



REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE DE 20 AOUT 1955 SKIKDA

FACULTE DE TECHNOLOGIE

DEPARTEMENT DE PETROCHIMIE



Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries pétrochimiques

Spécialité : Raffinage et pétrochimie

Vérification et optimisation du taux de récupération du propane
au niveau de l'unité gas-plant de la raffinerie d'Adrar RA1D

Soutenu le : 09/07/2023

Présenté Par :

ADDOU Mohammed Abderrahim

BERRACHED Imed Eddine

Encadré par :

Dr. SAADI Chahrazed

Année universitaire : 2022-2023

Remerciements

Nous remercions le bon Dieu, pour le courage qu'il nous a donné pour surmonter toutes les difficultés durant nos années d'étude.

Ce travail est le fruit de la collaboration de plusieurs personnes qui méritent toute notre gratitude.

*Nous remercions vivement notre encadreur **Docteur Chahrazed SAADI** qui nous avons fait le grand honneur de diriger ce travail .*

Votre compréhension, votre collaboration et vos précieuses directives nous ont été d'un grand secours afin de mener à bien notre mémoire.

Également, nous remercions vivement les Membres du Jury qui nous avons fait le très grand honneur d'accepter de juger notre travail.

Nous ne saurions, enfin, oublier de remercier tous nos enseignants et collègues et tous ceux qui nous ont aidés de près ou de loin.

Dédicace

- ✎ Je dédie ce modeste travail à ceux qui ont tout sacrifié pour moi mes chers parents*
- ✎ A ma mère*
- ✎ A mon père*
- ✎ A mes sœurs Yasmine et Nada*
- ✎ A la mémoire de mes grands parent paternels*
- ✎ A tous ceux qui ont eu une bonne et sincère intention envers moi .*
- ✎ A mes chers amis*
- ✎ Tous ceux qui se tenaient avec moi et m'a aidé dans les moments difficiles que j'ai vécus .*
- ✎ A tous mes chers enseignants et mes amis depuis le primaire jusqu'à l'université*
- ✎ A ceux qui ont été là pour moi et que j'ai oublié de les citer*

Addou Mohammed Abderrahim

Dédicace

- ✎ Je dédie ce modeste travail à ceux qui ont tout sacrifié pour moi mes chers parents*
- ✎ A ma mère*
- ✎ A mon père*
- ✎ A mes frères et sœurs*
- ✎ A tous ceux qui ont eu une bonne et sincère intention envers moi .*
- ✎ A mes chers amis*
- ✎ Tous ceux qui se tenaient avec moi et m'a aidé dans les moments difficiles que j'ai vécus .*
- ✎ A tous mes chers enseignants et mes amis depuis le primaire jusqu'à l'université*
- ✎ A ceux qui ont été là pour moi et que j'ai oublié de les citer*

Berrached Imed Eddine

Résumé

L'objectif de ce travail est étudié la possibilité d'augmenter la quantité de propane (C3) récupéré de la charge totale de gaz de pétrole liquéfié (GPL) où ce dernier est traité au niveau de la colonne de distillation (dépropaniseur) au niveau de l'unité de séparation de GPL appelée fréquemment Gas-Plant de la raffinerie d'Adrar.

Cette étude consiste à faire un calcul de dimensionnement de la colonne (C201) pour une augmentation de charge de 35 % et la vérification de l'impact de cette augmentation sur les paramètres de marche (température et pression) et sur les dimensions de la colonne (nombre de plateaux).

Les résultats de calculs contribuent à assurer le bon fonctionnement de l'installation ainsi que les recommandations.

Mots clés : la raffinerie de Sbaa, GPL, Dépropaniseur, Simulation , HYSYS.

Abstract :

The aim of this work is to study the possibility of increasing the quantity of propane (C3) recovered from the total load of liquefied petroleum gas (LPG) where the latter is treated at the level of the distillation column (depropanizer) at the level of the LPG separation unit frequently called Gas-Plant at the refinery of Adrar.

This study will consist of making a column sizing calculation (C201) for a 35% load increase and checking the impact of this increase on the operating parameters (temperature and pressure) and on the dimensions of the column (number of trays).

The calculation results contribute to proposing all the recommendations possible to ensure the correct operation of the installation.

Keywords: Sbaa refinery, LPG, Depropanizer, Simulation, HYSYS.

المخلص

يهدف هذا العمل إلى دراسة إمكانية زيادة كمية البروبان (C3) المسترجعة من الحمولة الكلية لغاز البترول المسال (LPG) حيث يتم معالجة الأخير على مستوى عمود التقطير (مزيل البروبان) عند مستوى كثيرًا ما تسمى وحدة فصل غاز البترول المسال معمل الغاز في مصفاة أدرار .

ستتكون هذه الدراسة من إجراء حساب تحجيم العمود (C201) لزيادة الحمل بنسبة 35٪ والتحقق من تأثير هذه الزيادة على معاملات التشغيل (درجة الحرارة والضغط) وعلى أبعاد العمود (عدد الأدراج) .
تساهم نتائج الحساب في اقتراح جميع التوصيات الممكنة لضمان التشغيل الصحيح للتركيب
الكلمات المفتاحية: مصفاة سبع، غاز البترول المسال، مزيل البروبان، المحاكاة، هيسيس.

Table des matières

Liste des abréviations et symboles.....	I
Liste des figures	IV
Liste des tableaux.....	V
Introduction générale	1
Chapitre I : Généralités sur GPL.....	3
I.1. Introduction	4
I.2. Composition de GPL	4
I.3. Origine du GPL	5
I.4. Les propriétés des GPL.....	5
I.5. Caractéristiques générales de GPL	6
I.6. Utilisation de GPL	7
I.6.1. Dans la pétrochimie	7
I.6.2. Dans le secteur agricole.....	8
I.6.3. Le GPL carburant	8
I.6.4. Dans la production d'électricité.....	9
I.6.5. Dans les ménages.....	9
I.6.6. Dans la climatisation	9
I.7. Caractéristiques de butane et de propane commercial.....	10
I.8. Domaines d'utilisation de propane	11
I.8.1. Propane en pétrochimie	11

I.8.2. Propane dans la réfrigération	12
I.9. Domaines d'utilisation de Butane.....	12
I.9.1. N-butane	12
I.9.2. Iso-butane	12
I.10. Stockage du G.P.L :	13
I.11. Les avantages et les inconvénients techniques des GPL	14
I.12. Le GPL dans le monde	15
I.12.1. La production mondiale de GPL	15
I.12.2. La consommation mondiale de GPL	16
I.13. Situation du GPL en Algérie	17
I.13.1. Industrie de GPL en Algérie.....	17
I.13.2. Offre nationale des GPL	17
I.13.3. Demande nationale de GPL.....	18
I.13.4. Consommation de GPL	18
I.14. Conclusion	19
Chapitre II : Théories sur la rectification	20
II.1. Définition de rectification	21
II.2. Lois fondamentales de transfert de matière.....	22
II.2.1. Loi de DALTON	22
II.2.2. Loi de RAOULT et d'HENRY	22
II.3. Colonne de rectification	23

II.3.1. Description et fonctionnement	23
II.3.2. Types des colonnes de rectification	24
II.4. Bilan matière de la colonne	26
II.5. Utilisation de la volatilité relative	28
II.6. Choix de la pression dans la colonne	29
II.7. Régimes de température de la colonne.....	30
II.8. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge	30
II.9. Fonctionnement à reflux total	31
II.10. Fonctionnement à reflux minimal	32
II.11. Taux de reflux optimal (opérateur)	32
II.12. Le calcul du nombre des plateaux	33
II.12.1. Nombre de plateaux théoriques à reflux opératoire	33
II.12.2. Nombre de plateaux réels	34
II.13. Bilan thermique de la colonne.....	35
Chapitre III : Historique et présentation de RA1D	37
III.1. Vue historique sur l'activité de raffinage.....	38
III.2. Les Raffineries en Algérie	39
III.2.1. La Raffinerie d'Alger (RA1/G)	39
III.2.2. La Raffinerie d'Arzew (RA1/Z)	40
III.2.3. La Raffinerie de Skikda (RA1/K)	40
III.3. La Raffinerie d'Adrar (RA1/D)	41

III.3.1. Présentation de la raffinerie	41
III.3.2. Organigramme de raffinerie d'Adrar	42
III.3.3. Situation géographique	43
III.3.4. Les coordonnées géographique.....	43
III.3.5. Capacité de traitement et de production la raffinerie.....	44
III.3.6. Présentation des différentes unités.....	45
III.3.7. Unités de production	46
III.3.8. Les utilités.....	47
III.3.9. Stockage en raffinerie	47
III.3.10. Généralité sur le laboratoire de la raffinerie	48
Chapitre IV : Description de l'unité Gas-plant	52
IV.1. Le rôle de l'unité Gas-plant	53
IV.2. Production et traitement chimique de GPL dans la raffinerie	53
IV.2.1. GPL d'unité de distillation atmosphérique	53
IV.2.2. GPL d'unité de reformage catalytique et de craquage catalytique	54
IV.2.3. Section de traitement du GPL dans la raffinerie.....	54
IV.3. Description de l'unité Gas plant (Fractional Section)	57
IV.3.1. Dépropaniseur.....	58
IV.3.2. Dé-éthaniseur.....	59
IV.3.3. Dépentaniseur	60
IV.4. Contraintes de l'unité Gas-plant	61

IV.4.1. En amont.....	61
IV.4.2. En aval	61
Chapitre V : La simulation.....	62
V.1. Introduction.....	63
V.2. Définition de la simulation.....	63
V.3. Définition de HYSYS	64
V.4. L'utilisation des simulateurs HYSYS.....	67
Chapitre VI : Calcul et simulation du dépropaniseur.....	68
VI.1. Problématique.....	69
VI.2. Objectif	69
VI.3. Méthodologie.....	69
VI.4. Calcul de la colonne de fractionnement de GPL (dépropaniseur).....	70
VI.4.1. Calcul à 100% de charge analytiquement.....	70
VI.4.2. Calcul à 135% de charge	81
VI.5. Analyse des résultats.....	81
VI.6. Conclusion	83
Conclusion générale.....	85
Bibliographie.....	87
BIBLIOGRAPHIE.....	88
Annexes.....	90

Liste des abréviations et symboles

ASTM : American Society for Testing and Materials

BRA : Brut résidu atmosphérique

GN : Gaz naturel

GNL : Gaz naturel liquéfié

GPL : Gaz de pétrole liquéfié

GPL-c : Gaz de pétrole liquéfié carburant

C: colonne

E: échangeur

V : Ballon (vacuum)

F : Four

\bar{e} : Taux de vaporisation molaire de la charge

g_o : Débit molaire de la phase liquide de la charge

G_o : Débit molaire de la phase vapeur de la charge

GPL : Gaz du pétrole liquéfié

C1 : Méthane

C2 : Ethane

C3 : Propane

C4 : Butane

C5 : Pentane

$^{\circ}\text{C}$: Degré Celsius

G_R : débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) (Kmol/h)

g_x : débit du reflux (Kmol/h)

h_o : enthalpie de la phase liquide de la charge (Kcal/Kmol)

H_o : enthalpie de la phase vapeur de la charge (Kcal/Kmol)

h_D : enthalpie du distillat en état liquide (Kcal/Kmol)

H_D : enthalpie du distillat en état vapeur (Kcal/Kmol)

h_{gr} : enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur (Kcal/Kmol)

h_L : enthalpie de la charge liquide (Kcal/Kmol)

h_R : enthalpie de la phase liquide (Kcal/Kmol)

H_R : enthalpie de la phase vapeur provenant du rebouilleur (Kcal/Kmol)

L : Débit massique d'alimentation (kg/h)

L' : Débit molaire d'alimentation (Kmol/h)

D : Le débit de distillat
R : Le débit de résidu
P : pompe
Q_C : charge thermique du condenseur (Kcal/h)
Q_{Rb} : charge thermique du rebouilleur (Kcal/h).
RA1/D : Raffinerie d'Adrar
T_{ep} : Tonne équivalent pétrole
K_{tep} : Kilo tonne équivalent pétrole
M_{tep} : Million de tonnes équivalent pétrole
MT : Mille tonnes
BRI : Pétrole brut réduit importé
RA1/G : Raffinerie d'Alger
RA1/K : Raffinerie de skikda
RFCC ou **F.C.C** : Résidu Fluide Craquage Catalytique
Kcal: kilocalories
r_o : Taux de condensation molaire
Spgr : Specific gravity
X_i : concentration molaire du constituant (i) en phase liquide
Y_D : Teneur molaire dans le distillat
Y_{D,iC₄H₁₀} : la composition C4 dans le distillat a la phase vapeur
X_R : Teneur molaire dans le résidu
X_{R,C₃H₈} : la composition C3 dans le résidu à la phase liquide
P : La pression
T : Température
M_m : La masse moléculaire moyenne
M_i : masse moléculaire du constituant « i »
K_i : la constante d'équilibre des phrases
K_r : constante d'équilibre du constituant de référence
X_{o,i} : Concentration du constituant «i» dans la phase liquide
Y_{o,i} : Concentration du constituant «i» dans la phase vapeur
Y_i : concentration molaire du constituant (i) en phase vapeur
α : coefficient de volatilité relative

ΔC : variation de la concentration [**Kmole/m³**]

δ : Epaisseur de la couche [**m**]

F : surface de la couche [**m²**]

T : temps de transfert [**h**]

D : coefficient de diffusion de « **FICK** »

P_i : pression partielle du constituant (i)

P_{i,L} : Pression partielle du constituant (i)

P_i : Tension de vapeur du constituant (i)

E_i : constante d'HENRY

K_i : coefficient d'équilibre du constituant i

Φ : paramètre conventionnel

N_R : Nombre de plateaux dans la zone de rectification

N_E : Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement

N_T : Nombre de plateaux total de la colonne

Liste des figures

Chapitre I : Généralités sur GPL

Figure I.1 : Principales transformations du propane	11
Figure I.2 : Structure de la molécule de propane.....	11
Figure I.3 : Structure de la molécule de n-butane et iso-butane.....	12
Figure I.4 : Principales transformations du n-butane	13
Figure I.5 : Sphère du stockage du butane	14
Figure I.6 : La production mondiale des GPL par région (2000-2012).....	16
Figure I.7 : consommation mondiale des GPL par secteur (2007).....	17
Figure I.8 : Offre prévisionnelle nationale en GPL.....	18
Figure I.9 : Répartition de la demande en GPL.....	18

Chapitre II : Theorie sur la rectification

Figure II.1 : Schéma de la colonne de rectification.....	26
Figure II.2 : Schéma du bilan thermique d'une colonne de rectification.....	35

Chapitre III : Historique et presentation de RA1D

Figure III.1 : Les différents gisements de la raffinerie RA1/D.....	42
Figure III.2 : Organigramme de raffinerie d'Adrar.....	42
Figure III.3 : Situation géographique de la raffinerie	43
Figure III.4 : Organisation générale de la raffinerie	46
Figure III.5 : Laboratoire de la raffinerie.....	49

Chapitre IV : Description de L'unité Gas-plant

Figure IV.1 : Schéma du procédé d'élimination de H ₂ S.....	55
Figure IV.2 : Schéma du procédé d'élimination des mercaptans	57
Figure IV.3 : Schéma simplifié du fractionnement du GPL.....	58
Figure IV.4 : Schéma détaillé du Dépropaniseur.....	59
Figure IV.5 : Schéma détaillé du Dé-éthaniseur.	60
Figure IV.6 : Schéma détaillé du Dépentaniseur.....	61

Chapitre V : La simulation

Figure V.1 : Architecture du fonctionnement de HYSYS.....	66
Figure V.2 : Structure opérationnelle de HYSYS	67

Liste des tableaux

Chapitre I : Généralités sur GPL

Tableau I.1: Composition molaire du GPL.	5
Tableau I.2: Caractéristiques de propane et butane commercial.....	10

Chapitre II : Theorie sur la rectification

Tableau II.1: Différent valeurs des pressions dans la colonne de rectification.....	29
Tableau II.2: Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne...30	

Chapitre III : Historique et presentation de RAID

Tableau III.1: Capacité de traitement des raffineries.....	39
Tableau III.2: Les principales caractéristiques du brut mélangé.	44
Tableau III.3: Capacité de traitement des raffineries.....	45

Chapitre V : La simulation

Tableau V.1: Les modèles recommandés par HYSYS par rapport aux systèmes.....	66
---	----

Chapitre VI : Calcul et simulation du dépropaniseur

Tableau VI.1 : Données de départ.....	70
Tableau VI.2 : Données de départ.....	70
Tableau VI.3 : Composition et débit massique, molaire de la charge.....	71
Tableau VI.4 : Composition et débit massique, molaire de la charge.....	74
Tableau VI.5 : Les coefficients d'équilibre dans le ballon de reflux.	75
Tableau VI.6 : Les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne.	75
Tableau VI.7 : Les coefficients d'équilibre au fond de la colonne.	76
Tableau VI.8 : Les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne.....	76
Tableau VI.9 : Les coefficients d'équilibre de constant de référence dans les différentes zones	76
Tableau VI.10 : Les volatilités relatives des constituants dans les différentes zones de la colonne.....	77
Tableau VI.11 : Les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne.....	77
Tableau VI.12 : Les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne.....	78
Tableau VI.13 : Comparaison entre les différents cas étudiés pour le dépropaniseur. ...	81

Introduction générale

Dans le cadre de la stratégie globale du développement de l'Algérie, l'industrialisation joue un rôle prépondérant par la création des industries nécessaires et indispensables à une économie nationale indépendante. Les branches de l'industrie sont nombreuses et parmi elles celle des hydrocarbures dont la matière de base est le pétrole et le gaz.

Au fil des années, la consommation mondiale du gaz et du pétrole n'a cessé d'augmenter pour satisfaire les besoins énergétiques nécessaires au développement d'un monde meilleur.

La demande croissante en énergie, les pays producteurs de pétrole et de gaz sont amenés à augmenter leur productivité, et pour cela, les techniques et les technologies les plus modernes et les plus sophistiquées sont employées pour optimiser leurs productions, dans le but de valoriser les produits du raffinage et en parallèle de réduire les pertes au maximum.

La raffinerie d'Adrar est l'une des plus importantes industries pour l'économie nationale. Elle couvre la région sud-ouest du pays avec différents produits finis. Elle repose essentiellement sur la distillation atmosphérique, le reformage catalytique, craquage catalytique (RFCC) et l'unité du traitement et séparations des différents constituants de GPL dite Gas-plant.

Dans sa stratégie de valorisation des ressources d'hydrocarbures en Algérie. La SONATRACH a mis en place un important plan de développement en cours de réalisation.

Ce plan prévoit des augmentations de production d'hydrocarbures en Algérie notamment celle du GPL. Il est clair que la consommation nationale de GPL, doit être encouragée que cela soit au travers de son utilisation en carburant auto, comme matière première pour les industries pétrochimiques ou pourquoi pas dans la génération électrique.

Le marché international GPL, est relativement limité et il sera à l'avenir de plus en plus concurrentiel et durant cette dernière année, l'offre en GPL n'a pas satisfait la demande du marché national. A cette fin, la raffinerie d'Adrar s'est engagée à dynamiser sa politique de développement et trouver le meilleur moyen pour satisfaire les besoins de tous ses clients.

Parmi les alternatives qui peuvent être envisagées pour augmenter la production ; celle qui consiste à augmenter la charge et vérifier la flexibilité des différents équipements laquelle est une possibilité ou une piste qui est toujours envisageable.

Souvent, cette solution est applicable avec quelques légères modifications sur les circuits ou sur quelques équipements. Le but de ce travail est de répondre si une telle solution est applicable à l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Adrar.

L'étude dans ce projet est faite pour l'unité 201 de la raffinerie d'Adrar appelée, fréquemment : Gas-plant, spécialement la colonne de dépropaniseur C202 désignée pour la séparation et récupération de GPL.

Etant donnée l'augmentation de la demande sur les produits : propane et butane commerciaux, il a été jugé nécessaire d'augmenter la capacité de traitement de cette unité. A ce titre, notre étude consistera à faire un calcul de dimensionnement de la colonne de distillation (Splitter) C202 pour une augmentation de 35% par rapport à la charge nominale et de proposer toutes les recommandations possibles pour assurer le bon fonctionnement de l'installation.

Ce mémoire se compose de Cinq chapitres :

- Le premier chapitre est consacré aux caractéristiques des GPL
- Le deuxième chapitre traite le théorème ou on expose les bases théoriques de la rectification.
- Le troisième chapitre est consacré à l'historique et présentation de la raffinerie d'Adrar brièvement.
- Le quatrième chapitre donne une brève description de l'unité Gas-plant
- Les chapitre 5 et 6 sont consacrés sur la modélisation et la simulation des procédés, principe de fonctionnement des simulateurs de procédés et leur rôle dans le domaine d'engineering, ainsi les calculs des différents paramètres de mesure de la colonne de dépropaniseur de l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Adrar pour la charge actuelle et pour une augmentation de charge à 35%, enfin nous présenterons les résultats de simulations obtenus avec l'analyse et la discussion de ces résultats

Ce travail s'achève par une conclusion générale ou nous mettons en relief les principaux résultats de notre étude et des recommandations.

Chapitre I : Généralités sur GPL

I.1. Introduction

Aujourd'hui, le gaz du pétrole liquéfié est considéré comme une grande source d'énergie qui présente plusieurs avantages. Le GPL est un mélange d'hydrocarbures ayant un poids moléculaire peu élevé contenant principalement le propane et le butane. Il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses, ceci présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie dans un volume réduit, ce qui permet de le transporter plus facilement que les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées. C'est pourquoi le méthane et l'éthane produits en raffineries sont utilisés sur place comme combustible interne puisque leur transport est très coûteux. Le stockage des GPL se fait à l'état liquide. C'est l'un des meilleurs combustibles avec le gaz naturel en ce qui concerne la protection de l'environnement.

Le GPL est facile à commercialiser dans des bouteilles en aciers, et se gazéifie au moment de son utilisation. Les GPL sont utilisés dans les secteurs tertiaires et industriels en tant que combustibles, dans la pétrochimie en tant que charge, dans le secteur de transport en tant que carburant et pour la production d'électricité.

I.2. Composition de GPL

Le GPL est un mélange gazeux constitué essentiellement de propane, et de butane, et un peu de traces de méthane, de l'éthane et le pentane. La composition chimique de GPL, est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays (50%, 50% en France et 95%, 5% aux États-Unis). Il peut contenir ; le propylène, butène, et une faible quantité de méthane, éthylène, pentane, et exceptionnellement d'hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique. Il doit ainsi répondre à deux spécifications officielles : la composition, plus de 19% de butane et moins de 50% de propane.[1]

Donc, le GPL est un gaz riche, il contient du $C_3 + iC_4 + nC_4$ + traces de $(C_2 + iC_5 + nC_5)$. Ce mélange est aussi appelé « BUPRO » car il contient de fortes proportions en C_3 et C_4 .

i : étant l'iso X.

n : étant le nombre de carbone.

X: étant le nom du carbonyle

Tableau I.1: Composition molaire du GPL.[1]

Composants du GPL	% molaire
Méthane	0,32
Ethane	1,12
Propane	60,95
Iso butane	15,46
Normal butane	22,14
Iso pentane	0,01

I.3. Origine du GPL

Le GPL est extrait à partir de diverses sources qui peuvent être :

- De la récupération à partir de la liquéfaction des gaz associés (champs pétroliers).
- Comme sous-produit à partir des unités de liquéfaction du gaz naturel GNL, du pétrole brut après raffinage comme sous-produit.
- De la récupération à partir des champs gaziers.[2]

Dans le monde, on trouve que les deux tiers environ des GPL sont produits à partir des usines de traitement gaz naturel, et un tiers est issu des raffineries de pétrole brut.

I.4. Les propriétés des GPL

- Le GPL raffiné est extrêmement inflammable, étant donné sa grande volatilité, il peut donner, au contact de l'air, des mélanges explosifs.
- Le GPL n'est pas vraiment toxique, il présente tout au plus un léger pouvoir anesthésiant s'il est inhalé longuement, et provoque 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 brûlures caractéristiques appelées (brûlures froides).
- Le poids spécifique du GPL est environ la moitié de celui de l'eau.
- Le gaz propane a une densité de 1,5 fois de l'air.[3,4]

I.5. Caractéristiques générales de GPL

- **Odeur** : le GPL est inodore à l'état naturel, pour des raisons de sécurité on ajoute dans des limites précises à des fins de commercialisation des odorants, ces additifs sont des composés sulfurés tels que le diéthy-mercaptan ou le diméthyl-sulfi.
- **Couleur** : le GPL est incolore que ce soit phase liquide ou vapeur.
- **Tension de vapeur** : la TVR du GPL est de 8 et 2 bars pour le propane et le butane respectivement à 20°C.
- **Densité** : aux conditions normales de T et P, les GPL sont plus lourds que l'air, la densité diminue avec l'augmentation de la température à titre d'exemple à 38°C la densité est égale à 0,534, elle est très importante pour les GPL commerciaux.
- **Dilatation** : à l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).
- **Température d'ébullition** : à la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de - 42°C et celle du butane - 6°C.
- **Pouvoir calorifique** : c'est la propriété la plus intéressante étant donné que le GPL est traditionnellement utilisé pour des besoins domestiques.
- **Impuretés** : le plus important est le soufre, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005% en masse, ainsi que l'eau qui est extraite durant le traitement.
- **Corrosion** : le GPL est non corrosif à l'acier mais corrosif généralement à l'aluminium, au cuivre et ses alliages.
- **Propriétés lubrifiantes** : le GPL n'a aucune propriété de lubrification, ce qui doit être prise en considération lors de la conception des équipements pour GPL (pompe et compresseur).
- **Explosibilité et inflammabilité** : Le GPL est un gaz explosif lorsqu'il est mélange avec l'air ou l'oxygène, la limite d'inflammabilité inférieure du GPL est si basse qu'il est très dangereux, par exemple les limites d'inflammabilités du propane de 2.4 à 93.5 % vol et celle du n-butane de 1.9 à 8.4 % vol, comme le point d'éclair du GPL est très bas, il s'enflamme facilement s'il fuit, la gravité spécifique du propane est de 1.5222 et celle de n-butane est de 2.006, Comme il est plus lourd que l'air, les gaz descendent vers le bas, rampent sur le sol et pourraient former un mélange de gaz explosif. Le GPL comporte un isolement électrique élevé, et donc la particularité d'être électrisé

électro-statiquement lorsqu'il s'écoule à travers un filtre, se pulvérise ou fuit, il faut bien être conscient du danger d'inflammation suite à une décharge d'étincelle lorsque le GPL s'accumule en grande quantité.

- **Toxicité physiologique** : L'inhalation de GPL en grande quantité provoquerait un effet légèrement narcotique, la concentration acceptable dans l'air est 1.00 ppm pour le propane, le butadiène et le pentane. Lorsque le GPL s'enflamme dans l'air dont l'alimentation est insuffisante, le monoxyde de carbone est formé suite à une combustion incomplète, une attention attentive devra être portée à la ventilation. La chaleur latente de GPL est comme suit

- Propane : 84.78 Kcal/kg à 15.6 °C.
- N-butane : 90.01 Kcal/kg à 15.6 °C

En cas de contact du liquide avec la peau, l'attention doit attirer sur les dangers de frigorigène. [5,6]

I.6. Utilisation de GPL

Nos ressources en hydrocarbures sont essentiellement composées d'hydrocarbures gazeux, le gaz naturel et le GPL compte tenu des profils de production prévisionnels, le GPL constitue la ressource la moins entamée. S'agissant du marché national, de grandes possibilités d'utilisation du GPL existent pour tous les usages thermiques. Cependant, hormis le butane qui a connu une très forte pénétration dans le secteur résidentiel, le propane a été très faiblement utilisé dans les autres secteurs potentiels : le transport, l'industrie, l'agriculture.[1]

I.6.1. Dans la pétrochimie

Dans le domaine de la pétrochimie, il est utilisé comme charge de vapocraquage afin d'obtenir des oléfines.

Le butane et le propane qui sont obtenus par la séparation du GPL, sont utilisés pour la déshydrogénation dans la production de butadiène et le propylène qui vont servir comme matière première pour la synthèse des caoutchoucs.

Dans l'industrie du raffinage, Le butane utilisé dans la fabrication MTBE qui sert comme booster d'octane des essences en substitution au plomb (Plomb tétra éthyle), il est ainsi utilisé comme charge des unités d'alcoylation Le propane et le butane sont utilisés pour la production d'acétaldehyde, formaldéhyde, l'acide acétique et l'acétone.

La demande globale pétrochimique de GPL enregistre un taux de croissance de l'ordre de 20 %. En Algérie, cette activité présente le double avantage de permettre la production des produits nécessaires à la consommation interne ainsi qu'à l'exportation des produits 10 intermédiaires. Etant donné que la capacité de séparation des GPL est de 9 MT en 2001, il subsisterait une quantité des GPL qui pourra être valorisé comme charge pétrochimique.

- Le propane entre dans la fabrication du produit phare de la pétrochimie :
 - Ethylène,
 - Propylène par déshydratation,
 - Ammoniac par reformage classique,
 - Acrylonitrile par Ammonisation.
- Le butane participe à l'élaboration de :
 - MTBE par déshydrogénation,
 - Butadiène par déshydrogénation,
 - Anhydride maléique,
 - Oxyde de propylène par co-oxydation.

I.6.2. Dans le secteur agricole

L'utilisation des GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture et certaines cultures sous serres. Même si le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000 t/ 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).[1]

I.6.3. Le GPL carburant

Le GPL est aujourd'hui le carburant le moins polluant qui offre le plus d'avantage. En effet, issu de la distillation du pétrole brut, composé de 55% de butane et de 45% de propane, il ne contient ni plomb, ni soufre, ni benzène et son indice d'octane est élevé qui permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur. De plus, il brûle complètement dès les premières secondes de fonctionnement grâce à l'homogénéité du mélange air-GPL (ce qui permet une conduite souple et silencieuse). Par conséquent, le GPL-C ne rejette aucune particule, ne dégage pas d'odeur, et réduit considérablement les émissions de CO et CO₂, et d'oxydes d'azote. Il est économique par son prix attractif, et sa réduction de frais d'entretien.

Un pourcentage de 7 à 8% du GPL consommé mondialement est sous forme de carburant. L'expérience internationale dans l'utilisation du GPL comme carburant permet

d'affirmer que le GPL est aujourd'hui un carburant éprouvé et largement utilisé. De plus, le GPL-C est facilement stockable et transportable, il s'adapte à toutes les motrices essences, et permet la bicarburant (choix entre essence ou GPL).[7]

L'utilisation du GPL en Algérie reste très faible puisque seulement 120.000 véhicules ont été convertis au Gaz de pétrole liquéfié. Les experts s'expliquent mal le fait que l'Algérie qui est productrice de GPL/C, à un secteur des transports qui dépend à 96% des hydrocarbures liquides. « Le transport consomme aujourd'hui près de 2/3 de la consommation finale des produits pétroliers, alors que la consommation du GPL/C ne représente qu'une infime partie ». Les prévisionnistes affirment que si l'Algérie continue à utiliser davantage le gasoil et l'essence au détriment du GPL, elle sera contrainte à terme d'importer le carburant diesel pour répondre aux besoins de plus en plus croissants du marché.

I.6.4. Dans la production d'électricité

La croissance de la demande mondiale en électricité dépasse largement celle des autres formes d'énergie finales, elle atteindra 21% en 2010. Le GPL est privilégié dans la production de l'électricité du point de vue technique, car il nous permet d'atteindre des rendements très élevés. Il est économique, écologique parce qu'il est un combustible propre, et enfin stratégique au point de vue diversification et garantie d'approvisionnement. Il est utilisé pour la génération d'électricité pourrait être important si les conditions de nature économique venaient à être favorable, les marchés ciblés à cet effet, et qui sont attractive pour le GPL.

Le parc de production électrique en Algérie a été développé avec l'utilisation du gaz naturel comme unique et principal combustible. Les GPL n'ont pas été introduits jusqu'ici dans la génération électrique ni en tant que combustible de base, ni en tant que combustible de secours en dépit des recommandations du modèle national de consommation énergétique.[8]

I.6.5. 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.[1]

I.6.6. 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.[1]

I.7. Caractéristiques de butane et de propane commercial

Le propane et le butane commercial ne sont pas des produits purs mais des mélanges, une séparation complète des molécules serait aussi coûteuse qu'inutile car la plupart des utilisations acceptent des mélanges (Tableau I.2).[9,10]

Tableau I.2:: Caractéristiques de propane et butane commercial.[9,10]

Caractéristiques	Butane commercial	Propane commercial
Formule Chimique	C ₄ H ₁₀	C ₃ H ₈
Masse Volumique ➤ A l'état liquide ➤ A l'état gazeux	0,585 Kg/dm ³ 2,44 Kg/dm ³	0,515 Kg/dm ³ 0,87 Kg/dm ³
Densité par rapport à l'air	2	1,6
Température d'ébullition	0 °C	-44 °C
Points critiques : ➤ Température ➤ Pression	152 °C 37 bar	97 °C 41.5 bar
Pression vapeur relatives : ➤ A 15 °C ➤ A 50 °C	1.5 bar 4,7 bar	7 bar 17 bar
Limite d'inflammabilité	1,8 à 9 %	2,2 à 10 %
Point d'éclair	-80 °C	-105 °C
Point d'auto-inflammabilité	525 °C	535 °C
Température de flamme	1960 °C	1970 °C
Vitesse de propagation de flamme	34 cm/s	34 m/s

I.8. Domaines d'utilisation de propane

I.8.1. Propane en pétrochimie

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone. Lors de la pyrolyse du propane, il se forme l'éthylène, et le propylène, tandis que le nitro-méthane, le nitro-éthane et le nitro-propane sont issus de la réaction de nitration, les produits de chloration n'ont pas trouvé jusqu'à présent d'application industrielle, pourtant il est bien connu que le propane, à côté du méthane et d'éthane, il est utilisé dans la fabrication de l'acétylène (Figure. I.1).[11]

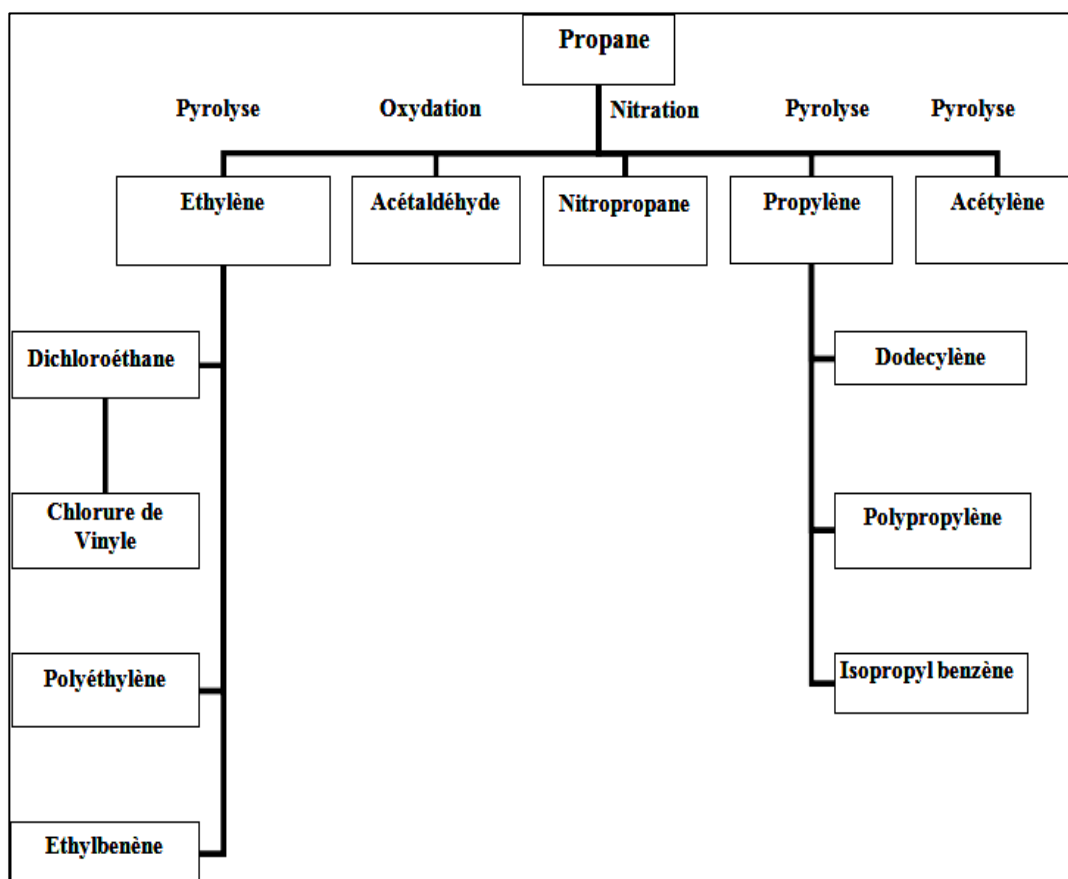
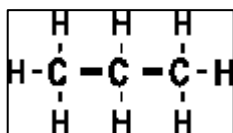


Figure I.1 : Principales transformations du propane.[11]



Propane C_3H_8

Figure I.2 : Structure de la molécule de propane.[11]

I.8.2. Propane dans la réfrigération

Le propane est utilisé dans des circuits fermés comme agent de réfrigération (boucle de propane), Il échange ses frigories avec les produits chauds dans des appareils appelés (chillers), selon le procédé Prichard, il permet d'atteindre en fin de cycle des températures voisines de $-23\text{ }^{\circ}\text{C}$. [11]

I.9. Domaines d'utilisation de Butane

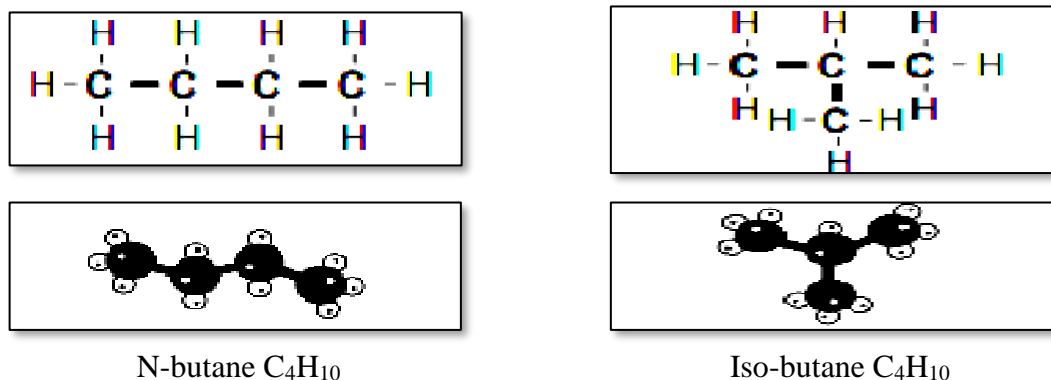


Figure I.3: Structure de la molécule de n-butane et iso-butane. [12]

I.9.1. N-butane

On l'utilise pour produire nombreuses oléfines comme, l'éthylène, le propylène et divers butylènes ou bien acétylène et butadiène, les n-butanes s'oxydent en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique et formaldéhyde, l'acétone... etc. Lors de la nitration du butane, on obtient les nitro-butanes, l'isomérisation du butane le transforme en iso-butane. [12]

I.9.2. Iso-butane

L'isobutane intervient dans les nombreuses alcoylations qui se produisent lors de la préparation des supercarburants à indice d'octane élevé, il est considéré comme agent d'alcoylation très efficace. L'iso butylène formé lors de la déshydrogénation de l'isobutane, sert de matière première dans la préparation du caoutchouc butyle du polyisobutylène et de l'essence de polymérisation (Figure I.4). [11]

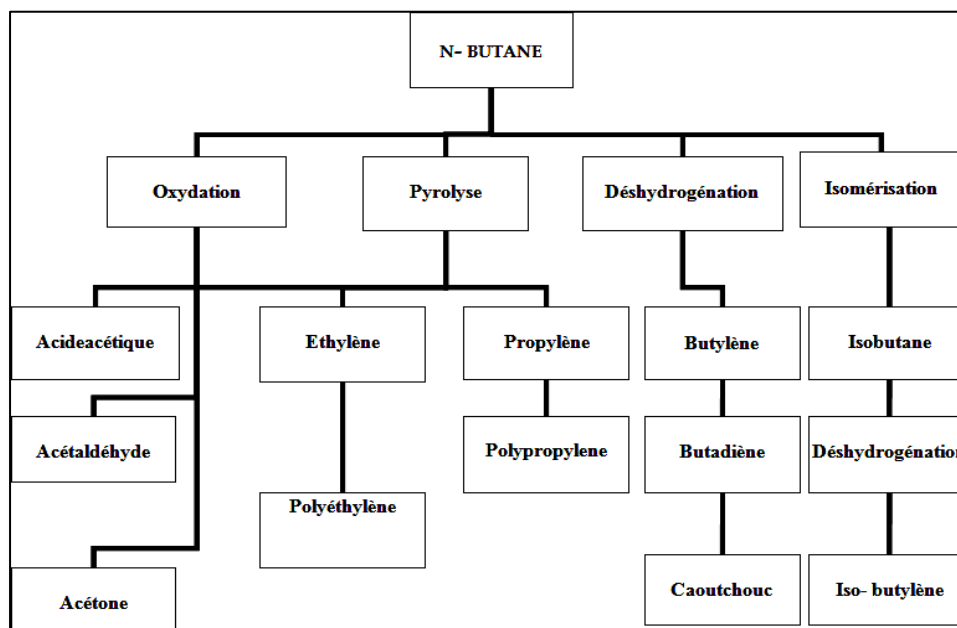


Figure I.4 : Principales transformations du n-butane.[11]

I.10. Stockage du G.P.L :

Les G.P.L sont stockés sous pression dans des réservoirs sphériques, lors de leur stockage, des vapeurs de G.P.L (ou Boil off) se dégagent par ébullition sous l'effet de

- La convection et la radiation de la chaleur atmosphérique.
- L'échauffement dû à la friction des G.P.L produits dans les canalisations
- La différence de température entre le liquide stocké et celui à introduire dans le réservoir.

Pour éviter la perte de ces vapeurs ; Les paramètres de stockage doivent être maintenus dans une Plage bien déterminée, pour cette raison, un système de réfrigération par compression, refroidissement et détente des vapeurs sont utilisés. Ces vapeurs sont comprimées de 5.3 bars à 19 bars et 115°C par un compresseur alternatif puis condensées à 54°C dans un aéroréfrigérant et enfin détendues à 5 bars et 15°C, ceci permet le refroidissement de la sphère et par conséquent la réduction de sa pression.[6]

Le GPL est stocké en utilisant plusieurs techniques :

- **Stockage sous pression** : le GPL est stocké à l'état liquide sous pression de 14 à 14,5 bars à la température ambiante et cette pression est maintenue avec fuel gaz ,dans le but d'éviter la perte des vapeurs de GPL qui se dégagent par ébullition et ce qui permet d'avoir un volume plus réduit (plus de 250 fois). Les réservoirs

utilisés pour le stockage sont sous formes sphérique ou bien cylindrique à axe horizontal (cigare) à des capacités différentes, revêtus d'une peinture qui réfléchit la chaleur et munis d'une soupape de sécurité (Figure II.5).

- **Stockage réfrigéré** : sous pression où les gaz liquéfiés sont stockés à des températures voisines ou inférieures à 0°C, cela permet une réduction importante de la pression de stockage c'est le cas des produits volatils (ex : propylène, butadiène stocké à 0 °C et 4,5 bars).
- **Stockage cryogénique** : pour les gaz incondensables à la température ambiante. La pression de stockage est légèrement supérieure à la pression atmosphérique, la température est alors voisine de la température normale d'ébullition du produit.

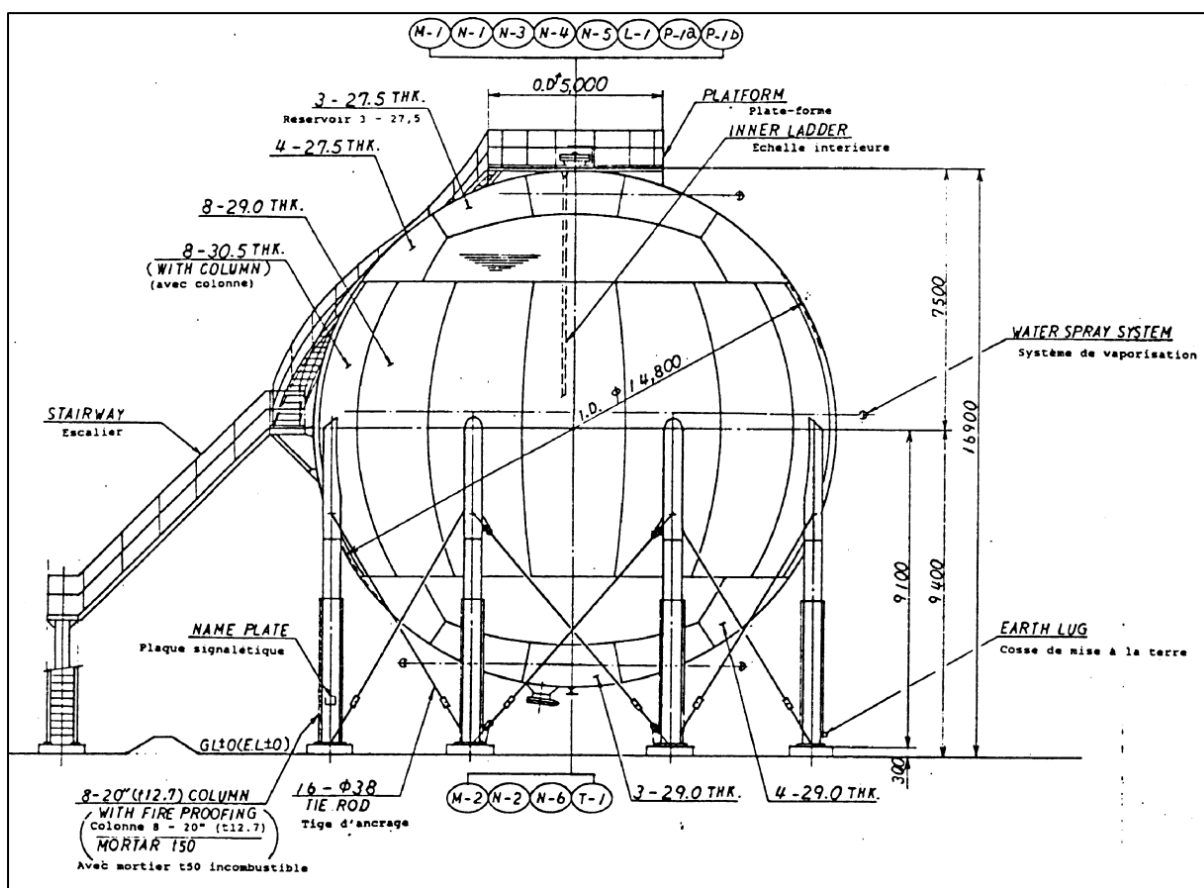


Figure I.5 : Sphère du stockage du butane.[12]

I.11. Les avantages et les inconvénients techniques des GPL

- L'homogénéité du mélange air-GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ 58 % 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 dépôt et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30000 Km.

- La surconsommation du GPL/c est de l'ordre de 15 à 20 % par rapport aux carburants traditionnels.

- Il existe un inconvénient majeur d'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL /c avec réservoir intégré.

- 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]

I.12. Le GPL dans le monde

I.12.1. La production mondiale de GPL

Il existe deux sources de GPL : la récupération du propane et du butane sur les champs du pétrole et le gaz naturel représente 60% des ressources. La production sur champs est particulièrement importante :

❖ Aux Etats-Unis ou une longue tradition d'utilisation importante existe. La production et la consommation sont équilibrées.

❖ Au Moyen- Orient la production de GPL s'est considérablement développée à la fin des années 70 lorsque l'augmentation du prix de l'énergie a rendu attractive la récupération du propane et du butane, auparavant ces produits étaient brûlés avec le gaz associé. Le Moyen-Orient est la principale source d'exportation de GPL dans le monde.

❖ En Afrique du Nord et tout particulièrement en Algérie ou le GPL est surtout récupéré à partir de gaz naturel dans les unités de liquéfaction

La production des raffineries assure le complément, le propane et le butane sont récupérés au niveau de la distillation du pétrole brut et par craquage des molécules lourdes dans la plupart des unités de transformation et de conversion.

La production mondiale du GPL représentait 162 millions de tonnes en 1995 et 177,8 millions de tonnes en 1997 et à 210 millions de tonnes en 2002 et à 270 millions de tonnes en 2012.

D'autre part, L'approvisionnement mondial de GPL a augmenté de 198 millions de tonnes en 2000 à 239 millions de tonnes en 2008. Ainsi l'approvisionnement a augmenté d'environ 2,4%/an, dont les études ont montré que l'offre a atteint en 2012 à 270 millions de tonnes, comme montre la figure suivante (Figure I.6).[13]

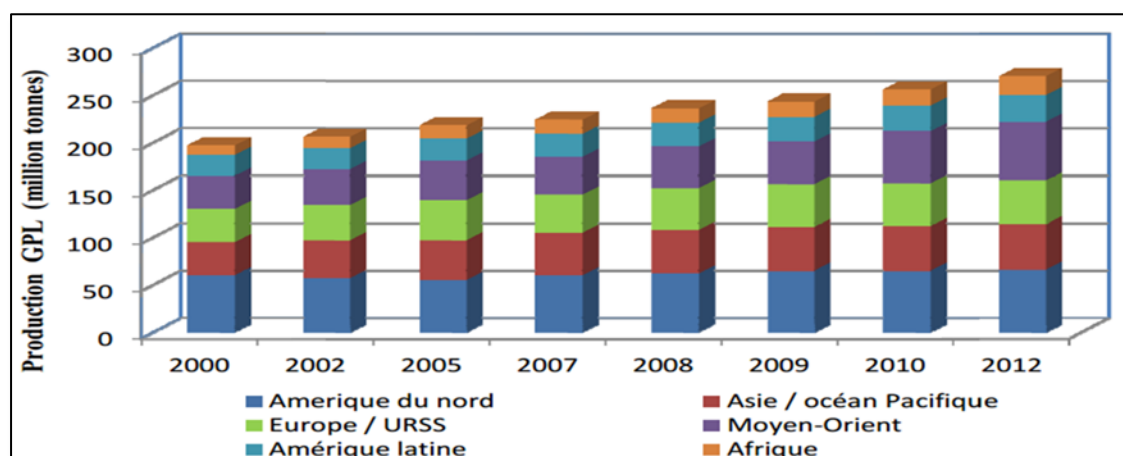


Figure I.6 : La production mondiale des GPL par région (2000-2012).[13]

I.12.2. La consommation mondiale de GPL

Actuellement, le GPL représente 2% de l'énergétique mondiale. La demande mondiale en GPL a augmenté à un rythme bien supérieur à celui de la demande énergétique totale en atteignant 170 millions de tonnes en 2000. Cette demande est dominée par le secteur résidentiel dans le marché asiatique et par leur secteur de raffinage (18%) et de la pétrochimie (43%) aux Etats-Unis.

La consommation mondiale de GPL en 2007 est équilibrée entre ces quatre secteurs :

- 1- Le secteur domestique est le segment de consommation le plus important avec 52% de la consommation mondiale des GPL, soit près de 105 millions de tonnes.
- 2- Dans le secteur pétrochimique occupe la deuxième place, avec une part de 26% évaluée à 52 millions de tonnes en 2007 et qui a atteint 57 millions de tonnes en 2010.
- 3- Dans le secteur de l'industrie la consommation mondiale des GPL représentait 12%.
- 4- Pour le secteur de transport, la consommation du GPL reste relativement modeste comparativement aux secteurs (9% en moyenne), enfin le secteur agricole qui occupe

la dernière place avec une part de 1%. [14]

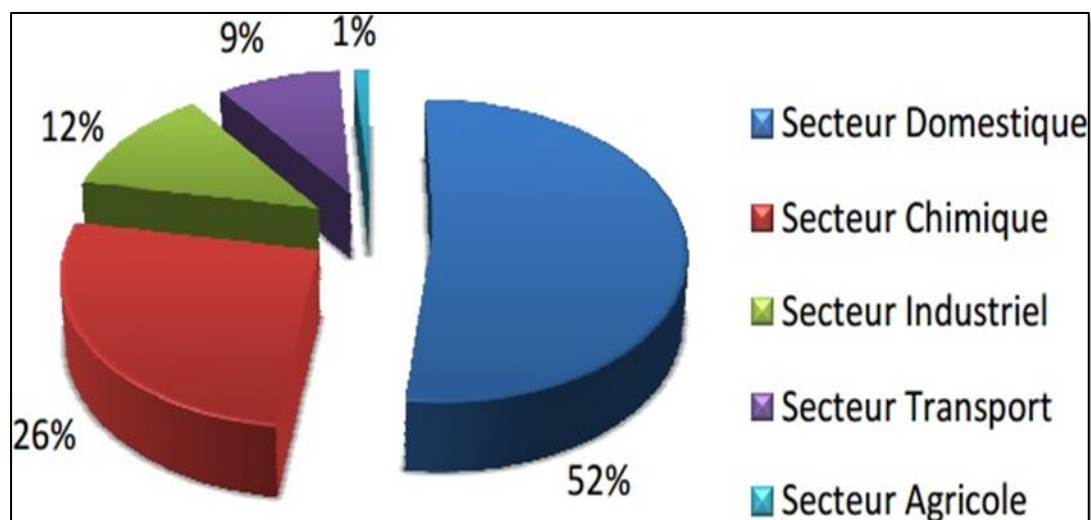


Figure I.7 : consommation mondiale des GPL par secteur (2007). [14]

I.13. Situation du GPL en Algérie

I.13.1. Industrie de GPL en Algérie

Durant la dernière décennie, l'industrie algérienne des GPL a connue des changements profonds, notamment en matière de production, d'exploitation et dans les activités de transport maritime.

Le programme de valorisation des ressources gazières lancé au début des années 90 fait bénéficier aujourd'hui SONATRACH de disponibilités importantes de GPL. Depuis la mise en exploitation des champs gaziers du sud, la production des GPL en Algérie a suivi une croissance soutenue.

Puisque l'Algérie est un pays pétrolier et gazier, l'industrie du GPL est très importante, sa production suivi une croissance soutenue en raison de l'intérêt suscité chez les pays industrialisés par cette forme d'énergie idéale pour la protection de l'environnement.

I.13.2. Offre nationale des GPL

En Algérie, la partie majoritaire du GPL provient des champs pétroliers (79 %), l'autre partie est produite au niveau des raffineries de pétrole de Skikda, Alger et Arzew (10%) et des complexes de liquéfaction de gaz naturel du SONATRACH GL2 Z et GL1 K (10%). L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région de ouest à Arzew avec 87%, 9% dans la région de Skikda, 2% au sud et 2% dans la région centre, cet accroissement est dû à la mise en place des unités d'extraction au niveau du champ du Hassi-R'mel en 1979, Adrar en 1985,

Haoudh-Berkaoui en 1993 et Hamra en 1995.^[15]

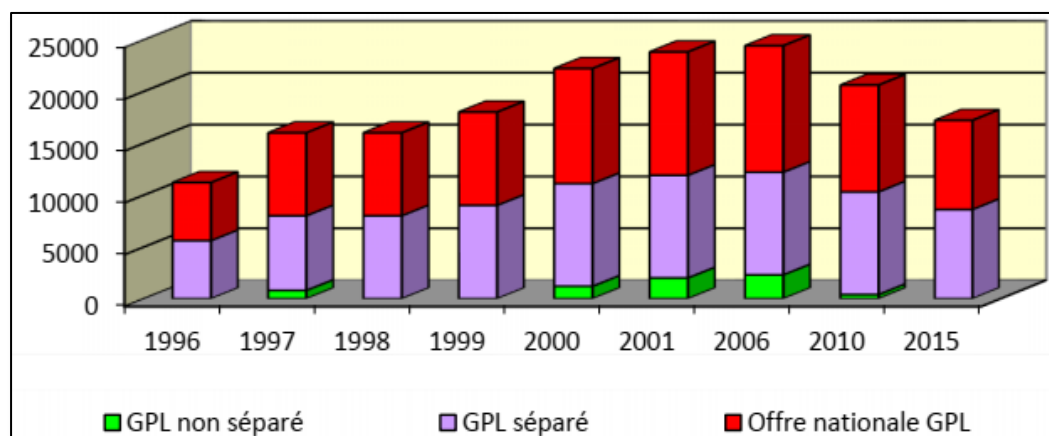


Figure I.8 : Offre prévisionnelle nationale en GPL.[15]

I.13.3. Demande nationale de GPL

Le niveau de la demande nationale de GPL est de L'ordre 1,4 millions de tonnes (sources NAFTAL) dont 90% de butane, 5% de propane et 5% de GPL carburant (GPL-C).

Elle répartir comme suit :

- 1) 336.000 tonnes dans la région Ouest (24%).
- 2) 516.000 tonnes dans la région Est (37%)
- 3) 401.000 tonnes dans la région centre (29%).

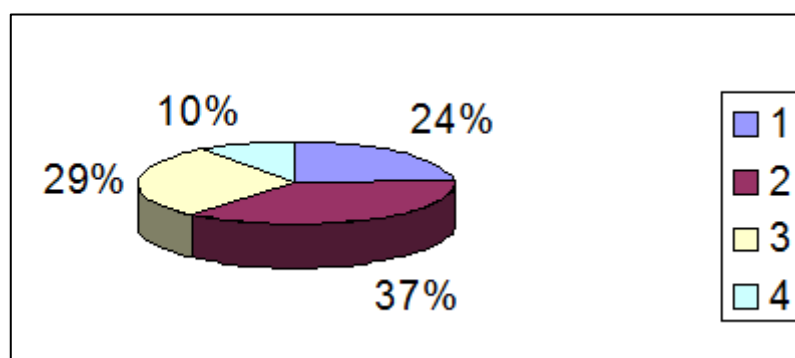


Figure I.9 : Répartition de la demande en GPL.[15]

I.13.4. Consommation de GPL

Les dernières statistiques sur la consommation du combustible en Algérie, ont dévoilé un changement dans le comportement des consommateurs, qui recourent de plus en plus au GPL. La consommation des GPL, principalement dans le secteur domestique, a enregistré une

croissance de l'ordre de 2%. L'utilisation du GPL comme carburant, suscite un intérêt croissant ; il a augmenté de 40%, chose qui aidera parfaitement l'état à réduire les importations du carburant et les produits pétroliers raffinés dont la facture est estimée à plus d'un milliard de dollars par an.[16]

I.14. Conclusion

Le GPL qui est un mélange d'hydrocarbures, présente des avantages multiples, qui lui confèrent une utilisation à haut niveau.

L'industrie des GPL et par l'intermédiaire des organisations telles que le forum mondial du GPL ont pour mission de promouvoir ces combustibles gazeux et doit le faire pour provoquer le choix de combustible salubre pour l'environnement et à combustion propre. Le gaz naturel et le GPL peuvent servir cet objectif et ont leur place dans la résolution des problèmes actuels en matière d'environnement car il y a une diminution importante de la pollution, donc ils permettent de réduire la dépendance vis-à-vis des autres sources d'énergie.

Chapitre II : Théories sur la rectification

II.1. Définition de rectification

Le procédé physique de séparation d'un mélange composé en constituants pratiquement purs de composition dérivée est appelé rectification, elle se repose sur le phénomène de séparation par diffusion des liquides ayant des températures d'ébullition différentes. En pratique, cette opération peut être réalisée par des mises en contact d'un liquide et d'une vapeur (en continu, en discontinu, à contre-courant...etc.) dans une enveloppe appelé « colonne de rectification ».[5,6]

La rectification est une distillation fractionnée, autrement dit qualitative, et cette augmentation de qualité par rapport à la distillation est due au placement soit des plateaux, soit des garnissages à l'intérieur de la colonne, par conséquent il y a augmentation de la surface de contact qui implique l'augmentation du degré de la pureté. Si on vaporise un mélange de deux constituants miscibles et qu'on condense leurs vapeurs, on obtient respectivement une vapeur riche et un liquide plus pauvre en constituant le plus volatil, elle ne peut pas conduire à un degré de séparation raisonnable. Ce n'est pas une vaporisation fractionnée qu'on peut d'obtenir un liquide ou une vapeur de composition voulue encore que la fraction obtenue soit négligeable par rapport à la quantité de liquide de départ, cette solution n'est donc satisfaite qu'on d'un point de vue purement qualitatif, on ne peut pas obtenir une séparation.

Dans le but d'obtenir une séparation qualitative des constituants entre eux, on doit recourir à la rectification, par la mise en contact d'une vapeur avec des liquides de plus en plus riches en constituants plus volatils, ou d'un liquide avec des vapeurs de plus en plus riches en constituants moins volatils, on arrive à obtenir finalement la composition désirée de chacune des phases. Une telle opération, à contre-courant est réalisée soit par étages (dans une colonne à plateaux), soit en continu (dans une colonne à garnissage).

La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variable, formée d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux. Ces derniers communiquent d'une part, côté liquide par des déversoirs et d'autre part côté vapeur par des orifices spéciaux à travers toute la surface du plateau. La construction d'une colonne de rectification est soumise à des normes imposées par les conditions d'utilisation et de sécurité. Généralement, elle peut atteindre près de 50m de hauteur et 6m de diamètre. Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe.

Tous les phénomènes de transfert de matière sont réversibles, le sens de transfert est déterminé par les paramètres suivants :

- Les concentrations de l'élément dans la phase vapeur et la phase liquide.
- La température et la pression.

Le transfert de matière par diffusion moléculaire est défini par la loi de FICK qui est formulée comme suit : La quantité de masse (dm) diffusée à travers la couche limite en unité de temps est proportionnelle à la surface de la couche et au gradient de concentration en direction de diffusion :

$$dm = - D \cdot (dC / dn) \cdot dF \cdot dT \quad \text{(II.1)}$$

Pour un gradient de concentration moyen :

$$M = - D \cdot (\Delta C / \delta) \cdot F \cdot T \quad \text{(II.2)}$$

II.2. Lois fondamentales de transfert de matière

II.2.1. Loi de DALTON

Considérons une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors que la pression partielle d'un constituant ($P_{i,v}$) est proportionnelle à la pression du système (π) et à sa concentration molaire (Y_i). [5,6]

$$P_{i,v} = \pi \cdot Y_i \quad \text{(II.3)}$$

II.2.2. Loi de RAOULT et d'HENRY

Applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, on conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide est proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant en phase liquide.

D'après la loi de RAOULT la pression partielle ($P_{i,L}$) 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 (X_i). [5,6]

$$P_{i,L} = P_i \cdot X_i \quad \text{(II.4)}$$

Dans le cas d'un mélange réel, les constituants obéissent à la loi d'HENRY. D'après cette loi la pression partielle d'un constituant à une température étant fixe est proportionnelle à la concentration du constituant dissout dans la phase liquide.

$$P_{i,L} = E_i \cdot X_i \quad \text{(II.5)}$$

A l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquide et vapeur sont égales :

$$P_{i,L} = P_{i,v} \quad (\text{II.6})$$

Donc

$$Y_i = (P_i / \pi) \cdot X_i \quad (\text{II.7})$$

C'est l'équation d'équilibre.

Avec :

$$P_i / \pi = K_i \quad (\text{II.8})$$

Pour un mélange de deux constituants A et B :

$$Y_A / Y_B = (K_A / K_B) \cdot (X_A / X_B) \quad (\text{II.9})$$

$$K_A / K_B = \alpha \quad (\text{II.10})$$

Où :

α : coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de A, à passer en phase vapeur par rapport à B.

II.3. Colonne de rectification

II.3.1. Description et fonctionnement

La colonne de rectification est une enveloppe cylindrique (la virole), vertical, constitué de plateaux ou de garnissage. Pour assurer le contact intime entre les deux phases (reflux liquide et gazeux) sur chaque plateau, il y a barbotage de la vapeur dans la couche liquide afin de permettre le bon transfert de matière et d'énergie entre les deux phases et atteindre l'état d'équilibre.[17]

Sur le long de la colonne, les vapeurs s'enrichissent d'un plateau à un autre, de bas en haut en élément le plus volatil et le liquide s'enrichi en élément le moins volatil de haut en bas. Pour avoir en tête de la colonne un Distillat **D**, de composition Y_D et en bas, un résidu **R** de composition X_R .

Chaque colonne de rectification compose toujours de trois zones :

- **Zone d'alimentation** : Dite zone de flash, dans laquelle l'alimentation est introduite à l'état vapeur, liquide ou biphasique (selon la température de la charge).
- **Zone de rectification** : La partie située au-dessus de la zone de flash caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne. Une partie de ce mélange est envoyée en tant que reflux froid vers la partie

supérieure de la colonne pour garder le gradient de la température et corriger la composition des produits de tête. Lorsqu'il s'agit d'une condensation totale, L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide.

➤ **Zone d'épuisement** : caractérisée 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). Elle se situe au-dessous de la zone de flash.

- La quantité de matière échangée dépend de : la concentration initial et finale, surface de l'élément (plateau), nature de l'écoulement (vitesse) et les pressions partielles.
- 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 dans le fonctionnement normal de la colonne. L'alimentation doit être introduire dans la partie supérieure de la colonne si la charge est à l'état liquide ($e_0=0$), dans la partie inférieure de la colonne dans l'état vapeur ($e_0=1$) et dans la partie médiane de la colonne dans le cas biphasique liquide-vapeur ($0 < e_0 < 1$)
- Les calculs du nombre de plateau de la zone de rectification et de l'épuisement permettent de déterminer approximativement le lieu exact de l'alimentation.

II.3.2. Types des colonnes de rectification

Les colonnes utilisées pour la rectification des mélanges binaires ou d'ordre supérieur (complexe) divise en deux types distincts :

- **Colonnes à plateaux**

Avantageux pour des grands débits ou pour des fluides plus encrassant, le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue en discontinu sur des plateaux. Les paramètres (T , P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre ; sont fonction des bilans massiques et thermiques et des équations d'équilibres.^[18]

On peut classer plusieurs types de plateaux :

1. Plateau perforé à déversoirs (seive tray).
2. Plateau sans déversoir.
3. Plateau à calottes (bubble cap tray).
4. Plateau (Uniflux).

5. Plateau à clapets (valve tray).
6. Plateau à jet directionnel (jet tray).

- **Colonnes à garnissage**

Ces colonnes remplies d'éléments solides pour réaliser un contre-courant continu. 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. Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution du liquide et du gaz et faibles pertes de charges. La faible rétention du liquide peut être aussi un avantage, principalement si l'absorbant est sensible à la température.

Les garnissages utilisés dans l'industrie sont de type « RASHIG » qui est des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur. Il existe 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).

Le seul inconvénient de ce type de colonne est la faibles flexibilités des colonnes à grand diamètre.^[18]

II.4. Bilan matière de la colonne

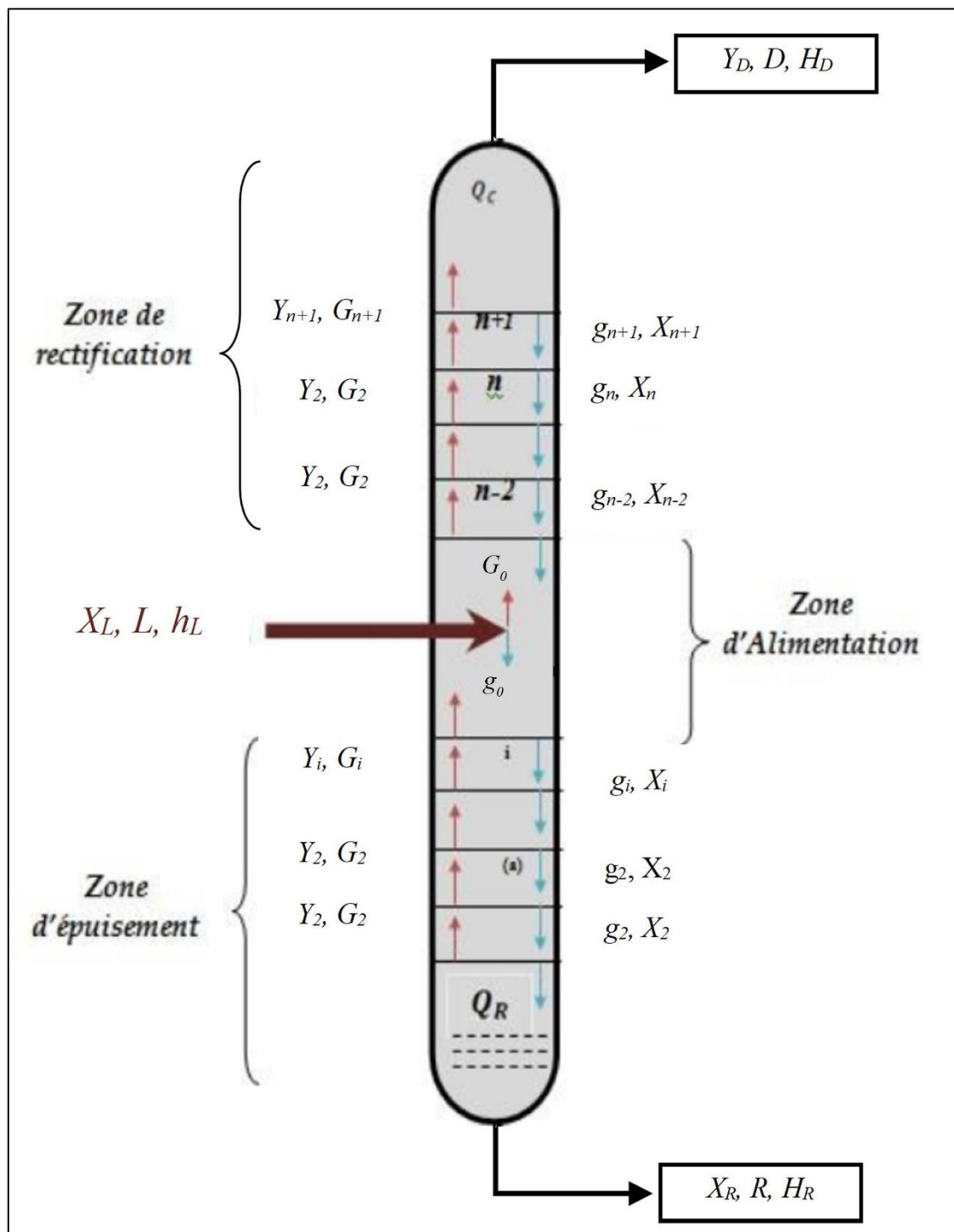


Figure II.1 : Schéma de la colonne de rectification.

- **Bilan matière global**

Les bilans matières pour la colonne entière et pour un constituant quelconque s'écrivent :

$$L = D + R \quad (\text{II.11})$$

• **Bilan matière partiel**

$$L \cdot X_{L,i} = D \cdot Y_{D,i} + R \cdot X_{R,i} \quad (\text{II.12})$$

Avec :

L, D, R : Sont respectivement les débits de la charge, du distillat et du résidu (**Kg/ h**).

X_{L,i}, Y_{D,i}, X_{R,i} : fractions molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge, dans le distillat et dans le résidu

La résolution commune de ces équations donne :

$$\frac{L}{Y_{D,i} - X_{R,i}} = \frac{D}{X_{L,i} - X_{R,i}} = \frac{R}{Y_{D,i} - X_{L,i}} \quad (\text{II.13})$$

Si les concentrations du constituant « i » dans le distillat et dans le résidu sont connues, D et R sont obtenue à partir de l'équation (II.13).

➤ **Le bilan de la zone de rectification**

$$G = g + D \quad (\text{II.14})$$

$$G \cdot Y_{n,i} = g \cdot X_{n-1,i} + D \cdot Y_{D,i} \quad (\text{II.15})$$

On obtient donc:

$$\frac{G}{Y_{D,i} - X_{n-1,i}} = \frac{g}{Y_{D,i} - Y_{n,i}} = \frac{D}{X_{n,i} - X_{n-1,i}} \quad (\text{II.16})$$

La résolution de cette équation par rapport à Y_{D,i}, donne l'équation de concentration (opérateur) de la zone de rectification :

$$Y_{n,i} = m X_{n-1,i} + (1 - m) Y_{D,i} \quad (\text{II.17})$$

Avec :

$$m = \frac{g}{G} = \frac{r_f}{r_{f+1}} \quad (\text{II.18})$$

Taux de reflux. :

$$r_f = \frac{g}{G} \quad (\text{II.19})$$

➤ **Le bilan de la zone d'épuisement**

$$g = G+R \quad (\text{II.20})$$

$$g X_{n+1,i} = G Y_{n,i} + R X_{R,i} \quad (\text{II.21})$$

La résolution de l'équation (II.15) par rapport à $X_{n,i}$ donne l'équation de concentration de la zone d'épuisement:

$$X_{n+1,i} = \frac{Y_{n,i}}{m'} + X_{R,i} \frac{m'-1}{m'} \quad (\text{II.22})$$

Avec :

$$m' = \frac{g}{G} = \frac{r_b+1}{r_b} \quad (\text{II.23})$$

Taux de rebouillage :

$$r_b = \frac{G}{R} \quad (\text{II.24})$$

II.5. Utilisation de la volatilité relative

La notion de la volatilité relative " α_i " est le rapport du coefficient d'équilibre du constituant « i » à celui d'un constituant de référence « r »

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad (\text{II.25})$$

On peut choisir n'importe quel constituant (habituellement le moins volatil) du mélange en qualité du constituant de référence.

A raison de la similitude courbes de tension de vapeur et les coefficients d'équilibre des corps de même nature chimique dans un intervalle de température relativement étroit, on peut dire que la volatilité relative du même corps peut être considérée comme constante.

En tenant compte de (II.25), l'équation d'équilibre peut être écrite sous :

$$Y_i = K_i X_i = \alpha_i K_r X_i \quad (\text{II.26})$$

$$X_i = (1/K_r) \cdot (Y_i / \alpha_i) \quad (\text{II.27})$$

La somme des équations (II.26) et (II.27) donne :

$$\sum Y_i = K_r \sum \alpha_i X_i = 1 \text{ D'où : } K_r = 1 / \sum \alpha_i X_i \quad (\text{II.28})$$

$$\sum X_i = (1/K_r) \sum (Y_i / \alpha_i) = 1 \text{ D'où : } K_r = \sum (Y_i / \alpha_i) \quad (\text{II.29})$$

La valeur de K_r trouvée d'après (II.28) et (II.29) est utilisée pour la détermination univoque de la température du système en équilibre.

En substituant la valeur de K_r respectivement dans (II.26) et (II.27) on obtient :

$$Y_i = (\alpha_i X_i) / \sum \alpha_i X_i \quad (\text{II.30})$$

$$X_i = (Y_i / \alpha_i) / \sum (Y_i / \alpha_i) \quad (\text{II.31})$$

L'utilisation des équations (II.30) et (II.31) permet de trouver Y_i en fonction de X_i en évitant tout tâtonnement dû à l'excès de température, lors du calcul de la condition d'équilibre liquide-vapeur.

II.6. Choix de la pression dans la colonne

Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition et de la nature physique et chimique des mélanges à séparer. Quelle que soient leurs complexités, le choix de la pression est avant tout un problème économique.

A faible pression, la sélectivité de la séparation est meilleure, on peut éviter l'altération thermique des produits, mais en contrepartie, à faible pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression de la colonne.

Si la température de condensation des vapeurs de distillat à la pression atmosphérique est plus basse que celle de l'air ou de l'eau, la colonne doit fonctionner sous haute pression pour que la condensation des vapeurs du distillat puisse être réalisée par réfrigération ordinaire.

Quelle que soit la température de service, la température de la combustion totale des vapeurs du distillat doit être prise au moins de 15 à 20 °C plus grande que celle du fluide réfrigérant. La pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée par approximation successive d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum (K_i \cdot X_{D,i}) = 1 \quad (\text{II.32})$$

Les valeurs de la pression sont résumées dans le tableau qui se suit.

Tableau II.1: Différent valeurs des pressions dans la colonne de rectification.

		Pression	ΔP (atm)
1	Au sommet de la colonne	$P_S = P_b + \Delta P_1$	0.2 – 0.4
2	Au fond de la colonne	$P_f = P_S + \Delta P_2$	0.3 – 0.5
3	Dans la zone d'alimentation	$P_L = (P_S + P_f)/2$	-

Où :

ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur.

ΔP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

II.7. Régimes de température de la colonne

En utilisant les équations d'isotherme des différentes phases, on détermine par approximations successives les différentes températures dans la colonne de rectification :

Tableau II.2: Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne.

	Phase	Equation d'isotherme	
Au sommet de la colonne	Vapeur	$\Sigma (Y_{D,i} / K_i) = 1$	(II.33)
Au fond de la colonne	Liquide	$\Sigma (K_i \cdot X_{R,i}) = 1$	(II.34)
De la charge	Vapeur	$\Sigma (Y_{L,i} / K_i) = 1$	(II.35)
	Liquide	$\Sigma (K_i \cdot X_{L,i}) = 1$	(II.36)
	Vapeur	$\Sigma X_{o,i} = \Sigma X_{L,i} / 1 + e_0 (K_i - 1) = 1$	(II.37)
	- Liquide	$X_{o,i} = Y_{o,i} / K_i$	(II.38)

Où :

$X_{o,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la phase liquide .

$Y_{o,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la phase vapeur .

$X_{L,i}$: Concentration molaire du constituant « i » dans la charge .

II.8. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge

Il est nécessaire dans le calcul de la zone d'alimentation de disposer du débit et de la composition des phases liquide et vapeur de la charge.

- Taux de vaporisation

$$\bar{e} = G_o / L \quad \text{(II.39)}$$

- Taux de condensation

$$r_o = g_o / L \quad \text{(II.40)}$$

D'où :

$$G_o = \bar{e} \cdot L \quad (\text{II.41})$$

Où :

$$g_o = r_o \cdot L \quad (\text{II.42})$$

\bar{e} : Taux de vaporisation molaire de la charge.

r_o : Taux de condensation molaire.

g_o : Débit molaire de la phase liquide de la charge.

G_o : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

Le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par l'équation de TREGOUBOV à une température et une pression donnée :

$$\sum X_{o,i} = \sum [X_{L,i} / 1 + \bar{e} (K_i - 1)] = 1 \quad (\text{II.43})$$

$$\bar{e} + r_o = 1 \quad (\text{II.44})$$

II.9. Fonctionnement à reflux total

Dans la théorie de la rectification, on utilise deux méthodes d'idéalisation du procédé permettant d'établir les cas limites (hypothétiques) de fonctionnement de la colonne l'un des cas limites est le fonctionnement à reflux total correspond à un nombre minimal de plateaux théoriques et l'autre est le fonctionnement à reflux minimal demande pour la séparation spécifiée un nombre infini de plateaux.

A reflux total, les volatilités relatives des constituants peuvent être considérées comme constantes dans la colonne.

Les volatilités relatives et le nombre minimal de plateaux théoriques sont donnés par la formule connue sous le nom de FENSKE – UNDERWOOD.

$$\frac{X_{D,i}}{X_{D,j}} = \left(\frac{\alpha_1}{\alpha_2} \right)^{N_{\min}} \left(\frac{X_{R,i}}{X_{R,j}} \right) \quad (\text{II.45})$$

A partir de l'équation (II.45), le nombre minimal de plateaux théoriques y compris le rebouilleur sera :

$$N_{\min} = \log \left(\frac{X_{D,i} X_{R,i}}{X_{D,j} X_{R,j}} \right) / \left(\frac{1}{\log(\alpha_i / \alpha_j)} \right) \quad (\text{II.46})$$

L'application de cette équation aux constituants clés donne :

$$N_{\min} = \log \left(\frac{X_{D,V} X_{R,L}}{X_{D,L} X_{R,V}} \right) / \log \alpha_{V,L} \quad (\text{II.47})$$

$\alpha_{V,L}$: rapport entre la volatilité relative du constituant clé volatil (V) par celle du constituant clé lourd (L).

Le nombre de plateaux théoriques dans les zones de rectification et d'épuisement sera donner par :

$$N_{R_{\min}} = \log \left(\frac{X_{D,V} X_{L,L}}{X_{D,L} X_{L,V}} \right) / \log \alpha_{V,L} \quad (\text{II.48})$$

$$N_{E_{\min}} = \log \left(\frac{X_{L,V} X_{R,L}}{X_{L,L} X_{R,V}} \right) / \log \alpha_{V,L} \quad (\text{II.49})$$

II.10. Fonctionnement à reflux minimal

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'Underwoods :

$$(r_f)_{\min} = \sum Y_{D,i} / \alpha_{i,L} - \varphi \quad (\text{II.50})$$

Où :

$$(r_b)_{\min} = \sum \alpha_{i,L} \cdot X_{R,i} / \alpha_{i,L} - \varphi \quad (\text{II.51})$$

$\alpha_{i,L}$: Coefficient de volatilité d'un constituant i par rapport au constituant clé lourd déterminé à la température d'entrée de la charge .

φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives

$\bar{\epsilon}$: Taux de vaporisation molaire de la charge.

La relation entre $(r_f)_{\min}$ et (r_b) est donnée par la formule suivante :

$$(R_b) = [D \cdot (R_f)_{\min} / R] + [L (1 - \bar{\epsilon}) / R] - 1 \quad (\text{II.52})$$

II.11. Taux de reflux optimal (opérateur)

A partir du taux de reflux opératoire choisi, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux, correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît. Pour cela on utilise la formule proposée par GILLILAND.

$$(r_f)_{op} - (r_f)_{\min} / (R_f)_{op} + 1 = 0.1 \text{ à } 0.3 \quad (\text{II.53})$$

Pour le rapport, on aura :

$$(r_f)_{op} = 1.3 (R_f)_{min} + 0.30 \quad (\text{II.54})$$

Donc le nombre optimal de plateaux théoriques dépasse de 2 à 3 fois le nombre minimal de plateaux.

La relation entre $(r_f)_{opt}$ et $(r_b)_{opt}$ est donnée par la formule suivante :

$$(r_b)_{opt} = [(D (r_f)_{opt} / L) + (1 - e^{\theta_0}) - R/L] / (R/L) \quad (\text{II.55})$$

II.12. Le calcul du nombre des plateaux

II.12.1. Nombre de plateaux théoriques à reflux opératoire

a. Méthode approximative

GILLILAND a proposé une corrélation empirique entre le taux de reflux et le nombre de plateaux théoriques, si "N" est le nombre de Plateaux théoriques correspondants à un taux de reflux opératoire $(r_f)_{opt}$, les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation.

$$(N - N_{min}) / N + 1 = (r_f)_{opt} - (r_f)_{min} / (r_f) + 1 \quad (\text{II.56})$$

b. Méthode plateau par plateau

Il est possible d'effectuer le calcul des plateaux, en partant du distillat ou du résidu, par application successive des équations d'équilibres et du bilan matière dans chaque zone de la colonne.

Pour calculer le nombre de plateaux, on dispose habituellement du taux de reflux opératoire et des concentrations des constituants clés dans le distillat et du résidu.

Les compositions complexes du distillat et du résidu sont, soit prise arbitrairement en fonction des spécifications de la séparation à réaliser, soit calculées comme précédemment dans le cas de reflux total.

Les équations fondamentales utilisées lors des calculs sont :

- Équation d'équilibre des phases voir (II.29) et (II.30) .

Bilan matière écrit pour chaque constituant :

- Pour la zone de rectification, voir l'équation (II.17) .
- Pour la zone d'épuisement, voir l'équation (II.22) .

Si nécessaire, on peut prendre en considération la variation des débits molaires des phases en utilisant les équations du bilan thermique.

Le nombre de plateaux théoriques est déterminé à partir de la composition du distillat et du résidu, de haut en bas pour la zone de rectification et de bas vers le haut pour la zone d'épuisement, en appliquant alternativement les équations d'équilibre et du bilan des zones respectives.

Le calcul de la zone de rectification est poursuivi jusqu'à ce que le rapport des concentrations des constituants clés dans la phase vapeur soit égal à celui dans la charge.

Le calcul de la zone d'épuisement, en partant du résidu est poursuivi jusqu'à ce que le rapport des concentrations des constituants clés dans la phase liquide converge vers celui de l'alimentation, mais il est nécessaire que cette convergence soit réalisée. Également pour les autres constituants et principalement pour les constituants intermédiaires.

Il est bon de remarquer que le nombre nécessaire de plateaux théoriques dans la colonne peut être déterminé autrement.

En partant de la composition du distillat, on arrive à la composition imposée pour le résidu.

Dans ce cas, les équations du bilan matière des zones seront (la numérotation des plateaux se fait de haut en bas).

- Pour la zone de rectification, voir l'équation (II.17).
- Pour la zone d'épuisement :

$$Y_{n+1,i} = m \cdot X_{n,i} - (m - 1) \cdot X_{R,i} \quad (\text{II.57})$$

A partir de la composition du résidu, on arrive à la composition imposée pour le distillat, les équations du bilan matière seront (la numérotation des plateaux se fait de bas en haut).

- Pour la zone de rectification :

$$X_{n+1,i} = (1/m) \cdot Y_{n,i} - (1 - m'/m) \cdot Y_{D,i} \quad (\text{II.58})$$

- Pour la zone d'épuisement : voir l'équation (III.22) .

II.12.2. Nombre de plateaux réels

Le nombre de plateaux réels dans la colonne est donné par :

$$N_{\text{réel}} = (N_R - N_E) / \eta \quad (\text{II.59})$$

η : Efficacité moyenne des plateaux réels.

- La zone de rectification :

$$N_{\text{réel}} = NR/\eta \quad (\text{II.60})$$

➤ La zone d'épuisement :

$$N_{\text{réel}} = -NE/\eta \quad (\text{II.61})$$

II.13. Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne permet de vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur.

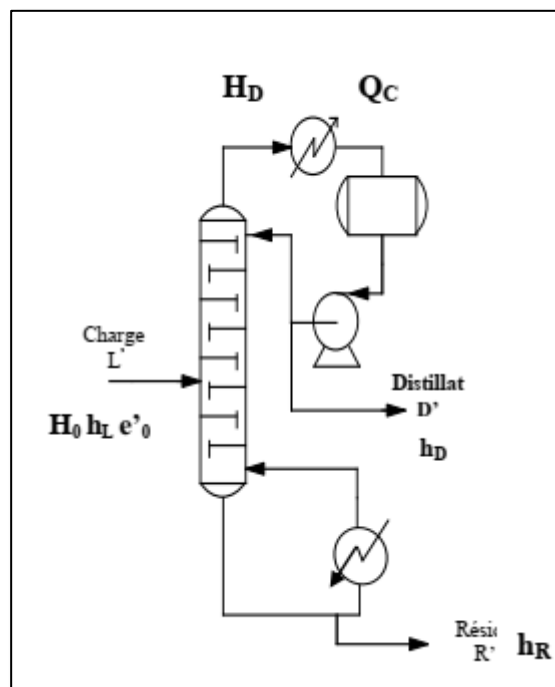


Figure II.2 : Schéma du bilan thermique d'une colonne de rectification.

$$L.h_L + Q_R = D.h_D + R.h_R + Q_C \quad (\text{II.62})$$

$$H_L = e_o . H_o + (1 - e_o) . h_o \quad (\text{II.63})$$

$$Q_{Rb} = G_R (H_R - h_{gr}) + R (h_R - h_{gr}) \quad (\text{II.64})$$

$$Q_C = (D + g_x) . (H_D - h_D) \quad (\text{II.65})$$

$$g_x = \frac{H_R - h_{gr}}{H_D - h_D} - \frac{R . h_{gr} + D . H_D - L . h_L}{H_D - h_D} \quad (\text{II.66})$$

Où :

Q_{Rb} : charge thermique du rebouilleur (Kcal/h).

Q_C : charge thermique du condenseur (Kcal/h)

h_L : enthalpie de la charge liquide (Kcal/Kmol).

e_0 : taux de vaporisation de la charge.

H_0 : enthalpie de la phase vapeur de la charge (Kcal/Kmol).

h_0 : enthalpie de la phase liquide de la charge (Kcal/Kmol).

h_D : enthalpie du distillat en état liquide (Kcal/Kmol)..

H_D : enthalpie du distillat en état vapeur (Kcal/Kmol)..

H_R : enthalpie de la phase vapeur provenant du rebouilleur (Kcal/Kmol)..

h_R : enthalpie de la phase liquide (Kcal/Kmol).

h_{gr} : enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur (Kcal/Kmol).

g_x : débit du reflux (Kmol/h).

G_R : débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) (Kmol/h).

Chapitre III : Historique et présentation de RAID

III.1. Vue historique sur l'activité de raffinage

Depuis la découverte du pétrole dans le sud algérien en septembre 1957, le raffinage était une activité primordiale pour l'économie algérien émergent et qui fut intégrée dans la société nationale pour la recherche, la production, le transport, la transformation, et la commercialisation des hydrocarbures "SONATRACH" dès sa création en 1963 puis sa nationalisation en 1973.

Le raffinage et la distribution des produits pétroliers soient séparées et érigées en Entreprise Nationale de Raffinage et de Distribution des Produits Pétroliers (ERDP- NAFTAL) à partir de 1 janvier 1982 .Dans le cadre de la restructuration "SONATRACH", l'E.R.D.P est créé par le décret N°80-101 apparu le 06 avril 1980 et mise en place le 1^{er} janvier 1982. La nouvelle entreprise est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques. A partir du 02 Février 1985, la "E.R.D.P" a été transformée sous le nom de "NAFTAL", cette dernière est subdivisée en 04 unités à savoir :

- Unité NAFTAL de "Raffinage".
- Unité NAFTAL de "Distribution".
- Unité NAFTAL "Portuaire".
- Unité NAFTAL de "Maintenance".

Dans le même cadre de la restructuration du secteur énergétique algérien, l'entreprise nationale "NAFTEC" fut créé de l'entreprise nationale "NAFTAL" par décret N°87-190 mise en place le 02 Janvier 1988.

L'entreprise "NAFTEC" avait la mission de promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage : traitement du pétrole brut et du condensât, ainsi que du brut réduit importé en vue d'obtenir des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation.[19]

En 22 juin 2009 SONATRACH a annoncé la réintégration de NAFTEC et deux autres filiales qu'elle détient à 100 %, à savoir la société NAFTEC spa, et les entreprises de gestion des zones industrielles d'Arzew (EGZIA) et de Skikda (EGZIK)

Tableau III.1: Capacité de traitement des raffineries.[20]

Raffinerie	Capacité en millions tonnes/an	
	Avant Réhabilitation	Après Réhabilitation
Raffinerie de Skikda (RA1.K)	15,000	16,500
Topping Condensat (RA2.K)	5,000	5,000
Raffinerie d'Alger (RA1.G)	2,700	3,645
Raffinerie d'Arzew (RA1.Z)	2,500	3,750
Raffinerie de Hassi-Messaoud (RHM)	1,200	1,200
Raffinerie d'Adrar	0,600	0,600
Total	27,000	30,695

III.2. Les Raffineries en Algérie

III.2.1. La Raffinerie d'Alger (RA1/G)

Située à 5 Km d'El Harrach et à 20 Km d'Alger, elle a pour objectif de traiter le pétrole brut de Hassi Messaoud, afin de satisfaire essentiellement la demande en carburants du marché nationale et de l'exportation (naphta et fuel).

Mise en service le 15 février 1964 avec une augmentation de la capacité de traitement de la raffinerie d'Alger pour porter sa capacité à 3, 645 millions tonnes/an de pétrole brut. Soit une augmentation de 35%. Actuellement sa capacité de traitement est de 2,7 millions tonnes/an, la raffinerie comprend les installations suivantes :

- Une unité de distillation atmosphérique.
- Une unité gas-plant pour la séparation et traitement de GPL.
- Une unité de reforming catalytique.
- Une unité de mélange (éthylation) pour la fabrication des essences.
- Une pompe d'expédition des produits par pipes line aux dépôts d'Alger, Blida, au port pétrolier et à l'aéroport houari Boumediene.
- Un central thermos – électrique pour les besoins énergétiques de la raffinerie (vapeur d'eau, électricité, air instrument).
- Port pétrolier équipé de 3 postes de chargement pour les exportations, les cabotages et une station de déballastage.[20]

III.2.2. La Raffinerie d'Arzew (RA1/Z)

La RA1/Z est mise en service en 1973 avec une augmentation de la capacité de traitement de la raffinerie d'Arzew pour porter sa capacité à 3,75 millions tonnes/an de pétrole brut. Soit une augmentation de 50%. Actuellement la capacité de traitement est de 2,5 millions tonnes/an, elle répond aux impératifs suivants :

- Traiter le pétrole de Hassi Messaoud (BHM) et le BRI.
- Satisfaire la consommation du marché national en carburants, lubrifiants, bitumes, fuel et paraffines.
- Exporter les excédents : principalement les fuels, naphta et kérosène.

La raffinerie d'Arzew comprend les installations suivantes :

- Une unité de distillation atmosphérique.
- Une unité de reforming catalytique.
- Une unité de séparation des gaz.
- Une unité de distillation sous vide et d'oxydation pour la production de bitumes routiers.
- Deux unités de production de lubrifiants et graisses :
- Unité de désasphaltage au propane pour récupérer l'huile de base lourde.
- Extraction au furfural pour extraire les aromatiques et améliorer l'indice de viscosité des huiles de base.
- Traitement des paraffines pour abaisser la teneur en huile.
- Traitement à l'hydrogène destiné à améliorer la couleur, l'odeur et la stabilité des huiles de base.
- Fabrication et mélange des graisses.
- Unité de mélange (GPL, essence, fuels, gasoil).
- Unité d'utilité qui assure la production des vapeurs, d'électricité et d'air instruments.[20]

III.2.3. La Raffinerie de Skikda (RA1/K)

La raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer. Le complexe de la raffinerie du pétrole de Skikda, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une augmentation de la capacité de traitement de la raffinerie de Skikda pour porter sa capacité à 16,5 millions tonnes/an de

pétrole brut. Soit une augmentation de 10%. Actuellement la capacité de traitement est de 15 millions tonnes/an

La raffinerie de Skikda comprend les installations suivantes :

- Unité de reforming catalytique.
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique.
- Unité de traitement et séparation des gaz (GPL).
- Unité d'extraction des aromatiques.
- Unité de cristallisation et séparation du para-xylène.
- Unité de distillation sous vide (Production des bitumes).
- Unité de stockage, mélange et expédition.
- Unité pour la déminéralisation des eaux.
- Centrale thermique électrique et utilités.[20]

III.3. La Raffinerie d'Adrar (RA1/D)

III.3.1. Présentation de la raffinerie

Le bassin du SBAA a été découvert durant les années 80, ce bassin comprend des gisements de gaz et d'huile avec des réserves totales estimées à plus de 600 Millions de barils pour l'huile et 100 Milliards de m³ pour le gaz. Plus de 40 puits ont été déjà forés pour la reconnaissance des structures huile et gaz. Le pétrole découverte à une densité qui varie de 0,8061 à 0,8303 à 20 °C.

Le complexe RA1/D anciennement appelée "SORALCHIN" fut inauguré en mois de mai de l'année 2007 dans le cadre d'un partenariat entre "SONATRACH" et la société chinoise China National Petroleum Corporation "CNPC" pour l'objectif de traiter le brut venant des gisements situés dans la cuvette de Sbaa, Hassi Ilatou, Dechiera, OTRA. Cette raffinerie joue un rôle stratégique dans l'alimentation des divers produits pétroliers pour la région du Grand Sud. En 2014, "SONATRACH" est devenu l'unique propriétaire par le rachat des actions de "CNPC».[21]

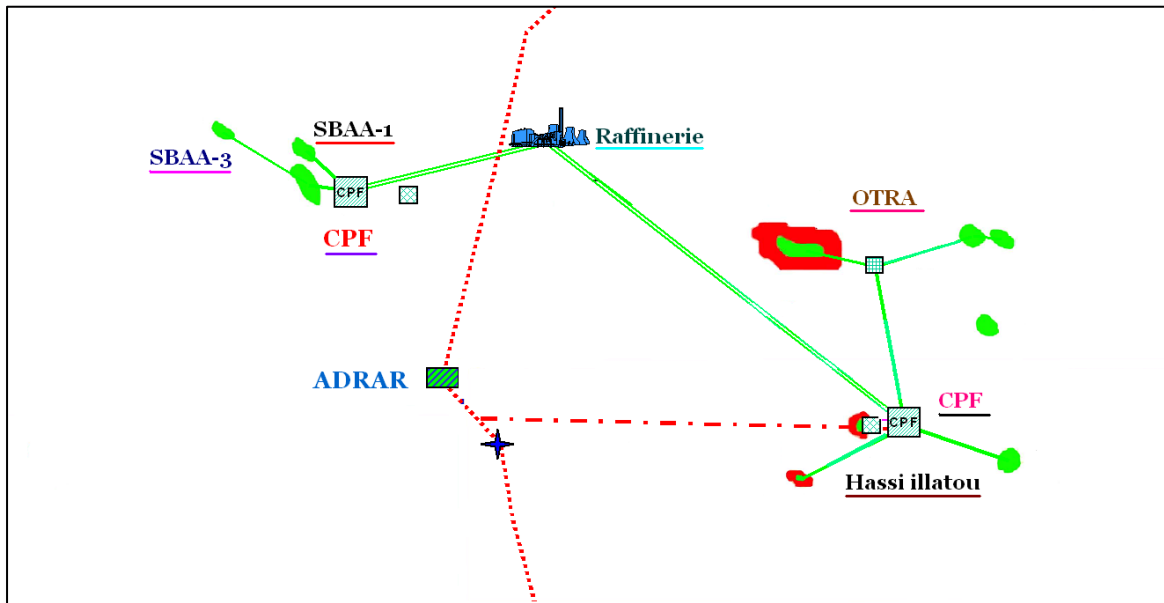
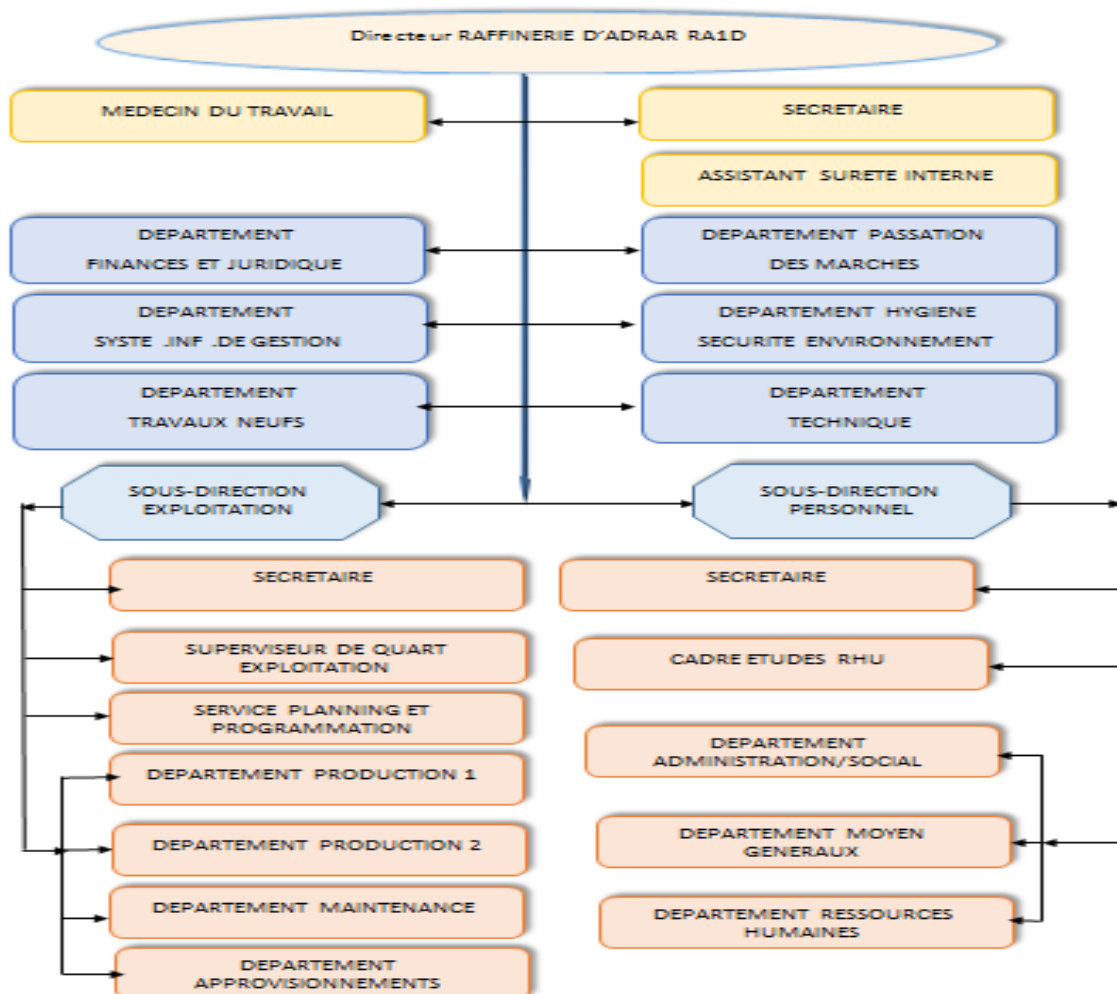


Figure III.1: Les différents gisements de la raffinerie RA1/D.[21]

III.3.2. Organigramme de raffinerie d’Adrar

Figure III.2 : Organigramme de raffinerie d’Adrar.[22]



III.3.3. Situation géographique

Le site de la raffinerie est sur la partie orientale de la ville de Sbaa. Dans l'arrière-pays de désert du Sahara. Il est d'environ 1400 km d'Alger, à environ 44 kilomètres au Nord du chef-lieu de la wilaya d'Adrar de la ville Adrar, la raffinerie d'Adrar est implantée sur une surface de 84 hectares dont 37 hectares sont occupés par les installations de la RA1D.

Le choix de Sbaa pour le site de raffinerie est porté pour les raisons suivantes :

- Meilleure qualité du sol,
- Facilité d'accès et facilité d'évacuation des produits raffinés,
- Disponibilité de l'énergie électrique et du réseau de télécommunications,
- Préservation de l'environnement de la ville d'Adrar. [21]

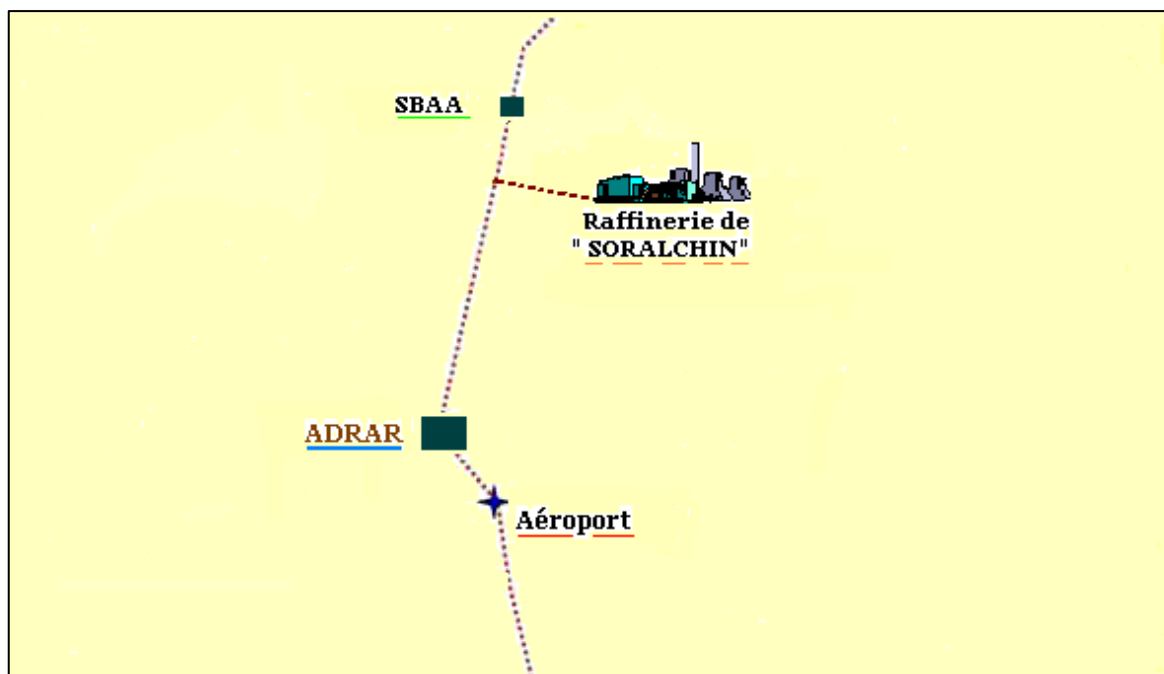


Figure III.3: Situation géographique de la raffinerie

III.3.4. Les coordonnées géographiques

- Longitude : 00° 11' ouest.
- Latitude : 27° 49' nord.
- Altitude moyenne est de 275 mètres.

Le site de la raffinerie est situé en plein désert du guebli, à quelques 900 m d'une zone agricole rattachée en village de Sbaa, situé à l'ouest du site. Le paysage est un no man's land, dépourvu de toute végétation d'habitation ou d'activités. Toutefois, cette abondance est une zone dans les eaux souterraines. Elle est limitée :

- Au Nord : par la daïra de Tsabit.
- Au sud : par la commune de Gourara.
- A l'ouest : par la commune de Sbaa.
- A l'est : par un terrain non urbanisé.

Les conditions climatiques témoignent de cette situation :

- Pluviométrie maxi 16mm/ an.
- Humidité moyenne annuelle 20.5 %.
- Température moyenne annuelle 28.6 °C. [21]

III.3.5. Capacité de traitement et de production la raffinerie

a. Capacité de traitement

La capacité annuelle de traitement de la raffinerie de SBAA est de 600 000 Tonnes environ de pétrole brut pendant une période d'année en continu par jour de vingt-quatre (24) heures.

- 75 tonnes par heure (tonne/h).
- 1800 tonnes par jour (tonne/j).
- 12500 barils par jour (baril/j).

Le pétrole est stocké dans 03 réservoir a toit flottant , d'une capacité nominale de 6000 m³/bac correspondant à une autonomie d'exploitation de sept (07) jours environ.

Ces bacs sont équipés de tous les accessoires et systèmes de régulation , de commande et de sécurité. La capacité nominale de traitement est de douze mille cinq cents (12 500) barils/jour de pétrole brut.

Le brut de différents gisements (Sbaa , Dechiera, Hassi Illatou, et OTRA) peut être classé dans la catégorie des pétroles mixtes. C'est un brut léger de densité 0.834 g/cm³ à 20°C, il peut-être classer dans la catégorie des pétroles mixtes. C'est-à-dire brut légère aromatique à faible teneur en soufre. Ces principales spécifications sont : [23]

Tableau III.2: Les principales caractéristiques du brut mélangé. [23]

Caractéristiques	Résultats
Degrés API°	40.11
Densité à 20°c	0.8206 g/cm ³
Viscosité à 20°c	22.46 mm ² /s
Point de congélation	-28 °c
Soufre	2.56%
Nitrogène	< 0.002%
Eau	899.3 µg/g
Point de flash	0.12%
Acidité	< 0.02 mg KOH/g
Salinité	7.6 mg NaCl/l
Concentration en paraffine	9.74%

b. Capacité de production

Le tableau suivant représente la capacité de la production annuelle de la raffinerie.

Tableau III.3: Capacité de traitement des raffineries.[23]

Produits	Quantités (Tonnes/An)
Propane	20 500
Butane	32 500
Essence super	10 000
Essence normale	208 300
Gasoil	238 400
Total	509 700

III.3.6. Présentation des différentes unités

La raffinerie est divisée en 62 unités (sections), ces unités peuvent être regrouper en trois (4) grandes parties principales ; qui sont :

- Les unités de production ;
- Les utilités ;

- Section du stockage. [23]

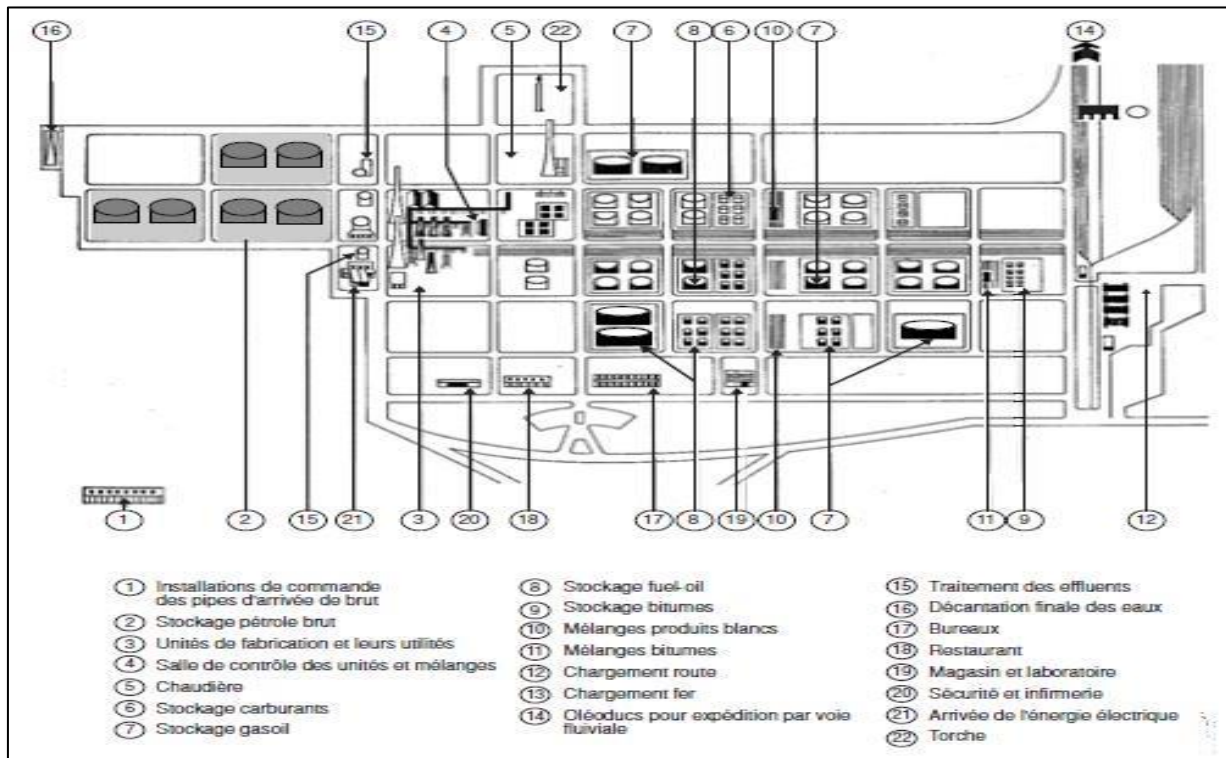


Figure III.4: Organisation générale de la raffinerie. [22]

III.3.7. Unités de production

Les unités de production ou de raffinage renferment les unités suivantes : [23]

1. Unité de distillation atmosphérique (Topping) CDU (U201) [23]

C'est l'unité mère de la raffinerie, combinée avec unité de séparation de gaz. Elle est la première unité qui reçoit le pétrole brut après le stockage, leur rôle principal est réalisation du fractionnement du pétrole brut en différents produits. Elle est conçue pour traiter 600 000 tonnes de brut par an (sa capacité limite est de 700 000 tonnes par an tandis que sa capacité minimale est de 420 000 tonnes par an). Elle occupe une surface majoritaire de la raffinerie. Elle est constituée des sections suivantes :

- ❖ Section de stockage « 03 bac de pétrole brut » ;
- ❖ Section de dessalement « 03 dessaleurs » ;
- ❖ Section de distillation atmosphérique ;
- ❖ Section de stabilisation de naphta ;
- ❖ Section de fractionnement des GPL ;
- ❖ Section traitement de gasoil ;

- ❖ Section de purification/traitement du kérosène pour la production du Jet-A1.[23]

2. Unité reforming catalytique CRU (U202)

L'unité reforming catalytique est conçue pour traiter la charge naphta produite par l'unité distillation atmosphérique. Les produits de l'unité sont essentiellement du carburant sans plomb à haut indice d'octane : NO=96 dénommé couramment : super sans plomb, des L.P.G, du naphta léger (light naphta), naphta raffiné : fond de colonne (fond colonne d'évaporation), des gaz incondensables (combustible pour fours de l'unité) et de l'hydrogène (pour réactions du procédé). Cette unité contient trois (03) sections :

- ❖ Section prétraitement pour produire naphta traité ;
- ❖ Section reforming ;
- ❖ Section production d'hydrogène H₂. [23]

3. Unité de craquage catalytique fluidifié RFCC (U203)

L'unité craquage catalytique est la troisième unité de production de la raffinerie. Elle traite le résidu atmosphérique, sa capacité est de 300 000 tonnes par an, elle produit du les essences, le gasoil léger, les GPL, le slurry et les gaz incondensables. Cette unité renferme trois sections :

- ❖ Section de Préfractionnement ;
- ❖ Section de Prétraitement ;
- ❖ Section Reforming . [23]

III.3.8. Les utilités

Ces installations fournissent les utilités nécessaires au fonctionnement des unités de la raffinerie :

- ❖ Unité de traitement des eaux (U602) ;
- ❖ Unité de production de vapeur chaudière (U601) ;
- ❖ Unité de production d'énergie électrique (U601) ;
- ❖ Unité de production d'air comprimé (U603)
- ❖ Unité d'exploitation des eaux de refroidissement (U401) et eaux usées (U402). [22]

III.3.9. Stockage en raffinerie

1. Bacs de matière première

La raffinerie contient trois (3) bacs de stockage du brut, avec une capacité de 6000 tonnes. Chaque bac est muni d'un transmetteur de niveau et un thermomètre. Après remplissage de l'un des bacs, il est laissé pour décantation de l'eau dans le fond du bac, L'eau décantée est purgée à l'aide d'une conduite de purge située au fond du bac. On a dit qu'il y a trois (3) bacs de stockage: Un pour remplissage, Un pour l'alimentation de la raffinerie et un comme réservoir (en décantation).

2. Bacs de produits finis conformes

- Le propane et butane est stocké respectivement dans deux (02) sphères et trois (03) sphères de capacité de 1000 m³ pour chacune.
- Le kérosène après être raffiné est stocké dans 4 bacs de 500 m³ pour chacun.
- Le gasoil commercial est le produit d'un mélange du gasoil atmosphérique et du gasoil de l'unité F.C.C. Il y a 4 bacs de gasoil de capacité unitaire 4000 m³ pour chacun.
- Le stockage du carburant (essence super et normal) est réalisé dans 6 bacs de capacité unitaire 3000 m³ pour chacun.

3. Bacs de produits non conformes

- L.P.G non traités de l'unité : F.C.C ou des L.P.G de démarrage de l'unité : distillation, ils sont stockés dans 02 sphère de 400 m³ pour chacune.
- Gasoil non conforme : ce produit est stocké dans (02) bacs de 500 m³ chacun.
- Carburant non conforme : le produit non conforme venant des unités reformage ou F.C.C (par exemple lors du démarrage de ces unités) est stocké dans 02 bacs de capacité 500 m³ pour chacun.

III.3.10. Généralité sur le laboratoire de la raffinerie

Chaque raffinerie possède un laboratoire. Le service de laboratoire situé au sud-ouest de la raffinerie entre l'administration et l'unité de stockage. C'est un laboratoire de contrôle où est effectué un certain nombre d'analyses sur le pétrole brut et aussi sur les différents produits intermédiaires ou finis de la raffinerie, pour but de :

- ❖ S'assurer que la qualité des produits finis correspond aux normes,

Et pour cela l'appareillage et les modes opératoires des analyses sont normalisés de sorte que les résultats aisément reproductibles comparables et permettent de caractériser un produit avec précision et qu'il est délivré avec un certificat de qualité. Le Contrôle de qualité se fait au niveau de deux sections :

- Section des eaux ;
- Section d'hydrocarbure et des gaz ;

Les analyses dites commerciales sont effectuées sur des échantillons prélevés au cours des chargements par des échantillonneurs automatiques de manière à obtenir un échantillon représentatif de la cargaison.



Figure III.5: Laboratoire de la raffinerie.

Section d'hydrocarbure

Le laboratoire site est équipé pour suivre la qualité des traitements des unités de production et contrôler que le réglage des unités de production est correct. Le nombre d'analyses effectuées est normalisé ainsi que les résultats trouvés sont comparables aux normes. Les analyses de cette section sont :

- Les analyses du pétrole brut : densité, Teneur en eau et sédiments (BSW), Teneur en sel, et la tension de vapeur ;
- Analyse d'essence, gasoil et kérosène et résidu atmosphérique ainsi que les analyses des huiles et catalyseur : (Masse volumique et densité, Viscosité, indice d'octane, TVR, micro-activité, flache point...etc.) ;
- Les analyses des gaz : chromatographie, TVR, densité... Analyse des composés soufrés du gaz ...etc ;

Ces analyses dites commerciales sont effectuées sur des échantillons prélevés au cours des chargements par des échantillonneurs automatiques de manière à obtenir un échantillon représentatif de la cargaison.

Section d'eau :

La raffinerie a besoin d'eau ; cette dernière subit plusieurs analyses physico-chimiques au niveau des unités (dessalement, osmose inverse, déminéralisé) d'une eau spéciale pour la chaudière et pour la production d'électricité et eau pour les tours de refroidissement. Pour avoir les caractéristiques et la qualité d'eau, des analyses physico-chimiques sont effectuées quotidiennement au sein du laboratoire de la raffinerie : l'échantillonnage se fait dans des flacons en matière plastique de 500 ml de capacité. L'échantillon doit toujours être parfaitement identifié par un nom, un numéro et par la date et le lieu de l'échantillonnage.

❖ **Produits finis**

Essences

Les essences sont stockées dans six (06) bacs de stockage d'une capacité de 3000 m³. L'essence "normale" provenant de l'unité reforming catalytique est stocké dans deux (02) réservoirs d'une capacité de 500 m³ pour chacun, L'essence 89 "Normale" est provenant de l'unité RFCC est stockée dans quatre (04) bacs d'une capacité de 3000 m³ pour chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours.

Gasoil

Le gasoil est stocké dans quatre (04) bacs de stockage à toit fixe d'une capacité unitaire de 4000 m³ pour chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours.

Kérosène JET-A1

Le JET-A1 est stocké dans quatre (04) bacs de stockage à toit fixe d'une capacité unitaire de 500 m³ pour chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de (15) jours.

Propane

Le propane est stocké dans deux (02) sphères de stockage de capacité unitaire de 1000 m³ pour chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours.

Butane

Le butane est stocké dans trois (03) sphères de stockage de capacité unitaire de 1000 m³ pour chacune correspondant à une autonomie d'exploitation de 15 jours.

Le fuel oil

Le Fuel Oil issu de l'unité RFCC est stocké dans quatre (04) bacs de stockage d'une Capacité de 3 000 m³ (destiné pour l'alimentation des chaudières).

❖ **Produits intermédiaires**

BRA (Résidu fond de colonne Topping)

Le BRA issu de l'unité de distillation CDU utilisé comme charge pour l'unité RFCC est stocké dans trois (03) bacs de stockage à toit fixe d'une capacité unitaire de 3000 m³ correspondant à une autonomie d'exploitation de l'unité RFCC de 15 jours.

Naphta

Le naphta est stocké dans quatre (04) bacs à toit fixe d'une capacité de 1000 m³/chacun correspondant à une autonomie d'exploitation de la raffinerie de 15 jours.

Chapitre IV : Description de l'unité Gas-plant

IV.1. Le rôle de l'unité Gas-plant

L'unité Gas-plant est l'unité la plus simple de la raffinerie par rapport aux autres unités. Conçue pour le but de séparer le propane et le butane correspondants aux spécificités demandées avec la réduction des composés non désirés à des valeurs acceptables pour la commercialisation, en utilisant des solvants (traitement chimique) et un système de filtration (traitement physique) pour éliminer les impuretés contenues dans le propane et le butane et la séparation par simple distillation du GPL provenant des accumulateurs de colonne de stabilisation (débutaniseur) de l'unité de distillation atmosphérique (U201) et de l'unité de reforming catalytique (U202). Afin d'obtenir des produits qui répondent aux spécifications internationales.

La charge du Gas-plant et sa composition peuvent varier dans une assez large mesure par rapport à la qualité de charge de brut traité dans l'unité de distillation atmosphérique et le type d'essence issu du procédé de reforming catalytique. Il en sera de même pour les rendements en butane, propane et fuel gaz. La composition de ce dernier en outre sera variable.

L'alimentation de cette unité sera au maximum de 50.000 tonnes par an.

IV.2. Production et traitement chimique de GPL dans la raffinerie

IV.2.1. GPL d'unité de distillation atmosphérique

Le brut entre dans la colonne atmosphérique par la zone de flash, au niveau du plateau 47. Les fractions légères migrent vers la zone de rectification tandis que le brut réduit tombe au niveau de la zone d'épuisement au fond de la colonne ; La pression et la température en tête sont de l'ordre : 0.05 Mpa et 130 °C respectivement. La température des vapeurs de tête décroît à 100 °C avec l'échange de la chaleur avec l'autre échangeur, puis leur refroidissement dans les aéroréfrigérants et les condenseurs à une température de 40 °C ; Le mélange (liquide + gaz) partiellement condensé est recueilli dans le ballon de reflux.

Le dégazage au niveau du ballon de reflux se fait vers le ballon de séparation où les Gaz sont envoyés vers le four atmosphérique comme combustible ; La phase liquide du ballon aspirée par la pompe est refoulée dans deux directions différentes : une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux, l'autre partie est refoulée vers le bac de stockage et sera utilisée comme Constituant principal de la charge de l'unité reforming catalytique.

Les gaz de tête de la colonne de préflash sont stabilisés dans une colonne stabilisatrice (C- 201 201) ; les vapeurs de tête de cette colonne sont condensés au niveau du condenseur à eau et recueillies dans un ballon de reflux. La fraction condensée au fond du ballon représente

le GPL de l'unité. Le GPL est aspiré par une pompe et refoulé en deux parties, une partie est renvoyée vers la tête de la colonne stabilisatrice comme reflux, et l'autre partie est acheminée vers la section de traitement du GPL.

IV.2.2. GPL d'unité de reformage catalytique et de craquage catalytique

La séparation du produit de l'unité de reforming du nature biphasique (liquide et gaz), se fait au niveau du ballon accumulateur. Le fond de ce ballon est envoyé vers la colonne stabilisatrice, les vapeurs de tête de cette colonne sont refroidies par l'aéroréfrigérant puis par un condenseur à eau.

Le mélange refroidi (GPL, eau, gaz incondensables) est recueilli dans un ballon de reflux. Le GPL soit la partie condensée sera aspiré par une pompe et refoulé vers la section de traitement. Une partie sera renvoyée vers la tête de la colonne stabilisatrice comme reflux. Le produit du réacteur de craquage catalytique est séparé dans une colonne de fractionnement, les gaz de tête de cette colonne sont récupérés dans un ballon accumulateur, les gaz incondensables de ce dernier sont aspirés par un compresseur à deux étages pour compression puis refoulés par celui-ci pour être refroidis, ensuite recueillis dans un autre ballon accumulateur. La partie accumulée du ballon constitue la charge de la colonne stabilisatrice, dans cette colonne ; le fond représente l'essence stabilisée, et les gaz de tête soient le GPL sera recueilli dans un ballon de reflux, puis il sera acheminé vers la section de traitement.

Le GPL de trois unités de production est recueilli dans un ballon accumulateur afin d'être envoyé vers la section de traitement.

IV.2.3. Section de traitement du GPL dans la raffinerie

Ce traitement a pour le but d'éliminer les gaz sulfurés (H_2S , mercaptans), l'eau présents dans le GPL venant de l'unité de distillation atmosphérique. Le GPL venant du reforming et le craquage catalytique n'a pas besoin de ce traitement vu qu'il est déjà désulfuré et suffisamment anhydre. Le procédé du traitement du GPL est divisé en deux parties, la première sert à éliminer l'hydrogène sulfuré (H_2S) contenu dans le gaz par l'utilisation de la solution de MDEA (30%) comme solvant et l'élimination des mercaptans (RSH) par l'utilisation de soude (10%). La deuxième partie sert à débarrasser le GPL des produits sulfurés et de l'eau

- **Élimination de H_2S**

comme reflux de tête. La partie gazeuse du ballon qui représente les gaz acides, est envoyée vers la section de récupération du soufre.

Le fond de la colonne (C-203-603) représente la solution amine régénérée, quitte la colonne avec une température de 125°C, puis, elle est refroidie à environ 40°C dans les échangeurs (E-203-602) (1~ 4) avec la solution d'amine riche en H₂S, ensuite elle est envoyée à la partie supérieure de la colonne d'absorption pour faire le recyclage du solvant. Le rebouillage du fond de la colonne se fait à l'aide de vapeur saturée désurchauffée (0.3 Mpa, 143°C) au niveau de l'échangeur (E-203-605).

- **Élimination des mercaptans**

Le GPL provient de la première colonne de désulfuration (élimination d'H₂S), est mélangé avec la solution de soude (10%) dans le mélangeur (M-203-701), puis entre dans le ballon de pré-lavage (D-203-701) afin de séparer la solution alcaline (soude) et la recycler.

Le GPL est envoyé vers la colonne de désulfuration (C-203-701) où se fait l'extraction des mercaptans en présence du catalyseur (solution de soude dissoute avec le cobalt-sulfophtalocyanine). Le GPL désulfuré quitte la colonne en haut et subit à une douche d'eau au niveau du mélangeur (M-203-702) afin d'être lavé par l'eau dessalée ; puis, il est envoyé vers le ballon (D-203-702) où se fait la séparation de l'eau de lavage.

Le fond de la colonne C-203 701 (solution de soude riche en mercaptans) est chauffé à 60°C dans l'échangeur (E-203-701) par l'eau chaude, puis envoyé vers la colonne d'oxydation (C-203-703) où se fait la régénération de solution de soude par l'air comprimé non purifié. La solution du catalyseur régénéré est envoyée vers le ballon (D-203-703) pour éliminer le disulfure, puis elle est refroidie dans le refroidisseur à eau (E-203-702) et retournée (recyclée) à la colonne (C-203-701).

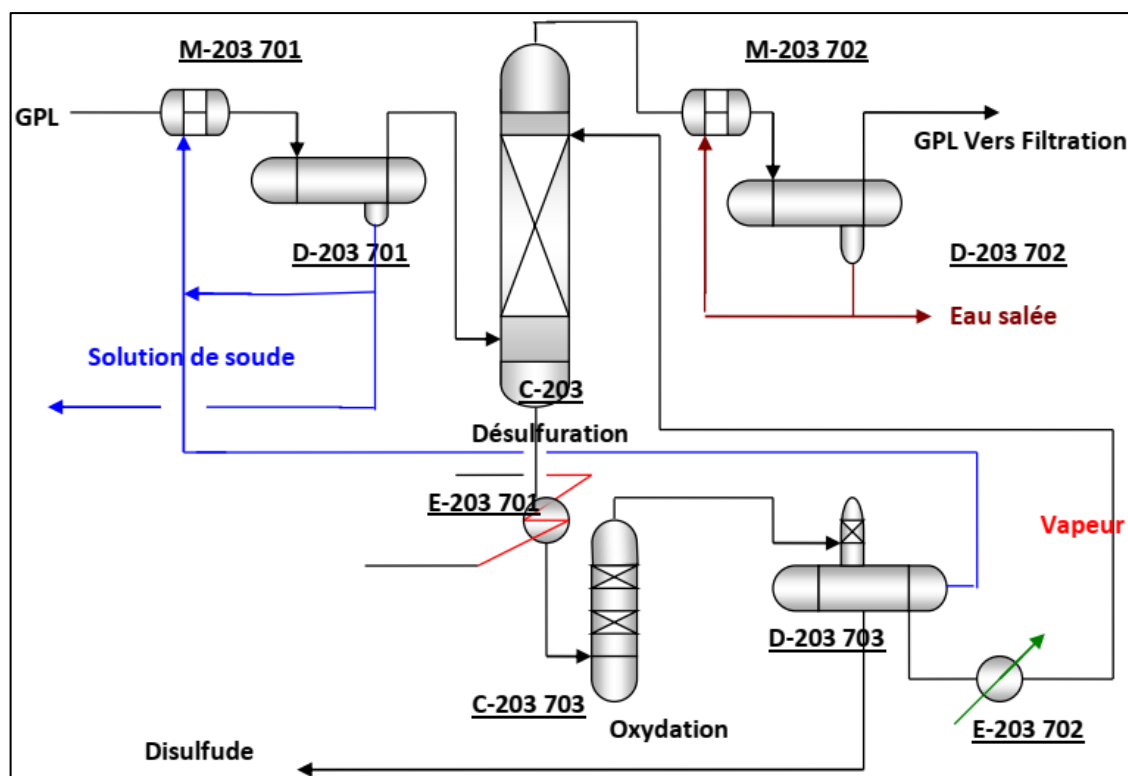


Figure IV.2: Schéma du procédé d'élimination des mercaptans.[21]

- **Unité de filtration**

Après la désulfuration, le GPL est acheminé vers l'unité de filtration afin de continuer la purification et d'éliminer les impuretés entraînées comme les traces de la solution de soude, la poussière et l'eau. Cette unité comporte deux colonnes, une colonne à sable pour filtration et une colonne d'absorption à tamis moléculaire.

Le GPL provenant du ballon (D-203-702) est envoyé vers la colonne à sable (C-203-702) pour filtration, puis il se rend à la colonne d'absorption (C-203-704) afin d'éliminer l'hydrogène sulfuré, les mercaptans et d'autres composants de soufre restés dans le GPL. A la sortie de la colonne (C-203-704), le GPL raffiné a une teneur en soufre répondant aux normes. Après traitement, le GPL traité (teneurs en mercaptans : 300 ppm, teneur en H₂S : 0.16 %) doit être envoyé vers la section de stockage pour alimenter l'unité de fractionnement (unité Gas plant).

IV.3. Description de l'unité Gas plant (Fractional Section)

Le GPL sera fractionné dans cette unité en différents produits selon leurs volatilité (propane, butane, naphtha léger). Le fractionnement du GPL se fait par une séparation physique (distillation) dans des colonnes à plateaux. Cette unité comporte trois colonnes de séparation : Dépropaniseur (C-201-202) ; Dééthaniseur (C-201-203) ; Dépentaniseur (C-201-204).

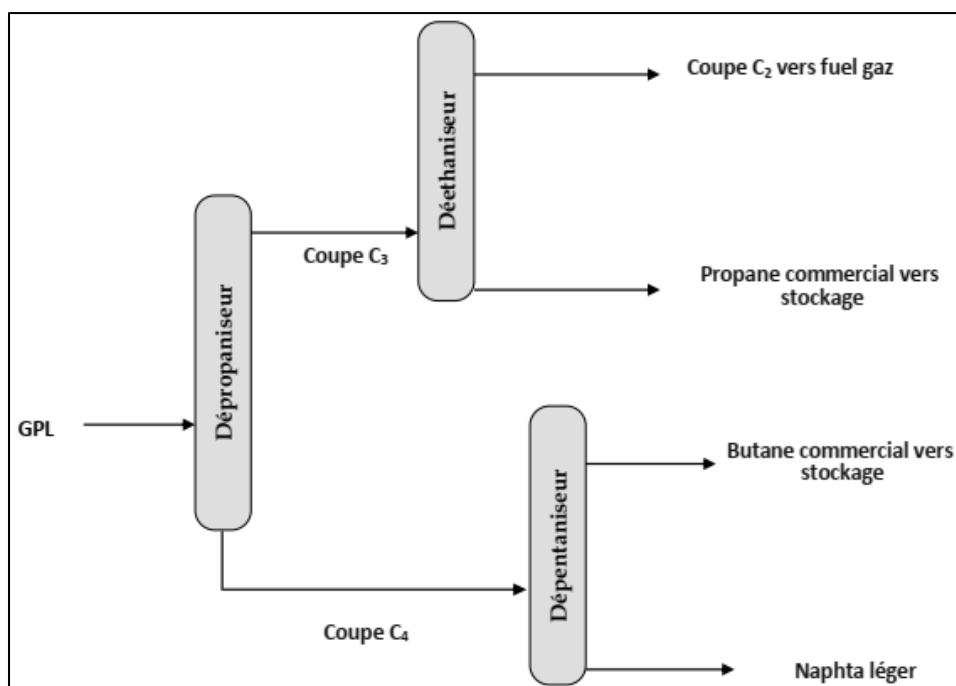


Figure IV.3 : Schéma simplifié du fractionnement du GPL.[21]

IV.3.1. Dépropaniseur

La charge du dépropaniseur est aspirée du ballon accumulateur (D-201-202) par la pompe (P-201-202/1.2) et refoulée à travers l'échangeur (E-201-206) (échange thermique avec le gasoil 2e soutirage de colonne de distillation atmosphérique). L'alimentation de la colonne se fait au niveau du 27 plateau à une température de 70.6 °C. Les vapeurs de tête sont refroidies par le condenseur (E-201-207) et recueillies dans le ballon de reflux (D-201-203). La phase liquide du ballon est aspirée par la pompe (201-203/1.2), une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux, l'autre partie sert de charge d'alimentation du dé-éthaniseur. La pression et la température de tête sont respectivement :14.79 bar et 40.7 °C. Tandis que le rebouillage du fond de la colonne se fait avec de la vapeur à 10 bar et 250 °C au niveau du échangeur (E- 201-208), la température du fond est de 97.3 °C.

Le fond de la colonne qui constitue de coupe du butane, alimentera le dépentaniseur et servira de charge pour cette colonne.[21]

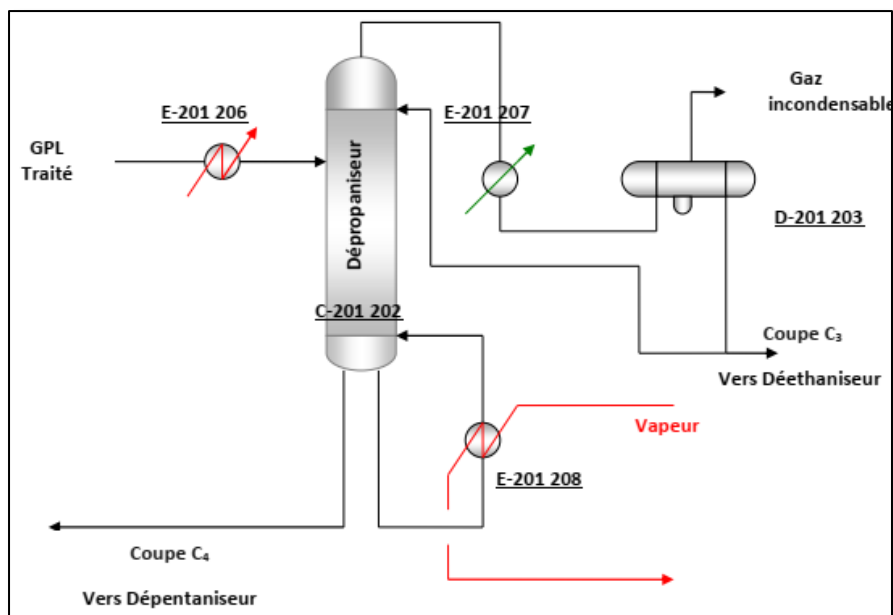


Figure IV.4: Schéma détaillé du Dépropaniseur.[21]

IV.3.2. Dé-éthaniseur

La phase liquide du ballon de reflux du dépropaniseur constitue la charge du dé-éthaniseur. L'alimentation de la colonne se fait par la pompe (P-201-205/1.2) au niveau du plateau 19 à une température de 40 °C. Les vapeurs de tête constituées essentiellement d'éthane sont refroidies par le condenseur (E-201-110), le mélange biphasique est recueilli dans le ballon de reflux. Le dégazage des incondensables se fait vers le réseau fuel gaz, la phase liquide est refoulée par la pompe (P-201 205/1.2) vers la tête du dé-éthaniseur comme reflux. Les pressions et températures de tête sont respectivement : 2.73 MPa et 49.1 °C. Le rebouillage du fond de la colonne se fait au niveau d'échangeur (E-201-211) par une eau chaude (T=115 °C, P=0.35 MPa) venant de l'unité craquage catalytique. La température du fond est estimée à 69 °C.

Le propane commercial sortant du fond de la colonne sera refroidi à travers le condenseur à une température de 40 °C et sera expédié vers les sphères pour stockage. [20]

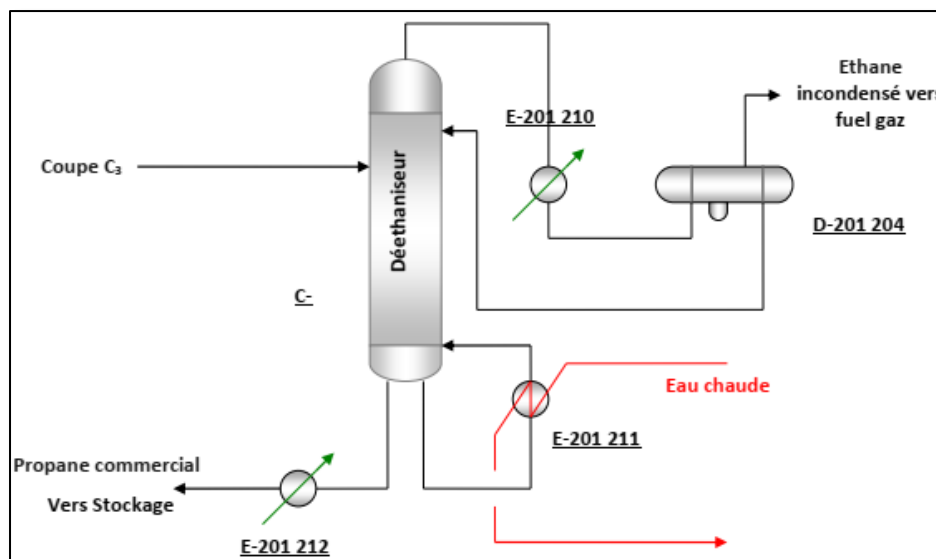


Figure IV.5: Schéma détaillé du Dé-éthaniseur.[22]

IV.3.3. Dépentaniseur

Le produit du fond du propaniseur alimente la colonne de dépentaniseur au niveau du 19e plateau à une température de 44.1 °C. Lors de la séparation à l'intérieur de la colonne, le condenseur (E-201-213) refroidit les vapeurs de tête, les produits (liquide + gaz) sont accumulés dans le ballon de reflux (D-201-205). Les gaz incondensables sont évacués vers le réseau fuel gaz, la pompe (P-201-206/1.2) aspire la phase liquide constituée de pentane commercial dont une partie est refoulée vers la tête de la colonne comme reflux. Les pressions et températures de tête sont respectivement de : 0.37 Mpa et 41.6 °C. Le rebouillage du fond est réalisé au niveau d'échangeur (E-201-114) par de la vapeur, la température dans cette zone de la colonne est de : 83.3 °C.

Le naphta léger qui sera un des constituants de la charge de l'unité reforming est aspiré du fond par la pompe (P-201-207/1.2) est refroidi dans le condenseur (E-201-115) et expédie vers stock. [22]

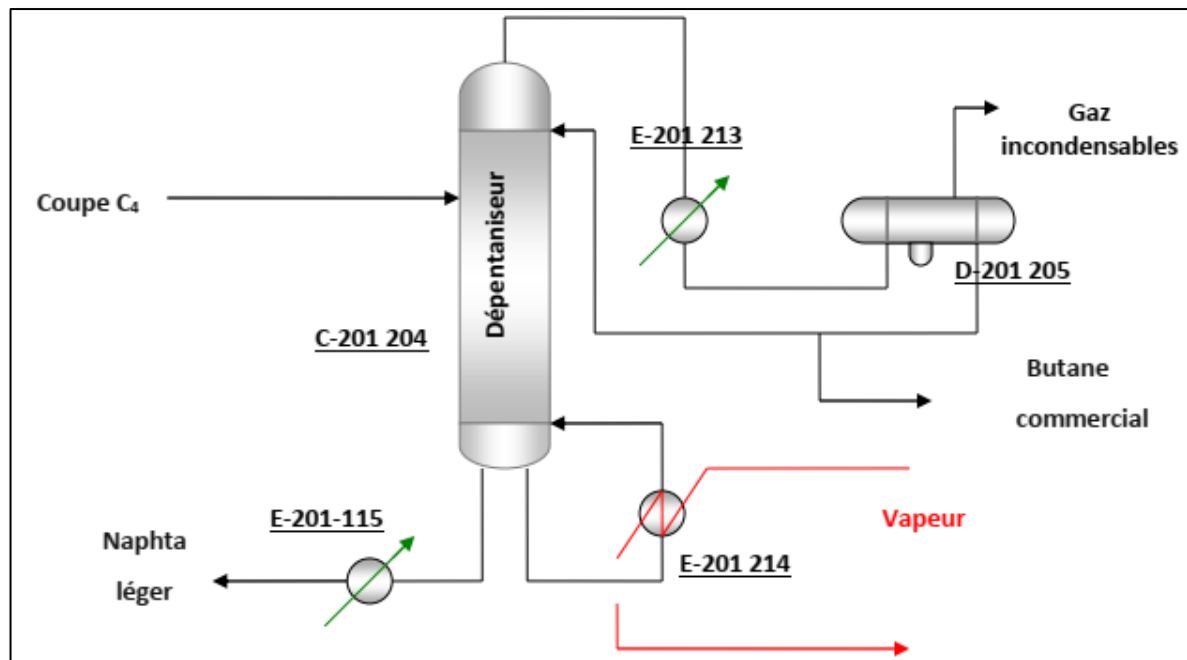


Figure IV.6: Schéma détaillé du Dépétaniseur.[21]

IV.4. Contraintes de l'unité Gas-plant

IV.4.1. En amont

- Une faible production des GPL des unités Topping/RFCC fait baisser la production du propane à l'unité Gas-plant.

La quantité des GPL perdue est due à :

- L'entraînement des GPL avec l'essence SR suite à l'encrassement des rebouilleurs, cela se voit par la tension de vapeur de l'essence SR très élevée.
- Le dégazage vers torche entraine une perte des GPL, par conséquent la baisse de la charge traitée .
- La nature du pétrole brut de densité de $0,8206 \text{ g/cm}^3$ (lourd).

IV.4.2. En aval

- Faible débit d'alimentation.
- Encrassement du réfrigérant à eau .
- Les tubes du condenseur à eau (fuyards).
- Une faible pression de l'eau de refroidissement entraine une mauvaise réfrigération.

Chapitre V : La simulation

V.1. Introduction

La conception d'une unité de production chimique est une opération complexe qui demande des moyens financiers et humains très importants. Dans le contexte actuel, un procédé industriel doit répondre à trois critères : l'économie, la sécurité et l'environnement. Ainsi, lorsqu'un nouveau procédé est développé, le rôle de l'ingénieur consiste à trouver le système le plus adapté non seulement en termes d'efficacité et de sécurité, mais aussi de coût et de rentabilité pour fabriquer le produit. A ce titre, la simulation peut être d'une aide très précieuse en prenant en charge et en traitant ces problèmes. Surtout lorsque de nombreuses variables sont en jeu (diversité des composantes, complexité des interactions, non linéarité des phénomènes, etc.).

V.2. Définition de la simulation

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système, et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé.

Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé. Il existe plusieurs types de modèle d'un système physique : allant du modèle de représentation qui ne s'appuie que sur des relations mathématiques traduisant les grandes caractéristiques de son fonctionnement jusqu'au modèle de connaissance complexe issu de l'écriture des lois physiques régissant les phénomènes mis en jeu. Le choix du type de modèle dépend principalement des objectifs tracés.

Les simulateurs de procédés chimiques utilisés classiquement dans l'industrie chimique ou para-chimique, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, ... et sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires.

Ces simulateurs disposent tous d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales,

paramètres des lois de tension de vapeur, ...). Cette base de données est enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges.[22]

V.3. Définition de HYSYS

HYSYS est un logiciel de simulation de procédé de génie de procédés de génie chimique développé par la société HYPROTECH (Canada). Il est l'ensemble de modèles mathématiques des opérations unitaires nécessitant certains appareils spécifiques (ballons, compresseurs, colonnes de distillation, échangeurs de chaleur, etc.).[24]

Ces opérations sont connectées dans un schéma de procédé PFD par le courant d'informations généré dans ces opérations. Donc, le logiciel HYSYS n'est rien d'autre qu'un programme informatique destiné à la simulation des procédés de l'industrie de gaz, des procédés de raffinages et de la pétrochimie. À l'aide du logiciel HYSYS, on peut calculer la capacité de production, dimensionner les appareils qui composent une unité donnée, déterminer les limites de la marche de cette unité et comprendre les phases critiques du procédé.

Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant des séparations bi- et tri-phasique simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique.

HYSYS dispose d'une importante banque de données sur les corps purs est incorporée avec le logiciel HYSYS. Ces corps sont regroupés en plusieurs familles :

- Hydrocarbures : normaux et iso-paraffines, oléfines, naphènes, aromatiques...
- Hydrocarbures oxygénés, azotés et sulfurés (amine, alcools, aldéhydes, nitriles, mercaptans...)
- Halogènes.
- Solides (soufre).
- Divers (O_2 , N_2 , CO_2 , H_2O , HCl ...).
- Corps hypothétiques (purs, complexes, solides).[22]

HYSYS demande pour définir ces corps de remplir un tableau de valeurs à utiliser lors des calculs.

En outre, et pour caractériser les mélanges d'hydrocarbures complexes (pétroles), il est possible d'utiliser les résultats d'analyses normalisées telles que TBP, ASTM, SpGr, Kuop...etc.

Ensuite HYSYS va utiliser ces données pour générer un nombre fini (choisi par l'utilisateur) de pseudo-corps repérés par leurs points d'ébullition normaux pour représenter ces mélanges.

En option le simulateur peut lire d'autres banques de données telles que la DDB, DIPPR, API, GPA...

Cette option permet aussi d'utiliser les propriétés physiques déjà stockées dans la banque de données de HYSYS.

HYSYS présente plusieurs modèles thermodynamiques avec leur domaine d'application, à savoir :

- 1- Modèles spéciaux pour les amines.
- 2- Modèles spéciaux pour la vapeur d'eau (ASTM stream, NBS stream).
- 3- Modèles utilisant la pression de vapeur (équation d'Antoine, NK10 et table Esso).
- 4- Modèles semi-empiriques (Chao-Seader CS, Grayson-Streed GS).
- 5- Modèles hybrides : pour les systèmes à forte polarité, forte déviation par rapport à l'idéalité, azéotropes.
- 6- Modèles basés sur les équations d'état: tels que Peng Robinson (PR), Soave Redlick-Kwong (SRK) pour les hydrocarbures, car elles utilisent des coefficients d'interactions binaires.

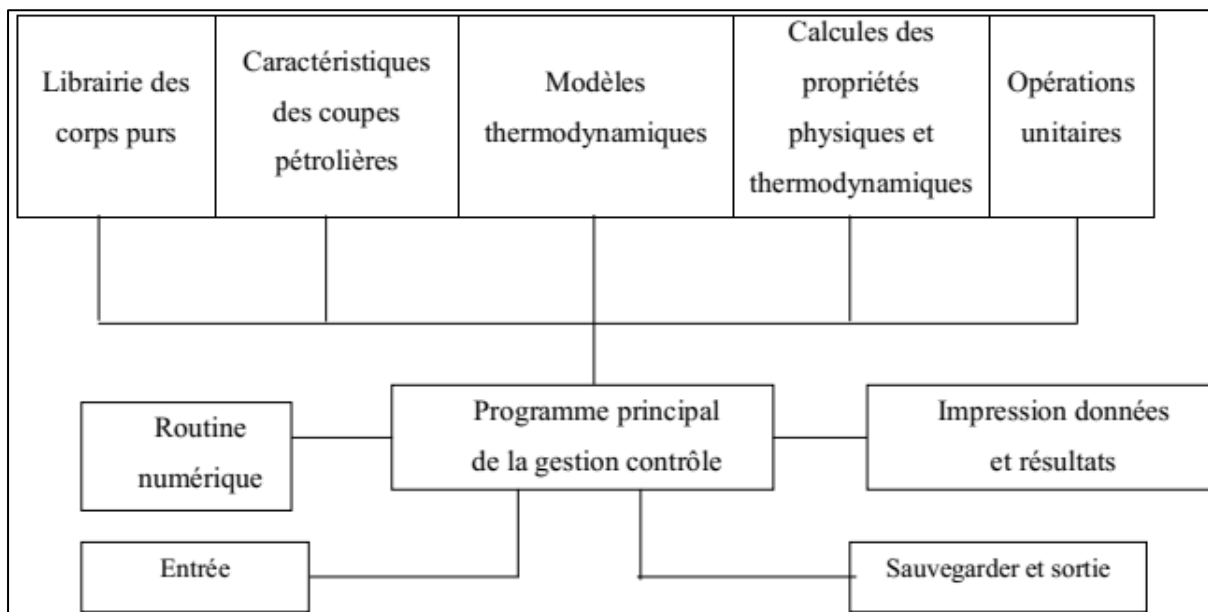
HYSYS propose aussi une autre forme de l'équation PR modifiée par Stryjeck-Vera qui donne des résultats meilleurs pour les corps polaires, mais requiert en plus l'introduction de coefficients caractéristiques des corps purs additionnels.

HYSYS propose aussi des recommandations surtout pour le choix des modèles thermodynamiques, afin d'aboutir à un résultat très fiable et réaliste (Tableau V.1). [22]

Tableau V.1: Les modèles recommandés par HYSYS par rapport aux systèmes. [22]

Type de système	Modèle recommandé
Déshydratation TEG	PR
Eau dure (Sour)	PR, Sour PR
Cryogénie et traitement des gaz.	PR, PRSV
Séparation de l'air.	PR, PRSV
Colonnes sous vide	PR, PR Option, GS (<10 mmHg)
Système à H ₂ élevé	PR, ZJ ou GS
Système réservoir	PR, PR Options
Vapeur d'eau	Stream package, CS ou GS
Systèmes chimiques	Modèles d'activité, PRSV
Inhibition d'hydrate	PR
Alkylation à HF	PRSV, NRTL
Déshydratations au TEG avec aromatiques	PR, Amine
Systèmes HC ou la solubilité de l'eau est importante	Kabadi Danner

Le HYSYS fonctionne selon l'architecture suivante :

**Figure V.1 :** Architecture du fonctionnement de HYSYS. [22]

V.4. L'utilisation des simulateurs HYSYS

Elle se fait de la façon suivante :

- L'utilisateur doit spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange ;
- Il choisit un modèle thermodynamique ;
- Il doit établir le schéma du procédé (PFD) ;
- Il doit aussi spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire ;
- Le simulateur résout le schéma de procédé ;
- Le simulateur peut aussi dimensionner quelques équipements
- Le simulateur peut faire des études technico économiques des procédés.

L'utilisation de HYSYS se fait selon le logigramme suivant : [22]

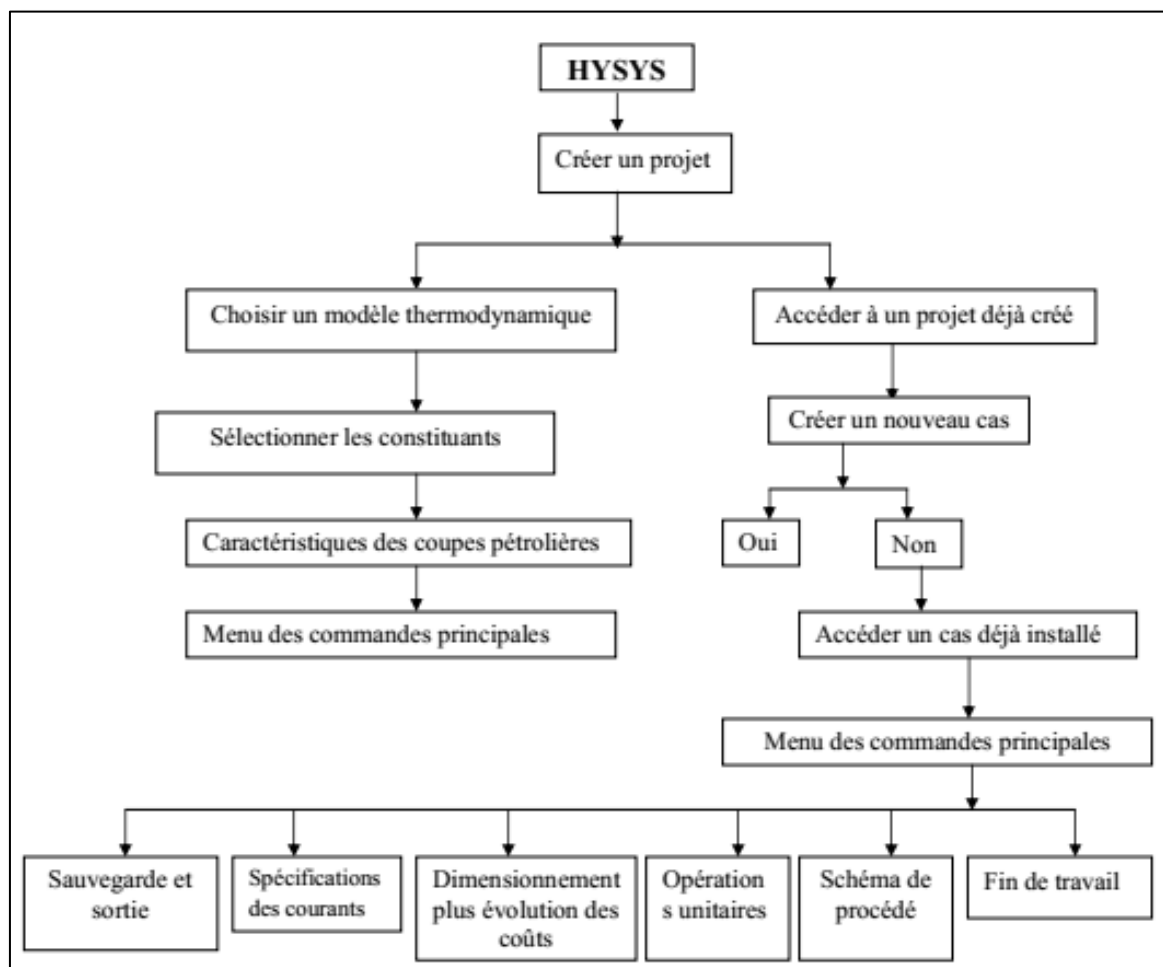


Figure V.2 : Structure opérationnelle de HYSYS.[22]

Chapitre VI : Calcul et simulation du dépropaniseur

VI.1. Problématique

L'unité Gas-Plant a pour objectif principal de séparer, dans une première colonne et à partir d'une charge GPL provenant du Topping et du RFCC, la fraction C_1 , C_2 (utilisé comme fuel gaz), de fraction C_3 , C_4 . Cette dernière est utilisée comme charge dans une deuxième colonne afin de séparer le propane et le butane.

Étant donné l'augmentation de la demande sur les produits : propane et butane commerciaux, il a été envisagé d'augmenter le rendement de récupération du propane.

À ce titre notre étude consistera à faire une optimisation de la colonne de distillation (C201) afin d'obtenir un maximal taux de récupération en propane.

VI.2. Objectif

Le but principal de cette étude comme décrit précédemment est axée sur l'optimisation du taux de récupération du propane par le redimensionnement de la colonne (C201) pour une augmentation de charge de 35 %.

On commencera par un recalcul de dimensionnement pour la charge actuelle, ensuite on procédera pour un calcul de vérification avec une charge augmentée de 35%. On vérifiera après l'impact de cette augmentation de charge sur les paramètres de marche (température et pression), et sur les dimensions de la colonne (nombre de plateaux).

En dernier lieu, toutes les recommandations possibles sont présentées pour assurer le bon fonctionnement de l'installation.

VI.3. Méthodologie

Deux parties sont étudiées dans ce chapitre :

- ❖ La première partie analytique ou nous avons utilisé la méthode algébrique d'UNDERWOOD qui consiste à déterminer les différents paramètres du dépropaniseur,
- ❖ La seconde partie numérique, les résultats obtenus par la méthode analytique sont vérifiés (ou confirmés) à l'aide du logiciel de simulation HYSYS.

Suivant l'objectif fixé, le calcul se fait de la manière suivante : dans la première partie, on commence par établir les bilans molaires associés aux équations d'équilibres permettant de fixer les débits, les températures et les pressions aux différents niveaux de la colonne et une

étude thermique de cette dernière, ainsi que le nombre de plateaux théoriques et réels correspond à un fonctionnement optimal.

Par la suite on procède à l'estimation des dimensions associé à la charge proposée. L'étude sera conclue par des recommandations.

VI.4. Calcul de la colonne de fractionnement de GPL (dépropaniseur)

VI.4.1. Calcul à 100% de charge analytiquement

VI.4.1.1 Données de départ

En admettant que la composition du GPL de l'alimentation reste moyennement constante. Les données de bases de la section sont :

Tableau VI.1 : Données de départ.

Donnée	Valeur
Débit de l'alimentation : L_V	91 tonne/jour
Teneur en C ₃ H ₈ dans le résidu : $X_{RC_3H_8}$	0.004
Teneur en i-C ₄ H ₁₀ dans le distillat : $Y_{RC_4H_{10}}$	0.0002

VI.4.1.2 Composition de la charge

L'analyse chromatographique d'un échantillon de l'alimentation de la colonne (C201) pris au niveau du ballon (D202) a donné la composition molaire présentée dans le tableau suivant :

Tableau VI.2 : Données de départ.

Constituant	Masse molaire : M_i	Fraction molaire : X_{Li} %
CH ₄	16	0,0000
C ₂ H ₆	30	1.03
C ₃ H ₈	44	39.15
i-C ₄ H ₁₀	58	35.04
n-C ₄ H ₁₀	58	24.73
i-C ₅ H ₁₂	72	0.05
Σ	278	100
Masse molaire moyenne M_m	$M_m = \Sigma M_i \cdot X_{Li} = 52.24$ g/mole	

VI.4.1.3 Bilan de matière

A partir du débit et de la composition de la charge, on détermine les quantités et les débits massiques et molaires de chaque constituant.

➤ Débit massique :

– De l'alimentation :

$$L = 91 \cdot 1000 / 24 = 3791.66 \text{ Kg/h}$$

– Débit massique d'un constituant :

$$L_i = L \cdot X_{L,i} \quad (\text{VI.1})$$

➤ Débit molaire :

– De l'alimentation

$$L' = L / M_m = 3791.66 / 52.24 = 72.58 \text{ Kmole/h}$$

– D'un constituant

$$L'_i = L / M_i \quad (\text{VI.2})$$

➤ Fraction massique :

$$\omega_i = L_i / \sum L_i \quad (\text{VI.3})$$

Les compositions molaire, massique et les débits molaire et massique des constituants sont présentés dans le tableau VI.3 :

Tableau VI.3 : Composition et débit massique, molaire de la charge.

Constituant	M _i	X _{L,i}	M _i X _{L,i}	ω	Quantité	
					Massique Kg/h	Molaire Kmole/h
C₂H₆	30	0.0103	0.309	0.005915279	22.42872835	0.747574
C₃H₈	44	0.3915	17.226	0.32976247	1250.347167	28.41507
i-C₄H₁₀	58	0.3504	20.3232	0.389053096	1475.157061	25.432032
n-C₄H₁₀	58	0.2473	14.3434	0.274579996	1041.113988	17.949034
C₅H₁₂	72	0.0005	0.036	0.000689159	2.61305573	0.03629
Total					3791.66000008	72.58

VI.4.1.4 Détermination des Débit et composition de distillat D et le résidu R

À savoir que :

- Constituant clé volatil C_3H_8 (C3)
- Constituant clé lourd C_4H_{10} (iC4)
- La fraction molaire de butane dans le distillat $Y_{D,i-C4}=0.0002$ et propane dans le résidu $X_{R,C3}=0.004$

➤ **Bilan de matière global :**

$$L = D + R \quad (\text{VI.4})$$

➤ **Bilans de matière partielle :**

$$L X_{L,i} = D Y_{D,i} + R X_{R,i} \quad (\text{VI.5})$$

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

$$C2 : L X_{L,C2} = D Y_{D,C2} + R X_{R,C2}$$

$$C3 : L X_{L,i} = D Y_{D,C3} + R X_{R,C3}$$

$$i-C4 : L X_{L,i} = D Y_{D,i-C4} + R X_{R,i}$$

$$n-C4 : L X_{L,n-C4} = D Y_{D,n-C4} + R X_{R,n-C4}$$

$$C5 : L X_{L,i} = D Y_{D,C5} + R X_{R,C5}$$

On a :

$$X_{R,C2} = 0 \text{ Et } Y_{D,C4} = 0 . Y_{D,C5} = 0$$

Donc :

$$C2 : L X_{L,C2} = D Y_{D,C2}$$

$$C3 : L X_{L,i} = D Y_{D,C3} + R X_{R,C3}$$

$$i-C4 : L X_{L,i} = D Y_{D,i-C4} + R X_{R,i}$$

$$n-C4 : L X_{L,n-C4} = R X_{R,n-C4}$$

$$C5 : L X_{L,i} = R X_{R,C5}$$

$$\text{On a : } L = D + R \Leftrightarrow D = L - R$$

Donc :

$$72.58 \times 0.0103 = D Y_{D,C2} \quad (1)$$

$$72.58 \times 0.3915 = D Y_{D,C3} + (72.58 - D) \times 0.004 \quad (2)$$

$$72.58 \times 0.3504 = D \times 0.0002 + (72.58 - D) \times X_{R,iC4} \quad (3)$$

$$72.58 \times 0.2473 = (72.58 - D) \times X_{R,nC4} \quad (4)$$

$$72.58 \times 0.0005 = (72.58 - D) \times X_{R,C5} \quad (5)$$

On fait l'addition des équations : (3), (4) et (5) on obtient :

$$43.417 = D \times 0.0002 + (72.58 - D) \times (X_{R,iC4} + X_{R,nC4} + X_{R,C5})$$

On a :

$$\sum X_{R,i} = 1 ; X_{R,C2} = 0 \text{ et } X_{R,C3} = 0.004$$

Donc :

$$X_{R,C2} + X_{R,C3} + X_{R,iC4} + X_{R,nC4} + X_{R,C5} = 1$$

$$\Leftrightarrow X_{R,iC4} + X_{R,nC4} + X_{R,C5} = 1 - 0.004$$

$$\Leftrightarrow X_{R,iC4} + X_{R,nC4} + X_{R,C5} = 0.996$$

Donc :

$$43.417 = D \times 0.0002 + (72.58 - D) \times 0.996$$

$$D = \frac{43.417 - 72.58}{0.0002 - 0.996} = 29.2856$$

$$D = 29.2856 \text{ kmol/h}$$

$$\text{A partir de : } L = D + R$$

$$\text{Il vient : } R = L - D$$

D'où :

$$R = 72.58 - 29.2856 = 43.2943 \text{ kmol/h}$$

Détermination de $X_{R,i}$ et $Y_{D,i}$:

$$(1) : L X_{L,C2} = D Y_{D,C2}$$

$$\Rightarrow Y_{D,C2} = \frac{L X_{L,C2}}{D} = \frac{72.58 \times 0.0103}{29.2856} = 0.0255$$

$$(2) : L X_{L,i} = D Y_{D,C3} + R X_{R,C3}$$

$$\Rightarrow Y_{D,C3} = \frac{L X_{L,C3}}{D} - \frac{R X_{R,C3}}{D} = 0.9662$$

$$(3) : L X_{L,i} = D Y_{D,iC4} + R X_{R,i}$$

$$\Rightarrow X_{R,iC4} = \frac{L X_{L,iC4}}{R} + \frac{D Y_{D,iC4}}{R} = 0.5875$$

$$(4) : L X_{L,nC4} = R X_{R,nC4}$$

$$\Rightarrow X_{R,nC4} = \frac{L X_{L,nC4}}{R} = 0.4145$$

$$(5) : L X_{L,i} = R X_{R,C5}$$

$$\Rightarrow X_{R,C5} = \frac{L X_{L,C5}}{R} = 0.0008$$

Tableau VI.4 : Composition et débit massique, molaire de la charge.

Constituant	Distillat ($Y_{D,i}$)	Résidu ($X_{R,i}$)
C2	0.0255	0
C3	0.9662	0.004
iC4	0.0002	0.5875
nC4	0	0.4145
C5	0	0.0008

VI.4.1.5 La température et la pression dans le dépropaniseur dans

➤ Le ballon de reflux

La pression dans le ballon de reflux sera $P_b = 14.79$ bar ainsi la température nécessaire dans ce ballon est calculée à une pression fixe par la formule d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i X_{D,i} = 1$$

La température dans le ballon de reflux : $T_{\text{ballon}} = 40.7$ °C

Les coefficients d'équilibre sont déterminés à partir du diagramme (Sheibel & Jenny) (Annexe 01).

Tableau VI.5 : Les coefficients d'équilibre dans le ballon de reflux.

Constituant	$X_{D,i}$	K_i (14.79 bar et 40.7 °C)	$X_{D,i} \cdot K_i$
C2	0.0255	2.7	0.06885
C3	0.9662	0.94	0.90823
iC4	0.0002	0.45	0.00009

➤ **Le sommet de la colonne**

En tenant compte des pertes de charge de la colonne jusqu'à ballon de reflux, on admet que la pression au sommet de la colonne supérieur de 0,3 que P_b c'est-à-dire :

$$P_s = P_b + \Delta P_1$$

$$\Delta P \text{ (bar)} : 0.2 - 0.4$$

$$\Delta P_1 = 0.3$$

Donc :

$$P_s = P_b + 0.3 = 14.79 + 0.3 = 15.27$$

La pression au sommet de la colonne **$P_s = 15.27$ bar**

La température au sommet de la colonne est de : **$T_s = 42.8$ °C**

Tableau VI.6 : Les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne.

Constituant	$Y_{D,i}$	K_i (15.27 bar et 42.8 °C)	$Y_{D,i} / K_i$
C2	0.0255	2.6	0.0098
C3	0.9662	0.99	0.97595
iC4	0.0002	0.49	0.0004

➤ **Au fond de la colonne**

la pression au fond de la colonne :

$$P_f = P_s + \Delta P_2$$

$$\Delta P_2 \text{ (bar)} : 0.3 - 0.5$$

Donc :

$$\Delta P_2 = 0.4$$

$$P_f = P_s + \Delta P_2 = 15.27 + 0.4 = 15.67 \text{ bar}$$

La température au fond de la colonne est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide $\Sigma (X'_{Ri} \cdot K_i = 1$ et à l'aide du diagramme (Sheibel & Jenny), On trouve : $T_f = 97.3 \text{ }^\circ\text{C}$

Tableau VI.7 : Les coefficients d'équilibre au fond de la colonne.

Constituant	$X_{R,i}$	K_i (15.67 bar et 97.3 °C)	$X_{R,i} \cdot K_i$
C3	0.004	2	0.008
iC4	0.5875	1.1	0.6462
nC4	0.4145	0.85	0.3523
C5	0.0008	0.5	0.0004

➤ **La zone d'alimentation**

Pour déterminer la pression d'alimentation P_L on utilise l'équation suivante

$$P_L = (P_f + P_s)/2 = (15.67 + 15.27)/2 = \mathbf{15.47 \text{ bar}}$$

La température dans la zone d'alimentation est déterminée par approximation successive selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide et à l'aide du diagramme (Sheibel & Jenny) $T_L = 61.3^\circ\text{C}$

Tableau VI.8 : Les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne.

Constituant	$X_{L,i}$	K_i (15.47 bar et 97.3 °C)	$X_{L,i} \cdot K_i$
C2	0.0103	3.65	0.0375
C3	0.3915	1.4	0.5481
iC4	0.3504	0.7	0.2452
nC4	0.2473	0.8	0.1978
C5	0.0005	2	0.001

VI.4.1.6 Calcul de la volatilité relative des constituants aux différences niveaux de la colonne

On admet comme constituant de référence, l'élément lourd (i-C₄H₁₀)

Tableau VI.9 : Les coefficients d'équilibre de constant de référence dans les différentes zones

Zone	Alimentation	Rectification	Epuisement
K_r	0.7	1.1	0.49

Les valeurs moyennes des volatilités relatives des zones rectification et d'épuisement sont déterminées par les formules suivantes :

1- Pour la zone de rectification : $\alpha D_{i_m} = 0.5 (\alpha L_i + \alpha D_i)$

2- Pour la zone d'épuisement : $\alpha R_{i_m} = 0.5 (\alpha L_i + \alpha R_i)$

Tableau VI.10 : Les volatilités relatives des constituants dans les différentes zones de la colonne.

Constituant	Zone d'alimentation		Zone de rectification			Zone d'épuisement		
	K_i	αL_i	K_i	αD_i	αR_{i_m}	K_i	αR_i	αE_{i_m}
C2	1,45	1,95	0,95	2,20	2,07	2	1,81	1,88
C3	0,74	1	0,43	1	1	1,1	1	1
iC4	0,6	0,81	0,35	0,81	0,81	0,9	0,81	0,81
nC4	0,3	0,40	0,15	0,34	0,37	0,49	0,44	0,22
C5	1,45	1,95	0,95	2,20	2,07	2	1,81	1,88

VI.4.1.7 Taux de vaporisation \bar{e}

Le taux de vaporisation de l'alimentation \bar{e} et les compositions des phases liquides et vapeurs en équilibre à l'entrée de la colonne sont calculé à l'aide des équations suivantes :

Tableau VI.11 : Les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne.

Constituant	$X_{L,i}$	K_i (15.47 bar et 61.3 °C)	$1 + \bar{e} (K_i - 1)$	$X_{o,i}$	$Y_{o,i}$
C2	0.0103	3.65	1.927	0.0053	0.0193
C3	0.3915	1.4	1.14	0.3434	0.4807
iC4	0.3504	0.7	0.895	0.3915	0.274
nC4	0.2473	0.8	0.93	0.2659	0.2127
C5	0.0005	2	1.35	0.0003	0.0006

VI.4.1.8 Taux de reflux minimal

Le taux de reflux minimal est calculé par la formule de « UNDERWOOD » ou le calcul du Φ : paramètre conventionnel déterminé par approximation successive, d'une manière générale la valeur de Φ se trouve dans l'intervalle ($\alpha_{L,iC4} \leq \Phi \leq \alpha_{L,iC3}$)

Etant respectivement les volatilités des clé-volatile et clé-lourd

$$\alpha_{L,i} \text{ (clé lourd)} \leq \Phi \leq \alpha_{L,i} \text{ (clé léger)}$$

$$\alpha_{L,iC4} \leq \varphi \leq \alpha_{L,iC3}$$

$$1 \leq \varphi \leq 2$$

Tableau VI.12 : Les coefficients d'équilibre au sommet de la colonne.

Constituant	$X_{L,i}$	$\alpha_{L,i}$	$X_{L,i} \cdot \alpha_{L,i}$	$\alpha_{L,i} - \varphi$	$(X_{L,i} \cdot \alpha_{L,i}) / (\alpha_{L,i} - \varphi)$
C2	0.0103	5.21	0.05366	3.672	0.0146
C3	0.3915	2	0.783	0.462	1.6948
iC4	0.3504	1	0.3504	-0.538	-0.6513
nC4	0.2473	1.14	0.28192	-0.398	-0.7083
C5	0.0005	2.85	0.00143	1.312	0.001
Total	1	12.2	1.47041	4.51	0.3508

Les résultats des calculs montrent que $\varphi = 1.538$ pour $\bar{e} = 0.35$

Donc :

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum Y_{D,i} / \alpha_{i,L} - \varphi = 2.0944 * 1.538$$

$$(r_f)_{\min} = 3.2202$$

VI.4.1.9 Le taux de reflux optimal $(r_f)_{\text{opt}}$

Le taux de reflux minimal $(r_b)_{\min}$ est calculé par l'équation de GILLILAND (annexe 1) :

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1.3 (r_f)_{\min} + 0.3$$

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1.3 (3.2202) + 0.3$$

$$(r_f)_{\text{opt}} = 4.48626$$

VI.4.1.10 Le taux de rebouillage minimal

Le taux de rebouillage minimal est calculé d'après l'équation:

$$-(r_b)_{\min} = \sum \frac{X_{R,i} \alpha_{L,i}}{\alpha_{L,i} - \Phi}$$

$$(r_b)_{\min} = 2.2596$$

VI.4.1.11 Le taux de rebouillage optimal

Le taux de rebouillage minimal est calculé d'après l'équation :

$$(r_b)_{\text{opt}} = [(D (r_f)_{\text{opt}} / L) + (1 - e^{\prime 0}) - R/L] / (R/L)$$

$$(r_b)_{\text{opt}} = 3.1242$$

VI.4.1.12 Nombre de plateaux dans la zone de rectification

La formule de FENSKE est appliquée aux deux éléments clés (C3 et iC4) .

On calcule le rapport suivant :

$$N_{R\min} = \ln [(Y_{D,C3} \cdot X_{L,iC4}) / (Y_{D,iC4} \cdot X'_{L,C3})] / [\ln (\alpha_{RmC3} / \alpha_{RmiC4})] .$$

$$N_{R\min} = 13.0402$$

$$N_{R\min} = 13$$

$$(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\min} / (r_f)_{\text{opt}} + 1 = 0.23$$

D'après le monogramme de GILILLAND on tire pour la valeur 0.23 , le rapport suivant égale à 0,43

$$(N_R - N_{R\min}) / (N_R + 1) = 0.43$$

$$N_R = (N_{R\min} + 0.43) / (1 - 0.43)$$

$$N_R = 24$$

En prenant en considération l'efficacité des plateaux à clapet ($\eta=0.60$),le nombre total de plateaux dans la colonne est :

$$NR_{\text{réel}} = (NR / \eta) - 1$$

$$NR_{\text{réel}} = (24 / 0.60) - 1$$

$$NR_{\text{réel}} = 39$$

VI.4.1.13 Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement

Le nombre de plateau minimal dans la zone d'épuisement est calculé par l'équation suivante :

$$N_{E\min} = \ln [(X_{L,C3} \cdot X_{R,iC4}) / (X_{L,iC4} \cdot X_{R,C3})] / [\ln (\alpha_{Em,C3} / \alpha_{Em,iC4})]$$

$$N_{E\min} = 8$$

$$(N_E - N_{E\min}) / (N_E + 1) = 0.43$$

$$N_E = (N_{E\min} + 0.43) / (1 - 0.43)$$

$$N_E = 15$$

$$N_{E_{\text{réel}}} = (N_R / \eta) - 1$$

$$N_{R_{\text{réel}}} = (15 / 0.60) - 1$$

$$N_{R_{\text{réel}}} = 24$$

VI.4.1.14 Nombre de plateaux total de la colonne

$$NT = N_R \text{ réel} + N_E \text{ réel}$$

$$NT = 39 + 24 = 62$$

$$NT = 63 \text{ plateaux}$$

D'après le design : $N_{\text{réel}} = 66$ plateaux.

VI.4.1.15 Détermination du plateau d'alimentation

L'alimentation est soit injectée dans un plateau qui présente les mêmes paramètres (T, P) ou elle sera directement en équilibre, soit sur un plateau de température élevée que cette dernière, et dans ce cas-là elle subira un flash.

Pour cela la méthode de Kirk Bride peut être utilisée pour déterminer le rapport entre les nombres de plateaux théoriques situés au-dessus et au-dessous du plateau d'alimentation.

$$\frac{N_R}{N_E} = \left(\frac{R}{D} \frac{X_{L,iC4}}{X_{L,C3}} \left(\frac{X_{R,C3}}{X_{D,iC4}} \right)^2 \right)^{0.206}$$

Où : M et P sont les nombres de plateaux théoriques situés respectivement au-dessus et au-dessous du plateau d'alimentation.

On trouve :

$$\frac{N_R}{N_E} = \left(\frac{43.2943}{29.2856} \frac{0.3504}{0.3915} \left(\frac{0.004}{0.0002} \right)^2 \right)^{0.206}$$

$$\frac{N_R}{N_E} = 3.64$$

La somme ($N_R + N_E$) étant connue, on trouve alors la position de l'alimentation.

On admet : $N_R = 49,42 \approx 50$ Plateaux et $N_E = 13,57 \approx 14$ Plateaux

Donc l'alimentation se fait au niveau du 32^{ème} plateau à partir du bas.

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

VI.4.2. Calcul à 135% de charge

Il s'agit dans cette partie de recalculer les différents paramètres de marche avec une augmentation de débit de la charge sans modification de la composition.

Les différents calculs effectués sur le diamètre et la hauteur avec une augmentation de charge de 35% permettront de déterminer la capacité de la colonne à traiter des débits plus élevés que ceux utilisés actuellement.

VI.4.2.1 Calcul du débit molaire de la charge

Le débit de l'augmentation 35% de la charge :

$$L = \frac{3791.66 * 35}{100} = 1327.081 \text{ kg/h}$$

D'où : le débit total correspond à 135% de charge est :

$$L = 3791.66 + 1327.081 = 5118.741 \text{ Kg/h}$$

Le débit molaire est calculé à l'aide de la relation (VI.4), où :

$$L' = \frac{5118.741}{52.24} = 97.985 \text{ kmol/h}$$

Remarque :

La même méthode de calcul de 100% de la charge, suivre pour 135% de la charge.

VI.5. Analyse des résultats

Dans cette partie on procède à l'analyse des résultats de calcul en se basant sur la comparaison des différents paramètres correspond aux cas étudiés.

La comparaison des différents paramètres de fonctionnement et de dimensionnement de la colonne à 100 % et 135 % de charge à ceux du design et celles de la raffinerie d'Adrar sont résumées dans les tableaux ci-dessous :

Tableau VI.13 : Comparaison entre les différents cas étudiés pour le dépropaniseur.

		Premier cas	Deuxième cas	Troisième cas	Quatrième cas
	Désignation	Charge nominal 100%	Charge augmentée 135%	Design	Résultats de HYSYS à 100%
Température (°C)	Température du ballon	40.7	51.43	40.79	41.2
	Température du sommet	42.8	51.36	40.7	41
	Température du fond	97.3	89.68	97.7	98.9
	Température d'alimentation	61.3	70.13	61.3	61.1
Pression (bar)	Pression du ballon	14.79	14.79	14.79	14.79
	Pression du sommet	15.27	15.27	15.27	15.27
	Pression du fond	15.67	15.67	15.67	15.67
	Pression d'alimentation	15.47	15.47	15.47	15.47
Nombre de plateaux		63	66	66	66

L'analyse effectuée sur les différents cas étudiés se fait comme suit :

- Entre le cas de 100 % de charge et le cas design :

Les paramètres de marche (températures et pression) obtenues sont très proches au celles du design, donc les dimensions sont proches que celles de design.

- Entre le cas de 100 % de charge et le cas 135 % de charge :

Les paramètres de marche calculées tels que les pressions restent constantes cela correspond à la même composition de la charge, en outre le nombre de plateau qui est de 63

plateaux dans la charge actuel (100%) en revanche, il porte la valeur de 66 plateaux a 135%, cela dû à l'augmentation du débit d'alimentation de 35% qui engendre ses écarts de dimensions.

➤ Entre le cas 135 % de charge et le cas design :

Les températures trouvées aux différents niveaux sont trop supérieures à ceux de design ce qui signifie que ces dernières ont trop affectés par cette nouvelle charge, ce qui explique que cette colonne n'est pas destinée pour traiter des débits plus élevés que ce utilise actuellement.

VI.6. Conclusion

D'après la comparaison entre les tableaux et l'étude des graphes de corrélation entre les produits finis trouvés par la simulation, on remarque une grande similitude des résultats de cas actuel à celle de design et simulation.

Par conséquent, la vérification des données du design et celles actuelles en utilisant le modèle thermodynamique de PENG ROBINSON par le logiciel HYSYS, donne des résultats proches aux cas réels.

Conclusion générale

Conclusion générale

Le processus de paramétrage du GPL a lieu dans l'unité de distillation avec une charge provenant de plusieurs unités RFCC et reforming, Dans notre étude on a essayé de contribuer à la résolution de ce problème par l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne pour avoir une bonne production de propane en quantité et en qualité

Dans une première étape, on a calculé la colonne C201 avec la charge et la composition actuelle. Dans la seconde étape, on a estimé les paramètres de marche précédente (température, pression) et le dimensionnement (nombre de plateaux) de la même colonne pour une augmentation de charge de 35 % et étudié l'impact sur ces derniers.

Les résultats de calculs ont fait apparaître que lors du fonctionnement de la colonne à 100% de charge, il existe un fort pourcentage de convergence entre les résultats obtenus (températures et pression) et ceux issus de l'expérience, de plus le nombre de plateaux calculé est inférieur au nombre de plateau design, cela est dû à la précaution, à l'incertitude et au changement constant de la configuration de la charge utile

A la base de ces résultats, nos recommandations pour améliorer le fonctionnement de l'unité Gas-plant sont les suivantes :

- Remettre en marche la pompe P201 afin de maintenir la pression de service ;
- Le traitement permanent de l'eau de refroidissement pour éviter l'encrassement des tubes du réfrigérant à eau E201 ;
- Augmentation du débit de l'eau de refroidissement pour assurer une bonne réfrigération ;
- Ajustement de la pression du sommet de la C201 afin d'éviter le dégazage des GPL vers fuel gaz ;
- La nécessité de faire une nouvelle étude de faisabilité économique est technique pour ramener le taux de charge à 35% du taux actuel et de travailler avec ce régime d'une façon permanente afin de satisfaire en plus la demande importante à la future.

Nous avons grandement bénéficié de la formation pratique de cette année à la raffinerie de Sbaa à Adrar où nous avons pris beaucoup de connaissances, en particulier sur l'unité de production de C3 et C4 pour les liquéfiés, Notre intérêt pour cette thèse était de savoir comment traiter le GPL car il est considéré comme une énergie moins polluante et plus efficace, ainsi

qu'en raison de la demande croissante de nombreux secteurs, c'est donc un élément important pour le produire et d'approvisionner les secteurs concernés et ainsi s'investir à l'économie du pays.

Bibliographie

BIBLIOGRAPHIE

- [1] HANICHLZ (2005); «Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseuse»; Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES.
- [2] WAUQUIER.J.P (1998) ; Procèdes de séparation ;édition technip ;Paris.
- [3] Centre canadien d'hygiène et sécurité au travail (Février 2010) ; site web www.cchst.ca.
- [4] Manuel d'hygiène, sécurité et environnement (HSE) ;Skikda.
- [5] WUITHIER. P (1972); raffinage et génie chimique ;Tome I , 2^{ème} édition ;Paris.
- [6] WUITHIER. P (1972); raffinage et génie chimique, Tome II , 2^{ème} édition ;Paris.
- [7] Association Algérienne de l'industrie de gaz (Mai 2010) ; site web www.aegpl.eu
- [8] WAUQUIER. J.P ; Raffinage et génie chimique ; (Tome I) ; édition Technip ;p.220 .
- [9] NAFTAL (Mai 2010) ; Les caractéristiques du butane et propane Algérien ; site web , www.naftal.dz,
- [10] Belov. P (1954). ; Principes technologiques de synthèse pétrochimique ; édition école supérieure ;Moscou.
- [11] TRAMBOUZE. P (1999) ; Matériels et équipements ; Edition technip ; Paris.
- [12] OTTO. K (Septembre 2009),; Global LPG Market Outlook ; Purvin & Gertw Inc ; LP Gas exceptional energy Journal ; Edition of International Systems & Communications Limited (ISC) and the World LP Gas Association (WLPGA) ; p.12
- [13] US, Énergie information administration, site web www.eia.gov, (Mars 2010).
- [14] Conférence sur Le GPL. Hassi Messaoud. Janvier2000 «Séminaire sur le développement et la production du GPL ».Mars 1997
- [15] Source APRU (Agence nationale pour la promotion et la rationalisation de l'utilisation de l'énergie)
- [16] MOULIN. J.P (2004 – 2005) ; génie chimique ;(Tome 1) ;Operations unitaires idéales ; 2^{ème} année d'études ,Ecole Centrale Paris.
- [17] TRAMBOUZE. P (Mars 1999) ; Raffinage du pétrole ;(Tome 4) ; Matériels et équipements ; ISBN : 9782710807414 ; p410.
- [18] Institut Algérien du Pétrole (SKIKDA) 2014.
- [19] Ficher de la région de SBAA (2007).
- [20] IAP. Projet professionnel de fin de formation « Etude de la section Gas plant de La raffinerie RA1D. » préparé par : *MOKHTARI Zayd MOUSSA abdenour*. Promotion 2020

[21] SORALCHINE (2007) Fiche technique de la raffinerie de SBAA.

[22] HYSYS : Version 3.2 Hypotech. Aspen Technology (www.Aspentech.com).

Annexes

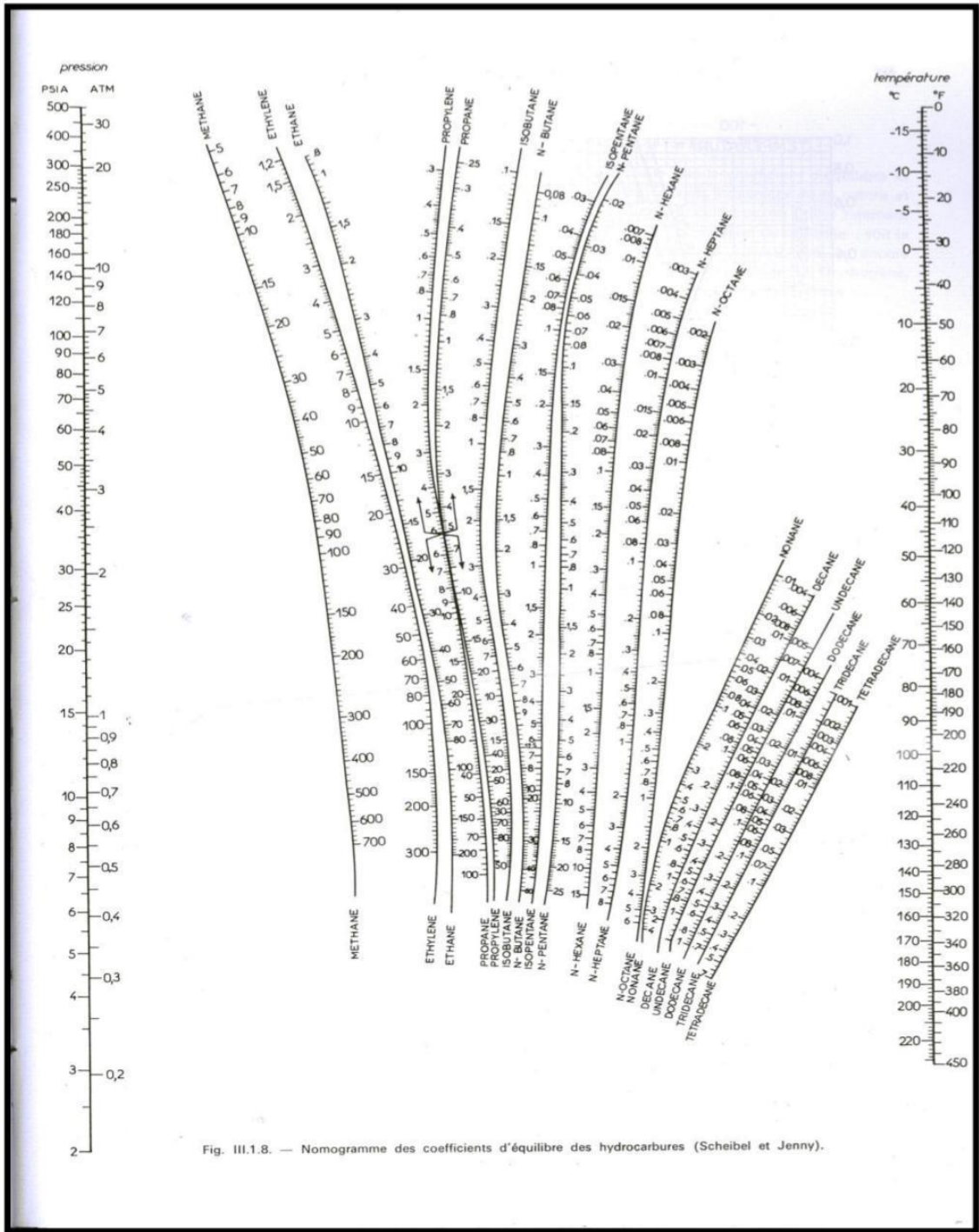
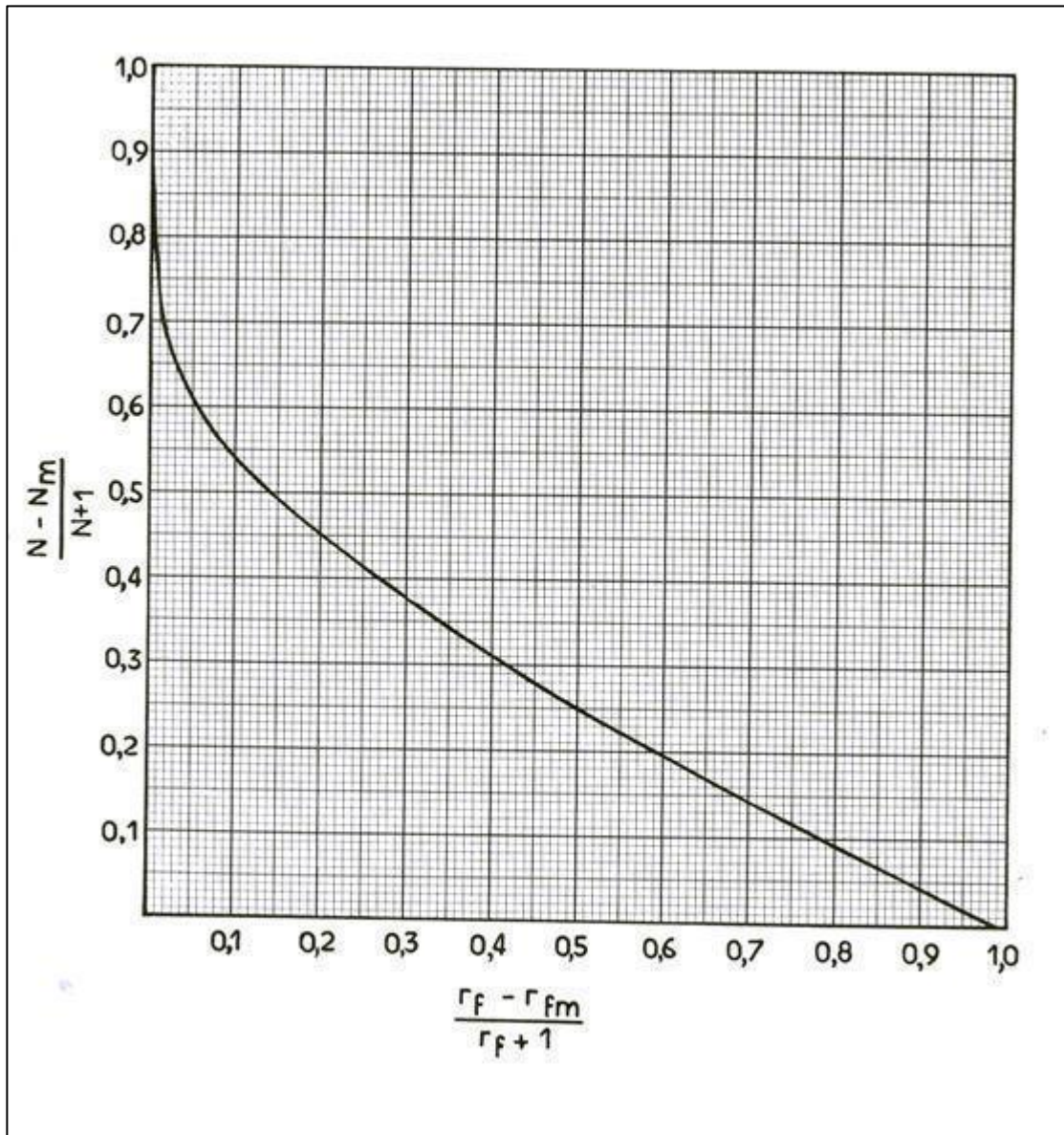
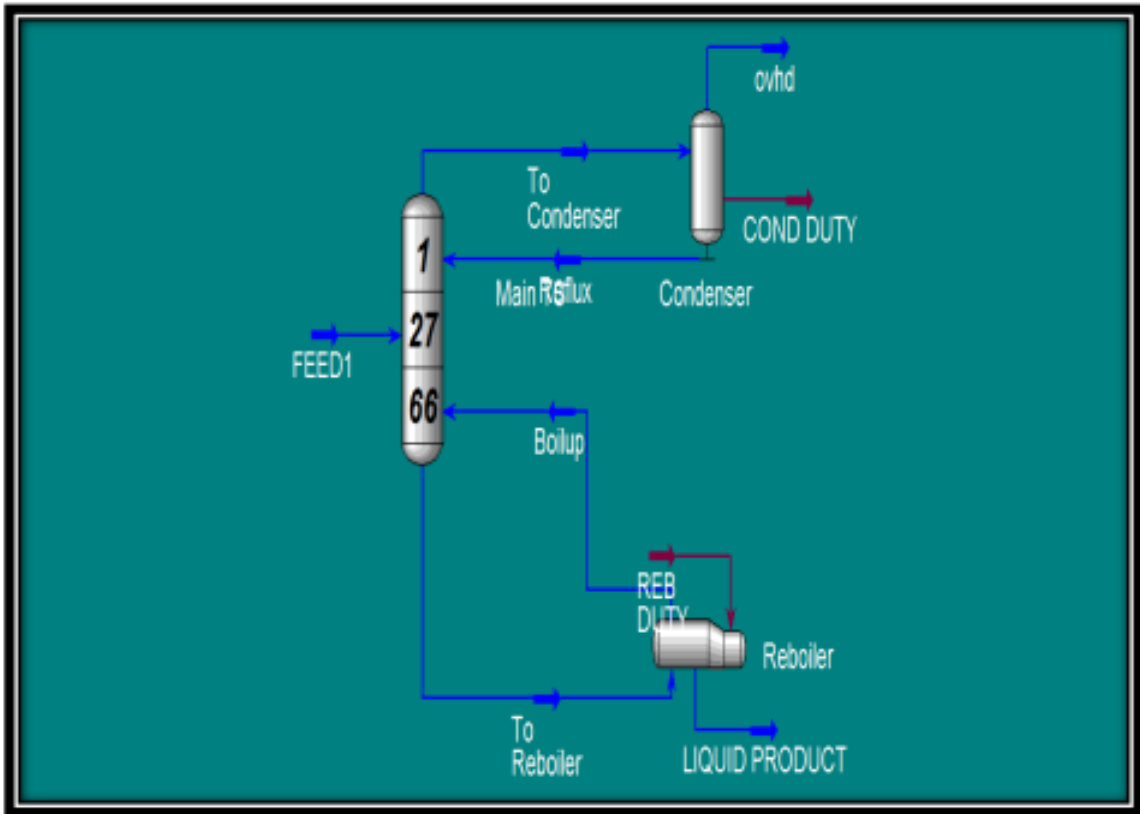


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

Annexe 01 : DIAGRAMME DE SHEIBEL ET JONNY



Annexe 02 : DIAGRAMME DE GILLILAND



Annexe 03 : Schéma générale de la section de dépropaniseur donnés par le logiciel HYSYS.