz de charge
- Trois trains de traitement de gaz incluant une section de déshydratation du gaz, une section de récupération des liquides, une section de séparation des GPL et des condensats et un système d'huile chaude
- Des stockages et une pomperie d'expédition des GPL
- Des stockages et une pomperie d'expédition des condensats
- Des systèmes d'utilités
- Des systèmes de torche
- Des lignes d'expédition des produits (GPL, condensats)
- Des infrastructures et des bâtiments

Les installations sont conçues pour récupérer les liquides des gaz associés provenant de l'usine de traitement de brut de CINA et de l'unité de séparation d'huile LDHP. Le traitement du gaz consiste, après réception du gaz depuis la ligne existante allant aux sections de réinjections de gaz situées au CIS, à comprimer le gaz à haute pression, puis à le déshydrater, pour ensuite le détendre dans un turbo-expandeur. Le gaz obtenu est rectifié dans un absorber et le liquide obtenu est strippé dans un dééthaniseur pour extraire les liquides contenus dans le gaz de charge. Un train d'échange thermique permet d'intégrer l'ensemble de ces opérations. Le complément de chaleur nécessaire est fourni par un système d'huile chaude. Le gaz résiduel appauvri est recomprimé dans la ligne existante de gaz allant aux sections de ré-injections de gaz situées au CIS, via le recompresser à couplage direct avec le turbo-expandeur. Les liquides extraits sont finalement séparés dans un débutaniseur pour obtenir les GPL et condensats aux spécifications voulues[1].

I.5 Description des unités de production GPLZCINA

Cette section a pour but de rappeler les objectifs de chacune des installations de l'usine GPL ZCINA afin d'extraire les liquides des gaz associés provenant des installations de traitement de brut de CINA[1].

I.5.1 Des unités procédé

- Systèmes d'alimentation en gaz :
 - Canalisation de gaz de charge depuis CINA
 - Séparation d'entrée
 - Compression du gaz de charge
 - Déshydratation du gaz de charge
- Systèmes d'alimentation en liquides
- Import et distribution de condensats de CINA
 - Trains de traitement des liquides :
 - Section de refroidissement et Section de dééthanisation
 - Section de débutanisation
 - Stockage et expédition des produits liquides :
 - Stockage, export et recyclage de GPL
 - Canalisation d'export de GPL
 - Stockage, export et recyclage des condensats
 - Canalisation d'export des condensats
 - Système d'expédition des produits gazeux :
 - Canalisation d'export de gaz résiduel [1].

I.5.2 Des unités utilités

- Système gaz combustible
- Système d'huile chaude
- Systèmes de torche
- Système d'injection de produits chimiques

- Air instrument / Air service
- Azote
- Drains fermés
- Drains ouverts
- Traitement des eaux huileuses
- Diesel
- Eau brute et eau potable[1].

I.6 Description des Unités de Procédés

I.6.1 Canalisation de gaz de charge depuis CINA

Le gaz de charge valorisable provenant de l'unité de traitement de brut CINA est transféré vers l'usine GPL ZCINA par une nouvelle canalisation de 36". Le piquage est réalisé sur la ligne existante de 40" vers le CIS. Du fait de la présence possible de bouchons liquide, la canalisation de gaz de charge est équipée aux deux extrémités de gares de racleurs : une gare de racleur de départ à CINA (G01-VM-27-03) et une gare de racleur d'arrivée à ZCINA (G01-VM-27-04).

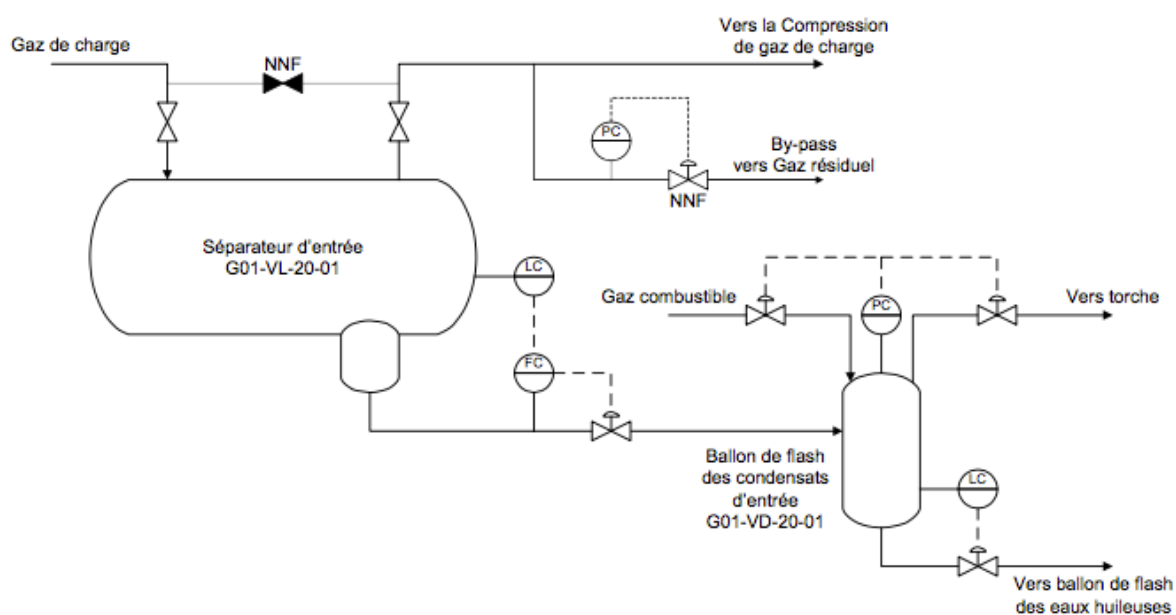


Figure I 2 Schéma de la section d'extraction des liquides des gaz associés

Cette unité est commune à tout le complexe de GPL ZCINA. Le séparateur d'entrée G01-VL-20-01 reçoit le gaz de charge acheminé par la canalisation de 36" depuis CINA. Ce gaz peut contenir de l'eau générée par la condensation en ligne. Le séparateur d'entrée G01-VL-20-01 sépare le gaz, dirigé vers la section de compression, de la phase aqueuse. Une injection d'inhibiteur de corrosion est prévue au niveau de la sortie gaz du séparateur.

Le ballon de flash des condensats d'entrée G01-VD-20-01 reçoit le liquide du séparateur d'entrée G01-VL-20-01 envoyé via un contrôle de niveau. Ce ballon permet de dégazer l'eau saturée en hydrocarbures et d'envoyer les gaz dissous à la torche basse pression. Le liquide de fond du ballon est expédié vers le système de traitement des eaux huileuses sous contrôle de niveau[1].

I.6.2 Compression du gaz de charge

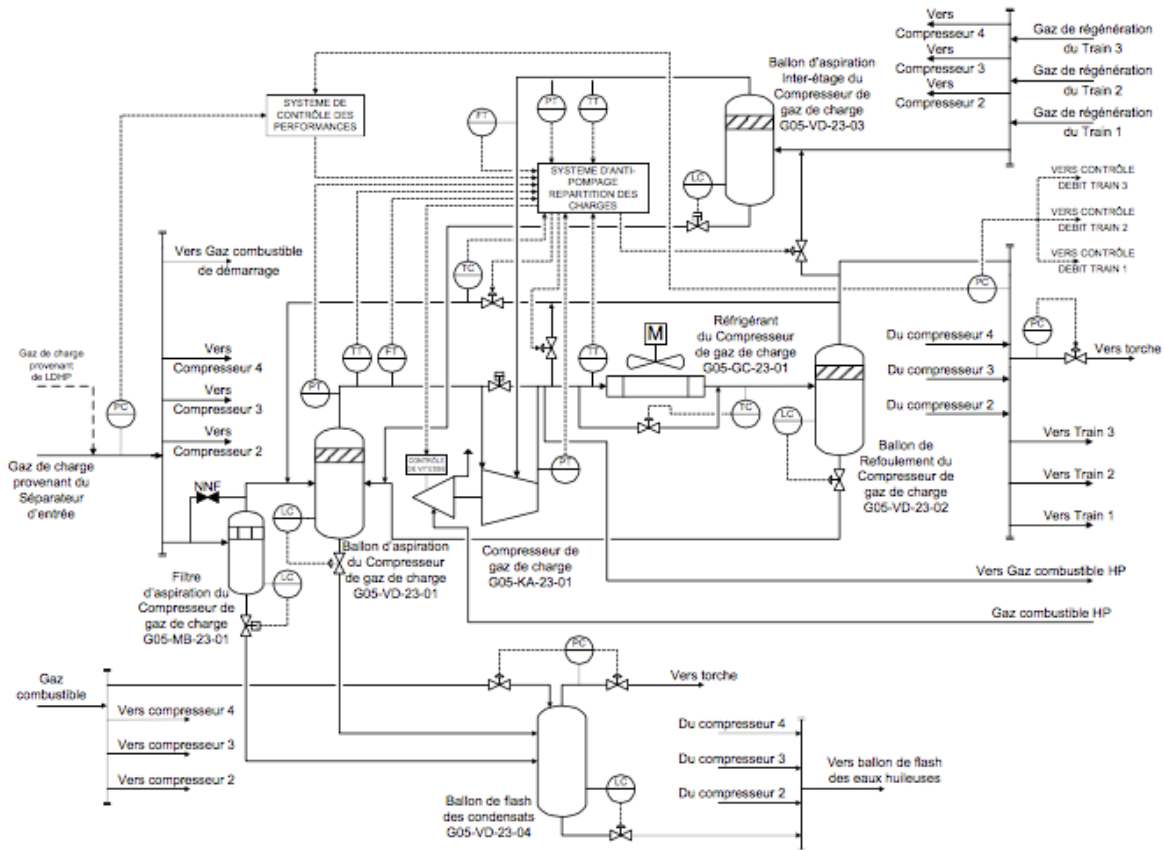


Figure I 3 Schéma de la section de compression de gaz de charge

Le gaz de charge en provenance du séparateur d'entrée G01-VL-20-01 est envoyé sur le collecteur commun d'aspiration des compresseurs de gaz de charge G05/G06/G07/G08-KA-23-01. Le collecteur commun d'aspiration des compresseurs peut aussi recevoir le gaz associé issu de l'unité de séparation d'huile LDHP (également située à ZCINA).

L'ensemble du gaz se répartit sur les trois trains de compression en fonctionnement (le 4ème train de compression est utilisé comme secours). Le gaz de régénération issu de la section de déshydratation de chaque train de traitement est recueilli sur un collecteur commun puis il se répartit également sur les compresseurs au niveau de la dernière roue,

constituant ainsi l'inter-étage de ces derniers.

Les quatre trains de compression sont identiques. La description de fonctionnement qui suit s'applique à n'importe lequel des trains de compression[1].

I.6.3 Conditionnement du gaz à l'aspiration

Le gaz de charge sortant du séparateur d'entrée G01-VL-20-01 est envoyé dans le filtre coalesceur d'aspiration G0X-MB-23-01. Ce filtre, à deux étages, permet d'éliminer l'eau qui pourrait se condenser en ligne sous l'effet des échanges thermiques avec l'air ambiant et d'éliminer les particules solides entraînées (rétention des gouttelettes de taille supérieure ou égale à 10 μm et des particules solides de taille supérieure à 5 μm). Les liquides qui y sont récupérés sont envoyés vers le ballon de flash des condensats du compresseur G0X-VD-23-04 par un contrôle on/off du niveau dans le filtre. Il est possible de bypasser le filtre coalesceur notamment lors du changement des cartouches coalescentes.

Le gaz filtré rejoint ensuite le ballon d'aspiration du compresseur G0X-VD-23-01 qui recueille l'eau condensée en ligne depuis le séparateur d'entrée G01-VL-20-01 lors du bypass du filtre G0X-MB-23-01 ainsi que les liquides flashés du ballon de refoulement du compresseur G0X-VD-23-02 et du ballon d'inter-étage du compresseur G0X-VD-23-03. Les condensats du ballon d'aspiration G0X-VD-23-01 sont évacués sous contrôle de niveau vers le ballon de flash de condensats G0X-VD-23-04.

Ce ballon de flash (G0X-VD-23-04) permet de dégazer l'eau saturée en hydrocarbures et d'envoyer les gaz dissous à la torche basse pression. Le liquide de fond du ballon est expédié vers le traitement des eaux huileuses sous contrôle de niveau[1].

I.6.4 Compresseur

Le gaz de charge provenant du ballon d'aspiration G0X-VD-23-01 est comprimé dans le compresseur G0X-23-KA-01. Le compresseur est entraîné par la turbine à gaz G0X-DMT-23-01. Les turbines à gaz des compresseurs sont alimentées en gaz combustible haute pression. Le gaz humide provenant du collecteur de gaz de régénération est préalablement envoyé dans le ballon d'aspiration d'inter-étage G0X-VD-23-03 pour protéger le compresseur du liquide condensé en ligne. Le liquide est ensuite envoyé vers le ballon d'aspiration G0X-23-VD-01. De son côté, le gaz de régénération issu du G0X-VD-23-03 est introduit dans le compresseur G0X-23-KA-01 au niveau de l'inter-étage où il rejoint le gaz de charge juste avant la dernière roue du compresseur.

Les quatre turbo-compresseurs sont gérés par un système de répartition de charge contrôlant la pression d'aspiration au niveau du collecteur d'aspiration. Un contrôle complémentaire par la pression de refoulement existe et se met en place en cas de pression de refoulement trop élevée. Le répartiteur de charge agit sur la vitesse de chaque turbine afin d'ajuster la capacité des compresseurs à la capacité requise et d'assurer une répartition identique du débit sur les quatre machines.

Chaque étage du compresseur dispose d'un système d'anti-pompage et de son système de contrôle dédié permettant de recycler du gaz du refoulement du compresseur à l'aspiration de celui-ci ou à l'inter-étage de celui-ci afin d'opérer chaque étage au-delà de son point de pompage à la vitesse donnée. Le système d'anti-pompage du premier étage est de plus couplé à un contrôle anti-hydrate. En effet, en cas d'ouverture de la vanne d'anti-pompage principale (entre le refoulement et l'aspiration du premier étage), il y a un risque de formation d'hydrates due à la baisse de température dans la vanne d'anti-pompage et en aval de celle-ci. Il est donc nécessaire de contrôler la température en aval de la vanne d'anti-pompage bien au-dessus de la température de formation d'hydrates grâce à l'injection de gaz chaud du refoulement en amont de la vanne d'anti-pompage.

Pour les phases d'arrêt, le compresseur est équipé d'un bypasse de gaz chaud permettant le recyclage entre le refoulement et l'aspiration à travers une vanne tout ou rien[1].

Les deux flux froids sont mélangés et dirigés vers le ballon d'alimentation de l'expandeur G1X-VL-32-01.

Le gaz provenant du ballon d'alimentation de l'expandeur G1X-VL-32-01 est envoyé vers l'expandeur du gaz de charge G1X-KH-32-01 où il est détendu à la pression de 21.8 bar_g. Au démarrage, l'expandeur G1X-KH-32-01 est à l'arrêt et le gaz est envoyé vers la vanne 32-FV-0X036 (vanne JT, mode Joule-Thomson). Dans les deux cas, la température du gaz est réduite, permettant la condensation d'une partie des GPL. Néanmoins, l'expandeur réalise une détente thermodynamiquement bien plus efficace (chute en température bien plus importante), qui permet de récupérer plus de GPL en aval que dans le cas d'une simple détente à travers une vanne.

Dans le cas d'un fonctionnement normal de l'unité, le gaz en sortie du ballon d'alimentation de l'expandeur G1X- VL-32-01 alimente l'expandeur G1X-KH-32-01. La position des volets d'entrée de l'expandeur (IGV) est ajustée par le contrôleur de pression du collecteur commun au refoulement des compresseurs de gaz de charge G05/G06/G07/G08-KA-23-01 agissant en cascade sur le régulateur de débit du train de traitement localisé à l'entrée de la section de refroidissement de gaz.

En sortie de l'expandeur, le gaz se trouve à une pression de 21.8 bar_g et une température de – 41 °C. Le flux bi-phasique au refoulement de l'expandeur alimente alors l'absorbeur G1X-CA-32-01. L'énergie mécanique récupérée au niveau de l'expandeur par la détente du gaz haute pression est utilisée pour entraîner le compresseur de gaz résiduel G1X-KA-32-01 (les deux machines sont sur le même axe).

Les condensats recueillis au niveau du ballon d'alimentation de l'expandeur G1X-VL-32-01 sont détendus et combinés avec le flux bi-phasique au refoulement de l'expandeur pour alimenter la colonne d'absorption G1X-CA- 32-01[1].

dééthaniseur G1X-CE-32-01 au niveau du plateau n°21 du dééthaniseur. Le gaz sortant du ballon d'alimentation du dééthaniseur G1X-VL-32-03 est lui envoyé, sous contrôle de pression différentielle, dans la colonne au niveau du plateau n°30, constituant ainsi l'alimentation secondaire du dééthaniseur.

Le gaz de tête du dééthaniseur G1X-CE-32-01 est partiellement condensé dans le condenseur du dééthaniseur G1X-GA-32-03 par le liquide froid provenant du fond de l'absorbeur G1X-CA-32-01, puis envoyé vers le ballon de reflux du dééthaniseur G1X-VL-32-02. Le liquide condensé est renvoyé en tête du dééthaniseur (au niveau du plateau n°41) via la pompe de reflux du dééthaniseur G1X-PA-32-02 A/B. En fonctionnement normal, la pression du dééthaniseur est maintenue à 28 bar_g par l'action de la vanne située sur la sortie gaz du ballon de désengagement de l'absorbeur G1X-VL-32-06.

Le rebouilleur du dééthaniseur G1X-GA-32-05 est de type "Kettle" : le liquide recueilli au niveau du plateau n°1 est envoyé vers le rebouilleur où il est partiellement vaporisé par l'huile chaude (utilisée comme fluide caloporteur). Le débit d'huile chaude est ajusté automatiquement afin de maintenir à une température donnée (dépendant de la pression de fonctionnement) le plateau sensible du dééthaniseur G1X-CE-32-01, de manière à éliminer assez d'éthane dans le produit de fond de colonne pour satisfaire la spécification du GPL en fraction C2. La partie non vaporisée dans le rebouilleur G1X-GA-32-05 rejoint le fond du dééthaniseur avant d'être envoyée vers le débutaniseur G1X-CB-32-01 (sous différence de pression).

Le gaz de tête de l'absorbeur est réchauffé successivement à travers l'échangeur de tête de l'absorbeur G1X-GA-32-04 puis à travers les échangeurs gaz de charge / gaz résiduel G1X-GA-32-02 A/B avant d'alimenter le compresseur de gaz résiduel G1X-KA-32-01. En sortie du compresseur, le gaz résiduel est refroidi à 60 °C à travers l'aéroréfrigérant G1X-GC-32-01 avant d'être collecté avec celui des autres trains au niveau dans collecteur de gaz résiduel[1].

I.6.8 Section de débutanisation - Séparation des GPL

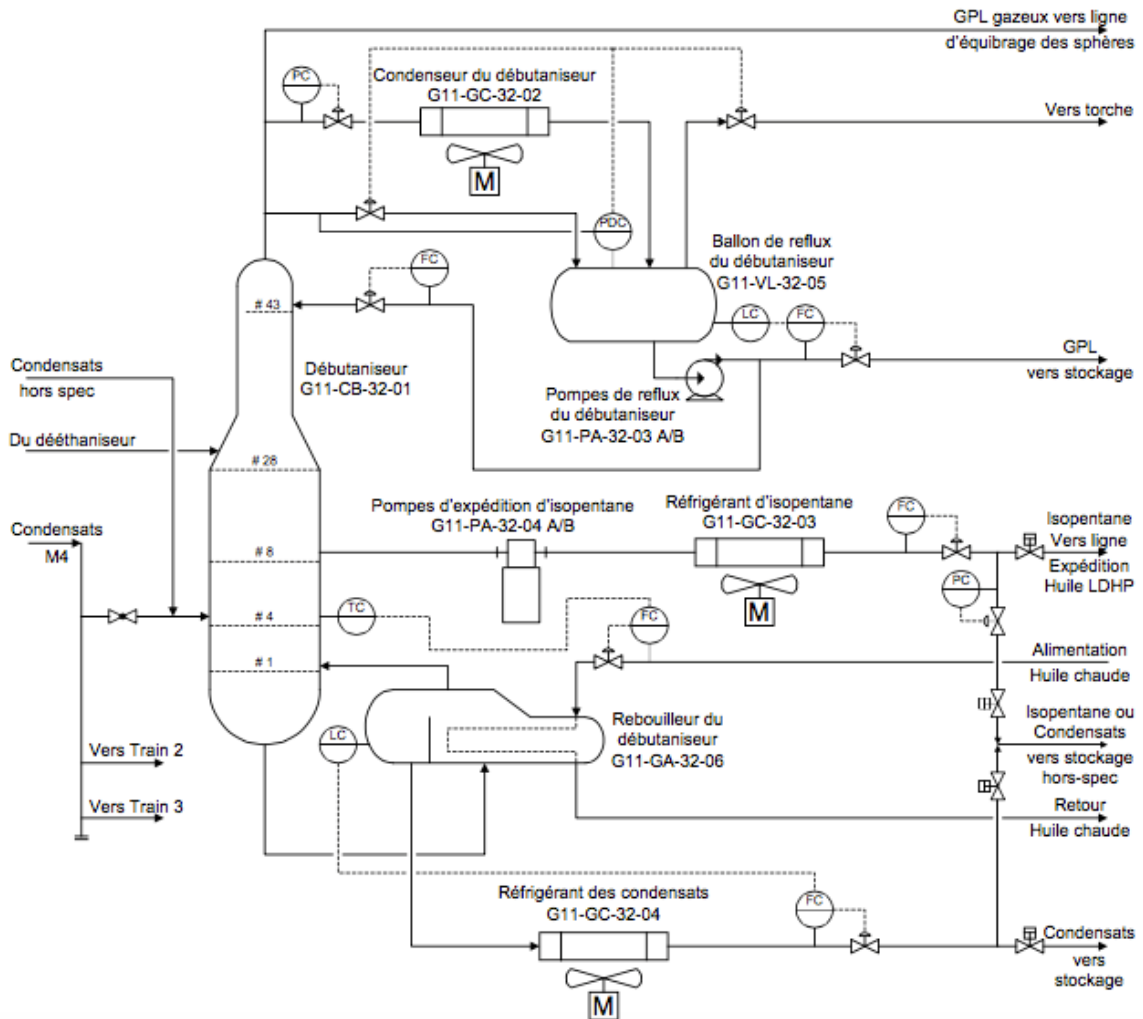


Figure I 7 Schéma de la section de débutanisation

Les trois trains de traitement sont identiques. La description de fonctionnement qui suit s'applique à n'importe lequel des trains de traitement.

Le débutaniseur G1X-CB-32-01 est une colonne de distillation avec reflux et rebouillage comportant 43 plateaux et deux alimentations. L'alimentation principale entre dans la colonne au niveau du plateau n°28. Le condensat provenant du séparateur M4, situé au CPF CINA constitue la seconde alimentation du débutaniseur de chaque train. Cette alimentation se fait au niveau du plateau n°4.

La pression du débutaniseur est maintenue à 16 bar_g par la vanne de contrôle de tête de colonne. Le gaz de tête est totalement condensé dans l'aéro-réfrigérant G1X-GC-32-02. Le GPL condensé est recueilli dans le ballon de reflux du débutaniseur G1X-VL-32-05. Une partie du débit liquide formé est pompée vers le plateau de tête du débutaniseur par la pompe

de reflux G1X-PA-32-03 A/B : ceci constitue le reflux de la colonne. Le reste du débit de GPL correspond à la production du train de traitement. En condition normale, la production en GPL du train est dirigée sur le collecteur commun de GPL "aux spécifications" puis envoyé vers la section de stockage et d'export du GPL.

Un flux riche en isopentane est soutiré du plateau n°8 sous contrôle de débit afin de satisfaire les spécifications sur le GPL et sur le condensat. L'isopentane produit est pompé par la pompe d'expédition d'isopentane G1X-PA-32-04 A/B puis refroidi à 60 °C à travers le l'aéro-réfrigérant d'isopentane G1X-GC-32-03. La production de chaque train est ensuite rassemblée sur le collecteur commun de retour d'isopentane.

Le rebouilleur du débutaniseur G1X-GA-32-06 est de type "Kettle" : le liquide recueilli au fond de colonne est partiellement vaporisé par de l'huile chaude (utilisée comme fluide caloporteur). Le débit d'huile chaude est ajusté automatiquement afin de maintenir à une température donnée le plateau sensible du débutaniseur G1X-CB-32-01. En fonctionnement normal une température de 186 °C est maintenue en fond de colonne de manière à satisfaire la spécification de tension de vapeur du condensat produit. La partie vapeur retourne vers le plateau de fond de la colonne.

La partie non vaporisée dans le rebouilleur G1X-GA-32-06 constitue la production en condensat du débutaniseur. Le condensat est envoyé sous pression vers l'aéro-réfrigérant G1X-GC-32-04 où il est refroidi à 60 °C. En condition normale, la production en condensat du train est dirigée sur le collecteur commun de condensats "aux spécifications" puis envoyé vers la section de stockage et d'export du condensat [1]

CHAPITRE II

GENERALITE SUR LE

GPL

II GENERALITES SUR LE GPL

II.1 Introduction

Le gaz de pétrole liquéfié (GPL) est un combustible courant dans plusieurs secteurs. Il s'agit d'un mélange à teneur variable, mais principalement composé de propane, de propylène (propène) et de butanes, et d'un liquide à température ambiante et à pression modérée. Lorsqu'il est stocké sous forme liquide, il a une densité énergétique comparable à celle des autres combustibles hydrocarbonés liquides et présente donc des avantages par rapport au gaz naturel dans certaines applications. Comme le gaz naturel, la combustion du GPL peut également entraîner des émissions plus faibles de polluants réglementés et de gaz à effet de serre que les combustibles hydrocarbures liquides plus courants. En outre, le GPL est généralement relativement bon marché. L'utilisation du GPL pour remplacer l'essence, le diesel et le kérosène peut donc être bénéfique à la fois pour l'environnement et pour l'économie. Environ 60 % du GPL produit dans le monde provient du traitement du gaz naturel. Le reste est principalement produit lors du raffinage du pétrole brut. Le GPL contient principalement des paraffines lorsqu'il provient du gaz naturel. Il s'agit notamment du propane et des butanes, ainsi que de plus petites quantités d'éthane et de paraffines à chaîne plus longue. Le GPL produit lors du raffinage du pétrole peut contenir des oléfines, en particulier du propylène et des butylènes, qui résultent du processus de raffinage. Ces oléfines sont parfois séparées et utilisées comme matières premières pour d'autres procédés. Cependant, en raison de la volatilité similaire du propane et du propylène, leur séparation est relativement coûteuse et n'est souvent pas entreprise. Par conséquent, le GPL provenant des raffineries peut avoir une teneur significative en oléfines, allant jusqu'à 30 % en volume, ce qui est assez courant [2]

II.2 Propriétés et caractéristiques du GPL

II.2.1 Propriétés physiques

Tableau (Tableau II. 1) représente les propriétés physique de GPL

Tableau II. 1 Les Propriétés physiques de GPL

	Température Ebullition (°K)	Densité standard	Masse Molaire (kg/kmol)	Viscosité Liquide à 100°F (mm ² /s)	à Liquide à 210°F (mm ² /s)	Température Critique (°k)	Pression Critique (bar)
Méthane	111,63	/	16,043	/	/	190,56	45,96
Ethane	184,54	0,3560	30,070	/	/	305,33	48,72
Propane	231,07	0,5070	44,097	0,1858	/	369,85	42,48
Iso-Butane	261,36	0,5629	58,123	0,2586	0,1675	407,85	36,41
n-Butane	272,64	0,5840	58,123	0,2773	0,1873	425,16	37,97

II.2.2 propriétés des produits commerciaux

Le GPL aux conditions normales de pression et de température est un gaz plus lourd que l'air.

- Le butane commercial C4 est environ deux fois et demi plus lourd que l'air.
- Une petite quantité de GPL vapeur dans l'air peut former un mélange inflammable.
- Le GPL est immédiatement liquéfié sous pression, la densité du GPL liquide est approximativement la moitié de celle de l'eau.
- Une petite quantité de liquide peut générer une grande quantité de vapeur ; on constatera l'importance de la ventilation si l'on considère qu'un litre de liquide donne environ deux cent litres de gaz avec une concentration de 5% par volume avec l'air, ceci donnera 4 cm³ de mélange inflammable gaz/air.
- Quand le GPL se vaporise laisse peu ou pas de résidus.
- Le GPL n'est pas corrosif vis-à-vis des aciers, généralement les précautions contre la corrosion sont nécessaires en cas d'utilisation d'aluminium ou d'alliages d'aluminium.

- Le GPL n'a pas de propriétés lubrifiantes et ceci doit être pris en compte lors du dimensionnement des compresseurs et pompes qui véhiculent le GPL.
- Le GPL est incolore soit en phase liquide ou en phase vapeur, l'évaporation du GPL liquide refroidit l'air environnant ce qui cause la condensation ou la congélation de l'humidité de l'air ce qui donne la couleur blanchâtre à la vapeur du GPL.
- Toxicité : le GPL n'est pas toxique mais possède des propriétés anesthésiques dans les puits ou endroit clos où le gaz plus lourd que l'air peut s'accumuler, ce qui donne un mélange asphyxiant et inflammable.
- Précaution contre la formation d'hydrate : quand les conditions de travail favorisent la formation des hydrates ou la déposition de l'eau solide, on injecte des additifs tel que le propylène - glycol ou le méthanol.

II.3 Les sources des GPL

- Les gaz de pétrole liquéfié (GPL) sont produits principalement : Dans les raffineries de pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole ; soit pendant le craquage thermique ou reforming catalytique des produits en vue de la production des essences.
- Usines de traitement et de séparation du gaz naturel (GN). Son but est de : Séparer et récupérer les condensats (propane, butane, fioul...).
- En récupérant directement le gaz séparé du pétrole

II.4 Caractéristiques générales des GPL

- **Odeur**

Le GPL est inodore à l'état naturel, mais un odorant doit être ajouté. Composés sulfurés tels que le diéthylmercaptan et le sulfure de diméthyle pour des raisons de sécurité [2].

- **Tension de vapeur**

La TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20 °C [2].

- **Dilatation**

Le GPL ayant un coefficient de dilatation élevé à l'état liquide, son coefficient de dilatation doit être pris en compte lors de son Stockage des balles (les balles ne doivent pas être complètement pleines) [2].

- **Densité**

Aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourd que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre exemple : À 38 °C la densité est égale 0,534, la densité est très importante dans le GPL commerciale[2].

- **Température d'ébullition**

A la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de (– 42 °C), celle de butane est de (– 6 °C) [2].

- **Pouvoir calorifique**

C'est la propriété la plus intéressante si l'on considère que le GPL est traditionnellement utilisé pour les besoins domestiques[2].

- Iso-butane : PC = 29460 (kcal/kg).

- Normal butane : PC = 29622 (kcal/kg).

- Propane : PC = 22506 (kcal/ kg).

- **Impuretés**

- Le plus important est les soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005 % en masse, ainsi l'eau l'un des impuretés importants.
- Le GPL est non corrosif à l'acier mais généralement aux cuivres et ces alliages ou l'aluminium.
- Le GPL n'aucune propriété de lubrification et cet effet doit être prise en considération lors de la conception des équipements du GPL (pompes et compresseurs) Le GPL est incolore, que ce soit en phase liquide ou en phase gazeuse.
- Le GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant s'ils sont inhalés longuement et provoquer des migraines et des maux d'estomac.
- Le GPL lorsqu'il se réprend sous sa forme, hors d'un container sous pression produisant du froid : au contact de la peau, il provoque des brûleurs caractéristiques appelées « brûlures froides ».
- Le poids spécifique du GPL est environ la moitié de celui de l'eau.
- Le gaz propane à une densité de 1,5 fois de l'air.

- Le GPL n'est ni toxique ni corrosif vis à vis des aciers.
- Le GPL n'est pas de propriétés lubrifiantes et ceci doit être pris en considération lors du dimensionnement des compresseurs et des pompes.
- Le GPL est caractérisé par un indice d'octane recherché (RON) naturellement élevé atteignant aisément 98. Cette propriété découle en fait directement de des valeurs de RON de chacun de ces constituants. Par ailleurs, son indice d'octane moteur (MON) est, lui aussi légèrement plus élevé que celui des essences classiques [2].

II.5 Les Avantages et inconvénients techniques de GPL

- L'homogénéité du mélange air- GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ de 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques la combustion du GPL ne laisse aucun dépôts (calamine) et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30000 Km.
- La consommation supplémentaire de GPL est d'environ 15 à 20 % par rapport au carburant Traditionnel.
- Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut être coupé. volume du coffre. Cependant, les fabricants proposent leurs propres modèles ,Une Version GPL modélisée avec réservoir intégré.
- Pollution évitée.
- Les gaz d'échappements sont exempts de poussières, de plomb et de soufre.
- Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes. [2]

II.6 Exportation du GPL

Accroissement substantiel des quantités à l'exportation en 2005; 8,5 millions de tonnes dont 6 millions de tonnes en propane. L'année 1997 illustre parfaitement le rôle de notre industrie sur le marché international. Les marchés méditerranéens et américains (U S A) restent les principaux marchés et représentent près de 75% des exportations [8]

II.7 Domaines d'utilisation du GPL

➤ **Le GPL carburant**

Dés 1912, aux USA le GPL carburant alimentait les voitures, mais cette innovation est restée sans lendemain, car il n'était utilisé que comme carburant de substitution en cas de crises. Il fallut attendre les années 80 pour que la fiscalité devienne favorable dans certains pays et permet le développement des voitures équipées de la bicarburation.

Le GPL carburant a largement prouvé ses qualités à être un carburant alternatif avantageux tant au plan économique qu'au plan écologique. Actuellement de nombreux pays possédant une flotte de véhicules roulant au GPL carburant, ce sont principalement : Les Pays-Bas, le Japon, l'Italie, l'Allemagne, la Grande-Bretagne, la France, les USA. L'indice d'octane élevé du GPL carburant permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur. Le niveau alarmant de pollution devrait au contraire favoriser l'utilisation des véhicules GPL carburant, car il produit moins de CO₂ et de CO, il ne contient pas de Plomb.

➤ **Le GPL dans la pétrochimie**

La demande pétrochimique globale du GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 10 %. Il est utilisé dans ce domaine comme charge de vapocraqueur à fin d'obtenir des oléfines.

➤ **Le GPL dans la production d'électricité**

Il est utilisé pour la génération d'électricité pourrait être important si les conditions de nature économique venaient à être favorables, les marchés ciblés à cet effet, et qui sont attractifs pour le GPL.

➤ **Le GPL dans les ménages**

Le butane et le propane qui sont obtenu par la séparation du GPL ont une grande importance dans les ménages. Le butane est utilisé principalement dans le secteur domestique pour la cuisine et le chauffage. Le propane représenté utilisé comme combustible dans les unités industrielles et artisanales en substitution domestique dans les régions non reliées au gaz naturel.

➤ **Le GPL dans la climatisation**

Il est utilisé pour la construction des réfrigérateurs et des climatiseurs (moyenne capacité) grâce à sa détente d'absorption de la chaleur et de créer le froid.

➤ Le GPL dans L'agriculture

L'utilisation du GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture, et certain culture sous-serre, le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 tonnes/an) pour le court terme, il est attendu une évolution plus significative à moyen et long terme particulièrement par l'introduction dans le domaine de l'élevage (éclairage, climatisation, chauffage....etc.) [1]

II.8 GPL en Algérie

Dans les pays pétrolier et gazier comme l'Algérie, l'industrie des GPL est méconnue du Grand public. En Algérie la majeure partie des GPL provient des champs pétroliers (79%) suite à la séparation du gaz et du traitement du pétrole brut, soit 4.35 millions de tonnes, L'autre partie est produite au niveau des raffineries du pétrole de Skikda ; Alger et Arzew (10%)

II.9 Demande nationale des GPL

Le niveau de la demande nationale des GPL est de l'ordre 1.4 millions de tonnes dont 90 % du butane, 5 % du propane et 5 % des GPL carburant.

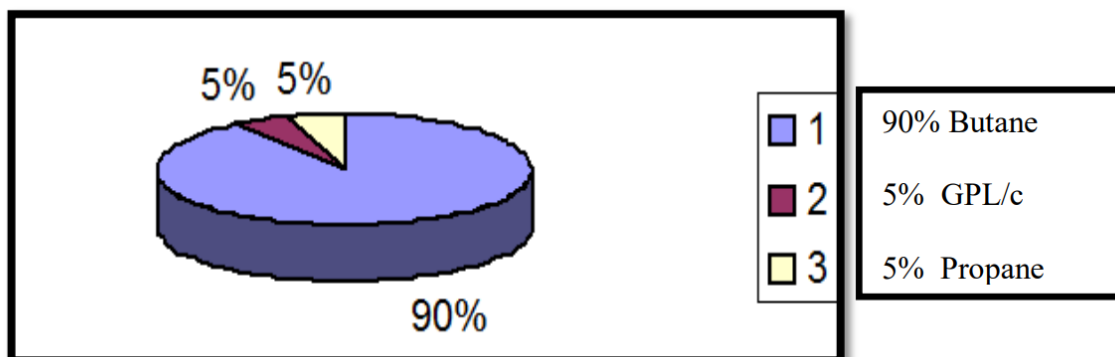


Figure II. 1 la demande national des GPL

II.10 Les spécifications de GPL (utilise comme charge de dépropaniser)

D'Après le manuel de Z CINA HASSI Messaoud du bilan matière et chaleur on définit une description de la nôtre charge (GPL)

Tableau II. 2 Les spécifications de GPL d'après le manuelle de Zcina Hassi Messaoud

	Unité	Description	GPL
MELANGE	mol	Fraction vapeur	0.000
	kg/h	Débit masse	68440
	kgmole/h	Débit mol	1446.0
	C	Température	60.7
	bar_g	Pression	20.8
		Poids moléculaire	47.33
	kg/m3	Densité	454.9
Composition molaire (%)		Azote	0.00
		CO2	0.00
		Méthane	0.00
		Ethane	2.89
		Propane	71.53
		i-Butane	6.48
		n-Butane	18.71
		i-Pentane	0.32
		n-Pentane	0.06
		n-Hexane	0.00
		n-Heptane	0.00
		n-Octane	0.00
	H2O	0.01	
TOTAL			100.00

II.11 Stockage , export & recyclage du GPL au Z cina

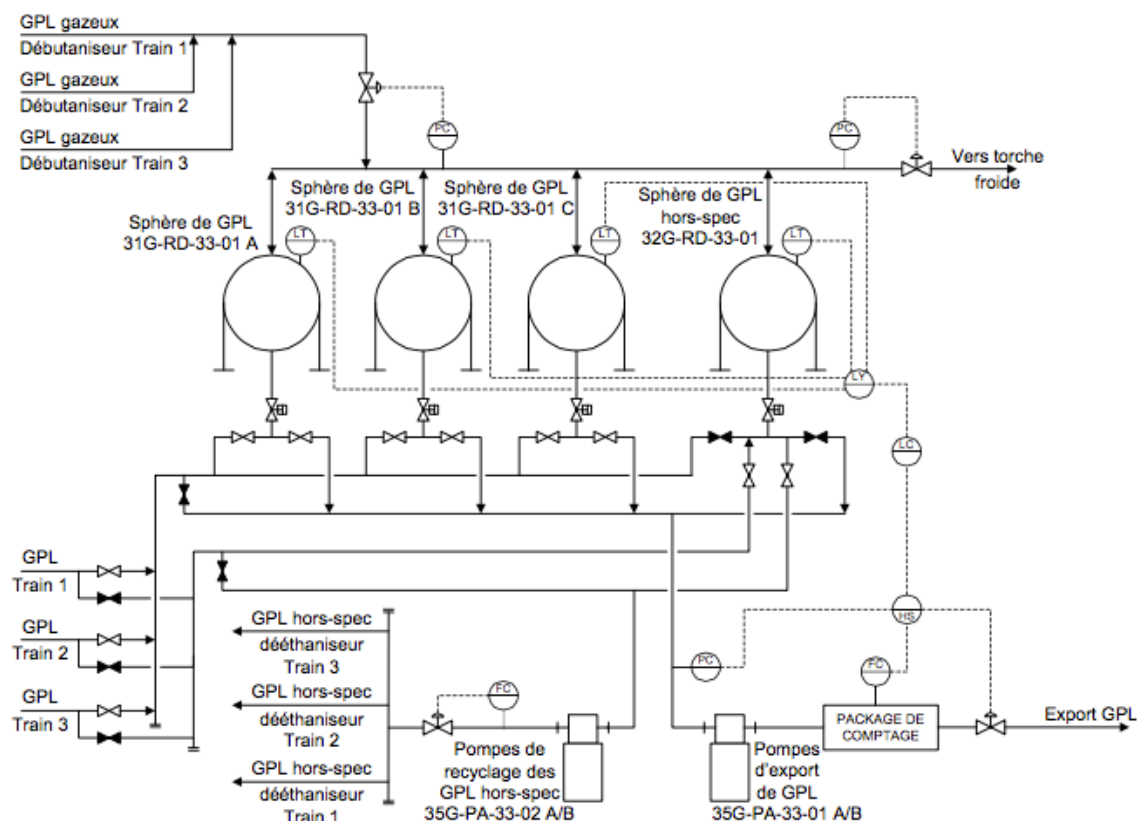


Figure II. 2 Schéma de la section de stockage et expédition

Le GPL produit au niveau du ballon de reflux du débutaniseur de chaque train G11/G12/G13-VL-32-05 alimente la section de stockage via le collecteur commun de GPL aux spécifications et/ou le collecteur commun de GPL hors spécifications.

Le système de stockage de GPL se compose au total de quatre sphères identiques d'un volume total unitaire de 500 m³. Trois de ces sphères (31G-RD-33-01 A/B/C) sont uniquement dédiées à recevoir et stocker du GPL répondant aux spécifications (fractions en C2- et en C5+) et ne sont donc alimentées que par le collecteur de GPL on-spec. La sphère de stockage de GPL hors-spec 32G-RD-33-01 est normalement dédiée à recevoir et stocker temporairement du GPL hors-spec lorsque l'on en produit, mais elle peut aussi être utilisée comme une sphère "on-spec" si on le désire. En effet, elle est à la fois connectée au collecteur de production de GPL hors-spec et au collecteur de production de GPL on-spec.

La pression de toutes les sphères est régulée pour être maintenue entre 15 bar_g et 21

bar_g. La mise sous pression à 15 bar_g est assurée par une ligne commune de gaz provenant de la tête des débutaniseurs. En cas d'augmentation de pression, le ciel gazeux des sphères est évacué vers l'une des torches froides (via le collecteur évent GPL) à partir d'une pression de 21 bar_g.

Les sphères peuvent fonctionner selon quatre configurations : service normal / vidange / remplissage / isolée. En plus de cela, un commutateur permet de choisir le mode dans lequel opère la sphère 32G-RD-33-01 : soit "on- spec", soit "hors-spec". Les sphères sont utilisées comme volume tampon avant l'export du GPL

II.12 Caractéristiques principales des équipements

Ce tableau (II. 3) représente les Caractéristiques principales des équipements au ZCINA :

Tableau II. 3 Caractéristiques principales des équipements d'après le manuelle de Zcina Hassi Messaoud

Equipment		31G-RD-33-01A/B/C	32G-RD-33-01
service		Sphère de stockage de GPL	Sphère de stockage de GPL hors spécifications
pression opératoire	Barg	15- 21	15-21
Température opératoire	C	10 – 62	10- 62
Pression de calcul	Barg	23	23
Température de calcul (min/ max)	C	-40 /90	-40 / 90
Dimension (D/L)	mm	9850	9850

II.13 Système d'export du GPL

Les sphères de stockage de GPL alimentent les pompes d'export de GPL 35G-PA-33-01 A/B (2 x100%). Les pompes 35G-PA-33-01 A/B sont des pompes centrifuges verticales permettant de fournir la pression nécessaire à l'export du GPL.

Les pompes d'export de GPL ont une capacité unitaire égale à la production maximale de quatre trains de traitement. En fonctionnement normal le niveau moyen des sphères est régulé et le débit d'export correspond au débit de production de GPL par les trains de traitement. Il est également possible d'exporter plus, ou moins, que la production elle-même (en contrôlant directement en débit) en fonction de l'accumulation dans les sphères et de la capacité de réception en GPL des installations en aval (hors de l'usine GPL ZCINA). Il est ainsi possible d'exporter l'équivalent de la production journalière en 16 heures en utilisant les deux pompes d'export 35G-PA-33-01 A/B en parallèle.

Le débit de GPL expédié est mesuré par le package de comptage transactionnel 360-UJ-33-01, comportant deux lignes de mesure et une ligne d'étalonnage.

Le système de comptage mesure avec exactitude le débit de liquide qui coule à travers les lignes de mesure. A partir d'une mesure primaire du débit volumique, et grâce à des mesures de pression et de température, le calculateur du comptage détermine le volume brut, la masse et le volume standard exporté.

Les vannes de contrôle en aval du package de comptage transactionnel permettent de réguler l'export suivant différents paramètres : soit sous contrôle du niveau moyen des sphères (paramètre recommandé en fonctionnement normal), soit sous imposition du débit d'export (recommandé lors des phases d'accumulation ou de vidange partielle des sphères) ou soit sous contrôle de la pression d'aspiration des pompes d'export (à n'utiliser que lorsque les sphères ne sont pas utilisées).

II.14 Spécification des produits commerciaux

Les spécifications du propane et du butane d'après la norme françaises NF M400-001 et NF M400-002 sont comme suit : [9]

Tableau II. 4 Spécification des produits commerciaux à l'aide du deux normes

	Propane (norme NF M400-001)	Butane (norme NF M400-002)
Teneur	Mélange d'hydrocarbures composé dans la proportion de 90% environ de propane	Mélange d'hydrocarbures composé principalement de butane et de butènes et contenant moins de 19% en volume de propane et de propène
Masse Volumique	Égale ou supérieure à 0,502 kg/l à 15°C, ce qui correspond à 0,443 kg/l à 50°C d'après les tables de correspondance ASTM.IP	Égale ou supérieure à 0,559 kg/l à 15°C, ce qui correspond à 0,513 kg/l à 50°C d'après les tables de correspondance ASTM.IP
Point d'ébullition	-44 °c	0 °c

CHAPITRE III

THEORIE DE LA

RECTIFICATION

D : distillat

W : résidu

L : liquide descendant

n : nombre de plateaux

III.1.2 Fonctionnement d'une colonne de rectification

En rectification continue, la charge à séparer est introduite en continu entre les zones de rectification et d'épuisement. A l'intérieur de la colonne circule du haut vers le bas un liquide et du bas vers le haut une vapeur. Ces deux phases liquide et vapeur sont en contact l'un de l'autre et cette mise en contact est assurée grâce à la présence de plateaux ou de garnissage dans la colonne. C'est la mise en contact intime des deux phases se croisant qui permet de réaliser une succession d'équilibres liquide-vapeur, et ainsi de séparer les constituants de l'alimentation en un distillat riche et un résidu pauvre en constituant volatil. Les colonnes de rectification sont toujours équipées de rebouilleurs et de condenseurs partiels. Le condenseur, situé en tête, permet de condenser les vapeurs arrivant en tête de colonne. Les condensats obtenus sont en partie renvoyés dans la colonne (reflux) et le reste est soutiré en continu sous forme de distillat. Le rebouilleur, situé au fond, permet de générer un débit de vapeur remontant le long de la colonne [1]

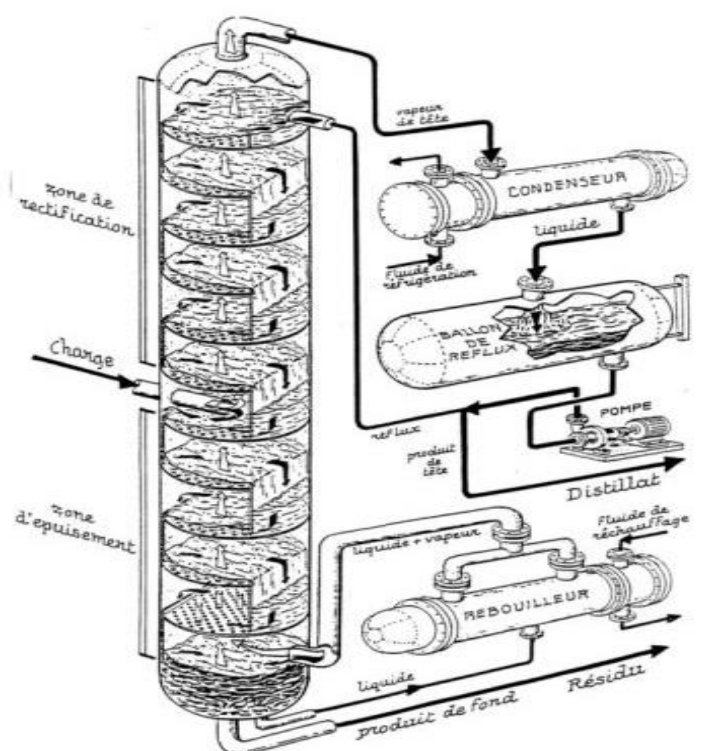


Figure III. 2 olonne rectification et les compositions

III.1.3 Description d'une colonne de rectification

Les zones de la rectification sont trois: Une zone d'alimentation dite (zone de flash) ou d'alimentation est introduite à l'état vapeur, liquide ou biphasique (selon la température de la charge). Une zone située au-dessus de la zone de flash est appelée (zone de rectification), caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne, une partie de cette vapeur est envoyée en tant que (reflux froid) vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête. L'autre partie est extraite comme distillat à l'état vapeur. Une zone située au-dessous de la zone de flash est appelée (zone d'épuisement), caractérisée elle aussi par la présence d'un rebouilleur, qui sert à apporter une certaine quantité de chaleur au liquide soutiré du dernier plateau (reflux chaud ou rebouillage) afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds [. La quantité de matière échangée dépend de la concentration initiale et finale, des pressions partielles, de la surface de contact et de l'écoulement (vitesse). Le fonctionnement normal de la colonne de rectification pour l'obtention d'un distillat et d'un résidu avec des compositions voulues

dépend principalement de l'état de la charge et par conséquent du lieu d'alimentation. Généralement la charge peut être envoyée dans la colonne sous différents états [3]

État liquide ($e_0=0$) : L'alimentation doit être introduite dans la partie supérieure de la colonne.

État vapeur ($e_0=1$) : L'alimentation doit être introduite dans la partie inférieure de la colonne.

État biphasique liquide vapeur ($0 < e_0 < 1$)

III.1.4 Types des colonnes de rectification

Les colonnes utilisées pour la rectification se divisent en deux types distincts : les colonnes à éléments séparés (plateaux, grilles, cascades). Les colonnes à garnissage

III.1.4.1 Colonnes à plateau

La première méthode pour favoriser le contact gaz-liquide consiste à « buller » le gaz dans un liquide retenu dans une capacité appelée le plateau. Nous donnons dans la Figure la représentation d'une tour à plateaux

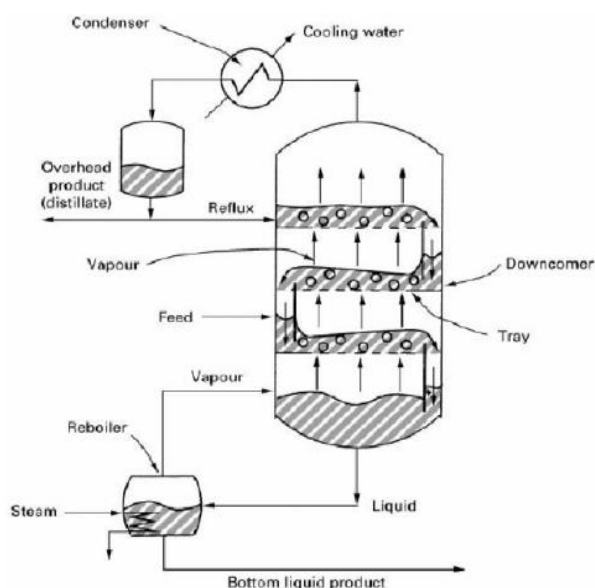


Figure III. 3 colonne rectification type plateaux

Les plateaux doivent être conçus comme des lieux de rencontre optimale du liquide et de la vapeur. Le liquide introduit est vaporisé partiellement dans le bouilleur. La vapeur remonte

jusqu'au condenseur. Une partie de la vapeur est condensée et redescend dans la colonne à contre-courant de la vapeur.

Classification des plateaux

On peut classer deux types de plateaux :

- plateaux à déversoirs.
- Plateaux sans déversoirs.

Types de plateaux

- Plateau à calotte (bubble-cap tray)
- Plateau perforé (sieve trays)
- Plateau à clapets (valve trays)

il s'agit d'une plateaux perforée dont l'orifice est muni d'une clapette dont la hauteur de soulèvement de celle-ci dépend du flux de vapeur s'échappant horizontalement dans le liquide, exactement comme les fentes du calotte de la marque « Flexitray » et « Ballast tray », les clapettes peuvent être calibrées pour le débit de vapeur.

Il semble probable que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car elles offrent des performances légèrement supérieures à un prix de revient inférieur. L'usage dira si un système dynamique a la même durée de vie qu'un système statique[12].

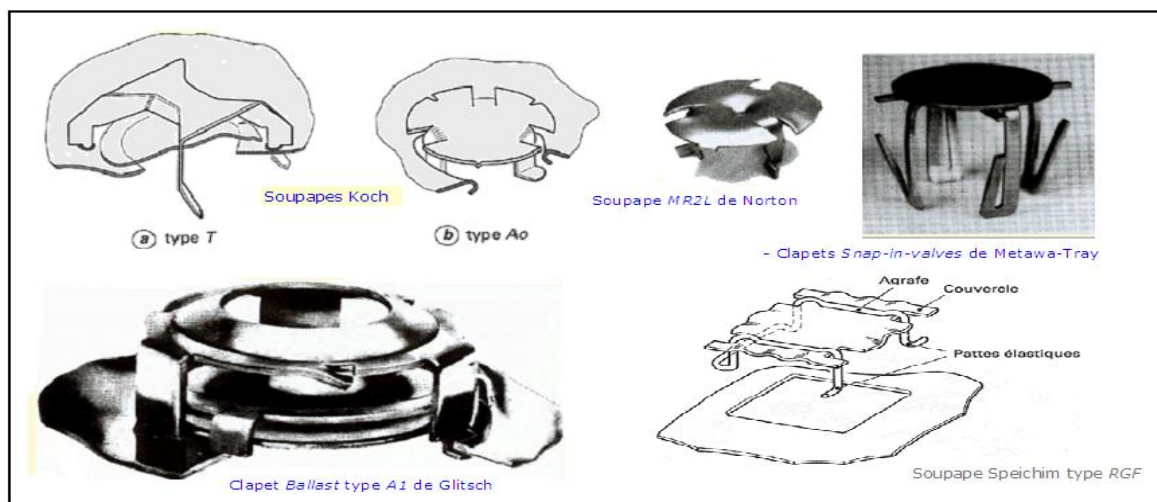


Figure III. 4 types des clapets et soupapes

III.1.4.2 Colonnes à garnissage

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent à contre-courant continu. L'échange de matière croit en régime turbulent, c'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides. On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché [9]. Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible; distribution uniforme du liquide et du gaz et faibles pertes de charges. Les garnissages les plus utilisés dans l'industrie sont de (RASHING) : des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur. Leur construction est en céramique ou en porcelaine (bon marché et grande résistance à la corrosion). Comme il existe aussi des anneaux en acier, en carbone et en matière plastique (polyéthylène) [5].

III.1.5 Choix du procédé de rectification

Le procédé discontinu est réservé plutôt à de faibles productions, à des productions différentes ou lorsque le nombre de constituants à séparer est important. Il nécessite un investissement moindre car il est plus simple à mettre en œuvre. Le procédé continu a un coût d'investissement beaucoup plus important. Il est par contre d'un coût de fonctionnement beaucoup plus faible quand les productions sont importantes. Il est par contre assez sophistiqué ce qui le rend peu adapté à des productions différentes. On choisit le type de colonne en fonction des avantages et inconvénients des plateaux et des garnissages

❖ garnissage

- coût moindre
- perte de charge plus faible
- rétention plus faible
- plus petit nombre d'étages qu'une colonne à plateaux pour une même hauteur.

Les colonnes à garnissage sont donc intéressantes en discontinu, sous pression réduite et en cas de besoin d'un nombre d'étages assez faible.

❖ plateaux

- coût élevé

- perte de charge importante à cause de la couche de liquide sur le plateau
- rétention forte (le liquide reste souvent en fin d'opération sur les plateaux)
- grand nombre d'étages disponible

Les colonnes à plateaux sont donc plus intéressantes en continu, sous la pression atmosphérique ou sous une pression élevée et en cas de besoin d'un nombre d'étages important. Parmi les plateaux possibles, les plateaux perforés sont les moins chers et ont la plus faible rétention. Ils ont l'inconvénient de poser des problèmes au démarrage des colonnes en raison d'un débit minimum de vapeurs à atteindre pour éviter le reflux du liquide à travers les trous. Les plateaux à clapets sont moins coûteux que les plateaux à cloches (ils peuvent être resserrés davantage) et provoquent également une perte de charge plus faible. On réserve donc généralement les plateaux à cloches à des usages particuliers

III.1.6 Exemples de cas difficiles de rectification

Les cas suivants sont fréquents et ne peuvent être résolus par une colonne de rectification classique:

- mélange de nombreux constituants.
- produits ne supportant pas une température trop élevée et se décomposant en cas d'ébullition prolongée ou de décomposition d'une impureté.
- mélange binaire à proches (volatilité relative voisine de 1) ce qui entraînerait un nombre d'étages nécessaires trop important.
- mélange binaire formant un azéotrope: on obtient alors l'azéotrope et non le produit pur s'il s'agit d'un mélange azéotropique à point d'ébullition minimum.
- produit thermosensible à faible volatilité comportant des impuretés non volatiles

III.2 Définition de la distillation

III.2.1 Description du procédé de distillation

La température dans une colonne de distillation **diminue progressivement de bas en haut**.

Le schéma de figure III.5 ci dessous permet de suivre cette description, il représente une colonne de Topping classique avec les différentes zones de coupes **A, B, C, D & E** de bas en haut opérées durant la distillation.

Le brut circule généralement dans ce type de colonne lors du traitement initial sur le lieu de la raffinerie. La chaleur nécessaire à la charge de pétrole brut est assurée par une série d'échangeurs thermiques et par un four. Le brut chauffé est alimenté dans une zone de flash. Le pétrole brut pénètre dans la colonne sous forme d'un puissant bouillage et à l'état d'évaporation. Pour maîtriser cette turbulence, l'espace entre le plateau de charge et le plateau supérieur suivant doit être plus conséquent que celui entre les autres plateaux de la colonne. Tous les composants légers restants sont extraits par une vapeur qui est alimentée au fond de la colonne [11].

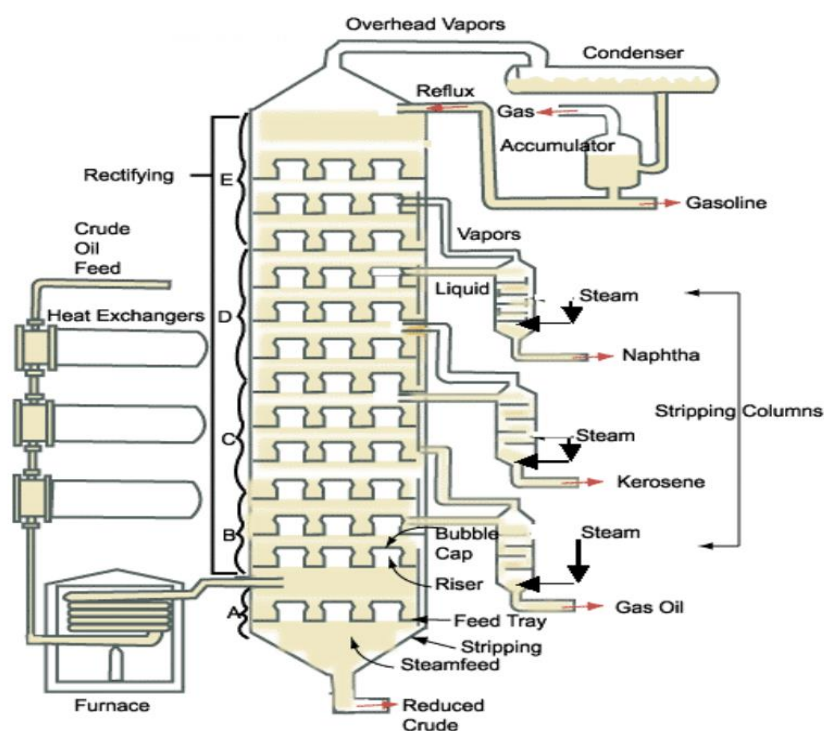


Figure III. 5 Ensemble d'une Distillation de Brut

La température du brut entrant dans la colonne est généralement suffisante pour permettre la vaporisation ou la dispersion de la plupart des composants légers.

La partie de la colonne dans laquelle les composants légers sont extraits du liquide est appelée « section de stripping ».

Le liquide véhiculé au fond de la colonne est évacué sous forme de brut réduit. Dans la plupart des colonnes de distillation, les plateaux sont numérotés de bas en haut. Les vapeurs générées au fond de la colonne entrent en contact avec le liquide sur le premier plateau de la section B, elles sont ensuite refroidies et certains des hydrocarbures plus lourds contenus dans les vapeurs se condensent.

Parallèlement, le liquide absorbe la chaleur dégagée par les vapeurs avec pour conséquence la vaporisation de certaines des fractions légères contenues dans le liquide, Les vapeurs développées sur le premier plateau de la section B remontent par les colonnes de montée et les clapets dans le liquide sur le second plateau de la section B. Le liquide du second plateau présente une température légèrement inférieure à celle du liquide du premier plateau.

Lors du barbotage ascendant des vapeurs dans le liquide du second plateau, les hydrocarbures plus lourds contenus dans la vapeur ont tendance à se condenser, les fractions plus légères contenues dans le liquide absorbent la chaleur et se vaporisent, la température la plus élevée se situe au fond de la colonne et celle la plus basse en tête de colonne. La conduite d'une colonne de distillation dépend du procédé constant de vaporisation et de condensation. Au fur et à mesure de la répétition du cycle vaporisation et condensation, une fraction différente est progressivement isolée sur chaque plateau. la température du plateau détermine la composition de chaque fraction à une pression donnée. la fraction la plus légère se développe sur le plateau de tête et celle la plus lourde sur le plateau de fond ; Au fur et à mesure de la remontée dans la colonne de distillation, les produits s'allègent de plus en plus puisque la température du plateau diminue jusqu'au dernier plateau de la tête de colonne.

Les vapeurs condensées s'écoulent vers le plateau inférieur tandis que les vapeurs non condensées s'élèvent vers le plateau suivant de la section B. Le liquide et les vapeurs en tête de la section B sont quasiment exempts de la fraction la plus lourde, c.-à-d. du brut réduit. Une partie du liquide sur le plateau en tête de la section B est soutirée dans une colonne distincte, appelée colonne de stripping [11].

III.2.2 Type de distillation

Il existe deux types de distillation :

- La distillation par batch (Unsteady Distillation)
- La Distillation Continue (Steady Distillation)

III.2.2.1 Distillation Par Batch discontinue

La conduite de la colonne consistant en un placement dans un bac de mélange, la vaporisation d'une partie du mélange et la vidange de la partie restante, est appelée « distillation discontinue » ou « distillation en régime transitoire ».

Par exemple sur la Figure « Schéma basique d'une distillation à deux composants », le mélange devant être séparé se compose d'hexane à 50 % et de pentane à 50%.

Si tout le mélange est vaporisé, le liquide condensé collecté au niveau du Point E contiendra 50 % de pentane.

Pour séparer le mélange, celui-ci doit être partiellement vaporisé car le pentane étant plus volatile que l'hexane, il aura tendance à se vaporiser plus rapidement.

Lorsqu'une source de chaleur est appliquée au mélange pour sa vaporisation partielle, les vapeurs se libèrent du mélange liquide au niveau du Point B et sont ensuite véhiculées vers le tubing au niveau du Point C.

Au niveau de ce point, le liquide est passé à l'état de vapeur ou de gaz.

Les vapeurs passent du tubing au condenseur au Point [11].

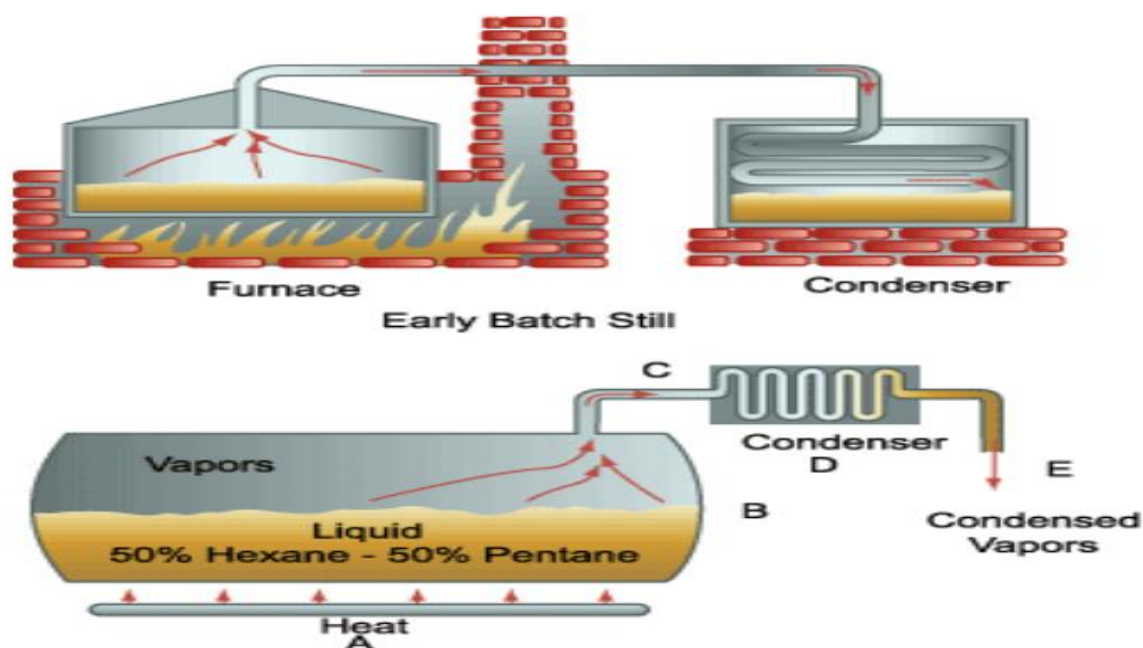


Figure III. 6 Schéma distillation par batch (discontinue)

Le condenseur génère un produit liquide par refroidissement des vapeurs. Le condenseur transforme les vapeurs en liquide, au point de demi vaporisation du liquide, le pentane, composant plus léger se concentre alors dans la vapeur condensée. Lorsque le liquide est partiellement vaporisé, l'hexane se concentre à son tour dans le liquide d'une distillation (Steady State) à deux composants[11].

III.2.2.2 Distillation continue

La distillation continue est bien plus efficace que la distillation en régime transitoire. Dans la distillation en régime transitoire, le liquide est introduit dans la colonne bac après bac. Dans la distillation continue, le liquide est introduit en continu.

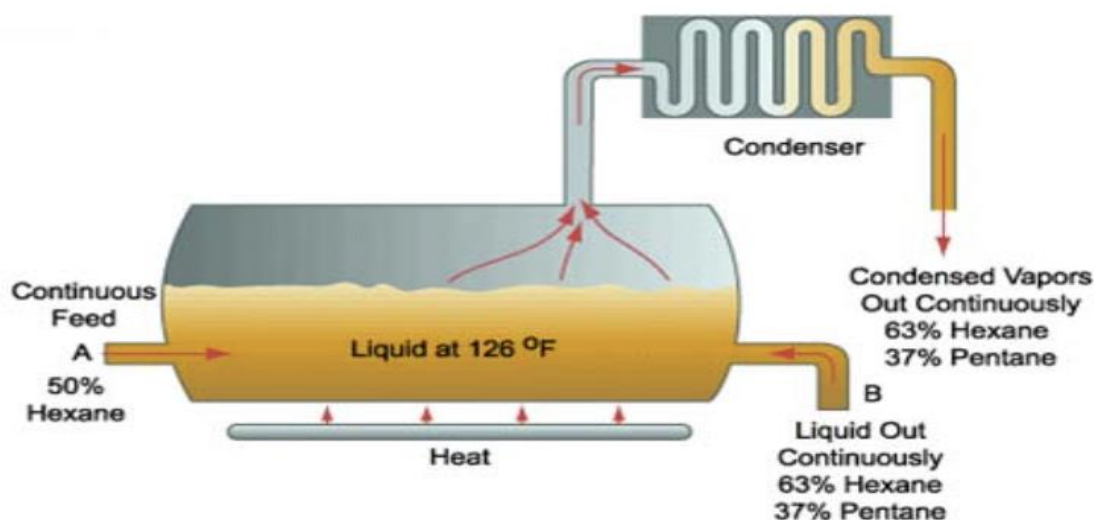


Figure III. 7 Schéma standard

La charge liquide entre en continu dans la colonne au niveau du Point A. Une partie du liquide est également extraite en continu depuis la colonne au niveau du Point B. Le liquide extrait de la colonne au niveau du Point B est enrichi en hexane.

Comme dans la distillation en régime transitoire, les vapeurs sont condensées dans le condenseur. Le liquide collecté dans le condenseur est enrichi en pentane.

Le liquide étant alimenté en continu dans la colonne et son extraction s'effectuant également en continu, la composition du liquide dans la colonne reste identique.

La composition du liquide dans la colonne restant identique, la vaporisation est maintenue dans la colonne sans modification de température.

La distillation continue comme celle en régime transitoire implique l'apport de chaleur sur le mélange afin de le vaporiser partiellement et l'utilisation d'un condenseur afin de refroidir les vapeurs.

Mais dans la distillation continue, les conditions dans la colonne restent identiques. Même si le fonctionnement d'une colonne simple continue est bien plus efficace qu'un fonctionnement en régime transitoire, il n'est pas toujours très adapté à l'industrie pétrolière [11].

III.3 Lois Fondamentales de transfert de matière**Loi de Dalton :**

Imaginez une phase gazeuse composée de éléments auxquels vous pouvez d'appliquant la loi des gaz parfaits, la pression partielle du composant (P^v_i) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa molarité (Y'_{in}). [6]

$$P^v_i = P_T Y'_i \dots\dots\dots(1)$$

Avec :

P^v_i : Pression partiel d'un constituant « i »

P_T : Pression du système.

Y'_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur

Lois de RAOULT et d'HENRY

On peut appliquer les lois de Raoult et Henry juste pour les liquides, Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, il est facile de voir que la tendance d'une molécule de composant à s'échapper d'une phase liquide est proportionnelle à la concentration molaire de ce composant dans cette phase. [6]

D'après la loi de RAOUL T la pression partielle (p^L_i) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide :

$$p^L_i = P_i X'_i \dots\dots\dots(2)$$

Avec : p^L_i : Pression partiel d'un constituant « i »

P_i : Tension de vapeur du constituant « i »

X'_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase liquide.

Par conséquent, pour de vrais mélanges, les constituants obéissent à la loi de Henry.

Selon la loi, la pression partielle d'une constituant à température constante est proportionnelle à : Molarité des composants dissous dans la phase liquide :

$$p^L_i = E_i X'_i \dots\dots\dots(3)$$

Avec:

E_i : constante d'Henry dépend de la nature du constituant et de la température à l'équilibre.

Pour les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur

$$p_{Li} = p_{Vi} \dots \dots \dots (4)$$

Donc :

$$Y_i = (P_i / P_T) \cdot X_i \dots \dots \dots (5)$$

Et c'est l'équation de l'équilibre .

Avec :

$$K_i = (P_i / P_T) : \text{Coefficient d'équilibre du constituant « i »}$$

Dans le cas de deux constituant A et B :

$$Y_A = Y_B = (K_A / K_B) \cdot (X_A / X_B) \dots \dots \dots (6)$$

Avec :

$$\alpha = (K_i / K_B) \dots \dots \dots (7)$$

α_i : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de A de passer en phase vapeur par rapport à B.

III.4 Bilan matière de la colonne et de ces zones

Les bilans matière pour la colonne entière et pour le constituant « i » Quelconque s'écrivent :

$$L = D + R \dots \dots \dots (8)$$

Avec :

L : Débit molaire de la charge

D : Débit molaire du Distillat.

R : Débit molaire du Résidu

Le bilan matière partiel du constituant « i » peut s'écrire en composition massique ou molaire comme suit:

$$L \cdot X_{Li} = D \cdot Y_{Di} + R \cdot X_{Ri} \dots \dots \dots (9)$$

La résolution connue de ces équations, en appliquant la loi de LEVIER donne :

$$L / (Y_{Di} - X_{Ri}) = D / (X_{Li} - X_{Ri}) = R / (Y_{Di} - X_{Li}) \dots \dots \dots (10)$$

L'équation obtenue sert à calculer R et D si les concentrations de l'élément « i » du distillat et du résidu sont connues. [6]

III.4.1 Bilan matière de la zone de rectification

$$G = g + D \dots \dots \dots (11)$$

Avec :

G : Débit pondéral de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.

g : Débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

D : Débit molaire du distillat.

Donc :

$$G y'_{ni} = g \cdot X'(n-1)_i + D \cdot Y'_{Di} \dots \dots \dots (12)$$

Appliquant la loi de LEVIER, on trouve :

$$G / (Y'_{Di} - X'(n-1)_i) = g / (Y'_{Di} - Y'_{ni}) = D / (Y'_{ni} - X'(n-1)_i) \dots (13)$$

A partir de cette équation, on peut connus :

$$Y = rf / (rf + 1) \cdot X + (1 / (rf + 1)) \cdot YD \dots \dots \dots (14)$$

avec :

$$rf = g/D \text{ Et } m = rf / (rf + 1) \dots \dots \dots (15)$$

rf : taux de reflux.

Une formule qui tient compte de la constante de débit molaire G , g dans la partie de la rectification de colonne donne la relation entre la concentration du composant i le liquide qui se trouve dans le plateau $(n-1)$ et de ses mêmes composants sur la plaque et la concentration on ce même constituant dont la vapeur provenant du plateau n et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone de rectification. [6]

III.4.2 Bilan matière de la zone d'épuisement

On utilise la relation : $rf = g/D$ (16)

et $m = rf / (rf + 1)$ (17)

$g' = G' + R$(18)

g' : débit molaire du liquide traversant un sectionnement.

G' : Débit molaire de vapeur traversant un sectionnement entre deux plateaux de la colonne.

R : Débit molaire du résidu.

Donc :

$g' \cdot X(n+1)i = G' \cdot Yni + R \cdot XRi$(19)

En appliquant la loi de Levier, on trouve :

$g' / (Yni - XRi) = G' / (X(n+1)i - XRi) = R / (Yni - X(n+1)i)$...(20)

A partir de cette équation, on trouve :

$X'(n+1)i = (1/m') \cdot Yni + [(m' - 1)/m'] \cdot XR$(21)

$Y = [(rb + 1)/rb] \cdot X - (1/rb) XRi$(22)

On observe que:

$rb = G'/R$ (23)

et $m' = g'/G'$(24)

III.4.3 Bilan matière de la zone d'alimentation

Il s'avère que le liquide g_k doit être mélangé avec la phase g_o pour obtenir le liquide g_m alimentant la zone d'épuisement le bilan matière sera effectué juste au-dessus du plateau supérieur de cette zone. [6]

$$g_m = g_k + g_o = G_k + R \dots \dots \dots (25)$$

$$g_m x'_{mi} = g_o . x'_{oi} + g_k . x'_{ki} \dots \dots \dots (26)$$

$$g_m x'_{mi} = G_k . y'_{ki} + R . x'_{Ri} \dots \dots \dots (27)$$

la somme de la valeur G_k et de la phase G_o égale la valeur G_m alimentant la zone de rectification, de sorte que l'équilibre matière se produit juste en dessous du plateau inférieur de la zone de rectification. [6]

$$G_m = G_k + G_o = g_k + D \dots \dots \dots (28)$$

$$G_o . Y'_{oi} + G_k . Y'_{ki} \dots \dots \dots (29)$$

$$G_m Y'_{mi} = g_k . X'_{ki} + D . Y'_{Di} \dots \dots \dots (30)$$

III.5 La volatilité relative

Un mélange liquide contenant deux composants i et j est défini comme le rapport entre la volatilité absolue de chaque composant dans ce mélange liquide. Sa valeur est supérieure à l'unité, car elle est généralement exprimée par rapport à la volatilité maximale.

$$\alpha_{ij} = K_i / K_j$$

Puisque α_{ij} est proche de 1, il devient encore plus difficile de séparer i et j.

Plus le diagramme DePriester ou bien ` JENNY et SCHEIBEL ` qui nous permet de prendre la valeur volatilité des hydrocarbures légers sous diverses conditions de pression et de température.

III.6 Le choix de la pression

Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition des propriétés physiques et chimiques du mélange à séparer. Quelle que soit leur complexité, le choix de la pression est avant tout un enjeu économique.

On peut dire que la sélectivité de la séparation est meilleure quand on a faible pression, donc on peut éviter le changement thermique des produits, à faible pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête, par conséquent, nous choisissons un réfrigérant qui affecte la pression dans la colonne.

La pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée par approximation successive d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide : [7]

$$\sum (K_i \cdot X_i^D, i) = 1 \dots \dots \dots (31)$$

Tableau I les pressions et leurs pertes dans les trois zones

La zone	Pression	Pert de pression
Au sommet de la colonne	$P_S = P_b + \Delta P_1$	0.2 – 0.4
la zone d'alimentation	$P_L = (P_S + P_f)/2$	/
Au fond de la colonne	$P_f = P_S + \Delta P_2$	0.3 – 0.5

Avec:

ΔP_1 : Pertes de charges à cause de résistances des conduites et du conducteur.

ΔP_2 : Pertes de charges à cause de résistances des plateaux.

III.7 Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne

En utilisant ces équations isothermes pour différentes phases, nous déterminons par rapprochement successif des différentes températures dans la colonne de rectification : [7]

Tableau II Les équations des isothermes dans les trois zones

Température	Phase	L'équation
Au sommet de la colonne	Vapeur	$\Sigma (Y'_{D,i} / K_i) = 1$
Alimentation	Vapeur	$\Sigma (Y'_{L,i} / K_i) = 1$
	Liquide	$\Sigma (K_i . X'_{L,i}) = 1$
Au fond de la colonne	Liquide	$\Sigma (K_i . X'_{R,i}) = 1$

Avec :

$X'_{L,i}$, $Y'_{D,i}$, $X'_{R,i}$: fractions molaires du i respectivement dans la charge , dans le distillat et dans le résidu.

III.8 Le reflux minimum (méthode de Underwood)

Le reflux minimum couvre le cas limité des colonnes avec un nombre infini de plateaux. C'est-à-dire qu'il existe une (ou plusieurs) régions à l'intérieur du colonne où le courant entrant dans le plateau est déjà en équilibre.

Pour les binaires, cette situation correspondait à l'intersection ou à la tangence des droites opératoire et d'alimentation avec la courbe d'équilibre.

Le développement long et fastidieux des équations n'est pas montré, seule la relation obtenue d'Underwood en l'absence de connexions distribuées.

On cherche (par itération) la valeur du paramètre θ tel que [8] :

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i^{r.z_i}}{\alpha_i^r - \theta} = 1 - q \dots \dots \dots (32)$$

Avec : $\alpha_{HK} < \theta < \alpha_{LK}$

on choisit comme référence la clé lourde et les volatilités sont estimées à la température moyenne de la colonne

on a $R_{min} = L/D \dots \dots \dots (33)$

$$\sum_{i=1}^c \alpha_{ir} \cdot x_{id} / \alpha_{ir} - \theta = (L/D)_{\min} + 1 \dots \dots \dots (34)$$

Avec :

x_{id} : est la fraction molaire du composé i dans le distillat

D : débit total de distillat

Z_i : Fraction molaire dans l'alimentation du composé i

LK : fraction de récupération du composant clé légère

HK : fraction de récupération du composant clé lourd

- q est le nombre de moles de liquide saturé produites au niveau du plateau d'alimentation par mole .
- θ Paramètre dont la valeur est inconnue et doit être déterminée par récurrence l'un après l'autre
- α_{ir} est la volatilité relative moyenne du composant i par rapport au composant principal lourd r [8]

III.9 Taux de reflux optimal

A partir du taux de reflux opératoire choisi, des études de procédés de rectification ont montré qu'à chaque valeur du taux de reflux correspondait un nombre fini de plateaux théoriques, et que ce nombre décroissait lorsque le taux de reflux augmentait. Pour cela on utilise la formule propose par GILLILAND[10].

Généralement on utilise la règle suivante pour le choix du reflux réel d'opération

$$R / R_{\min} = 1.3 \dots \dots \dots (35)$$

III.10 Nombre de plateaux théoriques à reflux optimal (Méthode de Gilliland)

Si nous choisissons le reflux R , nous pouvons utiliser cette approche pour trouver le nombre réel de plaques N .

Variations liées à Gilliland du paramètre [10]

$$X = (R_{\min}) / (R + 1) \dots \dots \dots (36)$$

en fonction du paramètre $Y = (N - N_{\min}) / (N + 1) \dots \dots \dots (37)$

Les résultats suivant de Gilliland ont ensuite été corrélés par Eduljee : $X_{B,Lk}$

$$Y = 0.75 - 0.75 X^{0.5668} \dots\dots\dots(38)$$

Avec : $X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} \dots\dots\dots(39)$

et $Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1} \dots\dots\dots(40)$

III.11 Position du plateau d'alimentation

La relation de Kirkbride permet le calcul du rapport du nombre d'étages dans la zone de rectification, NR, sur le nombre d'étages dans la zone d'épuisement NS [10].

$$\frac{NR}{NS} = \left[\frac{z_{Hk}}{z_{Lk}} \cdot \left(\frac{x_{W,Lk}}{x_{D,Hk}} \right)^2 \cdot \frac{W}{D} \right]^{0,206} \dots\dots\dots(41)$$

La somme (NR+NS) étant connue, on trouve alors la position de l'alimentation.

Il faut retenir que la position optimale de l'alimentation est celle qui perturbe le moins le fonctionnement du plateau .

CHAPITRE I V

PARTIE

EXPERIMENTALE

IV. Partie expérimentales

IV.1 Problématique

- Premier Problème

Nous avons également confrontés à propos d'un problème dans notre étude des excès de gaz liquéfié de pétrole à ZCINA, concernant les arguments avancés par Heoudh Hamra(HEH) qu'il est concerné en tant que chaîne continuer avec ZCINA, l'usine confrontée aux limitations de la capacité d'expédition de produit GPL fabriqués , par l'unité de pompage et compression HEH ce qui entraîne des limitations de la production ou le stop d'un train ou plus. le GPL excédentaire est stocké en trois petits sphères de 500m à l'usine jusqu'au remplissage rapide de ces sphères, et en attendant la reprise de la réception de Haoudh Hamra. Par conséquent, l'usine prend des mesures pour réduire le taux de production de GPL

- deuxième problème

L'arrêt de la colonne dépropaniseur de l'unité GPL1 et le fonctionnement unique de la colonne de dépropanisation de l'unité GPL2 limitent la capacité de production du propane C3 et du butane C4 de la région HMD. Cette situation a un impact négatif sur la disponibilité des deux gaz et compromet l'approvisionnement des marchés locaux. Pour remédier à cela, il est essentiel d'installer une nouvelle colonne de dépropaniseur de l'unité ZCINA et de mettre en place des mesures visant à optimiser la capacité de production globale. Ceci permettra de répondre efficacement à la demande régionale de propane et de butane.

IV.2 La section du dépropanisassions

Le dépropaniseur est une section d'une unité de raffinage ou d'une installation de traitement du gaz naturel utilisée pour séparer le propane des mélanges d'hydrocarbures plus légers. Voici une description générale de la section de dépropaniseur :

Le dépropaniseur est généralement une colonne de distillation fonctionnant à contre-courant. Le mélange d'hydrocarbures contenant du propane est introduit en haut de la colonne, tandis qu'un reflux liquide est introduit dans la partie supérieure de la colonne et se déplace vers le bas. La colonne est équipée de plateaux ou de garnissages internes pour faciliter le contact entre les vapeurs montantes et le liquide descendant.

Lorsque le mélange d'hydrocarbures est chauffé, le propane a une température d'ébullition plus basse que les autres composés présents. En conséquence, à mesure que le mélange se déplace vers le bas de la colonne, le propane s'évapore préférentiellement et se concentre dans les vapeurs ascendantes.

Le propane enrichi en vapeur monte dans la colonne et est condensé à mesure qu'il atteint les plateaux ou garnissages plus froids situés en partie supérieure de la colonne. Ce liquide condensé, appelé propane liquide, est retiré de la colonne à un point spécifique et récupéré comme produit final.

Les composés plus légers que le propane, tels que le méthane et l'éthane, continuent de se déplacer vers le bas de la colonne en formant les vapeurs descendantes. Ces vapeurs peuvent être récupérées en bas de la colonne pour être traitées ultérieurement dans d'autres sections de l'installation.

En résumé, la section de dépropaniseur est conçue pour séparer le propane des mélanges d'hydrocarbures plus légers en utilisant une colonne de distillation. Elle permet de récupérer le propane liquide en tant que produit final et d'acheminer les composés plus légers vers d'autres étapes de traitement.

IV.3 Description du dépropaniseur étudié

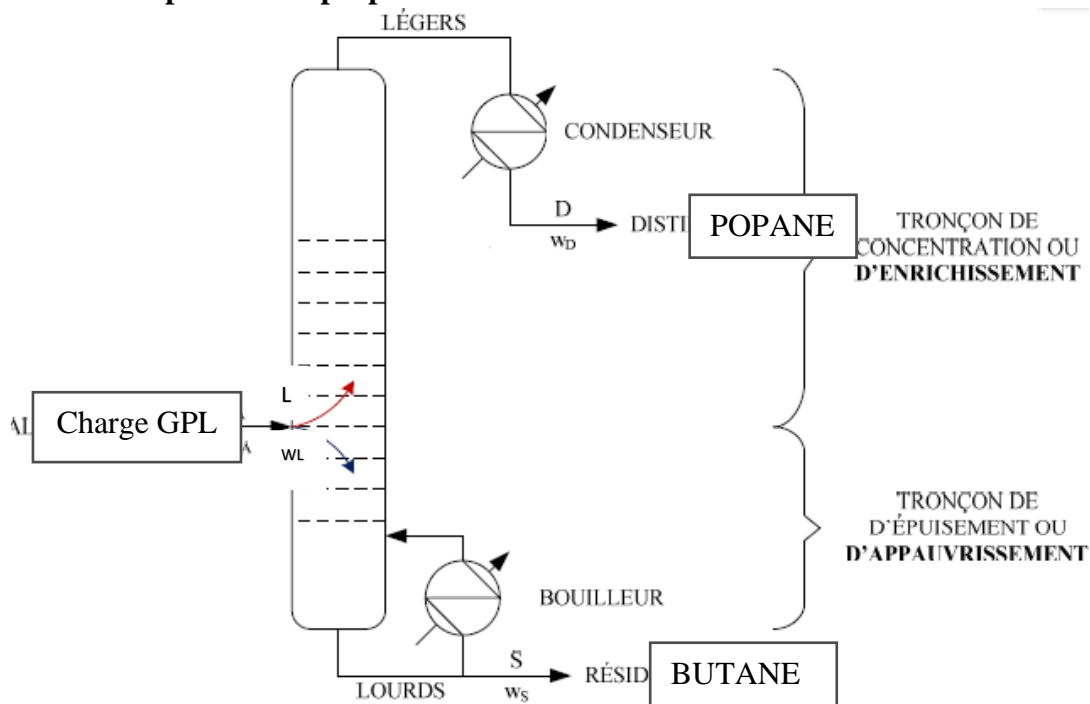


Figure IV. 1 Description du dépropaniseur étudié

L'installation de dépropanisation est constituée des unités suivantes

- Section dépropaniseur
- Section stockage des produits
- Section de chargement et expédition

La production des installations de dépropanisation est :

- Production de propane
- Production de butane

Le but du dépropaniseur est de récupérer le propane et le butane après séparation du GPL On-Spec pour les sphères de stockage GPL existantes.

La charge a une pression de 22 bar et 54°C venant du pipeline d'expédition de GPL, entre dans la colonne dépropaniseur.

Cette section contient de nombreux équipements , comme suit :

- ❖ Ballon de reflux du dépropaniseur .
- ❖ Pompes de reflux du dépropaniseur.
- ❖ Condenseur des produits de tête du dépropaniseur.
- ❖ Refroidisseur du butane .
- ❖ Rebouilleur du dépropaniseur .
- ❖ Pompes des produits dans le fond du dépropaniseur .
- ❖ Pompe pour envoyer les produits vers le stockage ou l'expédition

Les produits de tête, sont délivrés au gazoduc de GPL et mélangés au GPL ON-SPEC de l'expédition. Les produits de fond, de butane sont refroidis dans le refroidisseur du Butane et transférés dans la section de chargement de butane

- Section de chargement de butane :

Le butane On-Spec, qui est refroidi dans la section de Dépropanisation, est transféré au ballon de stockage du butane et stocké jusqu'au chargement sur camion ou bien l'expédition au société NAFTAL.

IV.4 Schéma simplifié

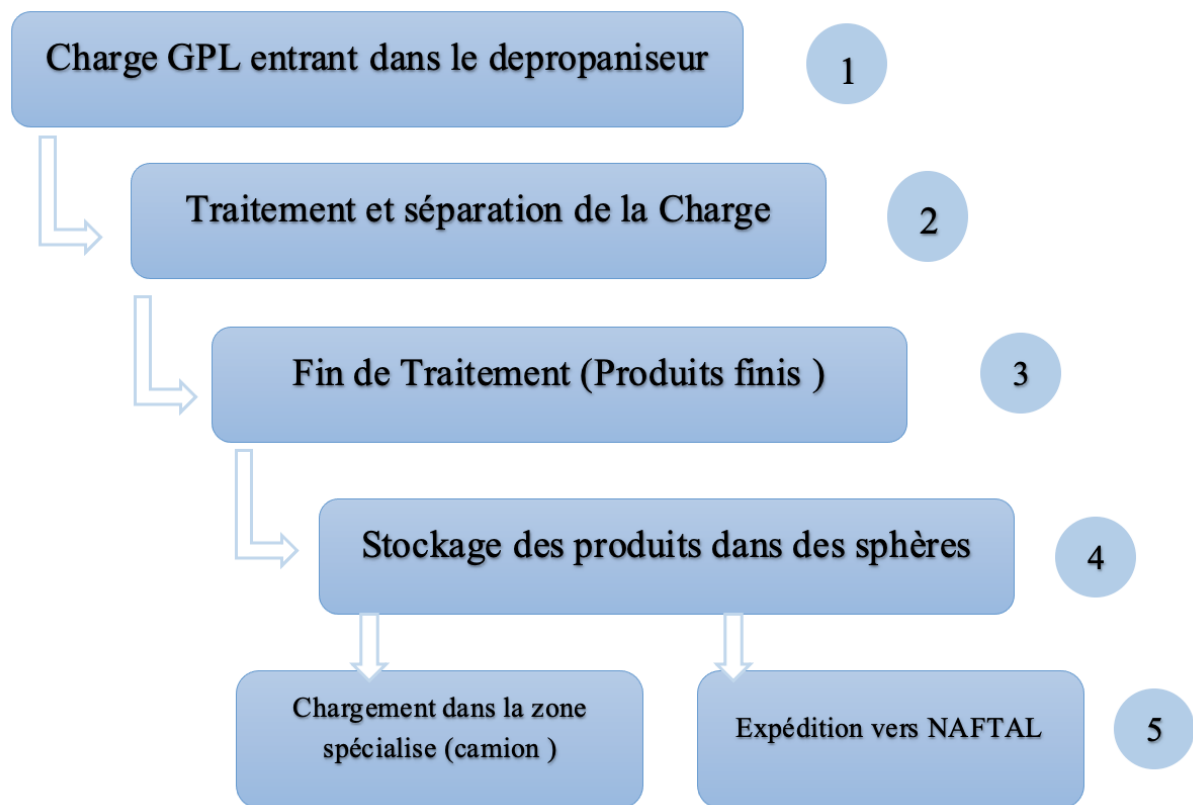


Figure IV. 2 schéma des étapes de traitement

IV.5 Condition de travail

$F = 43750 \text{ kg/h}$, Pression = 21 bar g , $T = 54 \text{ C}^\circ$.

Le clé légères dans le résidu : $C_3 = 1 \%$

Le clé légères dans le distillat : $iC_4 = 1 \%$

IV.5.1 Composition de la charge (% molaire)

$$C_2 = 0.96\% \rightarrow M(C_2) = M(C_2H_6) - 0.96\% = 0.288 \text{ g/mol}$$

$$C_3 = 72.47\% \rightarrow M(C_3) = M(C_3H_8) - 72.47\% = 31.8912 \text{ g/mol}$$

$$iC_4 = 6.50\% \rightarrow M(iC_4) = M(iC_4H_{10}) - 6.50\% = 3.77 \text{ g/mol}$$

$$N_{C4} = 20.05\% \rightarrow M(nC4) = M(nC4H_{10}) - 20.05\% = 11.629 \text{ g/mol}$$

$$I_{C5} = 0.02\% \rightarrow M(iC5) = M(iC5H_{12}) - 0.02\% = 0.0144 \text{ g/mol}$$

$$\begin{aligned} \text{TOTAL } M(\text{GPL}) &= 0.288 + 31.8912 + 3.77 + 11.629 + 0.0144 = \mathbf{47.5926 \text{ g/mole}} \\ &= \mathbf{47.5926 \text{ kg/kmole}} \end{aligned}$$

- **Débit molaire**

$$F_M = F/M = 43750 / 47,5926 = \mathbf{919,26 \text{ Kmole/h}}$$

- **Fractions et les débits molaires de la charge**

on a pris les fraction de la charge

Tableau IV. 1 Fractions et les débits molaires de la charge

Paramètre composition

Compo	M g/mol	$X_{i=z}$
C2	30	0,0096
C3	44	0,7247
iC4	58	0,0650
nC4	58	0,2005
iC5	72	0,0002
TOT	/	1

On a :

$$x_{id} = \frac{D_i}{F \cdot Z_i} \Rightarrow D_i = x_{id} \cdot F \cdot Z_i \text{ et } W_i = x_{iw} \cdot F \cdot Z_i$$

x_{id} :

$$C2 : 100\% = 1$$

$$C3 : 99\% = 0,99$$

$$iC4 : 1\% = 0,01$$

$$nC4 - iC5 : 0\%$$

xiw :

$$C2 : 0\% = 0$$

$$C3 : 1\% = 0,01$$

$$iC4 : 99\% = 0,99$$

$$nC4 : 100\% = 1$$

$$iC5 : 100\% = 1$$

IV.5.2 Bilans de matières de la colonne

Détermination des Débit et composition de distillat D et le résidu R

- Constituant clé volatil C_3
- Constituant clé lourd iC_4

Et on a :

- La teneur en constituant iC_4 dans le distillat D du rectifications : $YD-iC_4 = 0,01$
- La teneur en constituant C_3 dans le résidu R de la rectification : $XR-C_3 = 0,01$

Par conséquent, ces conditions le permettent, étant donné que la concentration en C_3 dans le résidu est faible.

on peut estimer que les concentrations de nC_4 et iC_5 sont nulles dans le distillat

De même, étant donné que la concentration admise du C_2 dans le résidu est nulle. Donc :

$$X'R-C_2 = 0$$

L'équation du Bilan de matière global :

$$L = D + W \dots \dots \dots (42)$$

L'application du Bilans de matière partielle :

$$L \cdot X_{Li} = D \cdot Y_{Di} + R \cdot X_{Wi} \dots \dots \dots (43)$$

L'application de cette équation pour chaque constituant (i) la de charge donne :

- (1) C_2H_6 : $919,26.0,0096 = D.YDC2 + (L - D).0$
 (2) C_3H_8 : $919,26.0,7247 = D.YDC3 + (L - D).0,01$
 (3) $i - C_4H_{10}$: $919,26.0,0650 = D.0,01 + (L - D).XW_{iC4}$
 (4) $n - C_4H_{10}$; $919,26.0,2005 = D.0 + (L - D).XW_{nC4}$
 (5) $i - C_5H_{12}$: $919,26.0,0002 = D.0 + (L - D).XW_{iC5}$

En additionnant (42) et (43) On obtient :

$$919,26.(0,7343) = D.(YDC2 + YDC3) + (L - D).0,01$$

$$\text{On a : } \sum YD_i = 1$$

Donc :

$$YD_{C2} + YD_{C3} + YD_{iC4} = 1$$

$$YD_{C2} + YD_{C3} = 1 - YD_{iC4}$$

$$YD_{C2} + YD_{C3} = 1 - 0,01$$

$$YD_{C2} + YD_{C3} = 0,99$$

$$919,26.(0,7343) = D.(YDC2 + YDC3 - 0,01) + L.0,01$$

$$919,26.(0,7343) - 919,26.(0,01) = D.(0,99 - 0,01)$$

$$D = \frac{919,26(0,7343) - 919,26(0,01)}{0,99 - 0,01}$$

$$D = 679,408 \text{ Kmole /h}$$

$$W = L - D = 919,26 - 679,408 = 239,851 \text{ Kmole /h}$$

$$W=239,851 \text{ Kmole /h}$$

IV.5.3 Détermination de X_{Ri} et Y_{Di}

$$(1) L.XL_{C2} = D.YD_{C2} \Rightarrow YD_{C2} = (L/D). XL_{C2}. YD_{C2} = (919,26/679,408). 0,0096$$

$$\Rightarrow YD_{C2} = \mathbf{0,0129}$$

$$(2) L.XL_{C3} = D.YD_{C3} + W.XW_{C3} \Rightarrow YD_{C3} = (L.XL_{C3} - W.XW_{C3})/D$$

$$YD_{C3} = [(919,26. 0,7247) - (239,851.0,01)]/ 679,408$$

$$\Rightarrow YD_{C3} = \mathbf{0,977}$$

$$(3) L.XL_{iC4} = D.YD_{iC4} + W.XW_{iC4} \Rightarrow XW_{iC4} = (L/W). XL_{iC4} - (D/W). YD_{iC4}$$

$$XW_{iC4} = (919,26/239,851) . 0,0650 - (919,26 /239,851).0,5676$$

$$\Rightarrow XW_{iC4} = \mathbf{0,2207}$$

$$(4) L.XL_{nC4} = D.YD_{nC4} + R.XW_{nC4} = (L/W).XL_{nC4}$$

$$\Rightarrow XW_{nC4} = (919,26. 0,2005)/ 239,851$$

$$\Rightarrow XW_{nC4} = \mathbf{0,7684}$$

$$(5) L.XL_{nC4} = D.YD_{nC4} + W.XW_{nC4} = (L/W).XL_{nC4}$$

$$\Rightarrow XW_{nC4} = (919,26 . 0,0002)/ 239,851$$

$$\Rightarrow XW_{nC4} = \mathbf{7,665.10^{-4}}$$

les fractions molaire de distillat**Tableau IV. 2** les fractions molaire de distillat

Constituant	Fraction molaire
C2	0,0129
C3	0,977
iC4 (Clé)	0,01

les fractions molaire de résidu**Tableau IV. 3** Les fractions molaire de résidu

Constituant	Fraction molaire
C3 (clé)	0,01
iC4	0,2207
nC4	0,7684
iC5	$7,665 \cdot 10^{-4}$

IV.5.4 Les débits molaires

Tableau IV. 4 Les débits molaires du distillat et résidu

Compo	M g/mol	Xi=z	Distillat		Résidu	
			D'=DI Molaire	Xdi	W'=Wi Molaire	Xwi
C2	30	0,0096	8,76436	0,0129	/	/
C3	44	0,7247	663,7816	0,977	2,39851	0,01
iC4	58	0,0650	6,79408	0,01	52,9351	0,2207
nC4	58	0,2005	/	/	184,3015	0,7684
iC5	72	0,0002	/	/	0,183845	7,665.10⁻⁴
TOT	/	1	679,408	1	239,851	1

IV.5.5 Calcul la pression de la colonne

pression d'alimentation $PL = 21 \text{ bar g}$

on a l'équation $Pf = Ps + \Delta P2$ et $Ps = Pb + \Delta P1$

$$PL = \frac{Ps + Pf}{2}$$

Pl : pression alimentation

Ps : pression de sommet

Pf : pression du fond

Pb : pression du ballon de reflux

ΔP : perte de pression (entre 0,3 a 0,5)

- **pression du sommet** : avec l'utilisation des lois suivants

$$P_f = P_s + \Delta P_2$$

$$\text{Et} \quad P_L = \frac{P_s + P_f}{2}$$

Avec la remplacement de (1) en (2) :

$$P_L = P_s + \frac{\Delta P_2}{2} \quad / \quad \Delta P_2 = 0,35 \text{ bar g}$$

$$P_s = P_L - \frac{\Delta P_2}{2} = 22 - (0,35 / 2) = \mathbf{21,825 \text{ bar g}}$$

- **pression du fond**

On utilise la loi suivant

$$P_f = P_s + \Delta P_2$$

$$P_f = 21,825 + 0,35 = \mathbf{22,175 \text{ bar g}}$$

- **pression dans le ballon de reflux**

$$P_s = P_b + \Delta P_1$$

Donc $P_b = P_s - \Delta P_1 = 21,825 - 0,4 = \mathbf{21,425 \text{ bar g}}$

IV.5.6 Calcul les températures dans la colonne

- **Température au sommet**

La température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase vapeur $\sum Y_i / K_i = 1$

Avec l'aide du diagramme de **JENNY ET SCHIEBEL** on trouve les valeur de k_i :

Tableau IV. 5 températures dans la colonne au sommet et le Ki

	Ps = 21,825 bar g		Ts= 60,1C°
	Xdi= Yi	Ki	Yi/Ki
C2	0.0129	2,50	5,16 *10 ⁻³
C3	0,977	1	0,977
iC4	0,01	0,51	0,0196
TOTAL	1	/	1

- **Température de reflux (ballon)**

la température dans le ballon de reflux : T ballon= 54,5°C A cette température fixée, la pression nécessaire dans le ballon de reflux est calculée par la formule d'équilibre et l'isotherme de la phase liquide $\sum Xdi * Ki = 1$

Avec l'aide du diagramme de **JENNY ET SCHIEBEL** on trouve les valeur de Ki comme si :

Tableau IV. 6 Températures dans la colonne au ballon de reflux et le Ki

	Ps = 21,825 bar g		Tb= 54,5C°
	Xdi	Ki	Xdi * Ki
C2	0.0129	2,63	0,03
C3	0,977	0,92	0,8
iC4	0,01	0,49	4*10 ⁻³
TOTAL	1	/	0,945

- **Température au fond de la colonne**

La température au fond de la colonne est calculée par l'équation de l'isotherme de la phase liquide $\sum w_i * K_i = 1$

à l'aide du diagramme de **JENNY ET SCHIEBE** en trouve les valeur de K_i

Tableau IV. 7 Températures dans la colonne au fond et le K_i

	Pf = 22,175 bar g		Tf= 119C°
	Wi	Ki	Wi*Ki
C3	0,01	2,05	0,123
iC4	0,2207	1	0,1032
nC4	0,7684	0,93	0,765111
iC5	$7,665 \cdot 10^{-4}$	0,55	$7,755 \cdot 10^{-3}$
TOTAL	1	/	0,9566

- **Température de la zone de l'alimentation**

La température d'alimentation de la charge est calculée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide : $\sum X'Li. Ki = 1$

Tableau IV. 8 Températures dans la colonne dans la zone d'alimentation et le K_i

Pf = 22,168 bar g

TL=54,5

	X_i	K_i	$X_i * K_i$
C2	0,0096	2,66	0,025536
C3	0,7274	0,95	0,688465
iC4	0,650	0,5	0,325
nC4	0,2005	0,1	0,02005
iC5	0,002	0,13	$2,6 * 10^{-4}$
TOTAL	1	/	1.059311

IV.5.7 Calcul la volatilité relative

- Zone alimentation

On a $K_r = K_{ic4} = 0,5$ avec :

$$\alpha_i \text{ moy} = 0,5 * (\alpha_{id} + \alpha_{il})$$

$$\text{et } \alpha_i \text{ moy} = 0,5 * (\alpha_{iw} + \alpha_{il})$$

Tableau III les volatilité des composition (Zone alimentation)

	K_i	$\alpha_{il} = K_i / K_{ic4}$
C2	2,66	5,32
C3	0,95	1,9
iC4	0,5	1
nC4	0,1	0,2
iC5	0,13	0,26

$$\alpha_{iC2} = 2,66/0,5 = 5,32$$

$$\alpha_{iC3} = 0,95 / 0,5 = 1,9$$

$$\alpha_{iC4} = 0,5 / 0,5 = 1$$

- **Zone de rectification**

La variation de K_i dépend de la température , et avec le nomogramme de JENNY SHCIEBEL on détermine K_i : $K_r = K_{iC4} = 0,5$

Tableau IV. 9 les volatilité des composition (Zone rectification)

	Ki	α_{id}
C2	2,63	5,26
C3	0,92	1,84
iC4	0,49	0,98

- **Calcul la volatilité moyenne dans la zone de rectification**

$$\alpha_{C2 \text{ moy}} = 0,5 * (5,32 + 5,26) = 5,29$$

$$\alpha_{C3 \text{ moy}} = 0,5 * (1,9 + 1,84) = 1,87$$

$$\alpha_{iC4 \text{ moy}} = 0,5 * (1 + 0,98) = 0,99$$

- **Zone d'épuisement**

$$K_r = K_{iC4} = 1$$

Tableau IV. 10 les volatilité moyenne des composition (Zone épuisement)

	Ki	α_{iW}
C3	2,05	2,05
iC4	1	1
nC4	0,93	0,93
iC5	0,55	0,55

- **Calcul la volatilité moyenne dans la zone d'épuisement**

$$\alpha_{C3 \text{ moy}} = 0,5 * (2,05 + 1,9) = 1,975$$

$$\alpha_{nC4 \text{ moy}} = 0,5 * (0,93 + 0,2) = 0,565$$

$$\alpha_{iC5 \text{ moy}} = 0,5 * (0,55 + 0,26) = 0,405$$

- **La volatilité moyenne dans la colonne**

Pour calculer la volatilité moyenne dans la colonne il faut utiliser la loi suivante :

$$\alpha_{\text{moy}} = 0,5 * (\alpha_{\text{tête}} + \alpha_{\text{pied}})$$

Donc :

$$\alpha_{C2 \text{ moy}} = 5,29$$

$$\alpha_{C3 \text{ moy}} = 0,5 * (1,87 + 1,975) = 1,9225$$

$$\alpha_{iC4 \text{ moy}} = 0,99$$

$$\alpha_{nC4 \text{ moy}} = 0,565$$

$$\alpha_{iC5 \text{ moy}} = 0,405$$

Tableau IV. 11 les volatilité moyenne dans tout la colonne

Volatilité moy	Valeur α ir
$\alpha_{C2 \text{ moy}}$	5,29
$\alpha_{iC3 \text{ moy}}$	1,9225
$\alpha_{iC4 \text{ moy}}$	0,99
$\alpha_{nC4 \text{ moy}}$	0,565
$\alpha_{iC5 \text{ moy}}$	0,405

IV.5.8 Composition des composés non-clé dans W et D

On utilise la loi :
$$W_i = \frac{F}{1 + \frac{Dr}{Wr} * (\alpha_{ir})^{N_{min}}}$$

N_{min} : nombre des plateaux min

IV.5.9 Calcul Nombre de plateau min (RELATION DE FESKE)

on a :
$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{D_i}{D_j} * \frac{W_j}{W_i}\right)}{\log \alpha_{ir}}$$

$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{663,7816}{6,79408} * \frac{52,9351}{2,39851}\right)}{\log\left(\frac{1,9225}{0,99}\right)} = 11,56 \approx \mathbf{12 \text{ plateau}}$$

IV.5.10 débite composé non-clé

1.
$$wC2 = \frac{8,76436}{1 + \frac{6,79408}{52,9351} * 5,92^{12}} = 3,6853 \cdot 10^{-8} \text{ kmole /h}$$

$$\Rightarrow DC2 = 8,76436 - 3,6853 \cdot 10^{-8} = 8,7643 \text{ kmole /h}$$

2.
$$wC4 = \frac{184,3015}{1 + \frac{6,79408}{52,9351} * 0,565^{12}} = 184,2764 \text{ kmole /h}$$

$$\Rightarrow DC4 = 184,3015 - 184,2764 = 0,0251 \text{ kmole /h}$$

3.
$$wC5 = \frac{0,183845}{1 + \frac{6,79408}{52,9351} * 0,405^{12}} = 0,1838445 \text{ kmole /h}$$

$$\Rightarrow DC2 = 0,183845 - 0,1838445 = 5 \cdot 10^{-7} \text{ kmole /h}$$

IV.5.11 Calcul le reflux et reflux min

Par l'application de la formule de ENDERWOOD :

$$Rf_{min} + 1 = \Sigma (\alpha_{ir} \cdot X_{id}) / (\alpha_{ir} - \Phi)$$

Φ : paramètre conventionnel déterminé par approximation successive, la valeur de Φ se trouve dans l'intervalle ($\alpha_{Lic4} \leq \Phi \leq \alpha_{Lic3}$)

Donc pour calculer la valeur de Φ , on va utiliser la loi suivant :

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i r_i x_i}{\alpha_i l_i - \theta} = 1 - q$$

Dans lequel : (l'alimentation est un liquide sous refroidi)

$$q = \frac{CP(T^{°eb} - T^{°feed})}{\Delta H_{vap}}$$

CP : Capacité calorifique

ΔH_{vap} : enthalpie de vaporisation

$T^{°eb}$: Température ébullition

$T^{°feed}$: Température de la charge

à l'aide de hysys (Short-Cut colonne) on trouve les valeurs et on calcule q :

$\Delta H_{vap} = 256,5 \text{ kJ/kg} = 12401 \text{ kJ/k mole}$

$$q = \frac{2,056(78,5 - 54)}{12401} = 0,003779$$

Donc :

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i r_i x_i}{\alpha_i l_i - \theta} = 1 - 0,003779 = 0,996221$$

Par approximation successive on trouve la valeur de $\theta = 1,0953$

Tableau IV. 12 tableau d'approximation de la valeur de TETA

Composition	xi	α_{ir}	$\alpha_{ir} \cdot xi$	1,0953		
				1.3	1.05	
c2	0,0096	5,32	0,051072	0,012704478	0,011960656	0,012088906
c3	0,7247	1,9	1,37693	2,294883333	1,619917647	1,71110973
ic4	0,065	1	0,065	- 0,216666667	-1,3	-0,682056663
nc4	0,2005	0,2	0,0401	- 0,036454545	-0,047176471	-0,044789456
ic5	0,0002	0,26	0,000052	-0,00005	-6,58228E-05	-6,22531E-05
somme	1	/	/	2,054416599	0,284636	0,996

Donc :

Tableau IV. 13 calcul de Rf_{min}

composition	xid	α_{ir}	$\alpha_{ir} \cdot xid$	
c2	0.0129	5,29	0,1596	0,070241
c3	0,977	1,9225	1,8335	2,559698962
ic4	0,01	0,99	0,005	-0,047142857
nc4	0	0,565	0	0
ic5	0	0,405	0	0
somme	/	/	/	2,582998694

D'après les résultats de tableau on trouve :

$$Rf_{min} + 1 = \Sigma (\alpha_{ir} \cdot X_{id}) / (\alpha_{ir} - \Phi) = 2,582$$

$$Rf_{min} + 1 = 2,582$$

Donc : **Rf min = 1,582**

IV.5.12 Calcul le reflux

En appliquant l'équation de GILLILAND :

$$Rf = 1,3 * Rf (min) = 1,3 * 1,582$$

$$Rf = 2,057$$

IV.5.13 Calcule nombre réel des plateaux

à l'état thermodynamique de l'alimentation on a :

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1}$$

Avec l'application numérique La valeur de X est : **X = 0,155**

$$Y = 0,75 - 0,75 X^{0,5668}$$

$$Y = 0,75 - 0,75 (0,155)^{0,5668} = 0,489$$

Donc :

$$Y = N - N_{min} / N + 1$$

Pour calculer le nombre des plateaux théorique on applique :

$$N_{th} = -N_{min} - Y / Y - 1 = 24,44 = 25$$

En prenant en considération l'efficacité des plateaux à clapet (**E=0.70**),le nombre totale de plateaux dans la colonne est :

$N = N_{th}/0,70 = 35,71$ donc **36 plateaux**

Le nombre des plateaux réel total est 36 plateaux

IV.6.14 Position de plateau d'alimentation

La position de plateau de l'alimentation est calculée par l'équation suivante :

$$N = N_R + N_s$$

En utilisant la méthode de Fenske, $D = 679,408 \text{ Kmole /h}$ et $W = 239,851 \text{ Kmole /h}$

Et $L_k = iC_4$, $H_k = C_3$

$$\frac{NR}{NS} = \left[\frac{zHk}{zLk} \cdot \left(\frac{xW, Lk}{xD, Hk} \right)^2 \cdot \frac{W}{D} \right]^{0,206}$$

$$NR/NS = \left(\frac{0,0650}{0,7247} \right) * \left(\frac{0,06}{0,005} \right)^2 * (239,851/679,408)^{0,206}$$

$$NR/NS = 1,366$$

$$N = NR + NS$$

$$\text{Donc } NR = N - NS$$

$$(N - N_s) / N_s = 1,366$$

Ce qui est donné $NS = N_{th} / 2,366 = 24,44 / 2,366 = 10,32$ donc **11**

Le plateau de l'alimentation est le 11^{-ème} plateau et on a 11 plateau d'épuisement

$$N_{th} = NR + NS$$

$$N_{th} = NR + 11$$

donc :

$$NR = N_{th} - NS$$

$$NR = 25 - 11$$

$$NR = 14$$

Le nombre des plateaux de la rectification est 14 plateau

- Pour la vérification on va calculer les plateaux réels de la zone de rectification et d'épuisement

Pour une efficacité de 0,7 on calcule :

$$N_R \text{ réel} = N_R / 0,7 = \mathbf{20 \text{ plateaux}}$$

$$\text{Et : } N_s \text{ réel} = N_s / 0,7 = 15,71 \text{ donc } \mathbf{N_R \text{ réel} = 16 \text{ plateaux}}$$

$\mathbf{N \text{ réel} + N_s \text{ réel} = 20 + 16 = 36 \text{ plateaux}}$ (c'est la valeur juste de Nombre de plateaux réels calculés)

CHAPITRE V

PARTIE SIMULATION

HYSYS

V Partie simulation HYSYS

V.1 Définition HYSYS

Aspen HYSYS est un outil de modélisation des processus leader sur le marché, utilisé pour la conception conceptuelle, l'optimisation, la planification commerciale, la gestion des actifs et la surveillance des performances dans les domaines de la production pétrolière et gazière, du traitement du gaz, du raffinage du pétrole et de l'industrie de la séparation de l'air. Aspen HYSYS est un élément essentiel des applications d'ingénierie aspen ONE® d'Aspen Tech. Il revêt une importance considérable pour les ingénieurs chimistes afin de simuler un processus.

V.2 Définition de la simulation

Une simulation informatique ou numérique est un ensemble de calculs effectués sur un ordinateur qui reproduit des phénomènes physiques ou chimiques. Elle conduit à expliquer les conséquences de ce phénomène comme s'il s'était réellement produit. Cette représentation peut être une série de données, une image ou un film vidéo. Une simulation de processus est une conception ou une mise en œuvre virtuelle basée sur des résultats réels concrets.

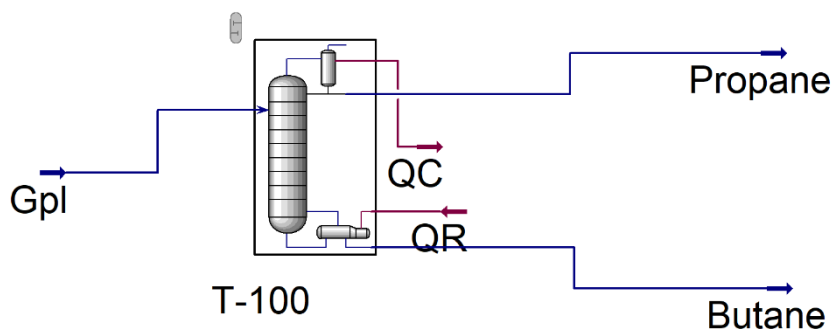


Figure IV. 3 Simulation de la colonne de dépropanisations

V.4 Étude de simulation

La colonne de distillation simplifiée (**SHORTCUT**) :

L'outil de distillation simplifiée intégré à HYSYS permet aux utilisateurs de modéliser rapidement la séparation par distillation d'un flux avec des informations relativement

limitées. Une fois que l'utilisateur a connecté un flux d'entrée entièrement défini à la colonne de distillation simplifiée, les informations essentielles à spécifier sont les suivantes :

- La qualité vapeur/liquide du produit en tête
- Le composant clé léger et sa composition dans le produit en fond
- Le composant clé lourd et sa composition dans le produit distillat (en tête)
- La pression du condenseur
- La pression du rebouilleur
- Le rapport de reflux externe

Avec ces informations, l'outil s'exécute et, si possible, converge vers une solution qui respecte les spécifications du composant clé. Les informations critiques que l'outil calculera sont les suivantes :

- Le flux de produit distillat entièrement spécifié (température, pression, débit, composition)
- Le flux de produit en fond entièrement spécifié (température, pression, débit, composition)
- La température de fonctionnement du condenseur et le transfert de chaleur associé
- La température de fonctionnement du rebouilleur et le transfert de chaleur associé
- Le nombre minimum d'étages
- Le nombre réel d'étages
- L'emplacement optimal du plateau d'alimentation

Le principal objectif de la distillation simplifiée est de permettre aux utilisateurs d'effectuer une estimation initiale des exigences de performance d'un système donné pour un rapport de reflux spécifié. Les valeurs obtenues grâce à l'outil de distillation simplifiée peuvent être utilisées pour aider l'utilisateur lors de la configuration de l'outil de distillation complet dans HYSYS, ou lors de la recherche de propriétés de colonne raisonnables pour permettre au système de converger (par exemple, le nombre d'étages, l'emplacement de l'alimentation, etc.). [5]

D'après nos données de départ :

Condition de travail

- $F = 43750 \text{ kg/h}$,
- Pression = 21 bar g ,
- $T = 54 \text{ C}^\circ$.
- La clé légères dans le résidu : $C_3 = 1 \%$
- La clé légère dans le distillat : $iC_4 = 1 \%$

Composition de la charge

- $C_2 = 0.96\%$
- $C_3 = 72.47\%$
- $iC_4 = 6.50\%$
- $nC_4 = 20.05\%$
- $iC_5 = 0.02\%$

Remarque : Nous avons utilisé fluide package :Ping-Robinson

V.5 Les résultats de shortcut

La figure ci-dessous illustre clairement que le reflux minimale est 1.641

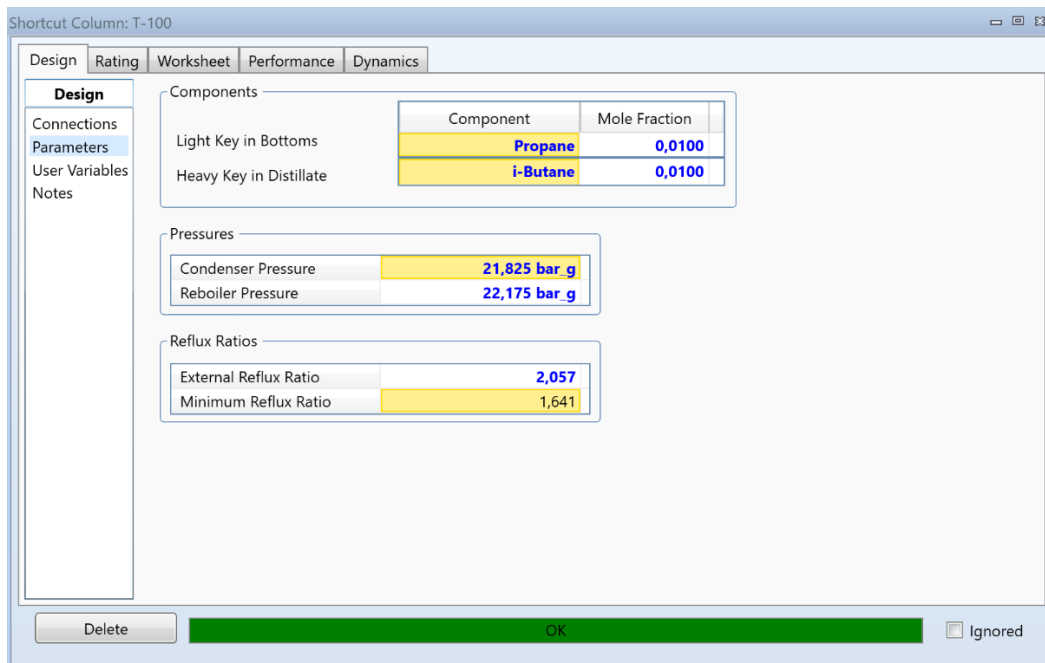


Figure IV. 4 SHORTCUT simulation paramétrer conception

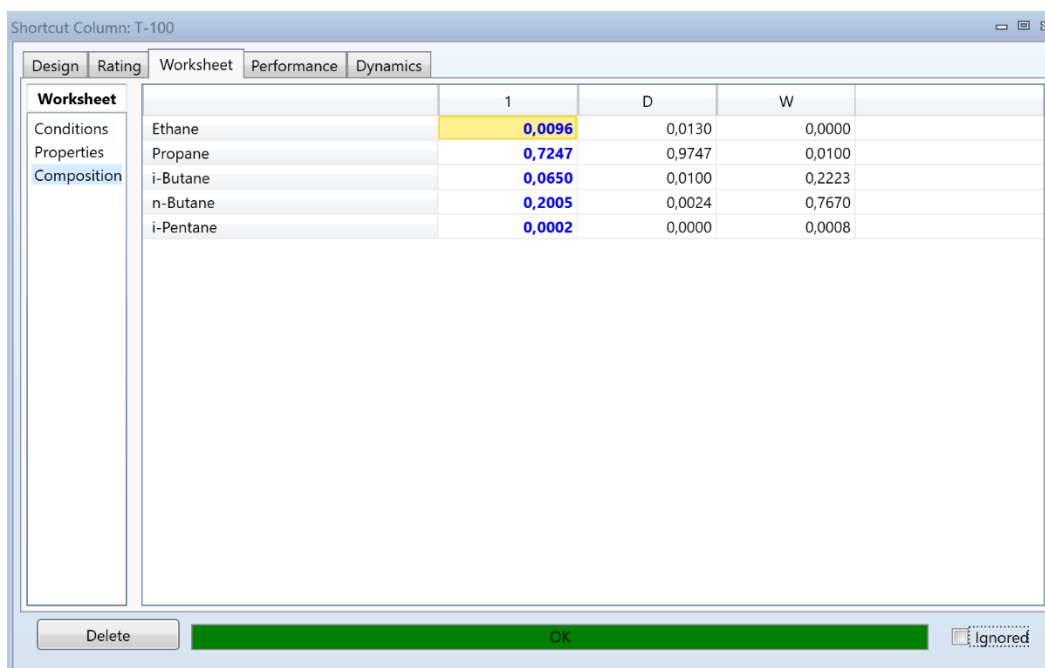


Figure IV. 5 SHORTCUT simulation feuille de travail composition

Cette figure ci-dessous illustre clairement que la température de distillat 62.72°C et résidu 118.3°C.

Shortcut Column: T-100

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Worksheet	Name	1	D	W	GG
Conditions	Vapour	0,0000	0,0000	0,0000	<empty>
Properties	Temperature [C]	54,00	62,72	118,3	<empty>
Composition	Pressure [bar_g]	21,00	21,82	22,18	<empty>
	Molar Flow [kgmole/h]	917,3	679,6	237,7	<empty>
	Mass Flow [kg/h]	4,375e+004	2,996e+004	1,379e+004	<empty>
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	83,12	59,26	23,86	<empty>
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,238e+005	-1,148e+005	-1,332e+005	<empty>
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	100,5	108,3	107,2	<empty>
	Heat Flow [kJ/h]	-1,135e+008	-7,805e+007	-3,165e+007	2,660e+007
	Name	G			
	Vapour	<empty>			
	Temperature [C]	<empty>			
	Pressure [bar_g]	<empty>			
	Molar Flow [kgmole/h]	<empty>			
	Mass Flow [kg/h]	<empty>			
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	<empty>			
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	<empty>			
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	<empty>			
	Heat Flow [kJ/h]	-2,278e+007			

Delete OK Ignored

Figure IV. 6 SHORCUT simulation feuille de travail conditions

Cette figure ci-dessous montre que la température de distillat 62.72°C et résidu 118.3°C.

également le nombre de plateaux actuels est de 35, le nombre de plateaux minimaux est de 16 avec L'alimentation et en 11ème plateau.

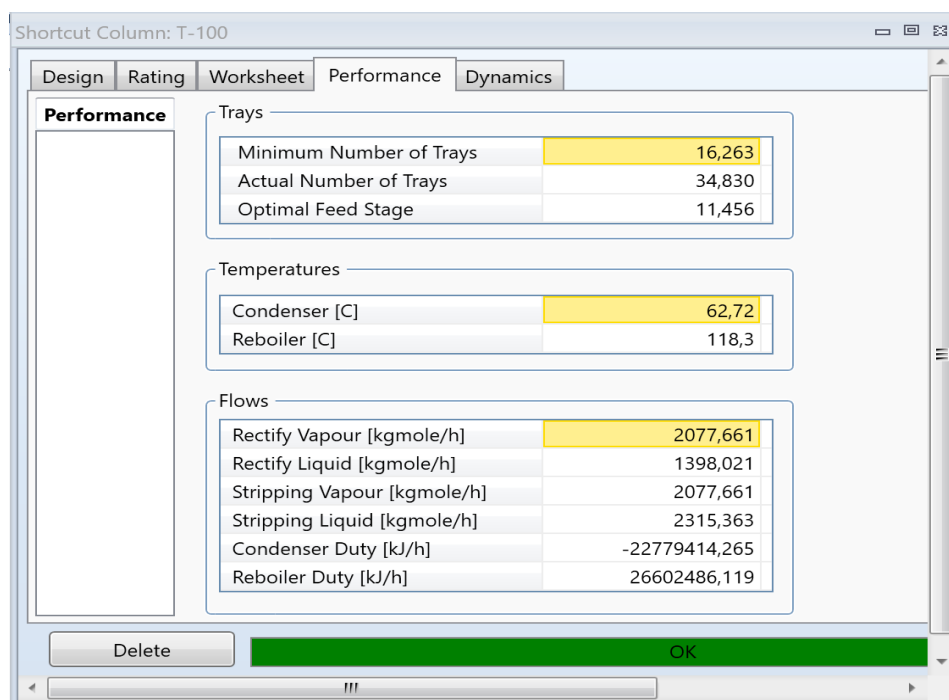


Figure IV. 7 SHORCUT simulation Performance

V.6 Colonnes de distillation standard [4]

La colonne de distillation standard, appelée "Sous-flux de distillation" dans l'onglet "Colonnes" de la palette d'équipement, peut être utilisée pour effectuer une simulation plus rigoureuse de votre processus que celle offerte par la colonne simplifiée. De plus, la colonne simplifiée peut être utilisée comme une analyse préliminaire, et les estimations de spécifications peuvent servir de point de départ pour la colonne standard.

La colonne de distillation standard offre de nombreuses options de personnalisation, permettant à l'utilisateur de spécifier un condenseur partiel ou total, le nombre de passages dans la colonne et le type de rebouilleur, tout cela lors de la phase de configuration initiale de création d'une colonne. De plus, de nombreuses spécifications et paramètres peuvent être personnalisés une fois que la colonne est en fonctionnement, tels que les puretés, les récupérations, les profils de température, les devoirs de colonne, et même des spécifications internes telles que le type de plateau, le diamètre du plateau et la hauteur du déversoir. Cette flexibilité permet une simulation beaucoup plus rigoureuse et précise d'une colonne de distillation que l'utilisation d'une colonne simplifiée.

V.7 Manipulation des spécifications de colonne

Les spécifications de colonne peuvent être fortement manipulées pour forcer une colonne à fonctionner dans des conditions spécifiques, pour produire un flux avec une pureté spécifique, voire pour minimiser les utilités. Consultez la section tutoriel pour un exemple d'utilisation de ceci. [6]

Les paramètres qui ont un impact direct sur la conception et le fonctionnement de la colonne de distillation comprennent :

- Le rapport de reflux
- L'emplacement du point d'alimentation
- La pression de la colonne
- Le nombre d'étages d'équilibre/étages réels

En supposant que nous ayons déjà spécifié une spécification souhaitée pour soit le distillat soit le produit fond, nous pouvons manipuler les paramètres ci-dessus lors de l'exécution de notre simulation dans HYSYS.

➤ **Rapport de reflux**

Augmenter le rapport de reflux réduira le nombre total d'étages requis, mais augmentera les coûts de fonctionnement de la colonne. Par conséquent, lors de la simulation d'une colonne de distillation, il est important de trouver un équilibre entre les coûts d'investissement et d'exploitation.

Lorsque l'on démarre une nouvelle simulation de colonne de distillation dans HYSYS, il est recommandé de calculer un rapport de reflux minimum afin de déterminer la spécification du rapport de reflux. Le rapport de reflux minimum peut être calculé à l'aide d'un diagramme de McCabe-Thiele. Selon Towler, un rapport de reflux égal à 1,3 fois le rapport de reflux minimum devrait être utilisé comme première approximation. Une fois ce rapport saisi dans l'environnement de simulation, il peut être ajusté pour affiner le rapport de reflux optimal pour le système. [6]

➤ **Emplacement du point d'alimentation**

L'environnement de simulation de colonne dans HYSYS permet de manipuler l'emplacement du point d'alimentation. La règle générale pour désigner l'emplacement du

point d'alimentation est de faire entrer l'alimentation dans la colonne à l'étage qui correspond le mieux à la composition de l'alimentation. Il peut y avoir une certaine incertitude lorsqu'il s'agit de trouver l'emplacement précis du point d'alimentation. Dans ce cas, une méthode d'essai et d'erreur peut être utile lors de l'utilisation de HYSYS pour déterminer quel étage d'alimentation permet d'obtenir les conditions souhaitées pour le distillat et les fonds.

➤ **Pression de la colonne**

Lors de la spécification de la colonne de distillation dans l'environnement de simulation de HYSYS, il est nécessaire de spécifier la pression de fonctionnement ainsi que les éventuelles chutes de pression. Si vous utilisez une simulation HYSYS pour obtenir une approximation initiale des compositions et des débits, il est courant de supposer que la pression dans la colonne est constante. Si vous exécutez une simulation plus intensive et rigoureuse, d'autres considérations.

V.8 Simulation de la colonne

On présente notre simulation finale de la colonne :

D'après notre calcul on simule la colonne :

Tableau IV Résultats obtenu du short cut (donne de départ de finale colonne)

PARAMETRE	VALEUR
REFLUX	2 .056
NOMBRE DES PLATEAUX	35
PLATEAUX D'ALIMENTATION	11

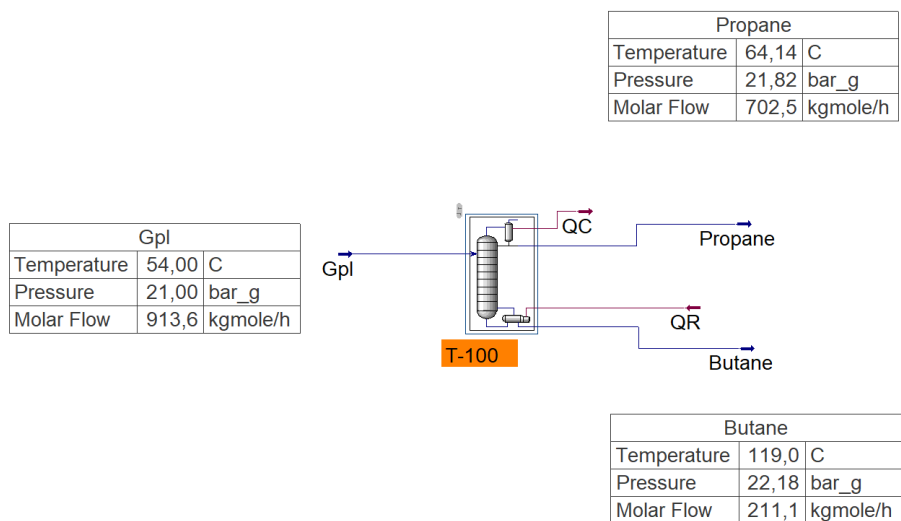


Figure IV. 8 Colonne HYSYS simulation

Worksheet				
Name	Gpl @COL1	Propane @COL1	Butane @COL1	
Vapour	0,0000	0,0000	0,0000	
Temperature [C]	54,00	64,14	119,0	
Pressure [bar_g]	21,00	21,82	22,18	
Molar Flow [kgmole/h]	913,6	702,5	211,1	
Mass Flow [kg/h]	4,357e+004	3,134e+004	1,223e+004	
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	82,78	61,66	21,12	
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1,238e+005	-1,159e+005	-1,325e+005	
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	100,5	109,6	104,5	
Heat Flow [kJ/h]	-1,131e+008	-8,139e+007	-2,796e+007	

Update Outlets
 Ignored

Figure IV. 9 Feuille de travail conditions colonne HYSYS simulation (charge GPL)

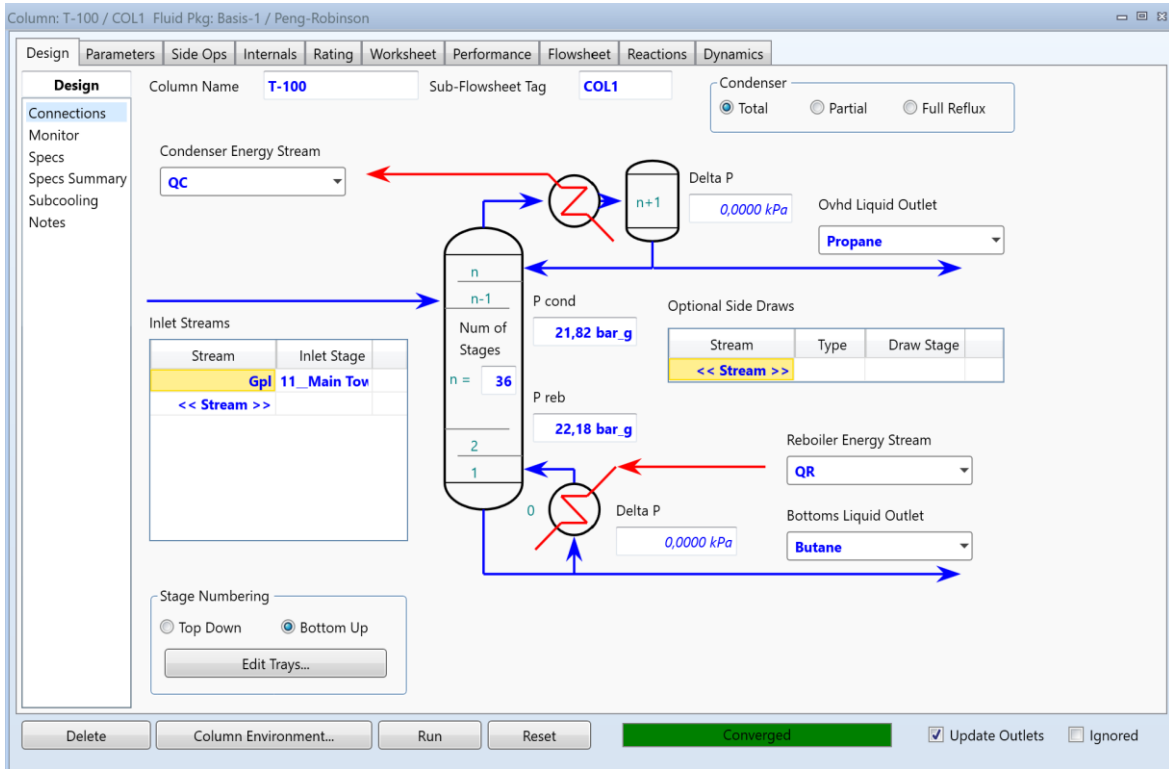


Figure IV. 10 conception Colonne HYSYS simulation

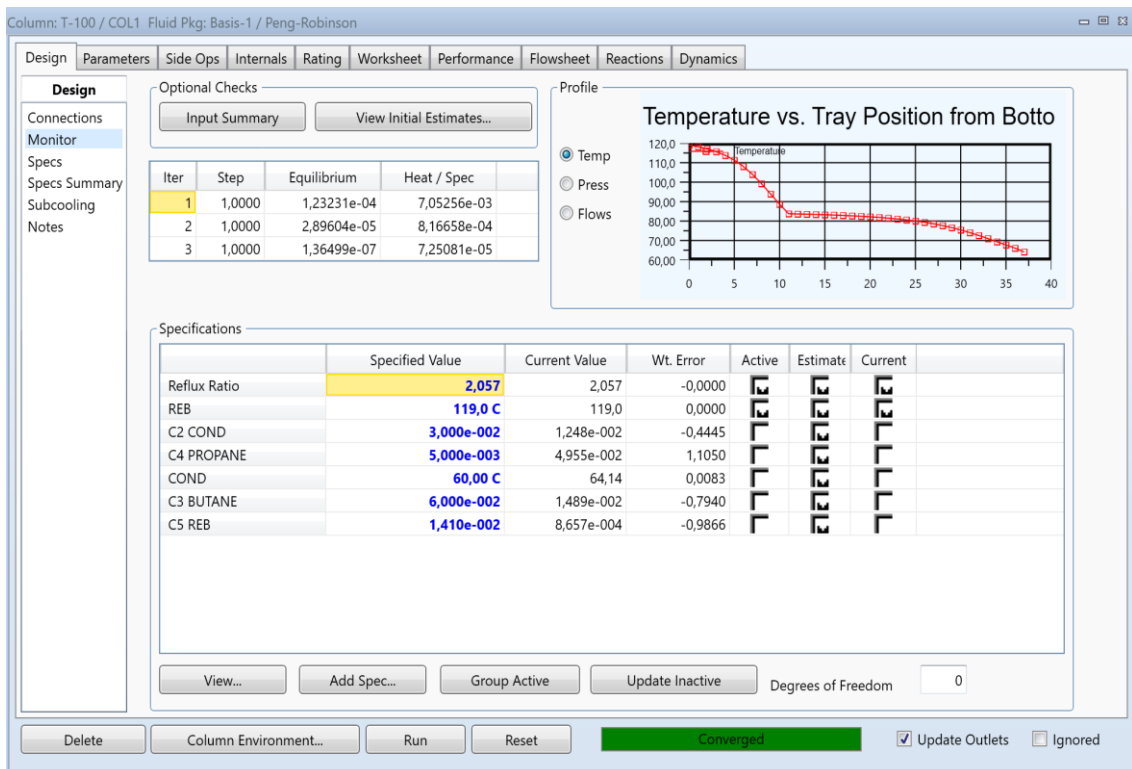


Figure IV. 11 conception d'écran convergée colonne HYSYS simulation

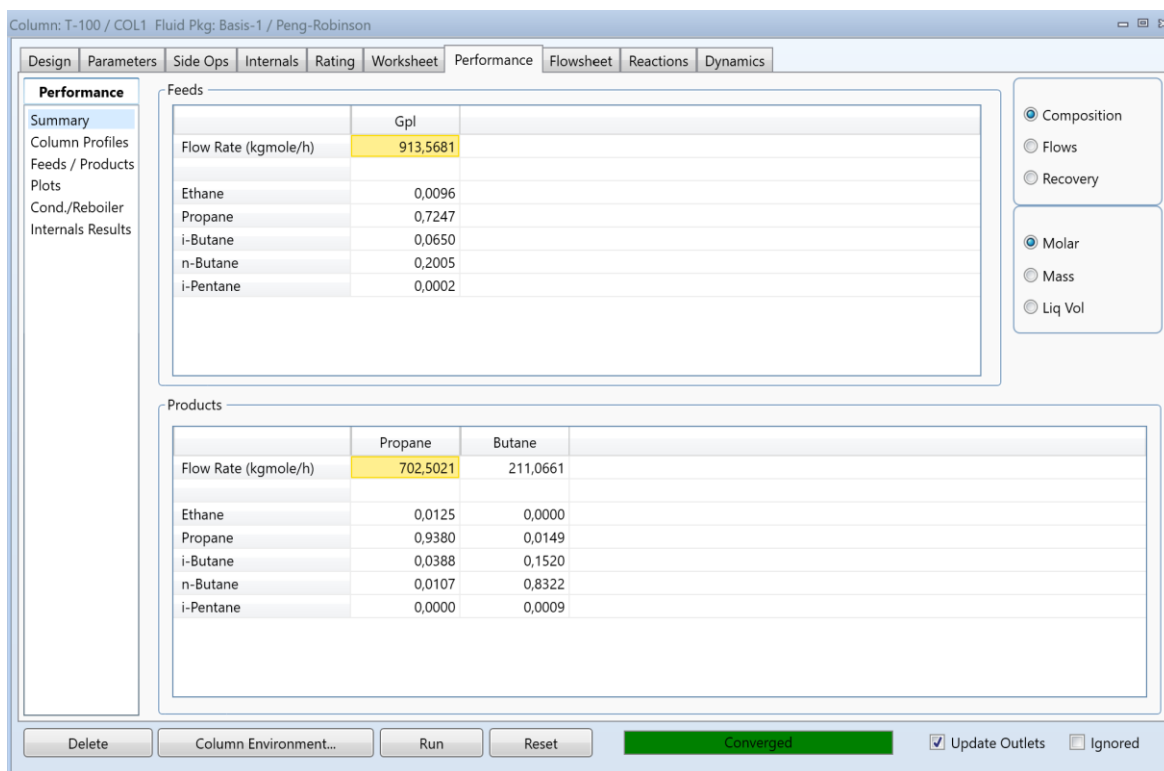


Figure IV. 12 résumé performance de la Colonne HYSYS simulation

Interprétation Figure SUMMARY PERFORMANCE

Cette figure montre le calcul réalise un flux 702.5021 au sommet contient 94% de propane, et de 211.0661 de flux au fond contient 98% de i-butane et n-butane, donc on peut dire que cette séparation est presque parfaite.

Column: T-100 / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design Parameters Side Ops Internals Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

Performance Summary
 Column Profiles
 Feeds / Products
 Plots
 Cond./Reboiler
 Internals Results

Reflux Ratio: 2,057
 Boilup Ratio: 11,11

Flows Energy

Basis: Molar Mass Ideal Liq Vol Liq Vol @Std Cond Act. Volume

	Temperature [C]	Pressure [bar_g]	Net Liquid [kgmole/h]	Net Vapour [kgmole/h]	Net Feed [kgmole/h]	Net Draws [kgmole/h]	Duty [kJ/h]
Condenser	64,14	21,82	1445,03			702,50	2,388e+007
36_Main Tower	66,07	21,82	1431,52	2147,54			
35_Main Tower	67,74	21,84	1414,99	2134,02			
34_Main Tower	69,38	21,84	1397,81	2117,50			
33_Main Tower	71,00	21,86	1381,83	2100,31			
32_Main Tower	72,58	21,86	1366,88	2084,33			
31_Main Tower	74,06	21,88	1354,01	2069,38			
30_Main Tower	75,42	21,88	1342,92	2056,51			
29_Main Tower	76,64	21,89	1333,47	2045,42			
28_Main Tower	77,70	21,90	1325,47	2035,98			
27_Main Tower	78,61	21,91	1318,70	2027,98			
26_Main Tower	79,40	21,93	1312,94	2021,20			
25_Main Tower	80,06	21,93	1308,00	2015,45			
24_Main Tower	80,63	21,95	1303,98	2010,50			
23_Main Tower	81,11	21,95	1300,49	2006,48			
22_Main Tower	81,52	21,96	1297,55	2002,99			
21_Main Tower	81,88	21,97	1295,05	2000,05			
20_Main Tower	82,19	21,98	1292,91	1997,55			
19_Main Tower	82,46	22,00	1291,08	1995,42			
18_Main Tower	82,69	22,00	1289,51	1993,58			
17_Main Tower	82,90	22,02	1288,15	1992,01			
16_Main Tower	83,09	22,02	1286,96	1990,65			
15_Main Tower	83,26	22,04	1285,93	1989,46			
14_Main Tower	83,41	22,04	1285,01	1988,43			
13_Main Tower	83,54	22,05	1284,20	1987,52			
12_Main Tower	83,66	22,06	1283,47	1986,70			
11_Main Tower	83,77	22,07	2416,72	1985,97	913,57		
10_Main Tower	88,66	22,09	2399,76	2205,65			
9_Main Tower	93,96	22,09	2396,85	2188,69			
8_Main Tower	99,22	22,11	2409,21	2185,78			
7_Main Tower	104,0	22,11	2432,75	2198,15			
6_Main Tower	108,1	22,13	2461,14	2221,69			
5_Main Tower	111,3	22,13	2488,91	2250,08			
4_Main Tower	113,8	22,14	2512,77	2277,84			
3_Main Tower	115,7	22,15	2531,54	2301,71			
2_Main Tower	117,1	22,16	2545,34	2320,47			
1_Main Tower	118,2	22,18	2555,12	2334,28			
Reboiler	119,0	22,18		2344,06		211,07	2,759e+007

Delete Column Environment... Run Reset Changed Update Outlets Ignored

Figure IV. 13 Profile performance colonne de la Colonne HYSYS simulation

- Présentation et interprétation profiles des différents paramètres de dépropaniser

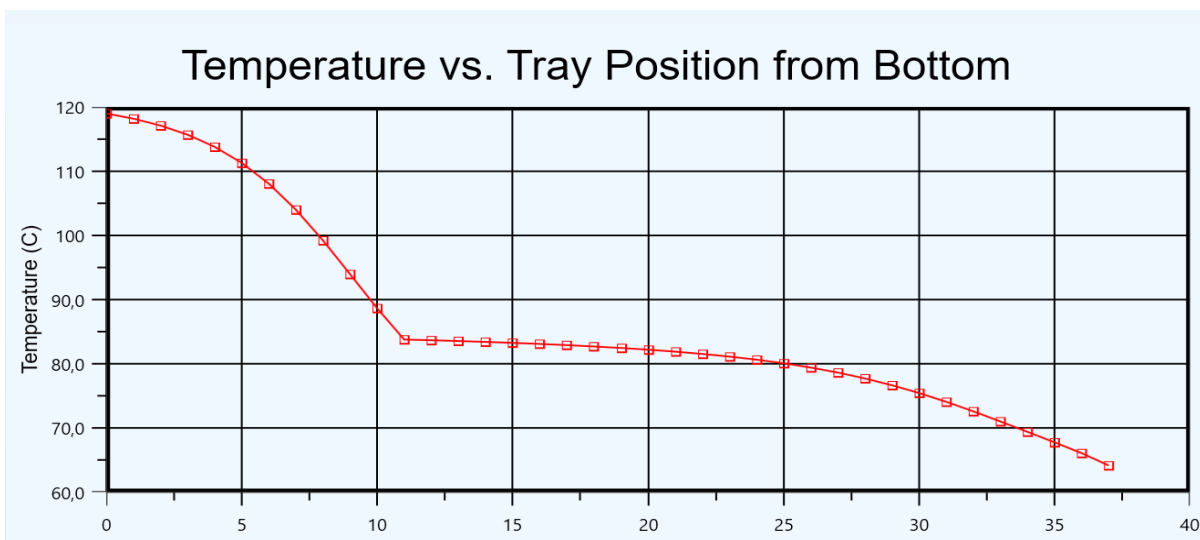


Figure IV. 14 la courbe d'évolution de la température par rapport le nombre des plateaux de la colonne hysys simulation

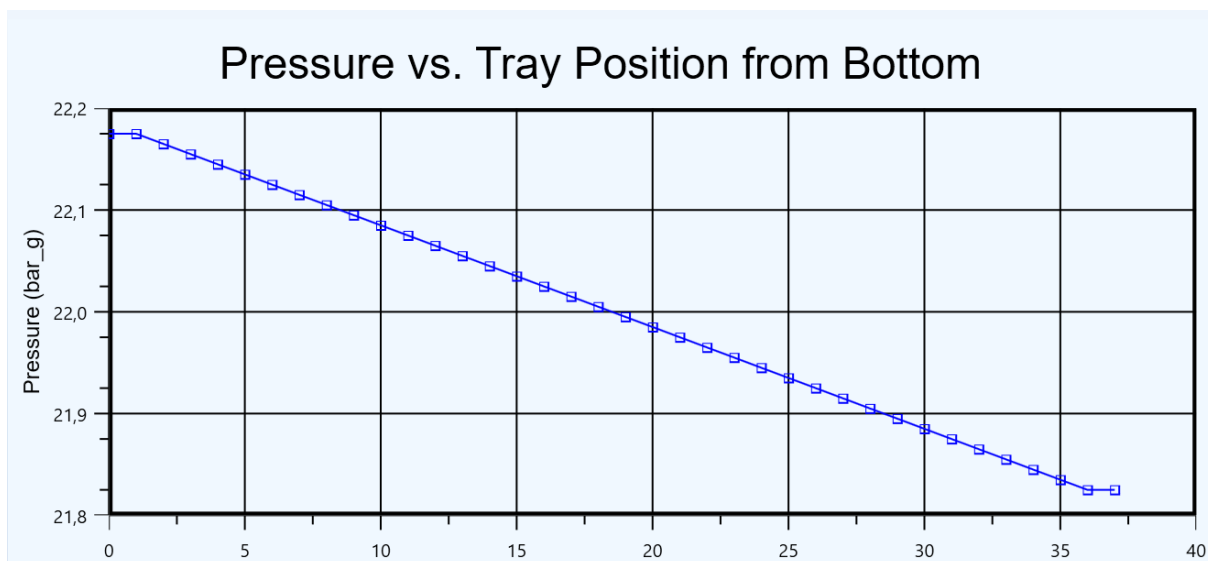


Figure IV. 15 la courbe d'évolution de la pression par rapport le nombre des plateaux de la colonne hysys simulation

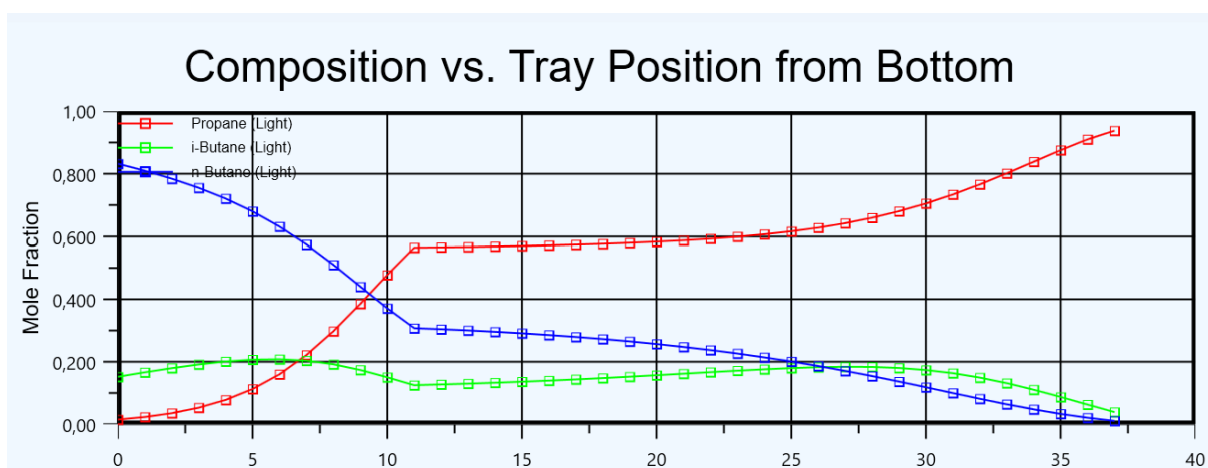


Figure IV. 16 la courbe des fractions molaires par rapport le nombre des plateaux de la colonne hysys simulation

Remarques :

➤ Courbe de Température

La figure IV.14 montre que le profil de température présente une diminution le long de la colonne de dépropaniser de 119 C (rebouiller) à 64 C (condenseur).

➤ Courbe de Pression

La figure IV.15 montre que le profil de pression présente une décroissance linière le long de la colonne de dépropaniser de bas au haut

➤ **Courbe de la composition**

On remarque que la fraction molaire du propane dans le dernier plateau est proche de 1 (94%) presque séparation parfaite.

❖ **Tableau de comparaison entre les résultats short Cut et les résultats de simulation**

Tableau V 1 comparaison valeurs short Cut et valeurs colonne finale

<i>Paramètre</i>	Valeur calculé	Valeur simulé
<i>TEMPERATURE DU SOMMET</i>	60.1	62.72
<i>TEMPERATURE DU FOND</i>	119	118.3
<i>NOMBRE DU PLATEAUX MIN</i>	12	16.623
<i>NOMBRE DE PLATEAUX</i>	36	34.830
<i>REFLUX</i>	2.057	2.057
<i>REFLUX MIN</i>	1.58299	1.641
<i>PLATEAUX d'ALIMENTATION</i>	11	11.456 = 12

Interprétation du tableau

A partir du tableaux ci-dessus, nous remarquons que l'erreur est très faible. De cela, nous concluons que les valeurs obtenues par la simulation et les valeur de short Cut sont très

proches. aussi concluons que les valeurs obtenues par la simulation et les calculs analytiques sont très proches.

D'après cette comparaison on conclut que notre calcul est très proche du cas short Cut. Et on peut consulter la norme (**norme NF M400-001**) Mélange d'hydrocarbures composé principalement de butane et de butènes et contenant moins de 19% en volume de propane et de propène (notre résultat est **98% butane**) et (**norme NF M40-002**) Mélange d'hydrocarbures composé dans la proportion de 90% environ de propane, propène et pour le surplus d'éthane, d'éthylène, de butane et de butènes (notre résultat **94% Propane**)

Conclusion général

En conclusion, cette mémoire a exploré les défis et les opportunités liés à l'installation d'une nouvelle section de dépropanisations dans le but de résoudre les problèmes lors des arrêts d'usine Heoudh Hamra (HEH) et pour couvrir le manque de production de propane C4 et butane C5, tout en maximisant la production de butane et de propane.

De plus, nous avons optimisé les performances du processus industriel en analysant les paramètres opérationnels et en déterminant les conditions optimales de fonctionnement pour une séparation efficace du propane et du butane. À travers des techniques avancées de simulation, nous avons pu affiner les paramètres opérationnels de manière virtuelle avant leur mise en pratique, permettant ainsi d'optimiser le rendement global de production. Aussi nous avons exploré les stratégies visant à maximiser la production de butane et de propane, en tenant compte de leur valeur commerciale élevée.

La concrétisation de ce projet reste essentielle tant en termes de bénéfices financiers qu'en tant que source de solutions pour optimiser la chaîne de production dans la zone HMD.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] Sonatrach S. a. Manuel Opérateur, « Extraction des liquides des gaz associés Hassi Messaoud et séparation d'huile LDHP ZCINA », 2013.
- [2] Le pétrole raffinage et génie chimique, tome 2 ,Pierre Wuithier , Partie 1/5
- [3] Alexandre, R., Bernard, D., Le gaz naturel production, traitement et transport 1994.
- [4] VARGA Viktória ,Distillation extractive discontinue dans une colonne de rectification et dans une colonne inverse, Thèse, l'université des sciences techniques et économiques de Budapest, lundi 27 Novembre 2006
- [5] WUITHIER, J.P., Raffinage et génie chimique. Paris : Edition Technip, publication de l'institut français, (1972). Tome 1.
- [6] Douadi islem ,Bouchareb azzedine , Dimensionnement d'une nouvelle colonne de stabilisation de condensat hors spécification(dé-isopentaniseur),mémoire master , Université Kasdi Merbah Ouargla, : 06 /07/2019
- [8] Tina Djaber Amine, Calcul Technologique et simulation du procédé de distillation, mémoire de master, Université Mohamed Khider de Biskra, 2021 – 2022.
- [9] Comité français du butane et du propane, Rapport d'activité 2003 .
- [10] Bernard Grandjean, cour DISTILLATION & EXTRACTION Volume 1,2013.
- [11] LE PROCESS LA DISTILLATIONMANUEL DE FORMATION COURS EXP-PR-PR180 Révision 0.1. TOTAL
- [12] AKEDI MOUNIR MOUHSEN. MOSTEFA HOUSSEMEDDINE, Mémoire, CONTRIBUTION À L'ÉTUDE D'UNE COLONNE DE DISTILLATION À PLATEAUX : (Dé-butaniseur C-102 de Hassi R'MEL) , UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES.
- [13] GENERALITE SUR LE GPL . www.mcours.net/cours/memoires/ahm2clic156.pdf

ANNEX

		N° MAITRE D'OUVRAGE 1046Z-00-CE-C-0000-00002-F DU DOCUMENT:					
		Job N° : F10163		N° ENTREPRENEUR DU DOCUMENT : F10163-SSA-PCS-CAL-000002-F		REV : 2	
BILAN MATIERE ET CHALEUR - CHARGE PAUVRE		BILAN MATIERE ET CHALEUR			PAGE: 9 DE 10		

PAUVRE		1560	1580	1585	1590	1591	1610
Phase		LIQUIDE	LIQUIDE	LIQUIDE	LIQUIDE	LIQUIDE	LIQUIDE
Description		Entrée	GPL	CB-32-01	Sortie	Sortie	Isopentane
Phase	Propriété	CB-32-01		reflux	PA-33-01	PA-35-04	
Mélange	Fraction vapeur	mol	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	Débit masse	kg/h	3474	68440	63609	205319	19424
	Débit mol	kgmole/h	44.0	1446.0	1343.9	4338.0	235.1
	Température	C	40.0	60.7	60.7	60.7	40.0
	Pression	bar g	18.3	20.8	17.9	41.1	24.8
	Poids moléculaire		78.89	47.33	47.33	47.33	82.62
	Densité	kg/m3	627.5	454.9	454.9	454.9	636.4
Vapeur	Débit masse	kg/h	---	---	---	---	---
	Débit mol	kgmole/h	---	---	---	---	---
	Débit volume réel	m3/h	---	---	---	---	---
	Poids moléculaire		---	---	---	---	---
	Densité	kg/m3	---	---	---	---	---
	Viscosité	cP	---	---	---	---	---
	Capacité thermique massique	kJ/kg-C	---	---	---	---	---
	Cp/Cv (Gamma)		---	---	---	---	---
	Conductivité thermique	W/m-K	---	---	---	---	---
	Facteur Z		---	---	---	---	---
HC Liquide sec	Débit masse	kg/h	3473	68440	63609	205319	19424
	Débit mol	kgmole/h	44.0	1446.0	1343.9	4338.0	235.1
	Débit volume réel	m3/h	5.53	150.45	139.80	451.34	30.52
	Densité	kg/m3	627.5	454.9	454.9	454.9	636.4
	Viscosité	cP	0.23	0.08	0.08	0.08	0.24
	Capacité thermique massique	kJ/kg-C	2.39	3.00	3.00	3.00	2.38
	Conductivité thermique	W/m-K	0.104	0.075	0.075	0.075	0.107
	Tension de surface	dyne/cm	14.7	4.1	4.1	4.1	15.4
Eau	Débit masse	kg/h	1.0	---	---	---	---
	Débit mol	kgmole/h	0.1	---	---	---	---
	Débit volume réel	m3/h	0.00	---	---	---	---
	Densité	kg/m3	996.5	---	---	---	---
	Viscosité	cP	0.65	---	---	---	---
	Capacité thermique massique	kJ/kg-C	4.18	---	---	---	---
	Conductivité thermique	W/m-K	0.632	---	---	---	---
Composition molaire (%)	Azote		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	CO2		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	Methane		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	Ethane		0.00	2.89	2.89	2.89	0.00
	Propane		0.00	71.53	71.53	71.53	0.00
	i-Butane		0.00	6.48	6.48	6.48	0.00
	n-Butane		0.00	18.71	18.71	18.71	0.05
	i-Pentane		21.71	0.32	0.32	0.32	13.63
	n-Pentane		41.44	0.06	0.06	0.06	29.56
	n-Hexane		26.80	0.00	0.00	0.00	40.18
	n-Heptane		7.45	0.00	0.00	0.00	15.24
	n-Octane		2.38	0.00	0.00	0.00	1.33
	H2O		0.22	0.01	0.01	0.01	0.00
	TOTAL		100.00	100.00	100.00	100.00	100.00
	Débit molaire (kgmol/h)	Azote		0.0	0.0	0.0	0.0
CO2			0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Methane			0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Ethane			0.0	41.8	38.8	125.4	0.0
Propane			0.0	1034.4	961.4	3103.1	0.0
i-Butane			0.0	93.7	87.1	281.0	0.0
n-Butane			0.0	270.6	251.5	811.7	0.1
i-Pentane			9.6	4.6	4.2	13.7	32.1
n-Pentane			18.2	0.9	0.9	2.8	69.5
n-Hexane			11.8	0.0	0.0	0.0	94.5
n-Heptane			3.3	0.0	0.0	0.0	35.8
n-Octane			1.0	0.0	0.0	0.0	3.1
H2O			0.1	0.1	0.1	0.3	0.0
TOTAL			44	1446	1344	4338	235
PFD n°			7	7	7	10	11

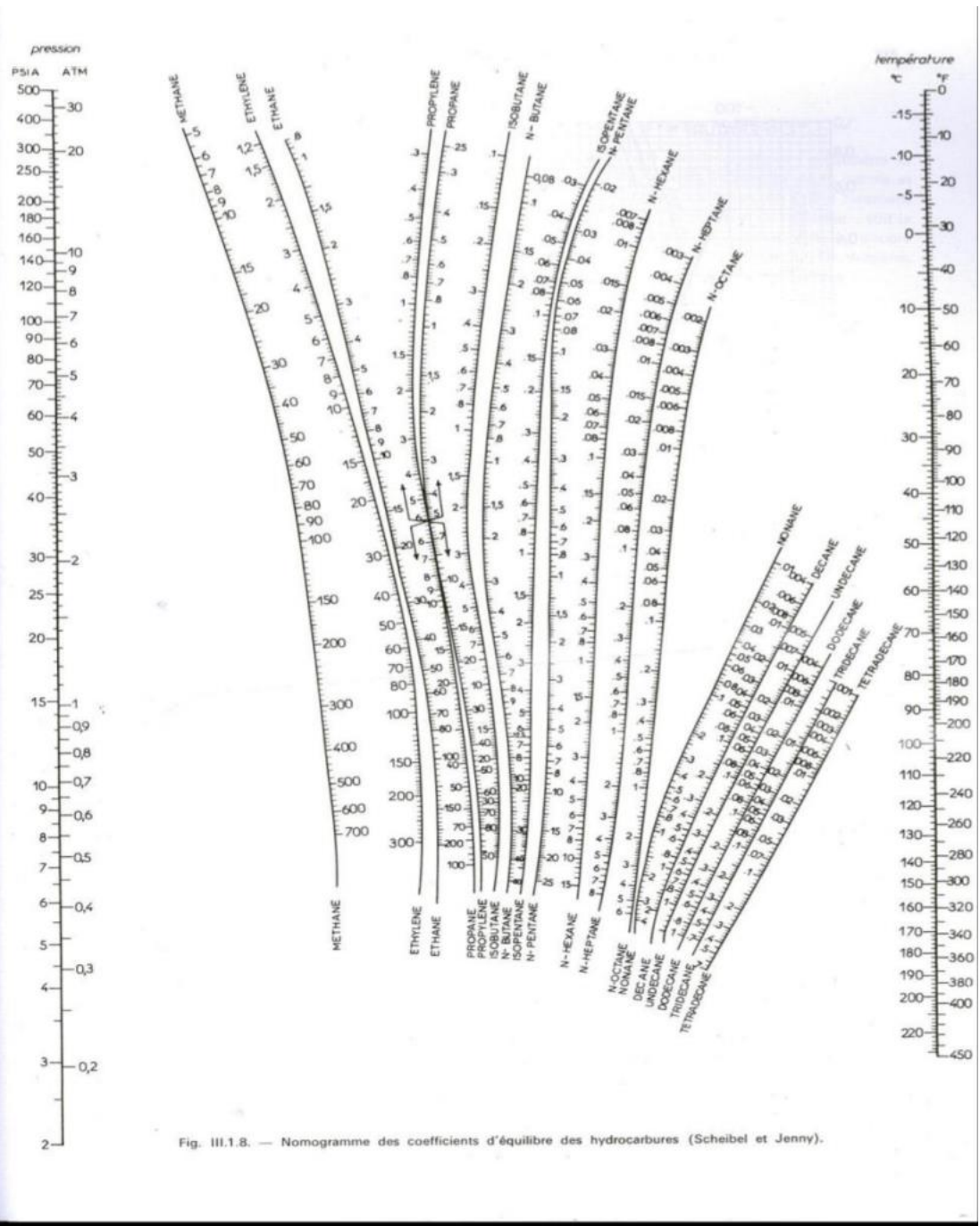


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

DIAGRAMME DE SHEIBEL ET JONNY