



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la Recherche Scientifique



Université Echahid Hamma Lakhdar. El Oued
Faculté de la Technologie

Mémoire de Fin d'Etude
En vue de l'obtention du diplôme de
MASTER ACADEMIQUE
Domaine: Sciences et Technologies
Filière: Industrie pétrochimique
Spécialité: Génie du raffinage

Présenté par:
ABBAS Mohammed Laid
ZOUARI Ahmed Djilani
NID Ali

Thème

**Optimisation du taux de récupération
du propane au niveau de l'unité gaz-
plant de la raffinerie de Skikda
(RA1/K)**

Soutenu le : 03/06/2018

Devant le Jury:

Mr. CHAABIA Nacer	Président	Université d'El Oued.
Mr. KHALED Bilal	Examineur	Université d'El Oued.
Mr. BOUDOUH Issam	Rapporteur	Université d'El Oued

2017/2018



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la Recherche Scientifique



Université Echahid Hamma Lakhdar. El Oued
Faculté de la Technologie

Mémoire de Fin d'Etude
En vue de l'obtention du diplôme de
MASTER ACADEMIQUE
Domaine: Sciences et Technologies
Filière: Industrie pétrochimique
Spécialité: Génie du raffinage

Présenté par:
ABBAS Mohammed Laid
ZOUARI Ahmed Djilani
NID Ali

Thème

**Optimisation du taux de récupération
du propane au niveau de l'unité gaz-
plant de la raffinerie de Skikda
(RA1/K)**

Soutenu le : 03/06/2018

Devant le Jury:

Mr. CHAABIA Nacer	Président	Université d'El Oued.
Mr. KHALED Bilal	Examineur	Université d'El Oued.
Mr. BOUDOUH Issam	Rapporteur	Université d'El Oued

2017/2018

بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ

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 **Monsieur Issam BOUDOUH** Maitre assistant « A » à l'Université d'El Oued, 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.*

*Egalement, nous remercions vivement les différents Membres du Jury: **Monsieur CHAABIA Nacer** Maitre assistant « A » à l'Université d'El Oued, pour l'honneur qu'il nous a fait en présidant ce jury.*

*Nous remercions vivement **Monsieur KHALED Bilal** Maitre assistant « A » à l'Université d'El Oued qui nous avons fait le très grand honneur d'accepter de juger notre travail.*

Je ne saurais, enfin, oublier de remercier tous mes enseignants et collègues et tous ceux qui m'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 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 des les citer*

ABBAS Mohammed Laid

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 des les citer*

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 des les citer*

Sommaire

Sommaire

Remerciements

Dédicace

Sommaire

Liste des figures.....I

Liste des Tableaux.....III

Liste des symboles.....IV

Liste des abréviations.....VI

Introduction01

Partie théorique

Chapitre N° I : Historique et présentation de la RA1/K

I-1 . Vue Historique sur l’organisation de L’activité du raffinage.....02

I-2 . Les Raffineries en Algérie.....03

I.2.3. La Raffinerie de Skikda (RA1/K).....04

Chapitre N° II : Généralités sur le GPL

II.1. Définition de GPL13

II.2. Sources de GPL13

II.3. Propriétés de GPL14

II.4. Caractéristiques générales de GPL14

II.5. Utilisation de GPL15

II.6. Caractéristiques de butane et de propane18

II.7. Domaine d’utilisation de propane et de butane.....19

II.8.Le GPL dans le monde.....21

II.9. Le GPL en Algérie.....23

II.10. Stockage de GPL.....26

II.11. Conclusion pour le GPL.....30

Chapitre N° III : Théorie sur la rectification

III.1. Définition de rectification	31
III.2. Lois fondamentales de transfert de matière	32
III.3. Description et fonctionnement d'une colonne de rectification.....	33
III.4. Types de colonnes de rectification	36
III.5. Bilan matière de la colonne.....	40
III.6. Choix de la pression dans la colonne.....	42
III.7. Régimes de température de la colonne	43
III.8. Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge.....	44
III.9. Fonctionnement à reflux total.....	44
III.10. Fonctionnement à reflux minimal.....	45
III.11. Taux de reflux optimal (opérateur).....	46
III.12. Le calcul du nombre des plateaux.....	47
III.13. Bilan thermique de la colonne.....	49

Chapitre N° IV : Théorie sur les échangeurs

IV.1. Echangeurs de chaleur	51
IV.2. Les différents types d'échangeurs	53
IV.3. Problèmes de Fonctionnement des échangeurs.....	54

Chapitre N° V : Description et fonctionnement de l'unité

V.1. Le rôle des installations	61
V.2. L'installation de GPL	61
V.3. Spécification technique de la charge	61
V.4. Conditions requises à la sortie des tamis moléculaires.....	63
V.5. Qualité des produits à la sortie de l'installation.....	63
V.6. Description du procédé.....	63

Chapitre N° VI : La simulation

VI.1. Généralités sur la simulation.....	74
VI.2. Le choix du modèle thermodynamique.....	75
VI.3. Equations d'état.....	76
VI.4. Les équations les plus utilisées.....	77
VI.5. Description du simulateur HYSYS.....	78

Partie Calcul

Chapitre VII : Partie calcul

Problématique.....	79
VII.1. Etude de l'unité d'affectation	80
VII.2. Etude de la colonne de dééthnisation C1	80
VII.3. Etude de la colonne de dépropanisation C3.....	86
VII.4. Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de dééthanisation C1	91
VII.5. Evaluation du taux de récupération du propane en fonction des paramètres de marche de l'échangeur E9.....	95
VII.6. Calcul de l'échangeur E9.....	96
Conclusion générale.....	106

Bibliographe.

Annexes 1.

Annexes 2.

Résumé

Liste des figures

Fig. I.1: Situation géographique de la RA1/k dans la zone industrielle de Skikda5

Fig. I.2: Organigramme de la RA1/K.....7

Fig. I.3: Schéma synoptique de la RA1/K.....8

Fig. II.1 : Répartition de la consommation mondiale des GPL.....16

Fig. II.2 : Principales transformations du propane19

Fig. II.3 : Structure de la molécule de propane20

Fig. II.4 : Structure de la molécule de n-butane et iso-butane.....20

Fig. II.5 : Principales transformations du butane.....21

Fig. II.6 : La production mondiale des GPL par région (2000-2012).....22

Fig. II.7 : consommation mondiale des GPL par secteur (2007).....23

Fig. II.8 : Offre prévisionnelle nationale de GPL(MT).....25

Fig. II.9 : Profil de consommation des GPL du marché national.....26

Fig. II.10: Sphère de stockage du butane.....28

Fig. III.1 : Schéma d'une colonne à plateaux.....35

Fig. III.6: les différents types de plateaux.....39

Fig. IV.1:Résistances au échange de chaleur entre deux fluides dans un échangeur.....51

Fig. IV.2 : Principe de l'échangeur tubulaires.....54

Fig. IV.3 : Exemple d'un échangeur tubulaire.....54

Fig. V.1 : Section traitement.....70

Fig. V.2 : Section fractionnement.....73

Fig.VII.1 : Schéma de l'unité gas-plant simulé par le HYSYS.....80

Fig. VII.2 : Le profil de la température dans le cas design et l'actuel.....85

Fig. VII.3 : Le profil de la pression dans le cas design et l'actuel.....86

Fig. VII.4 : Le profil de la température de la C3.....90

Fig. VII.5 : Le profil de la pression de la C3.....90

Fig. VII.6 : Le profil de la température dans les trois cas.....93

Fig. VII.7 : Le profil de la concentration massique du propane en phase liquide.....94

Fig. VII.8 : Le profil de la concentration massique du propane en phase vapeur.....94

Liste des Tableaux

Tableau. II.1: caractéristiques de butane et de propane.....	18
Tableau. II.2 : Production d'énergie primaire en Algérie.....	24
Tableau. II.3 : Capacité de production de GPL dans les trois raffineries.....	25
Tableau. VII.1: Composition de la charge de la colonne C1 (dééthaniseur).....	81
Tableau. VII.2 : Conditions de fonctionnement de la C1.....	82
Tableau. VII.3 : Composition et débit massiques du fuel gaz.....	83
Tableau. VII.4 : Composition et débit massiques de produit du fond.....	83
Tableau. VII.5 : Propriétés physiques de la charge et les produits sortant de la colonne...	84
Tableau. VII.6 : Les conditions de fonctionnement de la C3.....	87
Tableau. VII.7 : Composition et débit massique du propane à stock.....	88
Tableau. VII.8 : Composition et débit massique du butane à stock.....	88
Tableau. VII.9 : Propriétés du propane et du butane.....	89
Tableau. VII.10 : Les conditions de fonctionnement de la C1 dans le cas optimisé.....	92
Tableau. VII.11 : La composition et le débit massique dans le cas optimisé.....	93
Tableau. VII.12 : L'évaluation du taux de récupération du propane.....	95
Tableau. VII.13 : Dimension de l'échangeur E9.....	96
Tableau. VII.14 : Résultats du calcul de l'échangeur dans E9 dans le cas actuel.....	100
Tableau. VII.15 : Résultats du calcul de l'échangeur dans le cas optimisé.....	104

Liste des symboles

M : Masse transférée [**Kmole/h**].

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** » qui caractérise la vitesse de diffusion.

P_i : pression partielle du constituant (i).

Π : pression du système.

i : concentration molaire du constituant i en phase vapeur. '**Y**

P_{iL} : Pression partielle du constituant (i).

P_i : Tension de vapeur du constituant (i).

i : concentration molaire du constituant (i) en phase liquide. '**X**

E_i : constante d'HENRY qui dépend de la nature du constituant et de la température.

K_i : coefficient d'équilibre du constituant i.

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

L' : Débit de la charge d'alimentation par unité de temps.

D' : Débit du distillat sortant par unité de temps.

R' : Débit du résidu sortant par unité de temps.

e'₀ : Taux de vaporisation molaire de la charge.

r'₀ : Taux de condensation molaire de la charge.

X'_{L,i} : Est la concentration molaire du constituant " i " dans la charge.

X'_{0,i} : Concentration du constituant " i " dans la phase liquide.

$Y'_{0,i}$: Est la concentration du constituant " i " dans la phase vapeur.

η : Efficacité moyenne des plateaux réels.

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.**

q_{cc} , q_{cf} : sont appelés les débit calorifiques des deux fluides .

\emptyset : flux de chaleur échangé (**W**) .

U : coefficient global d'échange (**W/m²K**) .

Se : surface d'échange (**m²**) .

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

<p><i>Liste des abréviations</i></p>

RA1/K : Raffinerie de SKiKda .

Tep : Tonne équivalent pétrole .

Ktep : Kilo tonne équivalent pétrole .

Mtep : Million de tonnes équivalent pétrole .

MT : Mille tonnes .

BRI : Pétrole brut réduit importé .

GN : Gaz naturel .

GNL : Gaz naturel liquéfié .

GPL : Gaz de pétrole liquéfié .

GPL-c : Gaz de pétrole liquéfié carburant .

T : Température .

P : Pression .

HP : vapeur haut pression .

BP : vapeur basse pression .

MP : vapeur moyenne pression .

C : colonne .

E : échangeur .

V : Ballon (vacuum) .

F : four .

FRC : contrôleur régulateur de débit .

PRC : contrôleur régulateur de pressions .

TRC : contrôleur régulateur de température .

LIC : contrôleur et régulateur de niveau .

MP : motopompe .

Introduction Générale

Introduction générale

Le développement du monde moderne que nous connaissons aujourd'hui n'est rendu possible que par la découverte du pétrole et du 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^[12].

L'unité de séparation des gaz liquéfiés a pour objectif principal de séparer, dans une première colonne et à partir d'une charge GPL provenant du Topping et du reforming catalytique, la fraction C₁, C₂ (utilisé comme fuel gaz), de la fraction C₃, C₄. Cette dernière est utilisée comme charge dans une deuxième colonne afin de séparer le propane et le butane^[1].

Cependant, la quantité du propane qu'on récupère actuellement est relativement faible par rapport à celle prévue par le design : T= 40.56%, dans le cas actuel, T=82 %, dans le cas design. L'objectif de notre étude est de proposer une solution technique afin d'améliorer le rendement en propane de l'unité Gas-plant de la raffinerie de Skikda (RA1/K).

Nous avons utilisé le simulateur AspenTech HYSYS pour évaluer le cas actuel et optimiser les paramètres fonctionnement dans les colonnes de fractionnement, dont le résultat était très satisfaisant où le taux de récupération à augmenter de 40.56% à 61.7% .

Le présent travail s'articule sur les parties suivantes :

La partie 1 : Historique et présentation de la raffinerie de Skikda (RA1/K).

La partie 2 : Généralités sur le GPL .

La partie 3 : Théorie sur la rectification .

La partie 4 : Notions sur les échangeurs .

La partie 5 : Description et fonctionnement de l'unité.

Les parties 6 et 7 : aperçu sur la modélisation et la simulation des procédés, principe de fonctionnement des simulateurs de procédés et leur rôle dans le domaine d'engineering, ainsi nous présenterons les résultats de simulations obtenus avec l'analyse et la discussion de ces résultats. Une conclusion générale terminera notre travail.

Chapitre I
Historique et présentation
de la RA1/K

I.1. Vue historique sur l'organisation de l'activité du raffinage :

A l'origine, le raffinage était une activité intégrée dans la société nationale SONATRACH.

A partir du 01 Janvier 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparées et érigées en Entreprise Nationale de Raffinage et de Distribution des Produits Pétroliers (ERDP- NAFTAL).

L'E.R.D.P créée par décret N°80-101 du 06 Avril 1980. Dans le cadre de la restructuration de la "SONATRACH", et mise en place le 01 Janvier 1982. La "E.R.D.P" 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".

L'effectif de l'entreprise "NAFTAL" est environ de 35.000 travailleurs, elle est présente sur tout le territoire national.

A compter du 25 Août 1987 et par décret N°87-190 fut créée l'entreprise nationale "NAFTEC" de l'entreprise nationale "NAFTAL" et mise en place le 02 Janvier 1988.

L'entreprise "NAFTEC" a pour 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.

Le nombre total des travailleurs est environ : 3500 travailleurs, présents sur l'ensemble de trois (03) raffineries plus la direction générale.

Actuellement, l'entreprise nationale de raffinage du pétrole "NAFTEC" gère l'ensemble des trois (03) raffineries se trouvant dans les villes de : Skikda, Alger et Arzew.

La capacité totale de l'entreprise "NAFTEC" seulement est de (28.895.000 t/an)^[3].

Tableau. I.1: Capacité de traitement des raffineries ^[2].

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

I.2 .Les Raffineries en Algérie :

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

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).

Elle est située à 5 Km d'El Harrach et à 20 Km d'Alger, 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^[2].

I.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 suivantes :

- 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 desasphaltage 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^[2].

I.2.3. La Raffinerie de Skikda (RA1/K):**I.2.3.1. Présentation de la Raffinerie de Skikda:**

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^[1].

a. Situation géographique :

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1440 travailleurs environ.

Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport ETU de Skikda (c'est une station intermédiaire de Hassi Messaoud).

Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'à le complexe de 760 Km.

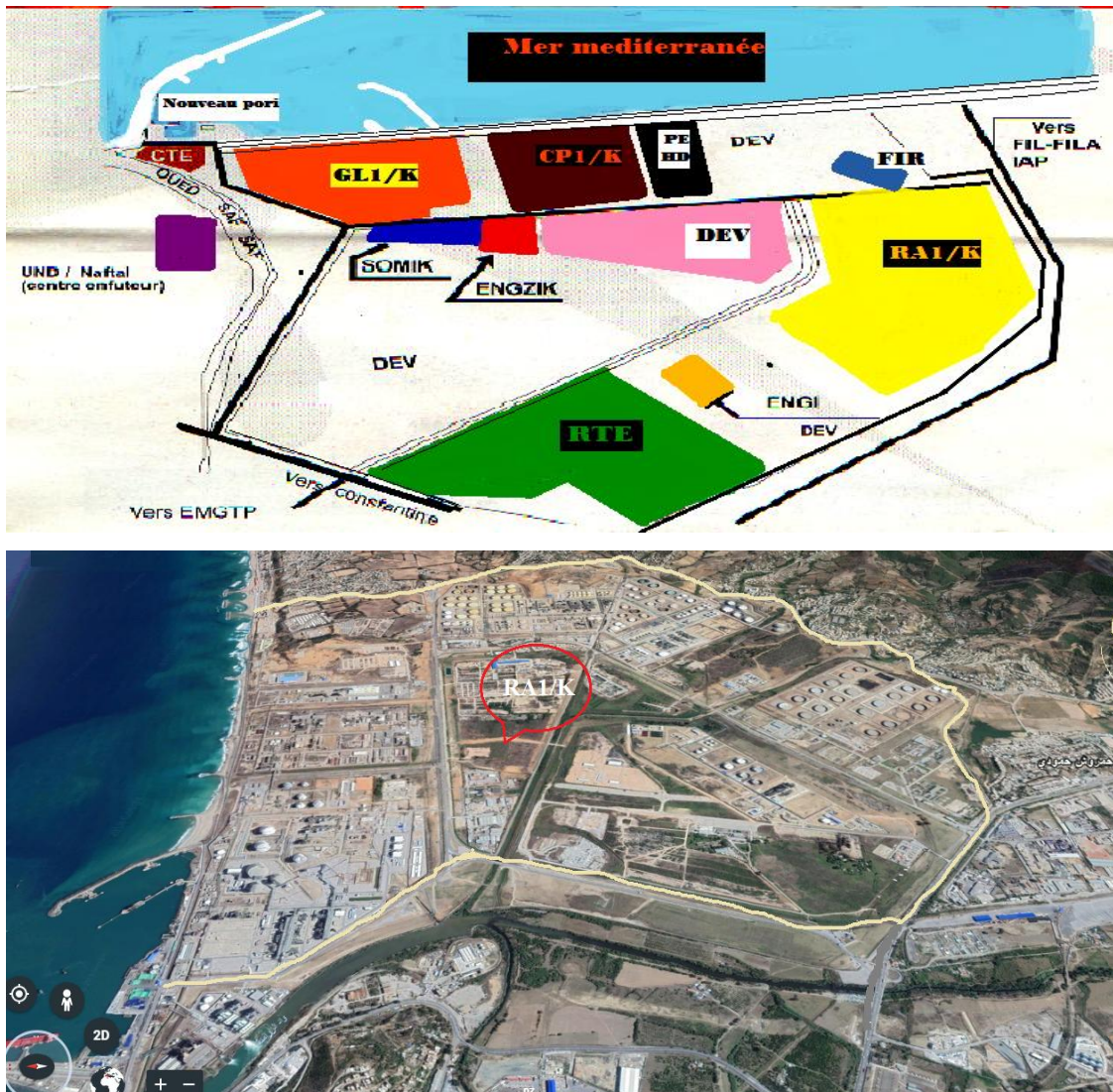


Fig. I.1: Situation géographique de la RA1/k dans la zone industrielle de Skikda^[2].

b. Construction :

La raffinerie a été construite en janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 30 avril 1974 entre le gouvernement algérien et le constructeur italien SNAM PROGETTI et SAIPEM, il a été mis en vigueur du contrat une année après (le 11 mars 1975) assisté par la sous irai tance de trois principales sociétés nationales : SONATRO, SONATIBA, SNMETAL.

Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, et pris la fin de mars 1980, le démarrage progressif des unités de production est comme suit :

- 1ère unité de distillation atmosphérique (U10) —————→ en mars 1980.
- 1ère unité de traitement et séparation des gaz (U-30) —————→ en mars 1980.
- 2ème unité de distillation atmosphérique (U11) —————→ en juin 1980.
- 2ème unité de traitement et séparation des gaz (U-31) —————→ en juin 1980.
- Unité de production des bitumes (distillation sous vide U-70) → en juillet 1980.
- Unité de prétraitement et de reforming catalytique (U-100) → en septembre 1980.
- Unité d'extraction des aromatiques (U-200) —————→ en octobre 1980.
- Unité de séparation du para-xylène (U-400).
- Unité de stockage, mélange et expédition (MELEX.U-600).

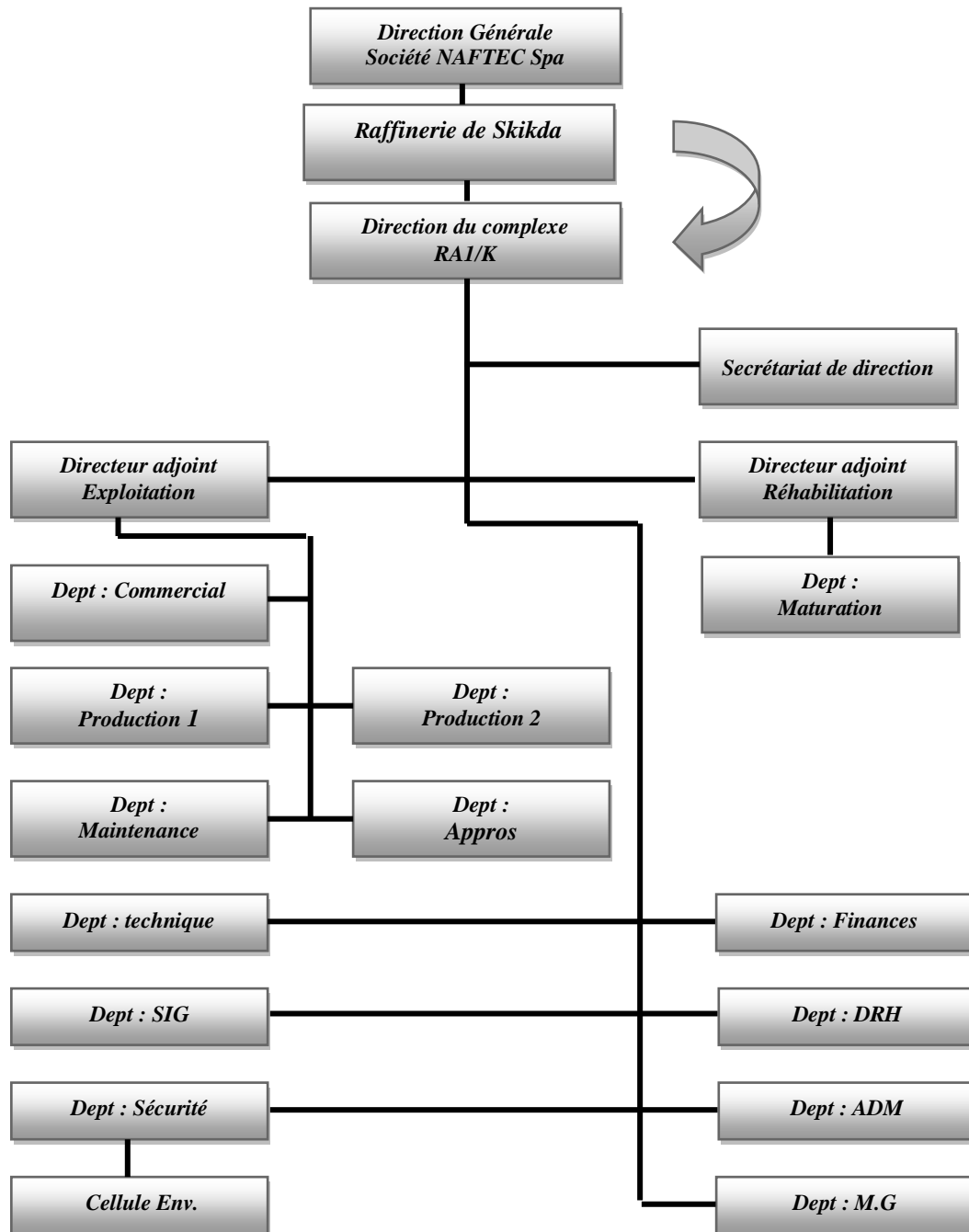
L'inauguration officielle du complexe a lieu, environ 03 ans plus tard (27 novembre 1983), le coût total de cette réalisation étant de 3 402 872 000 DA (1 milliard \$).

Il faut noter qu'il y a deux nouvelles unités, construites par la société japonaise J-G-C Corporation, ces deux unités sont : l'unité de prétraitement et de reforming catalytique (platforming U103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (GPL.U104), ces deux unités ont été démarrées en octobre 1993^[2].

c. Structure hiérarchique de la raffinerie :

La structure hiérarchique de gestion de la raffinerie de Skikda prévoit à son sommet un directeur dont lequel dépend cinq services, techniques de ligne, plus deux staffs.

I.2.3.2. Organigramme de la raffinerie de Skikda RA1/K :

Fig. I.2 : Organigramme de la RA1/K^[2].

I.2.3.3. Présentation des différentes unités :

I.2.3.3.1. Département production I :

Il se compose des unités de production suivantes :

- Unité 103 de prétraitement : reforming catalytique (Platforming).
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique (Magnaforming).

- Unité 30/31 et 104 de traitement et séparation des gaz (GPL).
- Unité 200 d'extraction des aromatiques.
- Unité 400 de cristallisation et séparation du para-xylène.
- Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes) ^[1].

I.2.3.3.2. Unités annexes et utilités :

- Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX).
- Unité 62 pour la déminéralisation des eaux.
- Unité 1050 : centrale thermique électrique et utilités (C. T. E).

Les principales installations de la raffinerie sont représentées ci-dessous (Figure I.3).

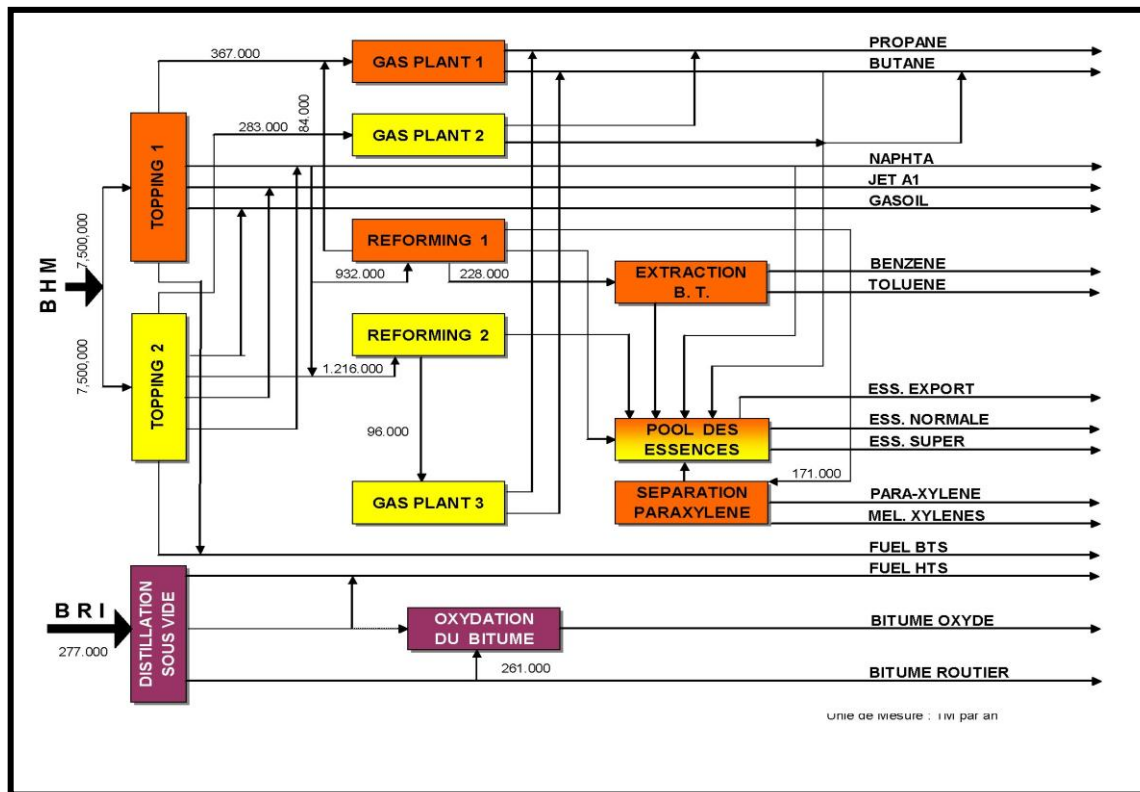


Fig. I.3: Schéma synoptique de la RA1/K ^[1].

a. Les unités 10-11 de Topping :

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet..) ou devant alimenter d'autres unités situées en aval (Magnaforming, Platforming, gaz-plant). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud avec une capacité annuelle de 15.10^6 t/an pour produire les produits suivants :

➤ G.P.L	—————→	Unité 30.
➤ Iso pentane	—————→	Mélange des essences.
➤ Naphta A	—————→	Stockage.
➤ Naphta B (65° ÷ 150°)	—————→	Reforming catalytique.
➤ Naphta C (150° ÷ 180°)	—————→	Huiles combustibles.
➤ Kérosène (180° ÷ 225°)	—————→	Jet fuel, mélange des gasoils.
➤ Gasoil léger (225° ÷ 320°)	—————→	Mélange des gasoils.
➤ Gasoil lourd (320° ÷ 360°)	—————→	Mélange des gasoils.
➤ Résidu (>360°)	—————→	Huiles combustibles ^[1] .

b. Unités 100 et 103 (unité Magnaforming, platforming):

La Magnaforming et le platforming ont pour but de transformer la Naphta moyenne et lourde obtenues du Topping (réformât) utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences^[2].

c. Unité 200(extraction des aromatiques):

L'installation d'extraction des aromatiques a été projetée pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures. La charge est constituée par la coupe du réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C₅ splitter du réformât de l'unité 100.

- 1) Dans le premier stade : les aromatiques sont fractionnés à l'aide d'un solvant sélectif qui est le Sulfo.
- 2) Dans le deuxième stade : le raffinat constitué principalement des hydrocarbures paraffinés est envoyé vers le stockage. L'extrait alimente la section fractionnement où il est séparé en benzène, toluène et en aromatiques lourds par distillation^[2].

d. Unité 400(séparation du para-xylène):

Cette unité est conçue à récupérer le para-xylène produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de Magnaforming, elle permet par cristallisation de séparer le para-xylène des autres xylènes (metha-ortho) et ethyl-benzène. Le para-xylène est commercialisé comme telle, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des

essences ou commercialisé sous forme de mélange xylène pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc.

e. Unité 70(Production des bitumes):

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI) qui peut être :

Charge A : résidu TIA juan a médium 372°C plus.

Charge B : résidu TIA juan a lourd 450°C plus.

Charge C : résidu du brut du Koweït.

L'unité se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est envoyé :

- Une partie vers le stockage.
- L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé^[2].

f. Les unités 30-31-104(Séparation et traitement des gaz):

Ces unités sont destinées à traiter les gaz liquides venant des unités 10, 11,100 et 103 dans l'ordre suivant :

Unité 30 : Traite le gaz liquide qui vient de l'unité 100 en particulier celui de tête de la colonne C₇ où le GPL est séparé du pentane.

Unité 31 : Reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping.

Unité 104 : Elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter le GPL venant de cette unité.

Le traitement des gaz dans ces unités est accompli en deux stades :

- Dans le premier stade : On fait subir au gaz un traitement qui consiste à passer la charge qui est le méthane, éthane, propane, butane, H₂S et l'humidité à travers une colonne contenant des tamis moléculaires qui possèdent la propriété de retenir l'humidité et l'acide H₂ S par le phénomène d'absorption.
- Dans le deuxième stade : C'est l'étape de séparation des gaz effectuée par deux colonnes dont le premier (deéthaniseur). On fait le stripping des gaz incondensables

(C₁, C₂, H₂) qu'on envoi à partir de la tête vers le réseau fuel gaz, le produit du fond (butane, propane) alimente la 2^{ème} colonne où le propane est séparé du butane par simple distillation^[1].

g. La centrale thermoélectrique (CTE 1050) :

C'est le système nerveux de la raffinerie, elle assure les utilités indispensables pour la marche de toutes les unités. Elle comprend les unités suivantes :

g.a. Unité 1020(Tour de refroidissement):

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé. Les eaux polluées et chaudes proviennent des unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydriques (HCL) entraînés dans le circuit puis refroidie à l'aide d'une batterie d'aéro-réfrigérant et enfin renvoyée vers les différentes unités aux moyens des pompes.

g.b. L'unité d'azote :

L'azote est produit à partir de l'air atmosphérique, ce dernier est aspiré puis comprimé à 7,7 bars par des compresseurs (généralement avec des compresseurs à membrane). L'oxygène est éliminé en deux étapes.

g.c. L'unité 1060(Circuit vapeur HP, MP, BP):

Elle assure les besoins de la raffinerie en vapeur selon trois (03) gammes :

- Vapeur haute pression (HP).
- Vapeur moyenne pression (MP).
- Vapeur basse pression (BP).

La vapeur produite dans les grandes chaudières à partir des condensas qui proviennent de circuits vapeurs dans l'unité de production.

g.d. L'unité 1080(Air comprimé):

L'air atmosphérique est aspiré à travers deux (02) filtres puis comprimé par deux (02) compresseurs.

Une partie de cet air filtré et comprimé est envoyé vers les différentes unités de production et l'autre partie subit un séchage à travers un lit d'alumine peut être utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production^[1].

h. Unité melex (600) :

Mélange, chargement et expédition, elle s'occupe de :

- Les bacs de stockage des différentes charges et produits des unités.
- Expédition des produits vers les différents dépôts de stockage, exemple : dépôt d'El Kheroub.
- Mélange des gasoils.
- Contrôle le chargement des produits au niveau du port de Skikda^[1].

Chapitre II
Généralités sur le GPL

II.1. Définition de GPL :

Le propane(C₃) et le butane(C₄) sont appelés gaz du pétrole liquéfié car leurs températures de vaporisation respectivement -42°C et 0°C à pression normale, permettent de les maintenir liquides à température ordinaire sous une pression modérée 14 et 5 bars respectivement(on se souviendra qu'à l'inverse, le méthane-C₁ et l'éthane-C₂ ne peuvent être liquéfiés qu'à des températures très basses, c'est pourquoi le méthane et l'éthane produits en raffinerie seront utilisés sur place comme combustibles inertes car ils seraient trop coûteux à les transporter) ^[13].

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

Ceci, présente l'intérêt de stocker une importante quantité d'énergie dans un volume réduit (1 litre de GPL liquide égal 250 litres de GPL gazeux), ce qui permet de le transporter plus facilement que pour les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées, et de le commercialiser aisément, dans des bouteilles en acier. Il se gazéifie au moment de son utilisation.

La composition chimique de GPL est variable selon les normes et les utilisations dans différents pays. Il peut contenir le propylène, butène, une faible quantité de méthane, l'éthylène, pentane et exceptionnellement des hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthyl-acétylène.

Le GPL est également utilisé comme carburant efficace pour les véhicules, et dans différents domaines.

Les particularités physico-chimiques du GPL (courbe de distillation, tension de vapeur, poids spécifique, pouvoir calorifique, rendement dans le moteur, etc...) dépendent de leurs teneurs en divers hydrocarbures ^[13].

II.2. Sources de GPL :

Le gaz du pétrole liquéfié (GPL) est produit principalement :

- 1) Dans les raffineries du pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole ; soit pendant le craquage thermique ou reforming catalytique des produits en vue de la production des essences.

- 2) Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de recueillir le condensât (propane, butane, essence légère...etc.).
- 3) Par récupération directe des gaz séparés du brut^[4].

II.3. 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 répend 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 ^[7.8].

II.4. 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 pris en considération lors de la conception des équipements pour GPL (pompe et compresseur) ^[5,6].

II.5. 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 ^[13].

II.5.1. GPL comme une source de chauffage :

Les appareils domestiques utilisés actuellement sont conçus pour s'adapter à l'utilisation des GPL. Une plus grande flexibilité, les aspirations de la clientèle et la recherche du rapport prix/qualité sont les facteurs principaux de l'évolution de ces appareils ^[13].

II.5.2. GPL dans la climatisation :

Deux principaux facteurs sont utilisés :

- 1) Pour s'évaporer, le GPL absorbe la chaleur de l'environnement et crée un froid.
- 2) Un moteur fonctionnant au GPL peut entraîner un compresseur qui comprime le gaz GPL et la détente absorbe la chaleur.

A la base de ces deux principes ont été construits :

- 1) Les réfrigérateurs.

2) Les climatiseurs.

18% de GPL est consommé comme charge pétrochimique et 10% de la production mondiale de l'éthylène produit en pétrochimie est à partir du propane. La demande globale pétrochimique en GPL enregistre un taux de croissance de 10%. L'utilisation du butane est liée essentiellement à la fabrication du MTBE utilisé comme booster d'octane des essences en substitution au plomb^[13].

II.5.3. GPL pour la production d'électricité :

Les rythmes attendus de la croissance de la demande mondiale d'électricité dépasseraient largement ceux des autres formes d'énergies finales. Elle atteindra 21,2% en l'an 2010. Le GPL pour la production d'électricité s'avère être une solution privilégiée par rapport aux autres combustibles (charbon, fuel,...etc.), et ce tant du point de vue économique qu'écologique^[12].

II.5.4. GPL carburant :**II.5.4.1. Généralité :**

Le GPL/C dont la composante diffère d'une région à une autre, est un carburant qui est utilisé dans de nombreux pays dans le monde, essentiellement en Amérique, en Europe et dans le sud asiatique (Figure II.1) .

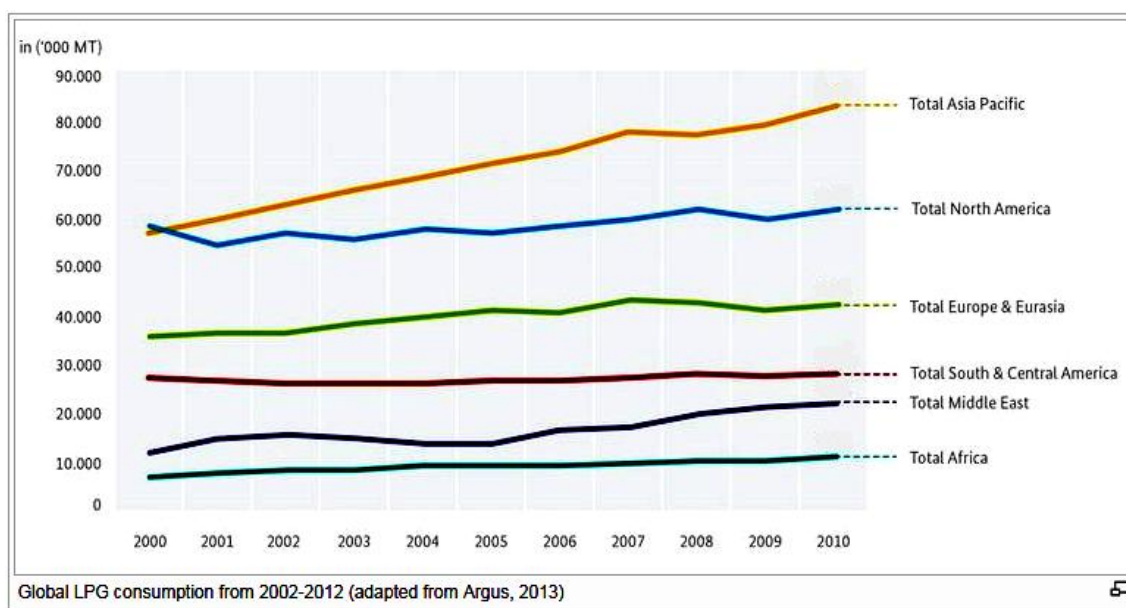


Fig. II.1 : Répartition de la consommation mondiale des GPL^[11].

La consommation du GPL comme carburant s'élevait à près de 10 millions tonnes.

Un pourcentage de 7 à 8% du GPL consommé mondialement est sous forme de carburant. L'expérience internationale dans l'utilisation de GPL comme carburant permet d'affirmer que le GPL aujourd'hui un carburant éprouvé est largement utilisé.

L'indice d'octane élevé de GPL permet leur substitution à l'essence sans modification du moteur, de plus il confère à celui-ci un pouvoir antidétonant. Ce carburant a beaucoup d'avantages pour l'environnement, il a une capacité de se mélanger à l'air meilleure que celle de l'essence, il y a absence de plomb, ainsi qu'une diminution des résidus de CO₂ et de CO^[10].

II.5.4.2. Avantages et inconvénients techniques de GPL/c :

- L'homogénéité du mélange air- GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ de 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques la combustion du GPL ne laisse aucun dépôts (calamine) et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30000 Km.
- La surconsommation du GPL est de l'ordre de 15 à 20% par rapport aux carburants traditionnels.
- Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré.
- Pollution évitée.
- Les gaz d'échappements sont exempts de poussières, du plomb et du soufre.
- Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes^[4].

II.6. Caractéristiques de butane et de propane :

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 II.1) ^[14,15].

Tableau. II.1: caractéristiques de butane et de propane ^[14,15].

Spécifications	Butane (commercial) (NF M40-001)	Propane (commercial) (NF M40-001)
Definition	Mélange d'hydrocarbures composés principalement de butanes et de butènes et contenant moins de 19 pour 100 en volume de propane et de propène.	Mélange d'hydrocarbures composés dans la proportion de 90 pour 100 environ de propane, propène et pour le surplus d'éthane, d'éthylène, de butanes et de butènes.
Odeur	Caractéristique	Caractéristique
Masse volumique (NF M 41-008)	Egale ou supérieure à 0,559 kg/l à 15°C, ce qui correspond à 0,513 kg/l à 50°C d'après les tables de correspondance ASTM.IP.	Egale ou supérieure à 0,502 kg/l à 15°C, ce qui correspond à 0,443 kg/l à 50°C d'après les tables de correspondance ASTM.IP.
Pression de vapeur relative (NF M 41-010)	Inférieure ou égale à 6,9 bars à 50°C	Au moins égale à 8,3 bars à 37,8°C garantissant un minimum de 11,5 bars à 50°C et au plus égale à 14,4 bars à 37,8°C garantissant un maximum de 19,3 bars à 50°C ⁽²⁾
Teneur en soufre (NF M 41-009)		Inférieure ou égale à 0,005% en masse.
Composés sulfurés (NF M 41-006)	Absence de réaction à l'essai au plombite de sodium dit "Doctor test spécial".	
Corrosion lame de cuivre 1 heure à 37,8°C (NF M 41-0076)	1 bar au maximum.	
Teneur en eau	Absence d'eau séparable par décantation.	Non décelable à l'essai au bromure de cobalt (NF M 41-004)
Evaporation (NF M 41-012)	Point final d'ébullition inférieure ou égale à 1°C par la méthode dite du "point à 95 pour 100".	Point final d'ébullition inférieure ou égale à moins 15°C par la méthode dite du "point à 95 pour 100".

II.7. Domaine d'utilisation de propane et de butane :

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.

II.7.1. Domaines d'utilisation de propane :

II.7.1.1. 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 trouvés jusqu'à présent d'application industrielle, pourtant il est bien connu que le propane, à coté du méthane et d'éthane, il est utilisé dans la fabrication de l'acétylène (Figure. II.2) [16].

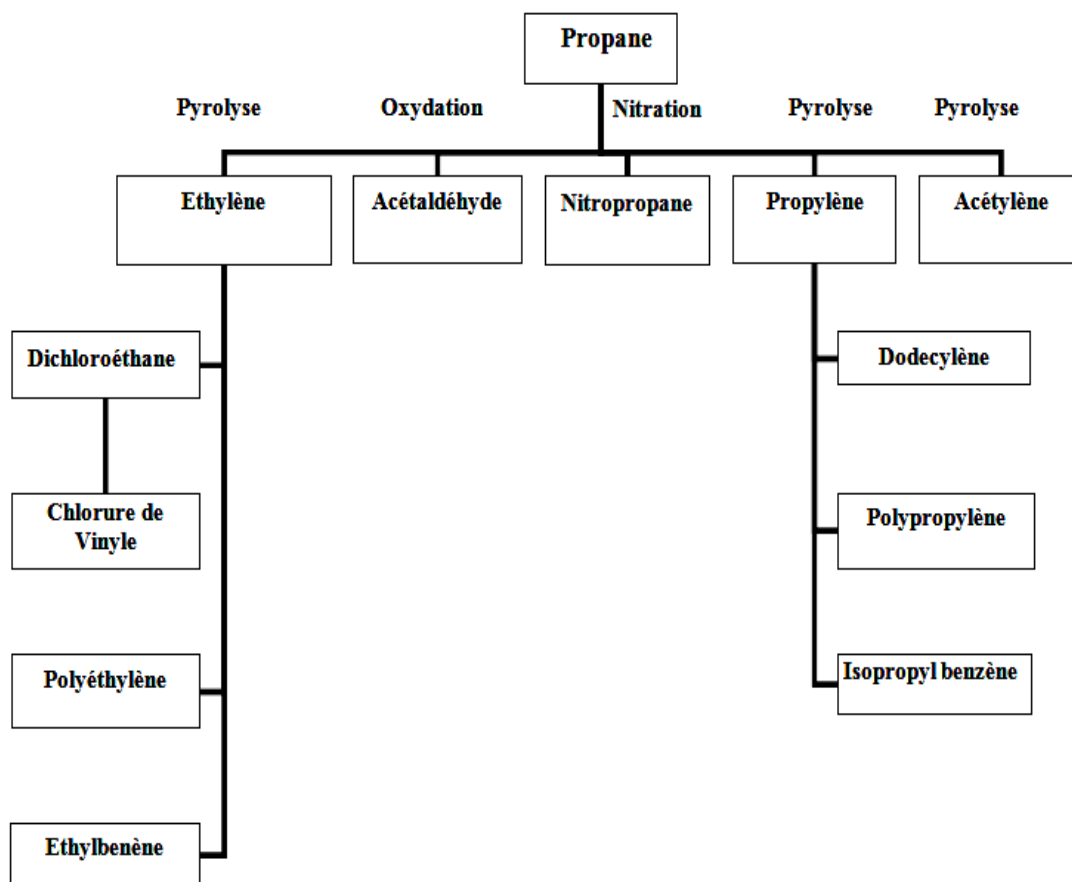


Fig. II.2 : Principales transformations du propane [16].

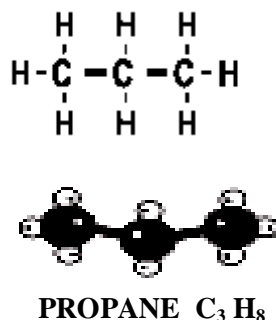


Fig. II.3 : Structure de la molécule de propane .

II.7.1.2. 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 $-23\text{ }^\circ\text{C}$.

II.7.2. Domaines d'utilisation de Butane :

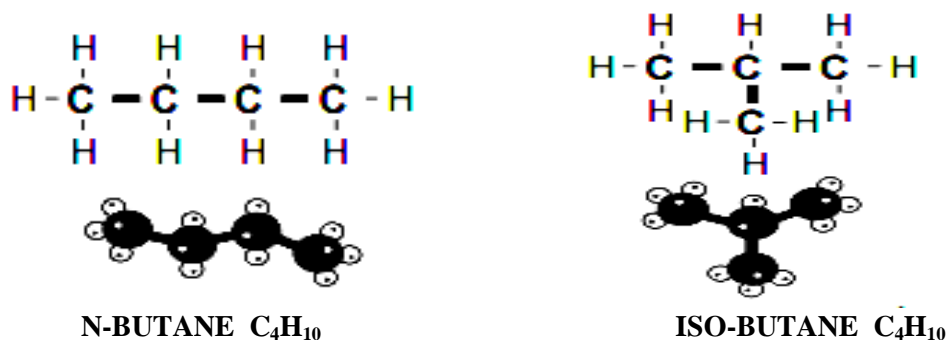


Fig. II.4 : Structure de la molécule de n-butane et iso-butane .

II.7.2.1. 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^[16].

II.7.2.2. 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. II.5) ^[16].

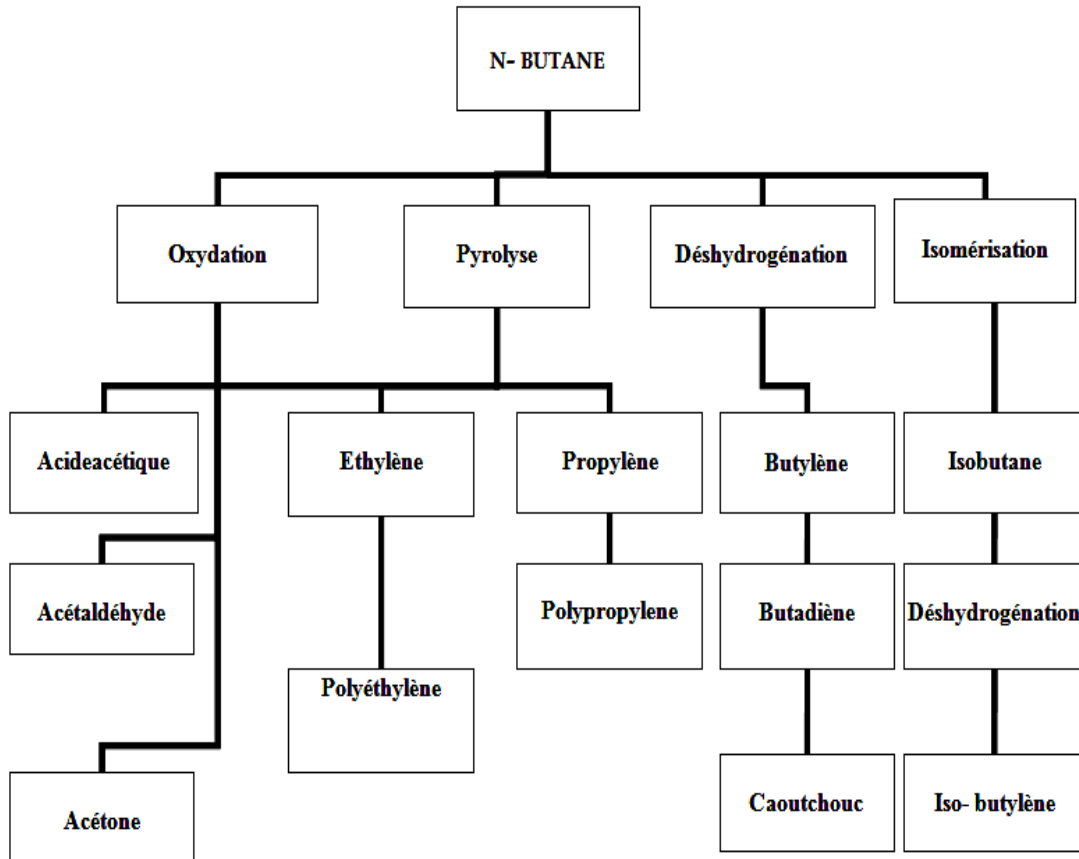


Fig. II.5 : Principales transformations du butane ^[16].

II.8. Le GPL dans le monde :

II.8.1. 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, au par avant 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. II.6)^[17].

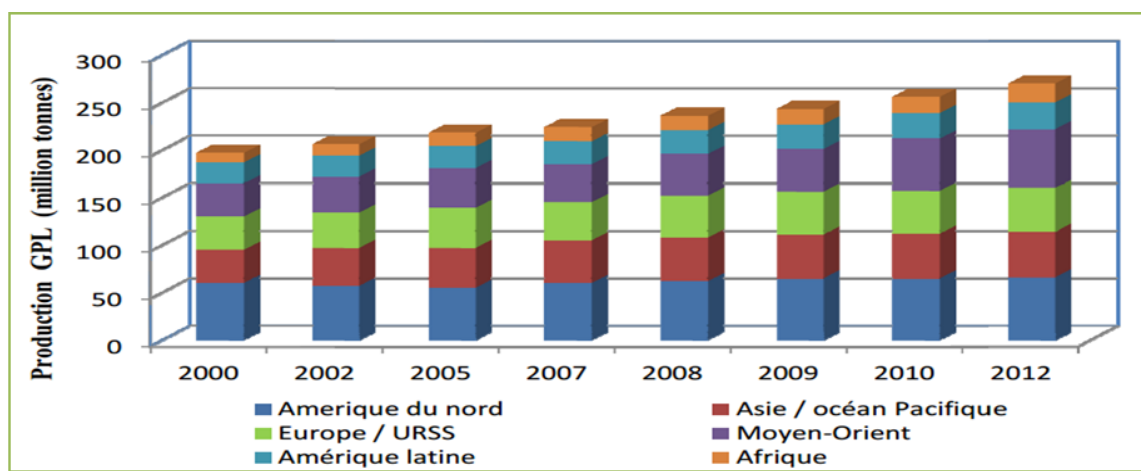


Fig. II.6 : La production mondiale des GPL par région (2000-2012).

II.8.2. La consommation mondiale de GPL :

Actuellement, le GPL représente 2% de la 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% ^[18] .

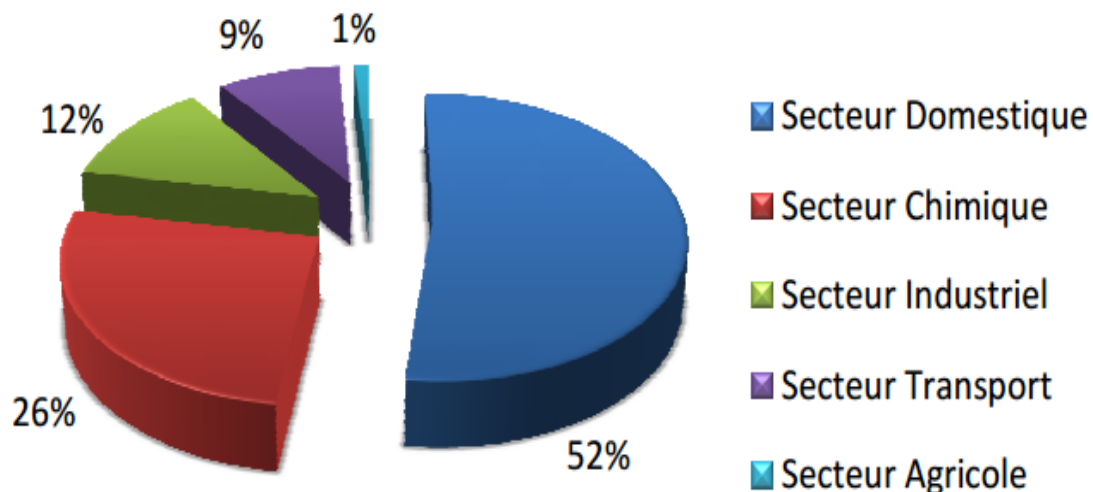


Fig. II.7 : consommation mondiale des GPL par secteur (2007).

II.9. Le GPL en Algérie :

II.9.1. La production nationale de GPL :

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.

La production commerciale d'énergie primaire a connu une hausse de 5,2 Mtep pour atteindre 155,3 Mtep en 2014. Cette hausse a touché l'ensemble des produits énergétiques, comme indiqué dans le tableau ci-dessous:

Tableau. II.2 : Production d'énergie primaire en Algérie .

Production d'énergie primaire	Unités	2013	2014	Evolution	
				Quantité	(%)
Pétrole brut	K tep	54680	56038	+1358	+2.5
	K tonnes	49574	50805		
Condensat	K tep	9733	11069	+1336	+13.7
	K tonnes	8598	9778		
Gaz naturel	K tep	77896	78715	+818	+1.1
	K tonnes	82430	83296		
GPL champs	K tep	7802	9439	+1637	+21.0
	K tonnes	6612	7999		

Jusqu'à 1984 l'Algérie importait du butane en période de pointe, depuis cette date et suite, à la mise en service du complexe GP1Z. La production nationale est largement excédentaire par rapport à la demande d'un marché national.

Durant les dernières années, l'industrie Algérienne du 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 des disponibilités importantes du GPL.

Depuis la mise en exploitation du champ gazier de Hamra en 1996, la production du GPL en Algérie connue un développement rapide (Figure II.8).

Le niveau de l'offre nationale du GPL est de l'ordre de 5,5 millions de tonnes en 1996, et plus de 7,3 millions de tonnes en 1998, et environ 9 millions de tonnes en 2001, un pic de 12,5 millions de tonnes est atteint en 2006 lorsque les projets développés ont été mise en service. Les prévisions algériennes en matière de production des GPL s'établissent à 13.3 millions de tonnes en 2015^[20]. Cette offre provenant de trois sources différentes :

- 10% obtenus à la suite du raffinage du pétrole brut aux raffineries de Skikda, Arzew, Alger. La production moyenne annuelle de ces raffineries est de l'ordre de 530.000 tonnes réparties dans le tableau suivant (Tableau II.3) :

Tableau. II.3 : Capacité de production de GPL dans les trois raffineries.

	SKIKDA	ARZEW	ALGER
GPL	340.000 tonnes	100.000 tonnes	90.000 tonnes
Butane	83%	74%	93%

- 11% sont obtenus à l'issue de la liquéfaction du gaz naturel aux complexes de liquéfaction de Sonatrach GL2Z, GL1K et réparti comme suit :

GL2Z : 405.000 tonnes dont 50% en butane.

GL1K : 170.000 tonnes dont 40% en butane.

- 79% sont produits à partir des gisements d'hydrocarbures, suite à la séparation du gaz et le traitement du pétrole brut , soit 4,35 millions de tonnes.

L'offre du GPL est localisée essentiellement dans la région Ouest à Arzew avec 87%, 9% dans la région est (Skikda), 2% au Centre et 2% dans le Sud au niveau des champs de Hassi-R'mel, Haoudh - Berkaoui et l'Hamra^[19].

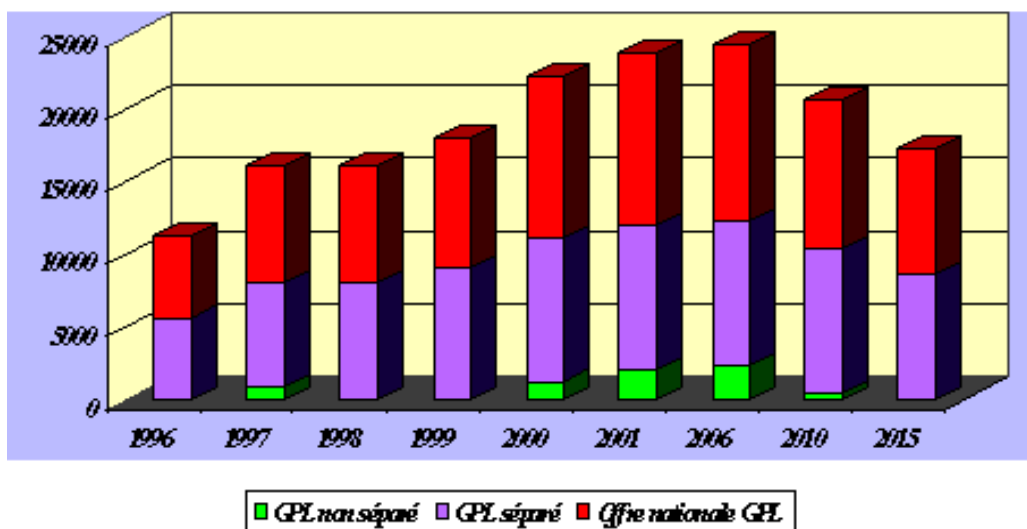


Fig. II.8 : Offre prévisionnelle nationale de GPL(Mille Tonnes).

II.9.2. La consommation nationale du GPL :

La consommation nationale du GPL a connu un rythme très élevé à partir de 1970, suite à la mise en place de nouvelles capacités d'enfûtage en 1980 par 29 centres en futeurs

portant la capacité de 1,2 millions de tonnes/an en une équipe, soit l'équivalent de 43 centres en futeurs implantés à travers l'ensemble du territoire national.

La consommation est passée de 148.000 tonnes en 1970 (11kg / habitant) et à 720.000 tonnes en 1975 (38kg/habitant) pour atteindre 1,1 millions de tonnes en 1996 (51 kg/habitant), et à 1,8 millions de tonnes en 2004 et à 2.1 millions de tonnes en 2012 .

La consommation de GPL comme carburant en Algérie a augmenté de 9% au mois de janvier 2016 par rapport à la même période de 2015.

Cette augmentation de consommation de GPL suite à la conversions de véhicules au GPL ont doublé. 5.000 véhicules ont été convertis au GPL en 2015 contre 2.500 en 2014. Dont la consommation peut atteindre 3 millions de tonnes de GPL-c à l'horizon 2020, ce qui correspond à 340.000 véhicules converties et roulant au GPL-c ainsi que la baisse de la consommation d'essence de 1 million de tonnes^[21].

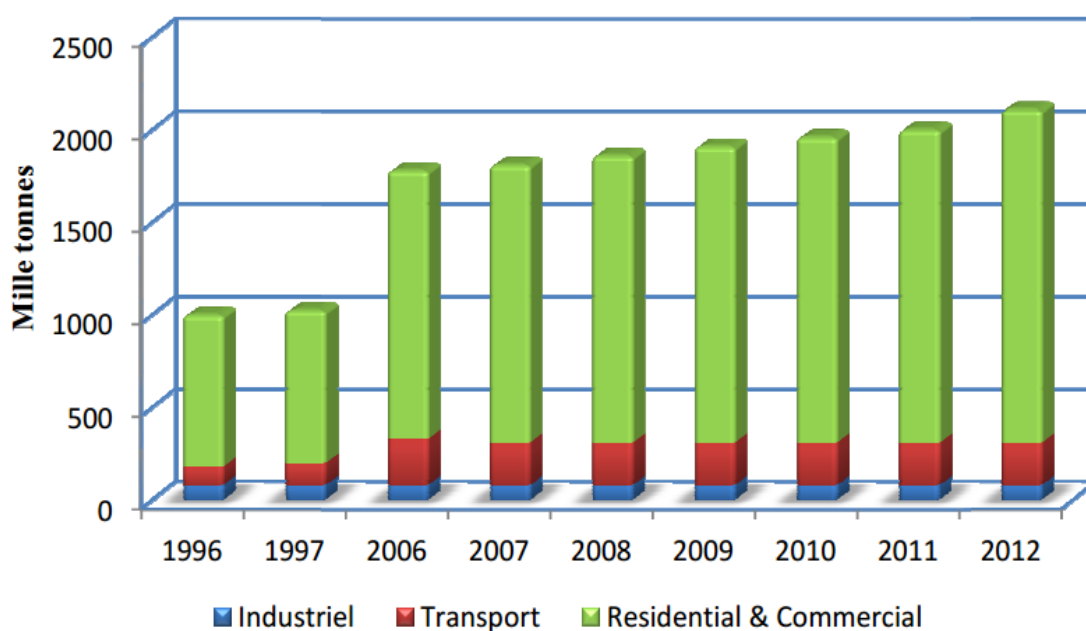


Fig. II.9 : Profil de consommation des GPL du marché national .

II.10. Stockage de GPL :

Il est indispensable de penser, à la valorisation des excédents de GPL pour ne pas avoir à les torcher ; il faut prévoir des moyens efficaces pour le stockage.

Le GPL est stocké sous pression dans des réservoirs en cigare pour le propane avec une capacité limitée (jusqu'à 500 m³) et réservoirs sphériques pour le butane avec une

capacité réalisable va de 200 m³ jusqu'à 7000 m³, lors de son stockage, des vapeurs de GPL se dégagent par ébullition sous l'effet de :

- La convection et la radiation de la chaleur atmosphérique.
- L'échauffement dû à la friction du GPL produit 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 est utilisé.

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 bar et 15°C, ceci permet le refroidissement de la sphère et par conséquent la réduction de sa pression.

Il est à noter que certaines unités utilisent techniques de stockage à savoir :

- Stockage dans des sphères (Figure II.10) à des pressions variables entre 12.5 et 14.5 bars.
- Stockage comme fuel gaz dans des cigares.

Une extension de la capacité de stockage en surface pour recevoir de grandes quantités de GPL excédentaires est à écarter à cause de ses coûts élevés et l'incertitude des quantités de GPL à stocker, quant aux techniques de stockage souterrain en usage actuellement dans le monde, elles peuvent apparaître difficiles à envisager à cause des investissements élevés qu'elles requièrent.

Certains experts de SONATRACH proposent un procédé de stockage qui consiste à réinjecter le GPL sous forme liquide au sein même du gisement du gaz où il est produit à l'aide d'un ou plusieurs puits injecteurs de GPL liquide et possibilité de stocker de grands volumes de GPL avec un investissement minime en plus de la possibilité de déstocker à n'importe quel moment ^[8].

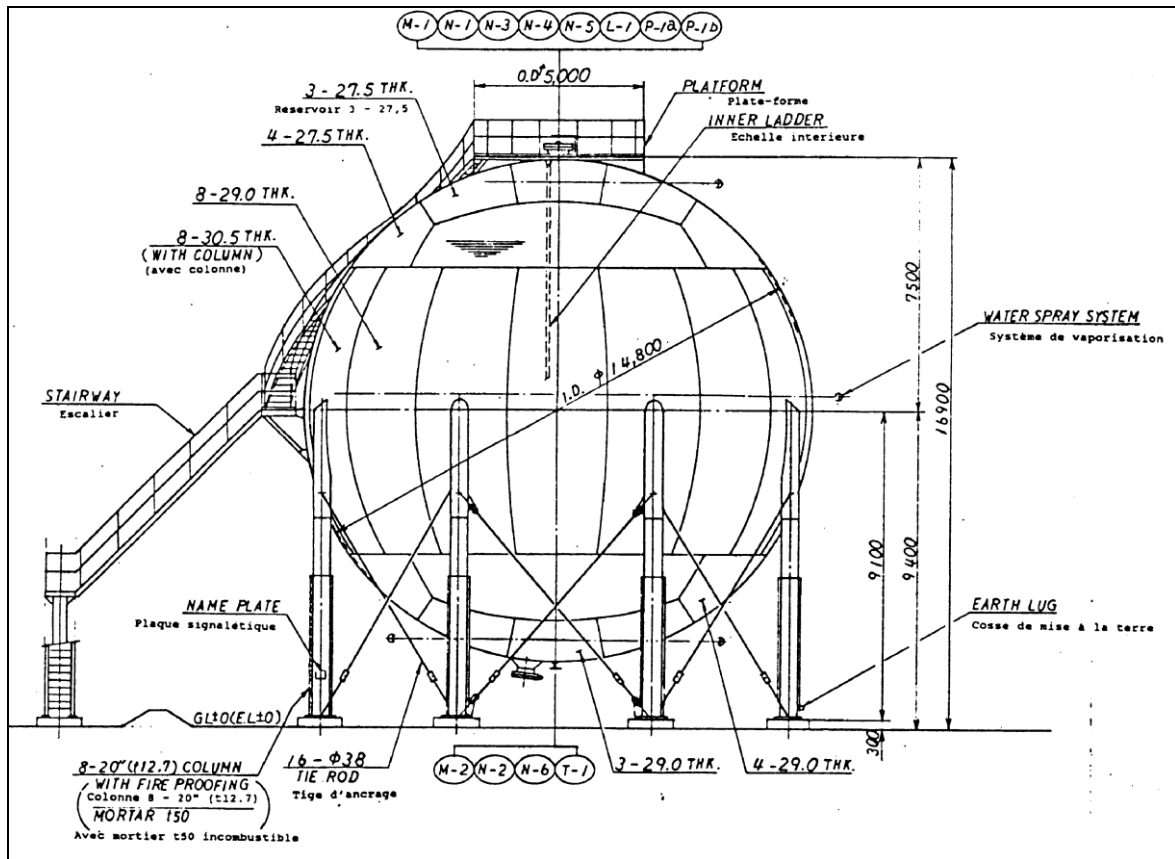


Fig. II.10: Sphère de stockage du butane^[22].

II.10.1. Accessoires de la sphère :

La surface de la sphère est équipée de quatre types d'accessoires repartis selon leurs fonctionnements.

a) Accessoires d'accès :

- Escalier : il permet l'accès aux points haut de réservoir pour la vérification et la lecture des différentes valeurs indiquées pour les accessoires de contrôle.
- Trous d'homme : chaque sphère contient deux trous d'homme, l'un en haut et l'autre en bas de réservoir qui nous permettent l'accès à l'intérieur de réservoir en cas du nettoyage ou vérification de l'état du métal, ces trous ont des dimensions qui permettent à l'homme d'entrer facilement.
- Une échelle intérieure : lier les deux trous d'homme, permettre la visite de toute la sphère ainsi que sa surface intérieure^[22].

b) Accessoires de contrôle :

- Manomètre (indicateur de pression) : situe en haut de la sphère, qui nous permet de donner la pression de la Partie gazeuse de produit stocker GPL, c'est-à-dire la pression à l'intérieur de la sphère.
- Thermomètre (indicateur de température) : chaque sphère est équipée de deux indicateurs de température ; l'un se situe en haut et l'autre en bas de la sphère pour donner la température de liquide stocker.
- Indicateur de niveau : chaque sphère est équipée de trois indicateurs de niveau :
 - ✓ Indicateur de niveau très bas.
 - ✓ Indicateur de niveau bas.
 - ✓ Indicateur de niveau haut.

Ces indicateurs de niveau nous donnent les niveaux de remplissage et de vidange de la sphère pour éviter les surpressions et les dépressions de cette dernière pendant les deux opérations (remplissage et vidange).

c) Accessoires d'exploitation:

Ce sont les différentes tubulures placées sur la partie inférieure et supérieure de la sphère qui communiquent avec l'intérieur de la sphère ^[22].

d) Accessoires de sécurité :

- Les soupapes de sécurité : le rôle des soupapes de sécurité est de créer un point faible prédéterminé dans une installation afin d'éviter la surcharge survenant pendant le fonctionnement.

Les soupapes de sécurité sont de plusieurs types à savoir :

- ✓ Soupapes à clapet (ou à ressort).
- ✓ Soupapes à bille.
- ✓ Soupapes à évent.

L'utilisation de ces soupapes de sécurité diffère d'un produit à l'autre, c'est-à-dire suivant les services aux quels elle s'applique. Pour leurs fonctions, elles varient selon les paramètres suivants :

- ✓ Dimension des équipements.

- ✓ Pression de tarage.
 - ✓ Surpression et contre pression.
 - ✓ La section de passage de la soupape.
- Cuvette de rétention : les sphères de stockage de GPL sont placées à l'intérieur d'une cuvette de rétention en cas de fuite par écoulement de GPL, ce dernier sera récupéré dans la cuvette de rétention. Cette dernière permet une intervention rapide en cas d'incendie sans que le feu se propage vers les autres installations [22].

II.10.2. L'enveloppe de la sphère :

Elle est répartie comme suite :

- La partie centrale.
- Le disque (calotte) supérieur.
- Le disque (calotte) inférieur.

L'enveloppe est de forme sphérique, supporter par des poteaux ou sur sondes directement, ou sur la tôle centrale de la sphère avec une fixation à la base, l'ensemble repose sur la fondation en béton armé de forme cylindrique.

Le matériau de la sphère est de l'acier (A49), avec des caractéristiques qui répond au besoin de notre cas ; exemple : supporte les chocs, résistance à la rupture [22].

II.11. Conclusion pour le GPL :

Le GPL longtemps considéré comme un produit fatal, car il dépend des activités pétrolières et gazières, présente des qualités intrinsèques et des avantages multiples qui devraient le hisser à un haut niveau d'utilisation.

La stratégie de L'industrie de GPL et par l'intermédiaire des organisations telle que le forum mondiale du GPL a pour mission de promouvoir ces combustibles gazeux et doit le faire tout provoque dans le choix de combustibles salutaires pour l'environnement et à combustion propre , le gaz naturel et le GPL peuvent servir cet objectif et ont leurs place dans la résolution des problèmes actuels en matière de l'environnement et la réduction de la pollution , et donc il permet de réduire la dépendance vis à vis des autres sources d'énergie .

Chapitre III

Théorie sur la rectification

III.1. Définition de rectification :

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs de compositions dérivées, et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre-courant dans un appareil appelé colonne de rectification.

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.

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 volatile, elle ne peut pas conduire à un degré de séparation raisonnable.

C'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 satisfaisante 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).

Ainsi l'opération de rectification 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 ^[5,6].

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 :

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

Pour un gradient de concentration moyen :

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

III.2. Lois fondamentales de transfert de matière :

III.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].

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

III.2.2 Loi de RAOULT et d'HENRY :

Leurs lois ne sont 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].

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

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 molaire du constituant dissout dans la phase liquide^[5,6].

$$P_{iL} = E_i \cdot X_i \quad (\text{III.5})$$

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

$$P_{iL} = P_{iv} \quad (\text{III.6})$$

Donc

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

C'est l'équation d'équilibre.

Avec :

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

Pour un mélange de deux constituants A et B :

$$Y'A / Y'B = (K_A / K_B) \cdot (X'A / X'B) \quad (\text{III.9})$$

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

Où :

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

III.3. Description et fonctionnement d'une colonne de rectification :

La colonne de rectification est un appareil qui sépare un mélange en deux ou plusieurs produits qui sont soit des corps purs, soit des mélanges comportant moins des constituants que le mélange initial.

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (la virole) qui renferme des dispositifs (plateaux ou de garnissage) permettant d'assurer un contact intime entre les deux phases (reflux liquide et gazeux). Afin de permettre un transfert de matière et d'énergie entre les deux phases et atteindre l'état d'équilibre.

Sur le long de la colonne la phase vapeur s'enrichit, de bas en haut en élément le plus volatil et la phase liquide s'enrichit en élément le moins volatil de haut en bas. Pour avoir en tête de la colonne un distillat D et en bas un résidu R.

La partie de la colonne où s'effectue l'alimentation est appelée zone de flash.

La charge peut être admise soit en phase liquide, vapeur ou biphasique.

La partie se trouvant au dessus de la zone de flash s'appelle zone de rectification, son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.

La partie se trouvant au dessous de la zone de flash s'appelle zone d'épuisement, son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par la phase liquide.

La colonne de rectification est toujours munie d'un rebouilleur et d'un condenseur partiel.

A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité de condensat qui est renvoyée dans la colonne en qualité de reflux froid afin d'ajuster la température en tête de la colonne à la valeur choisie.

A l'aide du rebouilleur on apporte une quantité de chaleur, c'est dans le rebouilleur que le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise partiellement.

La vapeur obtenue retourne dans la colonne en qualité de reflux chaud et le résidu quitte l'appareil.

La quantité de matière échangée dépend de la concentration initiale et finale, des pressions partielles, de la surface de l'élément (plateau), et de la nature de l'écoulement (vitesse).

Le fonctionnement normal de la colonne de rectification pour l'obtention d'un distillat et d'un résidu avec des compositions voulues dépend principalement de l'état de la charge et par conséquent, du lieu d'alimentation^[24].

Généralement, la charge peut être envoyée à la colonne à :

- **l'état liquide** : $e_0 = 0$
- **l'état vapeur** : $e_0 = 1$
- **l'état liquide - vapeur** : $0 < e_0 < 1$

La charge est alimentée à la partie médiane de la colonne. Chaque plateau, par exemple le plateau n , permet un contact entre la vapeur G_{n-1} montant vers ce plateau et le liquide g_{n+1} qui en coule. A la suite du contact il se produit une modification des compositions des phases, la vapeur s'enrichit en corps le plus volatil et le liquide en corps le moins volatil.

La vapeur G_n qui monte du plateau de rang n est plus riche en corps le plus volatil que la vapeur G_{n-1} , tandis que le liquide g_n est plus riche en constituant le moins volatil que le liquide g_{n+1} .

Ces échanges se poursuivent jusqu'à ce que la vapeur en haut de la colonne et le liquide en bas atteignent les concentrations imposées ou titre extrêmes. L'échange entre les flux ne s'effectue que si le liquide de g_{n+1} et la vapeur G_n se trouvant à un même niveau ne sont pas en équilibre. Si la pression à l'intérieur de la colonne est constante, cette condition est réalisée pour autant que la température t du liquide g_{n+1} soit inférieure à la température T de la vapeur c'est-à-dire, si la température diminue de plateau à plateau suivant le mouvement de la vapeur.

Pour que la rectification puisse se dérouler normalement on enlève par un moyen quelconque une partie de la chaleur Q_C en tête de la colonne. Ceci provoque la condensation d'une fraction de la vapeur de tête, et en bas on effectue un apport de chaleur Q_R qui permet la vaporisation d'une fraction du liquide du fond ^[24].

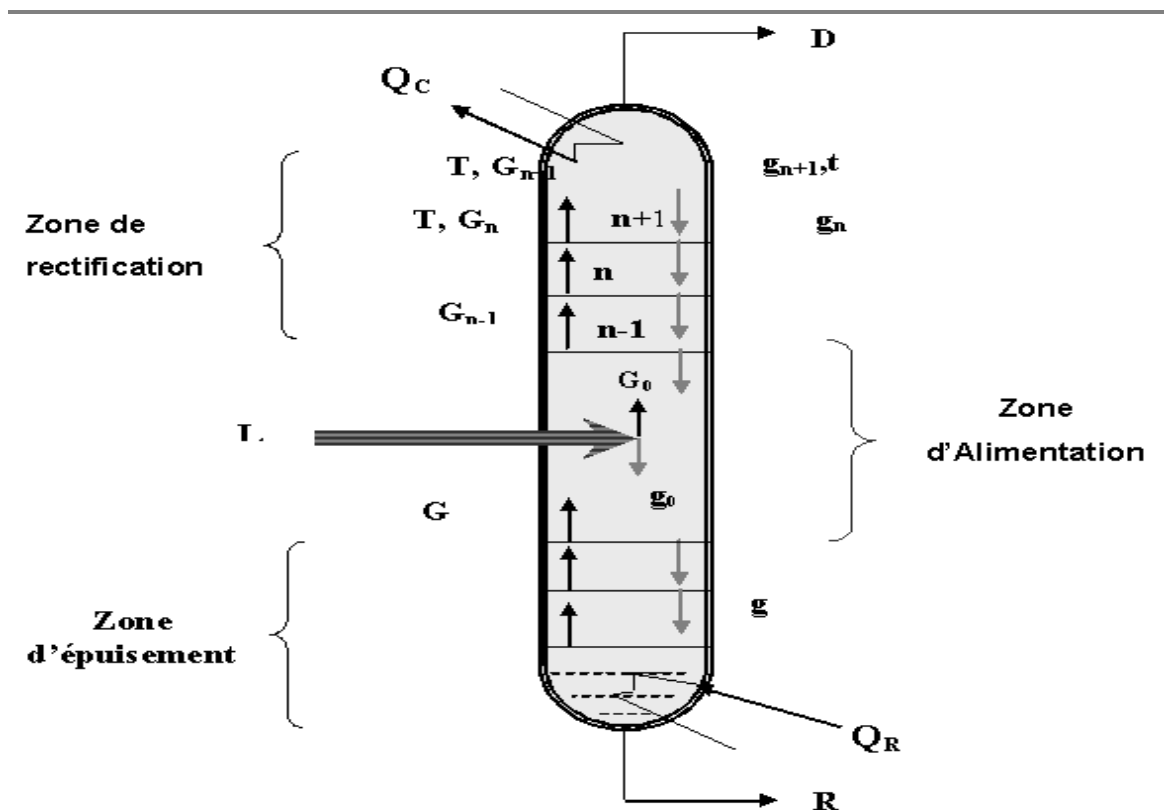


Fig. III.1 : Schéma d'une colonne à plateaux .

III.4. Types de colonnes de rectification :

On distingue deux types de colonnes :

III.4.1. Colonnes à plateaux :

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 les plateaux.

Les paramètres opératoires (T, P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre sont en fonction des bilans massiques (matière) et thermiques et des équations d'équilibre ^[23].

III.4.1.1. Classification des plateaux :

On peut classer deux types de plateaux :

1. plateaux à déversoirs.
2. Plateaux sans déversoirs.

III.4.1.2. Les différents types de plateaux :**a. Plateau perforé à déversoir (sieve tray) :**

Il est connu depuis longtemps, en dépit de son prix de revient très faible, il n'a pas obtenu beaucoup de succès, ses performances ne demeurent acceptables que pour des variations de débit faibles autour de la valeur optimale pour laquelle il a été calculé, la vapeur traverse verticalement la couche liquide ^[23].

b. Plateau sans déversoir :

Il est de type perforé, donc de construction peu onéreuse, liquide et vapeur s'écoulent à contre courant par les mêmes orifices, de sorte que l'ensemble peut être traité comme une colonne à garnissage. Le niveau du liquide sur le plateau correspond à la balance dynamique des écoulements liquide et vapeur à travers les trous. Parmi ces modèles de plateaux, on trouve les marques : « Turbogrid » et « Ripple tray », ces plateaux ont une bonne efficacité tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul ^[23].

c. Plateau à calottes (bubble cap tray) :

C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui dans les industries pétrolières ou chimiques ; construit autrefois entièrement en fonte moulée, il s'est maintenant notablement allégé par la construction de calottes en acier embouti. Il existe des centaines de formes différentes de calottes donnant une efficacité de contact plus ou moins bonne et il est regrettable qu'aucune normalisation ne soit intervenue dans cette fabrication. La qualité prédominante d'un plateau à calottes bien calculé est sa faculté d'adaptation sur une large échelle aux variations de débit liquide et vapeur [23].

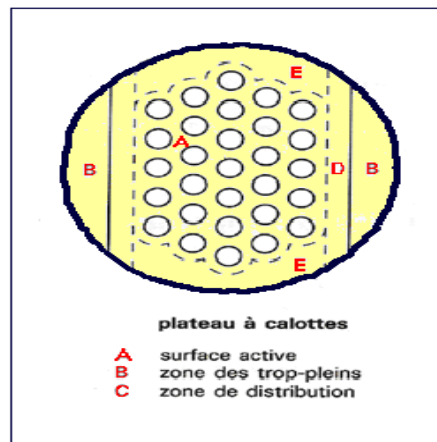


Fig. III.2 : Plateau à calottes [23].

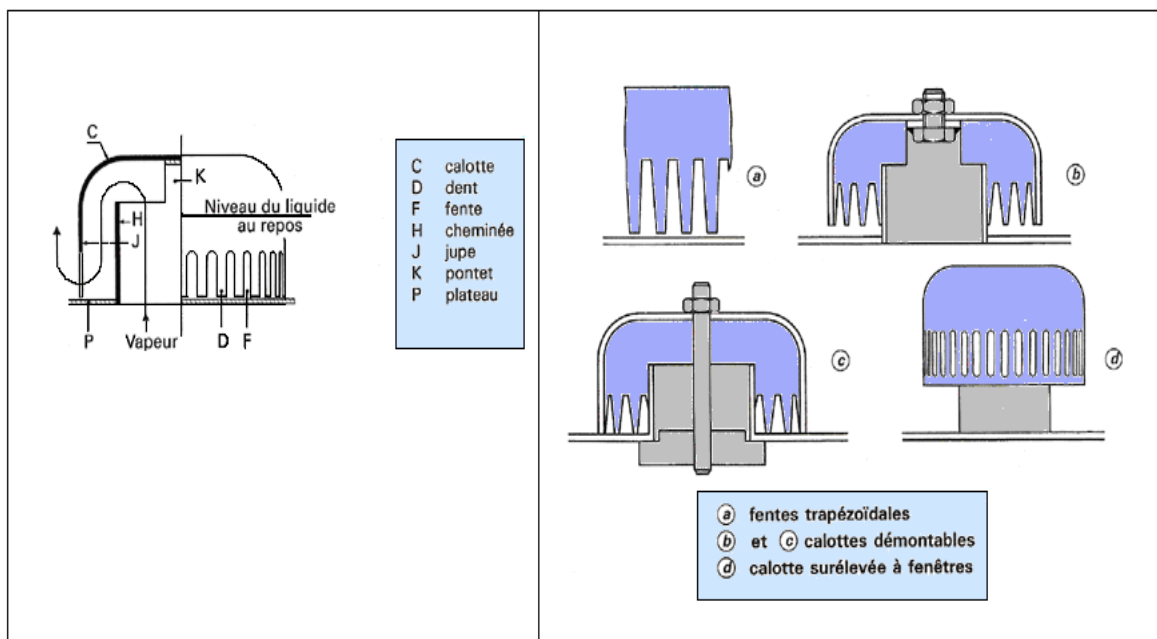


Fig. III.3 : Calotte cylindrique.

Fig. III.4 : Types de calottes.

d. Plateau (Uniflux) :

C'est une variante du plateau à calottes, le plateau est décomposé en bandes ayant une section en S et l'échappement de la vapeur aux échancrures s'effectue unidirectionnellement vers le déversoir aval, ce qui tend à favoriser l'écoulement liquide sur le plateau, par contre, la dispersion de la vapeur dans le liquide est moins homogène que pour les types précédents^[23].

e. Plateau à clapets (valve tray) :

Il constitue un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets, la hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes de calottes, dans les marques « Flexitray » et « Ballast tray », le clapet peut être taré à convenance en fonction du débit de vapeur.

Il semble probable que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car leurs performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible, l'usage dira si un système dynamique a la même longévité qu'un système statique^[23].

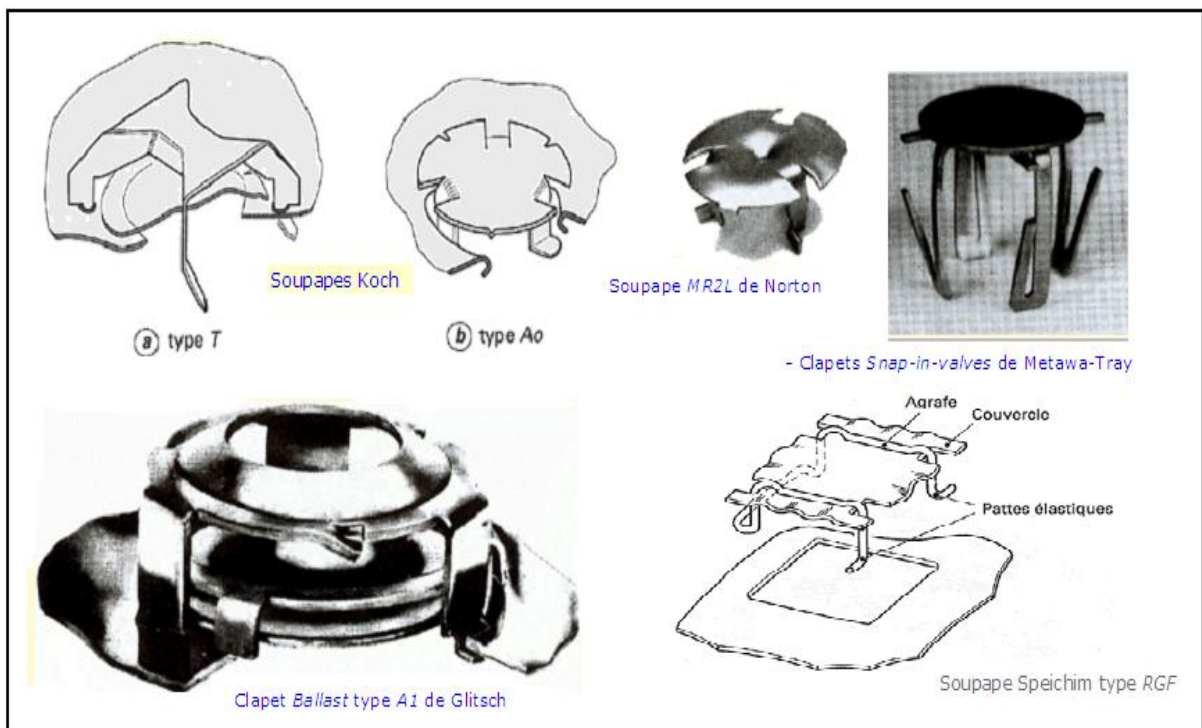


Fig. III.5 : différents types de clapets^[23].

f. Plateau à jet directionnel (jet tray) :

La construction de ce plateau est inspiré du même souci de simplicité et faible prix de revient que pour le plateau perforé, et de réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les languets dans le modèle « Float valve tray », ces derniers sont mobiles et articulés au plateau par une charnière^[23].

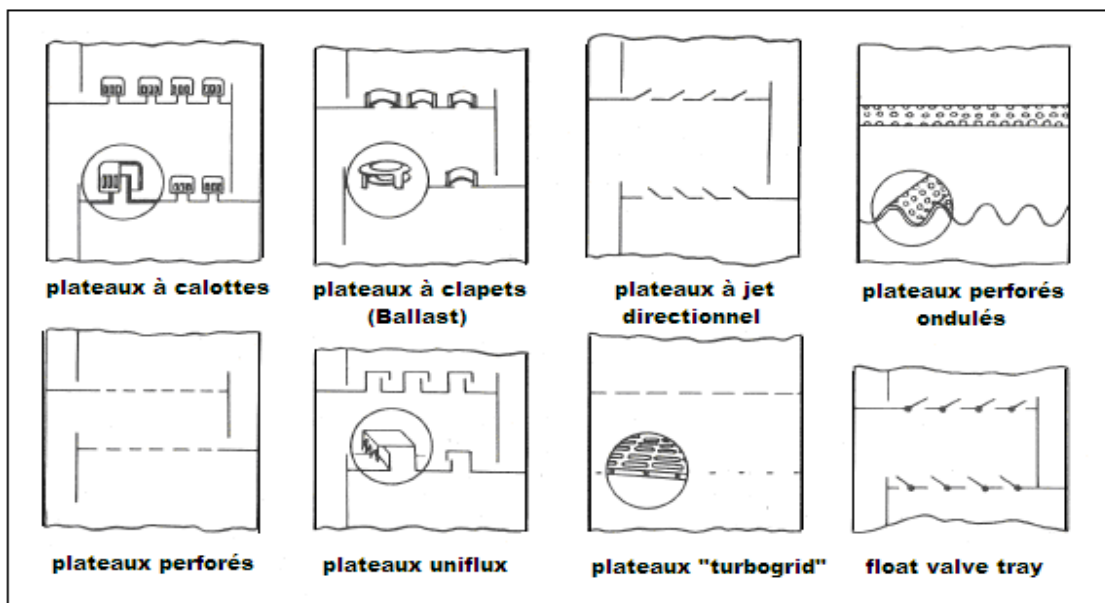


Fig. III.6: les différents types de plateaux^[23].

III.4.2. Colonnes à garnissage :

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent un contre courant continu. L'échange de matière croît en régime turbulent. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides.

On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché. Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution uniforme du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

Les garnissages les plus utilisés dans l'industrie sont de « Rashing » qui sont des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

Leur construction est en céramique ou en porcelaine (bon marché et grande résistance à la corrosion). Comme il existe aussi des anneaux en acier, en carbone, et en matière plastique (polyéthylène) [23].

Avantages :

- Prix moins élevé.
- Faible perte de charge.
- Rétention peu importante.

Inconvénients :

- Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre.

III.5. Bilan matière de la colonne :

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

$$L' = D' + R' \tag{III.11}$$

$$L' \cdot X'_{L,i} = D' \cdot Y'_{D,i} + R' \cdot X'_{R,i} \tag{III.12}$$

$X'L,i$, $Y'D,i$, $X'R,i$: Sont les concentrations molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge, dans le distillat et dans le résidu.

La résolution commune de ces équations donne :

$$\frac{L'}{Y'_{D,i} - X'_{R,i}} = \frac{R'}{Y'_{D,i} - X'_{L,i}} = \frac{D'}{X'_{L,i} - X'_{R,i}} \tag{III.13}$$

L'équation obtenue sert à calculer D' et R' , si les concentrations du constituant « i » dans le distillat et dans le résidu sont connues.

a. Le bilan de la zone de rectification s'écrit :

$$G' = g' + D' \tag{III.14}$$

$$G' \cdot Y'_{n,i} = g' \cdot X'_{n-1,i} + D' \cdot Y'_{D,i} \tag{III.15}$$

On obtient donc:

$$\frac{g'}{Y'_{D,i} - Y'_{n,i}} = \frac{G'}{Y'_{D,i} - X'_{n-1,i}} = \frac{D'}{X'_{n,i} - X'_{n-1,i}} \tag{III.16}$$

La résolution de l'équation (III.15) par rapport à $Y'_{n,i}$ donne l'équation de concentration de la zone de rectification :

$$Y'_{n,i} = m X'_{n-1,i} + (1-m) Y'_{D,i} \quad \text{(III.17)}$$

$$\text{Avec } m = g'/G' = r_f / (r_f + 1) \quad \text{(III.18)}$$

$r_f = g/G$: Taux de reflux.

b. Le bilan de la zone d'épuisement s'écrit :

$$g' = G' + R' \quad \text{(III.19)}$$

$$g' X'_{n+1,i} = G' \cdot Y'_{n,I} + R' \cdot X'_{R,i} \quad \text{(III.20)}$$

$$\frac{g'}{Y'_{n+1,i}} = \frac{G'}{X'_{n+1,i} - X'_{R,i}} = \frac{R'}{Y'_{n,i} - X'_{n+1,i}} \quad \text{(III.21)}$$

La résolution de l'équation (III.20) par rapport à $X'_{n,i}$ donne l'équation de concentration de la zone d'épuisement:

$$X'_{n+1,i} = (Y'_{n,I} / m') + X'_{R,i} (m' - 1) / m' \quad \text{(III.22)}$$

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

Avec $r_b = G'/R$ Taux de rebouillage.

c. 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 "

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad \text{(III.24)}$$

En qualité du constituant de référence, on peut choisir n'importe quel constituant (habituellement le moins volatil) du mélange.

Les courbes de tension de vapeur et les coefficients d'équilibre des corps de même nature chimique manifestent une similitude dans un intervalle de température relativement étroit, c'est la raison pour laquelle la volatilité relative du même corps peut être considérée comme constante.

En tenant compte de (III.24), l'équation d'équilibre peut être représentée sous la forme :

$$Y'_i = K_i X'_i = \alpha_i K_r X'_i \quad (\text{III.25})$$

$$X'_i = (1/K_r) \cdot (Y'_i / \alpha_i) \quad (\text{III.26})$$

La somme des équations (III.25) et (III.26) écrites pour tous les constituants du mélange donne :

$$\sum Y'_i = K_r \sum \alpha_i X'_i = 1 \quad \text{D'où } K_r = 1 / \sum \alpha_i X'_i \quad (\text{III.27})$$

$$\sum X'_i = (1/K_r) \sum (Y'_i / \alpha_i) = 1 \quad \text{D'où } K_r = \sum (Y'_i / \alpha_i) \quad (\text{III.28})$$

La valeur de K_r trouvée d'après (III.27) et (III.28) est utilisée pour la détermination univoque de la température du système en équilibre.

En substituant la valeur de K_r respectivement dans (III.25) et (III.26) on obtient :

$$Y'_i = (\alpha_i X'_i) / \sum \alpha_i X'_i \quad (\text{III.29})$$

$$X'_i = (Y'_i / \alpha_i) / \sum (Y'_i / \alpha_i) \quad (\text{III.30})$$

Lors du calcul de la condition d'équilibre liquide -vapeur, l'utilisation des équations (III.29) et (III.30) permet de trouver Y'_i en fonction de X'_i en évitant tout tâtonnement dû à l'excès de température.

III.6. Choix de la pression dans la colonne :

Quel que soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait déjà qu'à faible pression, la sélectivité de séparation sera meilleure et qu'on évitera l'altération thermique des produits, mais en contre partie, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux à sa température de bulle. C'est donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. En général on utilise une source froide bon marché et abondante, eau douce où eau de mer qui permet d'obtenir un condensât à 30°C - 45°C environ.

La pression dans la colonne sera alors au moins égale à la pression de bulle à ces températures.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à la pression atmosphérique est supérieure à celle de l'eau ou de l'air, la rectification s'effectue

généralement à une faible pression effective, un excès de la pression est nécessaire pour vaincre les résistances des plateaux, des conduites, du condenseur... etc.

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

Lorsque le distillat est constitué de composants très légers, il est nécessaire de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à des basses températures.

Quelque soit la pression de service, la température de condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise au moins 15 à 20 °C plus grande que celle du fluide réfrigérant. Ainsi la pression dans le ballon de reflux "P_b" est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide $\sum K_i \cdot X_{D,i}' = 1$ par approximation successive.

Les pressions au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation de la colonne seront respectivement :

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \quad \text{(III.31)}$$

$$P_F = P_S + \Delta P_2 \quad \text{(III.32)}$$

$$P_a = (P_S + P_F) / 2 \quad \text{(III.33)}$$

Où :

ΔP_1 : (0.2 ÷ 0.4) atm perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

ΔP_2 : (0.3 ÷ 0.6) atm perte de charge due aux résistances des plateaux.

III.7. Régimes de température de la colonne :

A la pression de service P_S, la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur.

$$\sum Y_{D,i}' / K_i = 1 \quad \text{(III.34)}$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur) doit être calculée comme la température de bulle du résidu à la pression " P_f "

$$\sum K_i \cdot X_{R,i}' = 1 \quad \text{(III.35)}$$

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

A la pression et température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminées par approximation successive d'après l'équation connue de TREGOULOV.

$$\sum X'_{0,i} = \sum (X'_{L,i} / (1 + e'_0 (K_i - 1))) = 1 \quad \text{(III.36)}$$

$$\sum X'_{0,i} = \sum (X'_{L,i} / K_i - r'_0 (K_i - 1)) = 1 \quad \text{(III.37)}$$

$$e'_0 + r'_0 = 1 \text{ et } \sum Y'_{0,i} = \sum K_i \cdot X'_{0,i} = 1 \quad \text{(III.38)}$$

Remarque :

Si $e'_0 = 0$ la charge se trouve à la température de bulle $g_0 = L$, et à partir de l'équation (III.36) on obtient l'équation de l'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i \cdot X'_{L,i} = 1 \quad \text{(III.39)}$$

Elle est utilisée pour la détermination de la température de bulle de la charge.

Si $e'_0 = 1$ la charge se trouve à la température de rosée $G_0 = L$, dans ce cas ; l'équation (III.36) se transforme en équation de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum X'_{L,i} / k_i = 1 \quad \text{(III.40)}$$

Cette équation nous permet de déterminer la température de la charge.

III.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.

$$\frac{X'_{D,i}}{X'_{D,i}} = \left(\frac{\alpha_1}{\alpha_2} \right)^{N_{\min}} \left(\frac{X'_{R,i}}{X'_{R,j}} \right) \quad \text{(III.41)}$$

A partir de l'équation (III.42), le nombre minimal de plateaux théoriques y compris le rebouilleur sera :

$$N_{\min} = \log \left(\frac{X'_{D,i} X'_{R,i}}{X'_{D,j} X'_{R,j}} \right) / \frac{1}{\log (\alpha_i / \alpha_j)} \quad \text{(III.42)}$$

L'application de cette équation aux constituants clés donne :

$$N_{\min} = \log \left(\frac{X'_{D,V} X'_{R,L}}{X'_{D,L} X'_{R,V}} \right) / \log \alpha_{V-L} \quad \text{(III.43)}$$

α_{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 :

$$N_{\min} = \log \left(\frac{X'_{D,V} X'_{L,L}}{X'_{D,L} X'_{L,V}} \right) / \log \alpha_{V-L} \quad \text{(III.44)}$$

$$N_{\min} = \log \left(\frac{X'_{L,V} X'_{R,L}}{X'_{L,L} X'_{R,V}} \right) / \log \alpha_{V-L} \quad \text{(III.45)}$$

III.10. Fonctionnement à reflux minimal :

C'est une autre limite de fonctionnement de la colonne correspondant à un nombre infini de plateaux théoriques ; pour calculer le reflux minimal il a été proposé plusieurs formules, parmi elles celle de UNDERWOOD^[24].

$$(r_f)_{\min} + I = \sum (\alpha_{L,i} Y'_{D,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \quad \text{(III.46)}$$

α_{i-L} : La volatilité du constituant (i) dans la zone d'alimentation.

Φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximation successive à partir des équations suivantes:

$$e'_0 = \sum(\alpha_{L,i} X'_{L,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \tag{III.47}$$

$$(r_b)_{min} = \sum(\alpha_{L,i} X'_{R,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \tag{III.48}$$

e'_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.

D'autre manière la valeur de ϕ se trouve dans l'intervalle $\alpha_l < \phi < \alpha_v$, étant respectivement les volatilités des constituants clés lourd et volatil.

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

$$(r_b) = \left[D'(r_f)_{min} / R' \right] + \left[L'(1 - e'_0) / R' \right] - 1 \tag{III.49}$$

L, D, R : Sont des débits molaires respectivement de la charge, du distillat et du résidu (Kmol/h).

III.11. Taux de reflux optimal (opérateur) :

A partir de l'alimentation, il est possible de réaliser une séparation spécifique en choisissant un taux du reflux opératoire en tête de la colonne.

D'une manière générale, le taux du reflux optimale (r_f) surtout pour la rectification des mélanges complexes on a pas des méthodes théoriques simples pour le calculer.

L'observation du fonctionnement des colonnes industrielles sont largement utilisées, pour les calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND :

$$\frac{(r_b)_{opt} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{opt} + 1} = 0.1 \div 0.33 \tag{III.50}$$

On peut calculer la valeur optimale de $(r_f)_{opt}$ par la relation suivante :

$$\frac{(r_f)_{opt}}{(r_f)_{min}} = 1.04 \div 1.5 \tag{III.51}$$

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

III.12. Le calcul du nombre des plateaux :**III.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.

$$\left[\frac{(N - N_{min})}{N + 1} \right] = \left[\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}}{(r_f) + 1} \right] \quad \text{(III.52)}$$

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 (III.29) et (III.30) .

Bilan matière écrit pour chaque constituant :

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

Egalement 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 (III.17).
- Pour la zone d'épuisement :

$$Y'_{n+1,i} = m' \cdot X'_{n,i} - (m' - 1) \cdot X'_{R,i} \quad \text{(III.53)}$$

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 :

$$X'_{n+1,i} = (1/m') \cdot Y'_{n,i} - (1 - m'/m) \cdot Y'_{D,i} \quad \text{(III.54)}$$

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

III.12.2. Nombre de plateaux réels :

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

$$N_{\text{réel}} = (N_R - N_E) / \eta \quad \text{(III.55)}$$

η : Efficacité moyenne des plateaux réels.

- La zone de rectification :

$$N_{\text{réel}} = N_R / \eta \quad \text{(III.56)}$$

- La zone d'épuisement :

$$N_{\text{réel}} = -N_E / \eta \quad \text{(III.57)}$$

III.13. Bilan thermique de la colonne :

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

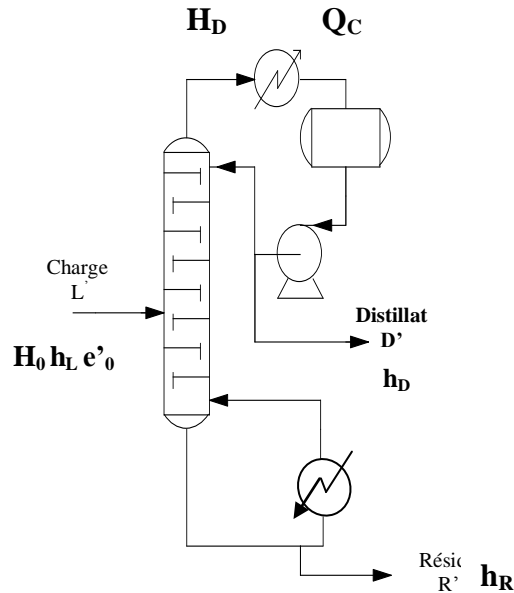


Fig. III.7: Schéma du bilan thermique d'une colonne.

$$L' .h_L + Q_R = D' .h_D + R' .h_R + Q_C \tag{III.58}$$

$$H_L = e'_0 .H_0 + (1 - e'_0) .h_0 \tag{III.59}$$

$$Q_{Rb} = G_R (H_R - h_{gr}) + R' (h_R - h_{gr}) \tag{III.60}$$

$$Q_C = (D' + g'_x) . (H_D - h_D) \tag{III.61}$$

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.

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$g'_x = \frac{(H_R - h_{gr})}{H_D - h_D} = \frac{(R' \cdot h_{gr} + D' \cdot H_D - L \cdot h_L)}{(H_D - h_D)} \quad (\text{III.62})$$

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D' \quad (\text{III.63})$$

$$G_R = (r_b)_{opt} \cdot R' \quad (\text{III.64})$$

$(r_b)_{opt}$: taux de rebouillage :

$$(r_b)_{opt} = [(D(r_f)_{opt}/L) + (1 - e'_0) - R/L] / (R/L) \quad (\text{III.65})$$

Chapitre IV

Théorie sur les échangeurs

IV.1. Echangeurs de chaleur :

Les procédés utilisés dans l'industrie du raffinage des produits pétroliers demandent souvent que les fluides traités soient réchauffés ou refroidis , avec ou sans changement de phase ^[23].

IV.1.1. Définition d'un échangeur :

Un échangeur de chaleur est un système qui permet de transférer un flux de chaleur entre deux fluides (fluide chaud à un fluide froid) à travers une paroi sans contact direct entre les deux fluides et sans changement d'état de ces fluides ^[25].

IV.1.2. principe de fonctionnement d'un échangeur :

IV.1.2.1. Les échangeurs à surface :

L'échange de chaleur entre deux fluides séparés par une paroi est caractérisé localement par (fig. IV.1) :

- le potentiel thermique local $\Delta\theta$, différence de température entre les deux fluides ;
- l'élément de surface d'échange dA mise en œuvre ;
- la résistance au transfert R , résultante de diverses résistances en série et correspondant :
 - ⊖ Transfert de chaleur par convection du fluide chaud vers la paroi.
 - ⊖ Transfert de chaleur par conduction à travers la paroi .
 - ⊖ Transfert de chaleur par convection de la paroi vers le fluide froid .

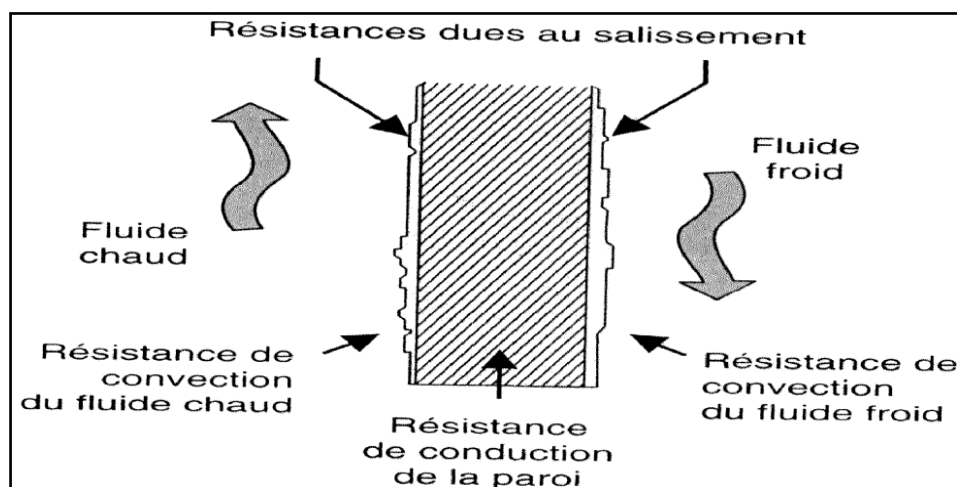


Fig. IV.1: Résistances au échange de chaleur entre deux fluides dans un échangeur ^[23].

Le bon fonctionnement d'un échangeur est caractérisé par la delta T entre l'entrée et la sortie du fluide, c'est à dire une différence de température entre les deux fluides

Pour calculer le taux de transfert de chaleur dans un échangeur. Il peut être calculé à partir des différences de température la plus grande et la plus petite $T_1 - t_2$ et $T_2 - t_1$.

La première valeur à connaître est la différence de température moyenne logarithmique [23].

$$\phi = m_c cp(T_{ce} - T_{cs}) = m_f cp_f (T_{fs} - T_{fe}) \quad (IV.1)$$

Avec :

$$q_{cf} = m_f .cp_f \quad , \quad q_{cc} = m_c .cp_c \quad (IV.2)$$

Le flux de chaleur peut donc s'écrire :

$$\phi = q_{cc} (T_{ce} - T_{cs}) = q_{cf} (T_{fs} - T_{fe}) \quad (IV.3)$$

Cette expression peut être écrite sous la forme :

$$\phi = U \times S_e \times \frac{\Delta T_s - \Delta T_e}{\ln \frac{\Delta T_s}{\Delta T_e}} \quad (IV.4)$$

Avec :

$$\begin{cases} \Delta T_s = T_{cs} - T_{fs} \\ \Delta T_e = T_{ce} - T_{fe} \end{cases} \text{ pour un fonctionnement co-courant .}$$

$$\begin{cases} \Delta T_s = T_{ce} - T_{fs} \\ \Delta T_e = T_{cs} - T_{fe} \end{cases} \text{ pour un fonctionnement contre courant .}$$

U : coefficient global d'échange (W/m²K) .

S_e : surface d'échange (m²) .

On pose :

$$DTLM = \frac{\Delta T_s - \Delta T_e}{\ln \frac{\Delta T_s}{\Delta T_e}} \quad (IV.5)$$

$$\phi = U \times S_e \times DTLM \quad (IV.6)$$

DTLM : c'est la Différence de Température Moyenne Logarithmique qui représente la moyenne logarithmique de la fonction $_T$ entre l'entrée et la sortie de l'échangeur [°C].

Le second paramètre U est le coefficient global d'échanges. Celui-ci dépend des fluides traversant l'échangeur ainsi que de leur vitesse, de la capacité de transfert des tubes liés à leur métallurgie et à leur épaisseur, il dépend aussi d'un paramètre important qui est le facteur d'encrassement de l'échangeur.

IV.2 . Les différents types d'échangeurs :

Pour l'industrie pétrolière les échangeurs de chaleur principaux utilisés pour les différents procédés sont les échangeurs suivantes :

- échangeurs tubulaires .
- Aéroréfrigérants .
- Serpentins (de réchauffage ou de refroidissement) .
- échangeurs spiralés .
- échangeurs à plaques .

IV.2.1. Echangeurs tubulaires:

IV.2.1.1. Principe des échangeurs tubulaires :

Les principales technologies d'échangeurs tubulaires sont représentées sur la figure IV.2 , l'encrassement et l'écart de température entre les deux fluides sont deux paramètres qui différencient les principales technologies.

Un des fluides circule dans un faisceau de tubes monté sur deux plaques tubulaires.

Ce faisceau est logé dans une calandre munie de tubulures d'entrées et de sortie pour le fluide circulant à l'extérieur des tubes du faisceau. Ce fluide suit un trajet imposé entre les chicanes.

Celles-ci ont pour rôle entre autres de supporter les tubes du faisceau afin d'éviter leurs déformation ^[23].

IV.2.1.2. Les différents types d'échangeurs tubulaires :

- a . Les échangeurs à faisceau tubulaire .
- b. Les échangeurs type KETTLE (AKT) .

c. Les échangeurs à tête flottante .

d. Les échangeurs à tubes en "U" .

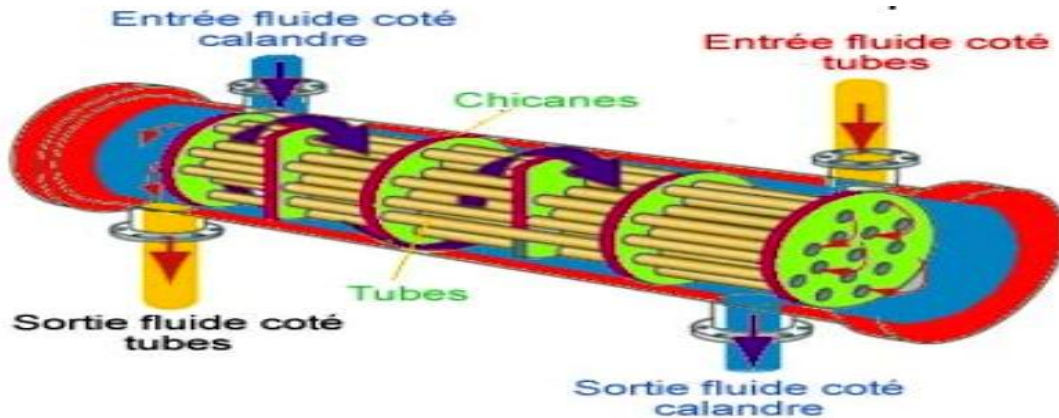


Fig. IV.2 : Principe de l'échangeur tubulaires ^[23].



Fig. IV.3 : Exemple d'un échangeur tubulaire .

IV.3. Problèmes de Fonctionnement des échangeurs :

IV.3.1. Introduction :

Les principaux problèmes de fonctionnement rencontrés par les utilisateurs d'échangeur de chaleur ont trait aux phénomènes d'encrassement, de corrosion, de vibration et de tenue mécanique.

L'encrassement et la corrosion restent les phénomènes les moins compris de l'industrie .

Les phénomènes vibratoires doivent également être pris en compte dans le dimensionnement des échangeurs au même titre que les transferts de chaleur ou les pertes de charge.

Enfin, les problèmes de tenue mécanique sont, pour les géométries les plus classiques ^[26].

IV.3.2. L'encrassement des échangeurs de chaleur :

L'encrassement, qui sous sa forme la plus générale peut être défini comme l'accumulation d'éléments solides indésirable sur une interface, affecte une grande variété d'opérations industrielles. Ces d'éléments solides engendrent une résistance au transfert de chaleur et réduit donc l'efficacité de l'échangeur de chaleur . La nature du éléments solides dépend du fluide (liquide ou gaz) passant à travers l'échangeur de chaleur.

Dans le cas des échangeurs, la présence d'un fort gradient thermique près de la surface d'échange peut perturber les mécanismes d'encrassement isotherme rencontrés par exemple lors de l'utilisation de membrane ou de filtre ^[26].

IV.3.2.1. L'effet de l'encrassement dans l'industrie pétrolière :

Augmente la surface d'échange de chaleur – réduit l'efficacité thermique , diminue le flux de chaleur , augmente la température sur le coté chaud , diminue la température sur le coté froid , induit la corrosion , augmente l'utilisation de l'eau de refroidissement ; réduit le débit , augmente la chute de pression , augmente la pression en amont , augmente la dépense d'énergie , peut entraîner des oscillations dans l'écoulement bi phasique , cavitation ; peut augmenter la vitesse d'écoulement , peut induire des vibrations , peut provoquer le blocage du flux ^[26] .

IV.3.2.2 . Différent types d'encrassement :

Il est possible de classer L'encrassement selon le mécanisme qui contrôle la vitesse de dépôt, selon les conditions d'utilisation de l'échangeur ou selon le mécanisme dominant, même s'il ne contrôle pas la vitesse de dépôt.

Alors six types différents peuvent alors être définis :

a. Encrassement particulière (Gudmunsser) :

Il s'agit du dépôt puis de l'accumulation sur les surfaces d'échanges de particules transportées par l'écoulement des fluides industriels :

Exemple : l'eau des chaudières contenant des produits de corrosion, celle des tours de refroidissement, des particules transportées par l'air et des produits de corrosion (oxydes et hydroxydes de fer) ; les écoulements gazeux pouvant être Fortement chargés de particules de poussières ; les fumées industrielles de résidus solides de combustion^[29].

b. Encrassement par corrosion (Epstein, Leconte) :

L'encrassement par corrosion est le résultat d'une réaction chimique ou électrochimique entre la surface de transfert de chaleur et le fluide en écoulement . Les produits de la réaction qui se forment et restent sur la surface d'échange créent l'encrassement . Il s'agit là d'un mécanisme de corrosion . Lorsque l'encrassement est du à des produits de corrosion générés , en amont l'encrassement correspondant est du type particulière^[29].

c . Encrassement par entartrage :

Il est généralement associé à la production d'un solide cristallin à partir d'une solution liquide. Il dépend donc de la composition de l'eau industrielle. Lorsque les sels dissous sont, comme le carbonate de calcium, à solubilité inverse, le liquide devient sursaturé au voisinage de la surface d'échange plus chaude ; la cristallisation se produit alors sur la surface et le dépôt est dur et adhérent ; dans le cas contraire d'une cristallisation se produisant au sein même d'un liquide plus chaud que la surface, le dépôt est plus mou et friable. L'encrassement par les sels à solubilité normale existe, même s'il est plus rare ; il faut signaler le cas des saumures géométriques à forte teneur en silice. L'entartrage peut se produire dans des échangeurs refroidis à l'eau, dans les unités de dessalement d'eau de mer ou saumâtre, dans les chaudières^[29].

d . Encrassement biologique :

Il est du au développement de micro-organismes (bactéries, algues ou champignons) qui créent un film au contact de la surface d'échange : il peut même, à l'échelle macroscopique , être caractérisé par le développement de coquillages .

Les actions de prévention consistent soit à réduire les micro-organismes , soit à empêcher leur développement . Les traitements correspondants utilisent des biocides et il est essentiel de maintenir la concentration du produit pendant le temps de réaction . Le biocide le plus utilisé est le chlore qui est toxique pour la plupart des micro-organismes et a une action rapide ^[29] .

e . Encrassement par réaction chimique :

On rencontre ce type d'encrassement quand une réaction chimique se produit d'une surface d'échangeur et que les solides produits par la réaction s'y déposent . Cette réaction est souvent polymérisation ; il en la formation d'un dépôt .

Les domaines concernés sont essentiellement l'industrie pétrochimique (craquage thermique des hydrocarbures lourds) , l'industrie agroalimentaire (pasteurisation du lait) et les circuits de chauffage utilisant des fluides organiques ^[29] .

f . Encrassement par solidification :

Il s'agit de la solidification d'un liquide pur au contact d'une surface d'échangeur sous-refroidie (formation d'une couche de glace à l'intérieur des conduites forcées ou de givre) ou du dépôt d'un constituant à haut point de fusion d'un liquide au contact d'une surface de transfert de chaleur froide (dépôt d'hydrocarbures paraffinique). Une vapeur peut également se déposer sous une forme solide sans passer par l'état liquide (formation du givre) ^[29] .

g . Modes combinés :

La plupart des dépôts réels sont le résultat de la combinaison d'au moins deux des types précédemment décrits. dans les échangeurs refroidis à l'eau par exemple, les dépôts peuvent provenir de l'entartrage, de l'encrassement particulaire, de la corrosion in situ et de l'encrassement biologique ^[29] .

IV.3.2.3. Apparition et développement de l'encrassement :

Les auteurs s'accordent en général pour considérer cinq phases dans l'apparition et le développement de l'encrassement. Ces cinq phases peuvent chronologiquement se décomposer comme suit :

- **Initiation** : cette phase est associée au temps nécessaire avant de pouvoir observer la formation d'un dépôt encrassant sur une surface propre.
- **Transfert des particules à la paroi** : il peut être contrôlé par la diffusion turbulente, l'impaction inertielle ou un champ de forces extérieures (thermiques, électrique, etc.) ; ces mécanismes peuvent coexister.
- **Adhésion des particules** : les particules transférées à la paroi peuvent s'y maintenir grâce aux forces d'adhésions dues à l'attraction moléculaire (forces de van der waals), aux forces électriques ou capillaires.
- **Réentraînement des particules déposées** : il est classique de supposer que le mécanisme de réentraînement est lié aux forces de cisaillement s'exerçant sur le dépôt. Lorsque la force aérodynamique est supérieure aux forces d'adhésion d'une particule, le réentraînement se produit par érosion ; lorsqu'il concerne des agglomérats de particules, il correspond à un phénomène d'écaillage.
- **Viellissement du dépôt** : il s'agit d'un changement de texture du dépôt d'origine chimique ou cristalline. On peut alors observer soit consolidation, soit son écaillage^[29].

IV.3.2.4. Détection de l'encrassement :

En régime permanent , l'encrassement peut être détecté par la simple analyse de la variation de l'efficacité .

Comparaison du rendement actuelle de l'échangeur par rapport au caractéristique du fabricant , aussi que la surface d'échange , la capacité thermique et le coefficient de transfert sale .

IV.3.3. La corrosion :

La corrosion est une dégradation des matériaux sous l'action du milieu ambiant, on peut le traduire par un processus de l'oxydoréduction entre le métal et le milieu corrosif.

La notion de corrosion est évoquée par le terme résistance chimique ou physico-chimique. Les mécanismes de dégradation des matériau métalliques et non métalliques sont pratiquement toujours différents dans leur principe mais ils conduisent au même résultat pratique, c'est-à-dire à la destruction du matériau^[29].

On distingue deux types de corrosion :

- corrosion généralisée : qui se produit avec la même vitesse sur toute la surface en contact avec le milieu corrosif.
- corrosion localisée : qui se produit avec des vitesses différentes à divers endroits de la surface du métal.

IV.3.3.1. Protection contre la corrosion :

La protection contre la corrosion doit répondre à des sollicitations complexes et variées du point de vue matériaux, mécanismes, milieux agressifs, facteurs mécaniques et physico-chimiques, etc. Il existe une multitude de moyens de lutte contre la corrosion la très grande majorité d'entre eux font appel à un des deux modes d'action suivants :

- action sur le matériau.
- action sur le milieu agressif.
- Dans le premier groupe sont compris .
- l'utilisation des métaux et alliages ou des matériaux non métalliques résistant à la corrosion.
- les traitements de surface améliorant le comportement global de la pièce.

Dans le deuxième groupe sont comprises toutes les actions susceptibles de diminuer l'agressivité du milieu ambiant et notamment l'utilisation d'inhibiteurs de corrosion.

Un groupe à part dans la protection contre la corrosion est constitué par les méthodes électrochimiques, à savoir la protection cathodique et la protection anodique.

Etant donné la multitude de cas qui peuvent se présenter, tant en ce qui concerne le milieu agressif que les matériaux, existent, ainsi que les autres sollicitations auxquelles ils sont soumis, un choix optimal de la solution de protection est difficile à faire^[29].

Dans la littérature spécialisée, il existe des tables de corrosion qui indiquent, pour divers cas, le ou les matériaux susceptibles de résister, certaines d'entre elles sont maintenant informatisées. Mais il est hasardeux de faire un choix uniquement à partir de ces tables puisque, dans le processus de corrosion, intervient une multitude de facteurs particuliers qui sont propres à chaque cas. Parmi ces facteurs, on peut citer sans être exhaustifs^[29]:

- les contraintes mécaniques variables (fatigue) ou continues.
- la présence de zones stagnantes.

- le contact avec d'autres matériaux métalliques.
- les températures locales importantes qui peuvent augmenter localement la concentration du produit agressif.
- la présence d'impuretés dans le fluide agressif qui peuvent augmenter notablement la corrosivité^[29].

En tenant compte de tous les paramètres propres au cas considéré, le choix peut être facilité par des considérations plus larges concernant la résistance des divers matériaux par rapport à un fluide ou à une classe de fluides agressifs.

IV.3.4. La vibration :

Les vibrations constituent un paramètre essentiel à prendre en compte dans la conception d'un échangeur, au même titre que le transfert de chaleur et les pertes de charge. Outre les aspects classiques (chocs, spectre de vibrations) issue du milieu extérieur, les échangeurs induisent leurs propres vibrations sous l'effet du fluide qui les parcourt. Ce paragraphe traite essentiellement des efforts dynamiques dus au fluide et à leur répercussion sur les tubes dans un échangeur de type tubes et calandre ; cet aspect vibratoire est peu ou pas rencontré dans les autres échangeurs.

Suivant la vitesse d'écoulement du fluide coté calandre, les tubes qui vibrent à leurs fréquences propres peuvent se déplacer suffisamment pour entrer en collision. Il s'ensoit un phénomène de fatigue pouvant aller jusqu'à la fuite ou la rupture.

L'essentiel du travail consiste à évaluer les paramètres intrinsèques aux tubes (fréquences propres, amortissement), les caractéristiques hydrauliques du fluide coté calandre, et à analyser le couplage fluide/tubes .

Chapitre V
Description et
fonctionnement de l'unité

V.1. Le rôle des installations :

Les unités 30 et 31 concernent les gaz liquides qui proviennent des unités de distillation atmosphérique 10 et 11 respectivement, et en particulier de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence 10-C5 et 11-C5.

L'unité 30 reçoit aussi les gaz liquides provenant de l'unité 100 (Magnaforming), en particulier de la tête de la colonne 100-C7. Les gaz liquides venant directement des unités 10, 11 et 100 ne sont pas livrés directement à la commercialisation car ils contiennent des composés dangereux (en particulier les composés sulfurés), et autres incondensables comme H_2 , CH_4 , C_2H_6 qui altèrent la tension de vapeur.

Le but des unités de séparation et traitement des gaz est d'obtenir des produits correspondants aux spécifications demandées avec la réduction des composés non désirés à des valeurs acceptables, en plus on fait la séparation entre le propane et le butane par simple distillation du GPL afin d'obtenir des produits qui répondent aux spécifications internationales ^[1].

V.2. L'installation de GPL :

Les produits obtenus sont envoyés en tant que produits finis. Pour mieux expliquer le cycle de l'installation ; cette dernière a été subdivisée dans les circuits suivants :

- Traitement du GPL venant du Topping sur tamis moléculaires.
- Régénération des colonnes à tamis moléculaires.
- Chargement du GPL venant de magnaforming.
- Stabilisation (dééthanisation).
- Séparation C_3/C_4 .

V.3. Spécification technique de la charge :**V.3.1. Charge :**

L'installation a été projetée pour traiter 306.500 ton/an de GPL provenant des unités de Topping (U-10) et Magnaforming (U-100), et obtenu par l'usinage des bruts de Hassi-Messaoud ou mélange d'Arzew ^[1].

V.3.1.1. Caractéristiques de la charge à l'installation :

La charge de projet à l'installation, fournie à la température de 40 °C et à la pression de 8.7 Kg /cm², est ainsi définie :

Tableau. V.1: Composition de la charge de la GPL de Hassi-Messaoud^[1].

GPL de Hassi-Messaoud		
	Topping(U-10) kg/h	Magnaforming(U-100) kg/h
C ₁	-	2.3
C ₂	468.7	49.0
C ₃	8070.0	488.9
iC ₄	3651.5	911.1
nC ₄	22864.5	1537.3
iC ₅	260.9	1.4
nC ₅	88.4	-
Total	35386	2990

H₂S+ R-SH: 50 ppm max.

H₂O: saturée à cond.

Tableau. V.2: Composition de la charge de la GPL du mélange d'Arzew^[1].

GPL du mélange d'Arzew		
	Topping(U-10) kg/h	Magnaforming(U-100) kg/h
C ₁	-	0.9
C ₂	456.3	33.6
C ₃	3190.4	372.0
iC ₄	2618.0	569.7
nC ₄	13706.4	1061.5
iC ₅	153.0	1.3
nC ₅	50.9	-
Total	20375.0	2039.0

H₂S+ R-SH: 50 ppm max.

H₂O: saturée à cond.

V.4. Conditions requises à la sortie des tamis moléculaires :

- H₂S+ R-SH: 5 ppm max.
- Point de Rosée à 760 mm hg: 70 °C max.

V.5. Qualité des produits à la sortie de l'installation :*Tableau. V.3: Teneur en Composition des produits à la sortie de l'installation ^[1] .*

Propane		Butane	
Teneur en C ₂ et plus légers	Teneur en C ₄ et plus légers	Teneur en C ₃ et plus légers	Teneur en C ₅ et plus légers
1. 5 % V. Liquide	2. 0 % V. Liquide	4. 0 % V. Liquide	1. 0 % V. Liquide

V.6. Description du procédé :**V.6.1. Section de traitement :**

Dans la section de traitement, on élimine les composés sulfurés et l'humidité, réduisant la teneur du soufre et d'eau aux valeurs exigées par les spécifications internationales. On obtient cela en faisant passer la charge composée essentiellement par le butane, propane, éthane, hydrogène sulfuré, et l'eau à travers une colonne qui contient des tamis moléculaires, celles-ci sont formées par des petites sphères d'aluminosilicates métalliques à haute porosité, qui ont la propriété d'absorber de façon sélective certaines substances sur la base des dimensions de leurs molécules.

L'absorption est un phénomène chimico-physique selon lequel un ou plusieurs gaz, passant sur un solide. L'efficacité de l'absorption d'une particulière substance dépend non seulement de la nature et de la granulométrie du solide, mais aussi prévu un système complètement automatique pour la régénération périodique des deux colonnes^[1].

V.6.1.1. Traitement du GPL venant du Topping à travers la colonne à tamis moléculaires :

Ce traitement a pour but d'éliminer les composés sulfurés (H₂S mercaptans) et l'eau présents dans le GPL venant du Topping. Le GPL venant du Reforming n'a pas besoin de ce traitement vu qu'il est déjà désulfuré et suffisamment anhydre.

Ce traitement est effectué par passage à l'état liquide et froid sur tamis moléculaires qui ont comme on le sait des caractéristiques prononcées d'absorption par rapport aux composés indiqués.

Les tamis moléculaires saturés des lits composés, n'étant donc plus en mesure d'absorption, doivent être régénérées avec un procédé décrit plus loin.

La description suit part de l'idée que les deux colonnes de traitement C4A/B à tamis moléculaires aient été régénérées avant la mise en marche et que la colonne C4A sort en ligne avec le circuit de charge pendant la phase d'absorption. La période d'absorption peut varier conformément au type de charge alimentée. Sur la base du contenu en composés sulfurés, indiqués dans les analyses de brut de charge. On prévoit les capacités d'absorption suivantes pour les lits à tamis moléculaires^[1] :

Tableau. V.4:Le temps d'absorption pour varier en type de charge alimentée .

Charge	Temps (Heures)
Hassi-Messaoud	8
Mélange d'Arzew	15

Le matériel de remplissage contenu dans les deux colonnes est formé par quatre couches de billes moléculaires de type 514 (partie inférieure) et 544(partie supérieure).

Le GPL de charge est alimenté dans la partie inférieure de la colonne à travers la XX-1VA7, il passe à travers les lits à tamis moléculaires où l'humidité et H₂S qu'il contient sont absorbées. La température de l'effluent est indiquée par le TI2 et la pression est contrôlée par le PIC7 ; après le traitement l'effluent est envoyé à l'accumulateur de charge V1^[1].

a. Régénération des colonnes à tamis moléculaires :

Une fois son cycle d'absorption terminé, la C4A est remplacée par la C4B et passe en régénération :

- 1) Drainage du lit.
- 2) Dépressurisation.

- 3) Réchauffement du lit en courant de gaz de l'unité 100 ou par le gaz naturel du terminal.
- 4) Refroidissement du lit avec le gaz décrit précédemment.
- 5) Refroidissement du lit avec GPL et repressurisation .

1. Drainage du lit :

Cette opération est nécessaire vu que la direction d'écoulement du liquide est telle qu'au moment du remplacement, la colonne soit pleine du GPL. Pour cette opération, le circuit sera prédisposé de la manière suivante :

➤ **Soupapes ouvertes :**

- ✓ FRC-IVB
- ✓ XX-IVA2
- ✓ XX-IVA4
- ✓ XX-IVB7
- ✓ XX-IVBI .

➤ **Soupapes fermées :** toutes les autres

Durée de l'opération 12mn (pouvant être réglée entre 10 et 20mn).

Le drainage du lit de la colonne C4A se réalise en envoyant au sommet de la colonne C4A du gaz de régénération provenant de l'unité 100(Reforming catalytique).

Au cas où le gaz produit par l'unité 100 ne serait pas disponible, on utilisera le gaz naturel que l'on introduira à la température indiquée par le TI-8.

Le gaz de régénération au débit réglé par FRC-1B entre dans la colonne C4A, en passant à travers la soupape XX-1AV2 ; il déplace le GPL contenu dans l'appareillage dans l'accumulateur V5.

La pression dans l'accumulateur V5 (maintenue normalement a 6.5kg/cm^2) est indiquée et contrôlée par le PIC-1 qui agit en Split-range sur la PIC-1VA de décharge de gaz au Blow – down et sur la PIC- 1VB d'intégration de gaz de la colonne de dééthanisation C1 l'appareillage est protégé contre les surpressions par PSV-1 qui décharge au Blow – down l'excès de gaz quand la pression dans le V5 atteint la valeur de 8.7 kg/cm^2 .

L'instrument ILS -10, monté sur la ligne du drainage, signale le vidange de la colonne et, en conséquence, la fin de la phase, obtenant ainsi le consentement pour passer à la phase successive.

Le programme commande à ce point la fermeture de la soupape XX- 1VA4.

Les alarmes HLA-1 et ILA-1 signalent en salle de contrôle respectivement les positions de haut et bas niveau dans l'accumulateur V5.

Le GPL déplacé dans l'accumulateur V5 est aspiré par la pompe MP6 et envoyé en charge aux colonnes C4A/B.

Le fonctionnement de la pompe MP6 est réglé par l'instrument ILSA-1 installé sur l'accumulateur V5^[1].

2. Dépressurisation :

La dépressurisation consiste à réduire la pression dans la colonne C4A de 8.5 kg/cm² à 4.5 kg/cm² (Valeur indiquée et contrôlée par PIC-12V). La durée de telle opération est fixée à 3 minutes. L'ouverture de la soupape XX-1VA6, est commandée par le programmeur. Cette ouverture doit être graduelle, de manière à ce que le lit de tamis moléculaires ne subisse aucun mouvement.

Le gaz de décharge de la colonne C4A, avant d'être envoyé dans le réseau du gaz combustible ou au Blow-down est refroidi dans le réfrigérant E13 jusqu'à la température indiquée par le TI-10.

La fin de l'opération est signalée par l'instrument IPS-16 qui pourvoit à la mise à zéro du temporisateur^[1].

3. Chauffage du lit :

Le temps prévu pour cette opération est de 3heures. Le programmeur commande l'ouverture de la soupape automatique FRC-1VA et la fermeture de la soupape FRC-1VB, dans la phase successive (consentement donné par l'instrument HPS-18 seulement en l'absence de blocs de bas débit du gaz de régénération ou basse pression du gaz combustible aux pilotes), le programmeur provoque l'excitant des électro-soupapes PIC-3SOV et XX-2SOVB. Le gaz utilisé pour la régénération est celui provenant du Reforming catalytique, rendu disponible à la limite de batterie aux conditions ci-après :

Tableau. V.5: Composition et paramètre de la gaz utilisé pour la régénération .

Le gaz de reforming catalytique		
Débit	18.200 kg /hr max	
Pression	7.7 kg /cm ² en amont des FRC IVA/B	
Température	40 ⁰ C	
Poids moléculaire	8.5	
Composition %mol :	H ₂	80.7
	C ₁	5.9
	C ₂	5.2
	C ₃	4.1
	iC ₄	1.2
	nC ₄	1.4
	C ₅ ⁺	1.5

Au cas où il ne serait pas possible d'utiliser le gaz de Reforming on utilise le gaz naturel.

Ce dernier entre dans le four F1 à la température indiquée par le TI-4 et au débit réglé par l'instrument FRC-1VA. La pression du gaz a l'entrée du four est indiquée par le PI-11.

Le gaz est chauffé dans le four cylindrique vertical de manière à porter la température du lit a tamis moléculaire à environ 270-280⁰C ; l'augmentation de température à réaliser en environ 2 heures, la température sera maintenue à la valeur de 270-280⁰C pendant au moins 45 minutes.

Le gaz chauffé sort du four à la température indiquée par TI -7 et contrôlée par le TRC-1 qui agit en cascade sur le PIC-3 positionner sur la ligne du gaz combustible au brûleur. La pression du gaz combustible au brûleur est indiquée par le PI-13 installé en aval de PIC -3V. La basse pression du gaz combustible au brûleur est signalée en salle de contrôle par l'alarme IPA -3. La consommation du gaz combustible au four est enregistrée par FR-2. Le brûleur est muni du pilote lequel est alimenté au gaz combustible à la pression contrôlée par PCV-9 et indiquée par le PI-12, le serpentín du four est muni de

thermocouple pour relever la température de peau des tubes dans la zone radiante (TI-6), le thermocouple TI-5 indique la température des fumées en aval du volet.

Les indicateurs de pression DG-1 et DG-2 permettent de relever le profil de pression à l'intérieur du four pendant le fonctionnement.

Le four est équipé d'un système de sécurité constitué par les blocs suivants :

- **1FSA-1** : Bloc pour bas débit du gaz de charge au four, un tel bloc ferme le gaz combustible aux brûleurs en intervenant sur la soupape XX-2V, le brûleur pilote reste en fonction.
- **1PSA-4** : Bloc pour basse pression du gaz combustible au brûleur, la soupape XX-2V est automatiquement interceptée lorsque se vérifie la condition de basse pression dans la ligne du gaz combustible au pilote, en aval de la PCV-9.
- **BSA-1** : Bloc à cellule photoélectrique pour manque de flamme, la soupape BS-1V sur la ligne du gaz combustible au brûleur.

Les blocs susdits peuvent être actionnés de la salle de contrôle en agissant sur les boutons poussoirs PB-1 et PB-2. En cas de manque d'air aux instruments, le gaz de régénération by-pass les colonnes C4 A/B, par la soupape XX-1V8 déviant le flux dans le réseau du gaz combustible ou au blow-down.

Dans le four l'utilisation de la vapeur à basse pression par étouffement est prévue en cas d'incendie ou bien pour le traitement de trempe de la chambre de combustion. La fin de la phase de chauffage est signalée par l'instrument IPS-16 qui la remise à zéro du relais de phase ^[1].

4. Refroidissement du lit :

La durée de cette opération est d'une heure.

Comme première phase, le programme commande la fermeture de la soupape PIC - 3V (gaz combustible au brûleur), et XX-2SOVB successivement puis pourvoit à l'ouverture de la soupape FRC -1VB et la fermeture de la FRC-1VA.

Cette opération consiste à refroidir le lit de la colonne C4A par le gaz provenant du Reforming ou du réseau de gaz naturel.

Lorsque la température de 150⁰ C est atteinte, l'instrument 1HTS-10, installé sur la ligne, signale la fin de l'opération permet le passage à la phase successive ^[1].

5. Refroidissement du lit par GPL et remplissage de la colonne :

Le programme commande la fermeture des soupapes FRC-1VB, XX-1VA6 et successivement se charge de mettre en marche la pompe MP7 A ou B laquelle aspire le GPL de l'accumulateur V6.

Le niveau du GPL dans le V6 est contrôlé par le LC-2 qui actionne la vanne correspondante.

Les alarmes HIA-2 et 1LA-2 signalent en salle de contrôle les positions respectivement de haut et bas niveau dans V6.

La pression dans l'accumulateur susdit est indiquée et contrôlée par le PIC-2, qui est réglé à 6.5 kg/cm^2 .

L'échappement d'un tel gaz est convoyé dans le réseau du Blow – down.

L'appareillage est protégé contre la surpression par la PSV-3(étalonnée à 8.7 kg/cm^2) qui décharge au Blow – down.

Le pressostat HD PS -15, installé entre les lignes d'aspiration et de refoulement des pompes MP-7A/B, signale le démarrage effectif des pompes elles mêmes et en conséquence commande l'ouverture des soupapes XX-1VA3 et 1VA5 (cette dernière sera ouverte lentement au moyen d'un dispositif pneumatique).

Le GPL aspiré par les pompes MP-7 A/B de l'accumulateur V6, est envoyé sur le lit de la colonne C4A pour le refroidissement.

Les gaz qui se développent du GPL qui entre en contact avec le lit chaud de la colonne C4A sortent du sommet de la colonne à la même température indiquée par le TI-29, puis sont condensées dans le E8 et successivement recueillies dans le V6.

La température du GPL condensé en aval du E8 est indiquée par le TI-1.

La phase de condensation, conduite à la pression de 6.7 kg/cm^2 se prolongera jusqu'à ce que la température du lit à tamis moléculaires atteigne 40.

Dans de telles conditions de pression et de température, le GPL sera en phase liquide.

Lorsque la colonne C4A sera entièrement pleine du GPL l'instrument HLS-12 signalera la fin de la phase et passe à la remise à zéro du relais temporisateur.

Le programmeur provoquera alors la fermeture des soupapes XX-1VA3, XX-1VA5 et l'arrêt des pompes MP7 A/B [1].

La figure V.1 représente la section de régénération.

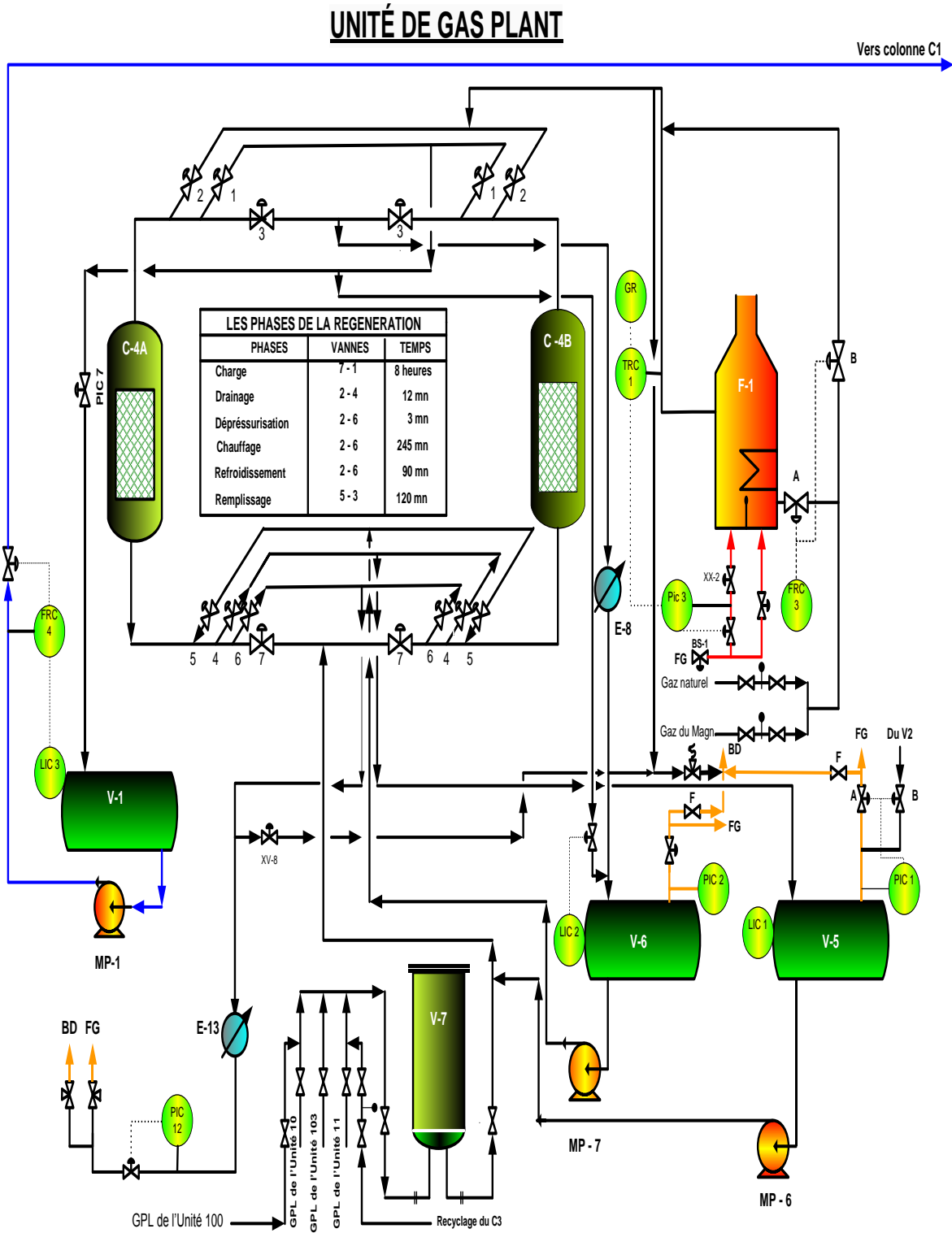


Fig. V.1 : Section traitement [1].

V.6.2. Section fractionnement :

Il est important de noter que les gaz liquides provenant de Magnaforming ne sont pas soumis au traitement dans les lits moléculaires, mais ils sont mis directement en charge à la section de fractionnement ; cela est possible car ces gaz liquides ont été déjà sulfurés dans la section de prétraitement (hydrotraitement) de l'unité 100(Magnaforming) et donc ne contiennent pas d'hydrogène sulfuré.

De la section traitement de la charge, sans hydrogène sulfuré, passe à la section fractionnement, celle-ci est formée essentiellement par la colonne appelée dééthaniseur et par la colonne de splitter C₃/C₄.

Il s'agit de deux colonnes de fractionnement du type traditionnel à plateaux, avec un condenseur de tête et un rebouilleur du fond. Dans la première colonne, on fait le stripping des gaz incondensables (éthane, méthane, hydrogène), on les obtient en tête et ils sont envoyés dans le réseau du fuel gaz. Du fond on obtient propane et butane liquides qui passent en charge à la deuxième colonne où se vérifie la séparation entre C₃/C₄.

La colonne dééthaniseur a besoin d'une pression d'exercice relativement élevée de 22 kg/cm² et d'une température de tête la plus basse possible (autour de 38°C) pour pouvoir condenser la quantité nécessaire de reflux de tête et en même temps pour limiter la perte de propane avec le gaz incondensable. La température du fond de la colonne est suffisamment élevée (autour de 100°C) pour réduire au minimum le contenu de propane dans le butane ^[1].

a. Colonne de dééthanisation C2 :

Le GPL produit du Topping adouci et déshydraté dans les colonnes C4A/B, entre dans le récipient de la charge à la colonne de dééthanisation V1. Dans la même ligne conflue le GPL provenant de la colonne C7 de l'unité 100.

Le GPL de charge à la colonne est aspiré du V1 par les pompes MP-1 A et B et envoyé dans la calandre de l'échangeur E-1 où il échange la chaleur avec le butane du fond de colonne C3. La colonne de dééthanisation C2, constituée par 25 plateaux, reçoit le GPL de charge à la température indiquée par le TI-11 sous les plateaux 15 et 13. Dans la dite colonne, a lieu le fractionnement du GPL en C1+C2 et C3+C4. La chaleur nécessaire à la vaporisation des fractions de tête (C1+C2), ainsi que d'une certaine quantité qui constitue

le reflux interne dans la partie inférieure de la colonne, est fournie par le rebouilleur à vapeur E4.

Les vapeurs de tête de colonne, à la température et pression indiquées respectivement par les TI-12 et PI-19, sont condensées dans l'E9 puis recueillies dans l'accumulateur de reflux V2 la pression dans la colonne est réglée par le PRC-9 qui agit sur la soupape automatique PRC-9V.

Le liquide accumulé dans le récipient de tête V2 est aspiré par les pompes MP-2A ou B à la température indiquée par le TI-15 et réfulé totalement en tête de la colonne C2 (25^{ème} plateaux).

Le niveau dans l'accumulateur V2 est indiqué et contrôlé par LIC-5 qui agit en parallèle sur la soupape automatique LIC5V-A, positionnée sur la ligne du produit de tête de la colonne effluent de E9, et sur le LIC-5VB de by-pass du condenseur susdit.

Le produit du fond de la C2, à la température indiquée par le TI-13, entre dans la calandre du rebouilleur E4 ou il est chauffé par la vapeur à moyenne pression à la température contrôlée par le TRC-5 et indiquée par le TI-14.

Le réglage de la température du fond de la C2, est effectué en agissant sur la soupape automatique TRC-5V du condenseur d'échappement du rebouilleur E4.

Le fond de la colonne C2, constitué par du GPL dééthanisé, et contrôlé par le LIC-4 qui règle le débit d'alimentation à la colonne C3 agissant sur le LIC-4V ^[1].

b. Colonne de splitter C₃/C₄ :

La colonne, composée de 30 plateaux, est alimentée par le GPL dééthanisé à la température indiquée par le TI-16. Le GPL de charge peut entrer dans la colonne sous le plateau 14 ou sur le plateau 11.

Le produit de tête de colonne, à la température et pression indiquée respectivement par le TI-22 et le PI-37, est condensé dans les E7 A/B.

Le propane accumulé dans le ballon V4 est aspiré par les pompes MP5 A/B à la température indiquée par le TI-25 et envoyé comme reflux de tête à la colonne (sur le 30^{ème} plateau) avec débit réglé par FRC-9. La production de tête, constituée par le propane, est envoyée au stockage par les pompes MP5-A/B avec débit contrôlé par LIC-9 et enregistré par FR-12. La colonne fonctionne à condensation totale de tête.

Le produit du fond de colonne (à la température indiquée par le TI-23), est réchauffé dans le rebouilleur E6, à la température indiquée par le TI-24 et réglée par le TRC-7, au moyen de vapeur à moyenne pression. Le butane sort du rebouilleur E6 à la température indiquée par le TI-28 ; il échange thermiquement avec la charge à la colonne C2 dans l'échangeur E1 (coté tubes) et successivement est envoyé au stockage, après refroidissement dans le E12 jusqu'à la température indiquée par le TI-26 [1].

La figure V.2 représente la section de fractionnement.

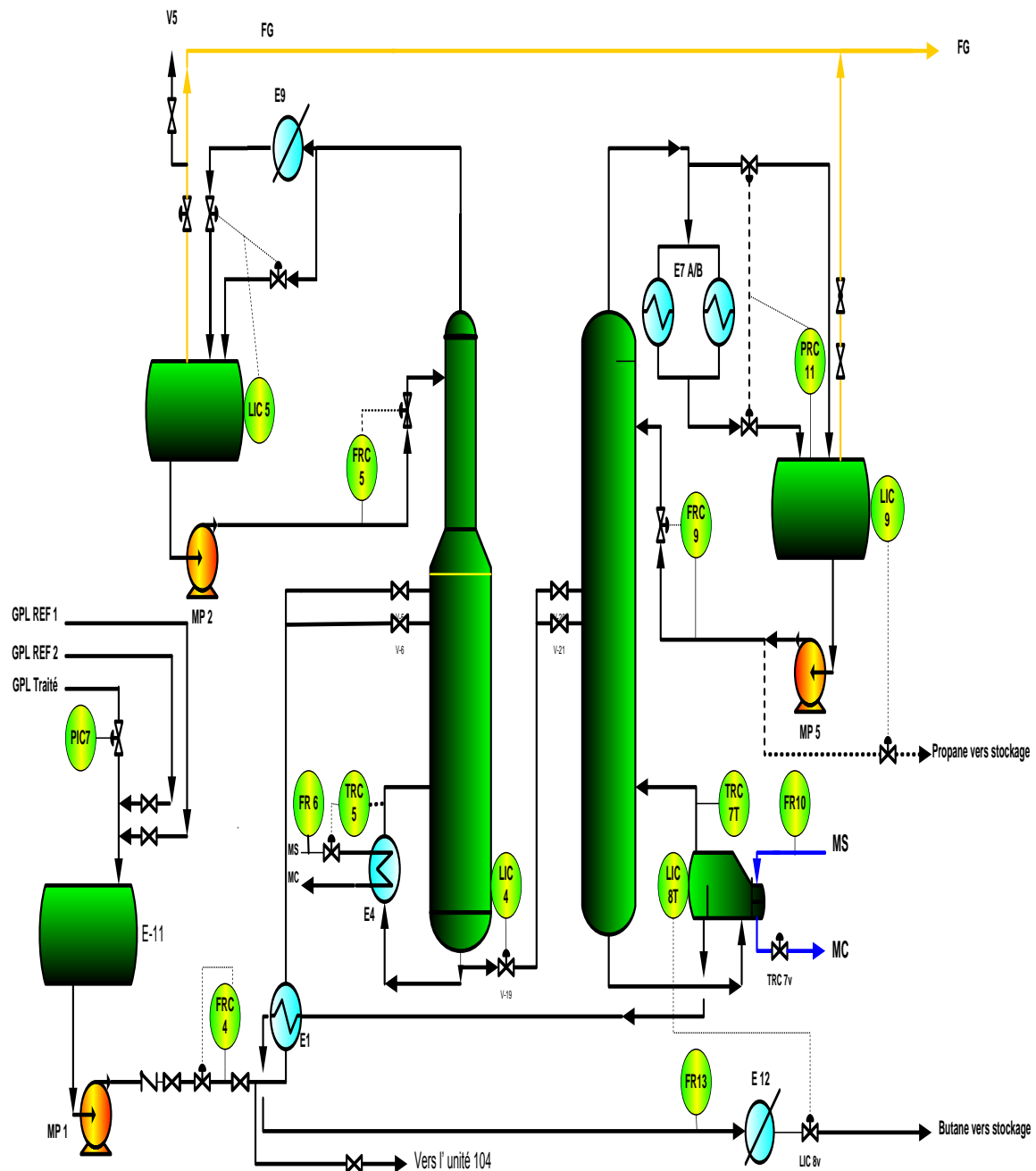


Fig. V.2 : Section fractionnement [1].

Chapitre VI
La simulation

VI.1. Généralités sur la simulation :

La simulation est une forme particulière de l'expérience, dans une expérience ordinaire (au laboratoire), l'expérimentateur exerce une action directe sur l'objet à étudier, par contre, dans la simulation, ce contact n'existe pas en ce sens que l'expérimentateur n'agit pas directement sur l'objet, mais sur son modèle mathématique.

La simulation est l'utilisation d'un modèle mathématique adéquat pour étudier le comportement d'un système physique.

Un modèle mathématique est un ensemble d'équations qui décrivent le comportement d'un système à étudier (opération unitaire). Ces équations sont souvent des relations de conservation de masse, d'énergie et des équations de conservation de quantité de mouvement.

En utilisant cet aspect mathématique de raisonnement, la simulation offre un avantage majeur et important, car elle fournit une bonne approche du comportement du système réel.

De nos jours, vu le développement considérable de logiciels informatiques, la simulation est devenue un outil de travail indispensable pour l'ingénieur de génie chimique.

Le fonctionnement d'un simulateur est basé essentiellement sur le choix d'un modèle thermodynamique représentant mieux le système à étudier ^[30].

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé devrait effectuer sont :

- La résolution des bilans de matières et d'énergie.
- Le dimensionnement des équipements.
- L'évaluation économique du procédé.
- L'optimisation du procédé.

Et pour la réalisation de celles-ci, un simulateur doit contenir :

- Une bibliothèque de modèle de calcul des propriétés physiques et thermodynamique des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs.
- Une bibliothèque de modules standards de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentées dans un procédé de fabrication.

- Une bibliothèque de modules de méthodes numériques algébriques.
- Une bibliothèque de modules de génération de diagnostics ^[30].

VI.2. Le choix du modèle thermodynamique :

Les logiciels de simulation donnent accès à plusieurs modèles thermodynamiques pour la prédiction de l'équilibre liquide-vapeur, d'enthalpie et d'entropie ainsi que les propriétés de transports.

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions P et T recommandé en utilisant des hypothèses et des suppositions pratiques. On peut distinguer :

VI.2.1. Modèles d'activité :

Ces modèles sont surtout utilisés pour les systèmes qui présentent une forte polarité. Parmi ces modèles : le modèle de MARGULES et le modèle UNIQUAC.

VI.2.2. Modèles hétérogènes:

Ces modèles sont recommandés pour les systèmes de constituants présentant une forte polarité (forte déviation à l'idéalité, azéotropiques...). Dans ces modèles les phases vapeurs sont représentées par les équations d'états, et les phases liquides par des corrélations pour le calcul des coefficients de fugacité.

Leurs utilisations restent limitées à cause de la nature empirique des corrélations proposées et qui nécessitent des extrapolations en dehors des conditions expérimentales.

VI.2.3. Modèles basés sur les équations d'état:

Les modèles thermodynamiques basés sur les équations d'état sont utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbure et des systèmes de faible idéalité. Ils peuvent être utilisés pour calculer des propriétés thermodynamiques tel que : le constant d'équilibre K, l'entropie, l'enthalpie et la densité.

Leurs supériorités par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction binaires ^[30].

VI.3. Equations d'état :**VI.3.1. Equation de SOAVE et de PENG-ROBINSON :**

Les équations de SOAVE (1972) et PENG-ROBINSON (1976) diffèrent de l'équation de REDKICH-KWONG par l'introduction d'une fonction $a(T)$ qui dépend du facteur acentrique ^[30].

L'équation de SOAVE est de la même forme générale que l'équation (VI.1) :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \quad (\text{VI.1})$$

SOAVE a introduit les relations suivantes pour exprimer la fonction $a(T)$:

$$a(T) = a_c \alpha(T_R) \quad (\text{VI.2})$$

Avec :

$$\alpha(T_R) = \left[1 + m(1 - \sqrt{T_R}) \right]^2 \quad (\text{VI.3})$$

Le coefficient m est calculé en fonction du facteur acentrique ω :

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2 \quad (\text{VI.4})$$

L'équation de PENG-ROBINSON diffère de l'équation de SOAVE par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de SAOVE, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b) + b(V-b)} \quad (\text{VI.5})$$

Les termes $a(T)$ et b sont définis comme suit :

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_C^2}{P_C} \alpha(T_R) \quad (\text{VI.6})$$

Le terme $\alpha(T_R)$ présente la même forme générale que dans le cas de l'équation de SOAVE. Il suit la relation (3), mais la fonction reliant le paramètre m au facteur acentrique ω est différente :

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \quad (\text{VI.7})$$

$$b = 0.0778 \frac{RT_c}{P_c} \quad (\text{VI.8})$$

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation, en production et traitement de gaz .

L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de PENG ROBINSON, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations^[30] .

Domaines d'applications de l'équation de PENG ROBINSON (Tableau.VI.1) :

Tableau.VI .1: l'intervalle de pression et de température des équations d'états^[30] .

Equation	Température °C	Pression Kpa
PR	>-271	100000(10E3bar)

VI.4. Les équations les plus utilisées :

On peut également citer :

- L'équation de BENEDICT, WEBB et RUBIN (BWR).
- L'équation de SBR.
- L'équation de CARNAHAN et STARLING (1969).
- L'équation de BACK présente par CHEN et KREGLEWSKI (1977).
- L'équation de PHCT proposé par BERET et PRAUSNITZ (1975).
- L'équation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK).
- L'équation de SRK-KABADI-DANNER (SRKKD).
- L'équation de SRK-HURON-VIDAL (SRKH).
- L'équation de SRK-PANAGIOTOPOULOS-REID (SRKP).
- L'équation de SRK-MODIFIED PANAGIOTOPOULOS-REID (SRKM).
- L'équation de SRK-SIMSCI (SRKS).
- L'équation de SRK-HEXAMER (HEXAMER).
- L'équation de PR-HURON-VIDAL (PRH).
- L'équation de PR-PANAGIOTOPOULOS-REID (PRP)^[30] .

VI.5. Description du simulateur HYSYS :

Le HYSYS est un logiciel de simulation des procédés de génie chimie, développé par la société canadienne HYPROTECH. Il a été conçu pour permettre le traitement d'une vaste gamme de problèmes allant de la séparation bi, tri phasique simple jusqu'à la distillation et la transformation chimique.

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Il est aussi utilisé pour modéliser les unités existantes et assurer que les équipements sont par spécification performants, ainsi évaluer et améliorer les procédés existants. Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent le logiciel HYSIS pour faire des calculs rapides en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales ^[30].

La simulation par HYSYS réduit les coûts de l'engineering par :

- Des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales pour s'assurer que les équipements du procédé sont correctement spécifiés afin de délivrer les caractéristiques du produit voulues aux rendements de la production désirés.
- Création de modèles qui peuvent être appliqués durant le fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails : Estimation, formation et optimisation.

Le HYSYS demande, pour définir ces corps, de remplir un tableau de valeurs à utiliser lors des calculs. En outre, pour caractériser les mélanges d'hydrocarbures complexes, il est possible d'utiliser les résultats d'analyses normalisées telles que TBP, ASTM, Kuop...etc.

Le HYSYS va par la suite 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, etc. Cette option permet aussi d'utiliser les propriétés physiques déjà stockées dans la banque de données de HYSYS ^[30].

Chapitre VII

Partie calcul

Problématique :

L'unité de séparation des gaz liquéfiés a pour objectif principal de séparer, dans une première colonne et à partir d'une charge GPL provenant du Topping et du reforming catalytique, la fraction C₁, C₂ (utilisé comme fuel gaz), de fraction C₃, C₄. Cette dernière est utilisée comme charge dans une deuxième colonne afin de séparer le propane et le butane.

Malheureusement, la quantité du propane que l'on récupère actuellement est faible par rapport à celle prévue par le design (taux de récupération bas).

Calcul du taux de récupération :

Débit massique d'alimentation : 30000 kg/h.

Débit massique de C₃ dans l'alimentation : 6670 kg/h.

Débit massique de C₃ vers stock : 2706 kg/h.

$$T = \frac{\text{Débit massique de C}_3 \text{ vers stock}}{\text{Débit massique de C}_3 \text{ dans la charge}} \times 100$$

$$T = 40.56\%$$

D'après le design, le taux de récupération est égale à 82,81 c'est-à-dire dans 100 kg, on perd 17,19 kg.

Actuellement, les pertes par rapport à 100 kg sont de 59.44 kg. Ainsi, les pertes de propane par rapport au design sont égales à (59.44 - 17,19) = 42.25 kg. Donc :

Dans 100 kg on perd 42.25 kg, c'est-à-dire que les pertes de propane sont de :
pertes de propane = 6670 x 0.4225 = 2818.075 kg/h = 67.6338 tonnes/jour .

A partir du calcul du taux de récupération pour les cas design et actuel, on peut conclure que la quantité de propane perdu par jour est très importante.

La C1 est d'une hauteur totale de 20.5 m, et de deux diamètres différents, le diamètre de la partie inférieure est de 1.98 m et celui de la partie supérieure est de 0.74 m. Elle est équipée par 25 plateaux de type clapet, la distance entre les plateaux est de 0.508 m.

VII.2.1. Composition et débit de la charge de la colonne C1 :

La composition de la charge qui alimente la colonne C1 est obtenue à partir des analyses chromatographiques faites au niveau du laboratoire, qui se trouve à la raffinerie de Skikda. Elle est représentée dans le tableau ci-dessous :

Tableau.VII.1: Composition de la charge de la colonne C1 (dééthaniseur).

Constituants	Cas design		Cas actuel	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C1	0.0004	16.2600	0.0004	13.2800
C2	0.0704	2586.1000	0.0704	2112.8200
C3	0.2224	8165.0000	0.2224	6670.6600
iC4	0.1134	4166.0000	0.1134	3403.3500
nC4	0.5899	21660.0000	0.5899	17697.4200
iC5	0.0034	125.4000	0.0034	102.4400
totale	1.0000	36720.00	1.0000	30000.00

Pour que la comparaison des résultats entre le cas design et celui de l'actuel, on a préféré de faire notre étude sur la même composition de la charge initiale afin d'interpréter les résultats obtenus et donner des recommandations logiques.

La différence de débit revient à la capacité actuelle des pompes qui aspirent et refoulent des quantités inférieures à celles du design.

VII.2.2. Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 :

Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 sont illustrées dans le tableau suivant:

Tableau.VII.2 : Conditions de fonctionnement de la C1.

conditions opératoires		Cas design	Cas actuel
Pression (kPa)	Sommet	2340	2350
	Entrée	2390	2400
	Fond	2445	2450
Température (°C)	Sommet	51	58
	Entrée	62	60
	Fond	105	108.5
Débit massique (kg/h)	Charge	36720	30000
	Fuel gaz	3753	6204
	Produit du fond	32970	23810
Débit molaire (Kmole/h)	Charge	718.3	586.8
	Fuel gaz	112.9	161.3
	Produit du fond	605.3	425.7
Taux de reflux		4	3.04
Plateaux d'alimentation		14 ^{ème}	14 ^{ème}

En ce qui concerne les pressions, dans les deux cas on travaille avec des pressions proches. La différence réside dans les températures au niveau du sommet, cette différence de température entre les deux cas est de l'ordre de 7°C, cette augmentation de la température a conduit à une élévation de débit des vapeurs ainsi une diminution du taux de reflux.

VII.2.3. Composition et débit massique du fuel gaz :

La composition et le débit massique de chaque constituant dans le fuel gaz sont illustrés dans le tableau suivant :

Tableau.VII.3 : Composition et débit massique du fuel gaz.

Constituants	Cas design		Cas actuel	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C ₁	0.0043	16.2638	0.0021	13.29
C ₂	0.6850	2570.4245	0.3406	2113.18
C ₃	0.3105	1165.1855	0.5913	3668.72
iC ₄	0.0002	0.6199	0.0345	213.89
nC ₄	0.0001	0.2131	0.0315	195.32
iC ₅	0.0000	0.0000	0.0000	0.0017
totale	1.0000	3752.7067	1.0000	6204.40

Dans le cas actuel, il y a un entrainement significatif du propane dans le fuel gaz. Il est de l'ordre de 2 fois plus que celui du design, ce qui implique une perte considérable en propane et par conséquent une diminution de la quantité du propane récupérée.

VII.2.4. Composition et débit de produit du fond :

La composition et le débit massique de produit du fond sont illustrés dans le tableau suivant:

Tableau.VII.4 : Composition et débit massiques de produit du fond.

Constituants	Cas design		Cas actuel	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C1	0.0000	0.0000	0.0000	0.000
C2	0.0005	15.6788	0.0001	1.816
C3	0.2123	6999.7090	0.1260	3000
iC4	0.1263	4165.0814	0.1341	3193
nC4	0.6571	21661.4337	0.7355	17510
iC5	0.0038	125.3904	0.0043	102.4
totale	1.0000	32967.2933	1.0000	23810

Dans le cas actuel, on voit que la diminution de débit du propane sortant de la colonne C1 a traduit une diminution de sa concentration et une augmentation de celle du iso et n-butane dans le produit du fond.

VII.2.5. Propriétés des courants de la colonne C1 :

Les propriétés physiques de la colonne C1 sont illustrées dans le tableau suivant :

Tableau VII.5 : Propriétés physiques de la charge et les produits sortants de la colonne.

constituants	Charge		Fuel gaz		Produit du fond	
	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel
Densité (Kg/m ³)	483.5	487.9	45.00	45.16	420.2	417.3
Viscosité 10 ⁻² (cP)	9.574	9.763	1.032	1.061	6.922	6.939
Masse moléculaire (g/mol)	51.12	51.12	33.23	38.46	54.46	55.93
Conductivité thermique 10 ⁻² (W/m.k)	7.541	7.618	2.346	2.426	5.761	5.511
Tension superficielle (dyne/cm)	5.431	5.614	----	----	2.396	2.234
Enthalpie molaire 10 ⁴ (Kj/Kmol)	-12.99	-13.02	-9.147	-9.749	-12.84	-12.99
Enthalpie massique (Kj/Kg)	-2540	-2546	-2535	-2753	-2357	-2322
Chaleur spécifique (Kj/kg.°C)	2.978	2.939	2.346	2.370	4.015	4.120
Pouvoir calorifique massique (Kj/kg)	46000	46000	46720	47170	45870	45820

En comparant les différentes propriétés physiques des courants de la colonne C1, on voit qu'il y a une petite différence en ce qui concerne la densité cela due à la variation des paramètres opératoires (P et T). Tout en passant aux produits sortants de la tête et du fond

de la C1 dans le cas actuel, on remarque que les masses moléculaires sont supérieures à celles du design cela traduit par une élévation du pouvoir calorifique, chaleur spécifique, ainsi que l'enthalpie.

VII.2.6. Présentation et interprétation des profils du dééthaniseur :

On a choisi de présenter les profils les plus importants tel que :

- Le profil de la température (Fig. VII.2).
- Le profil de la pression (Fig. VII.3).

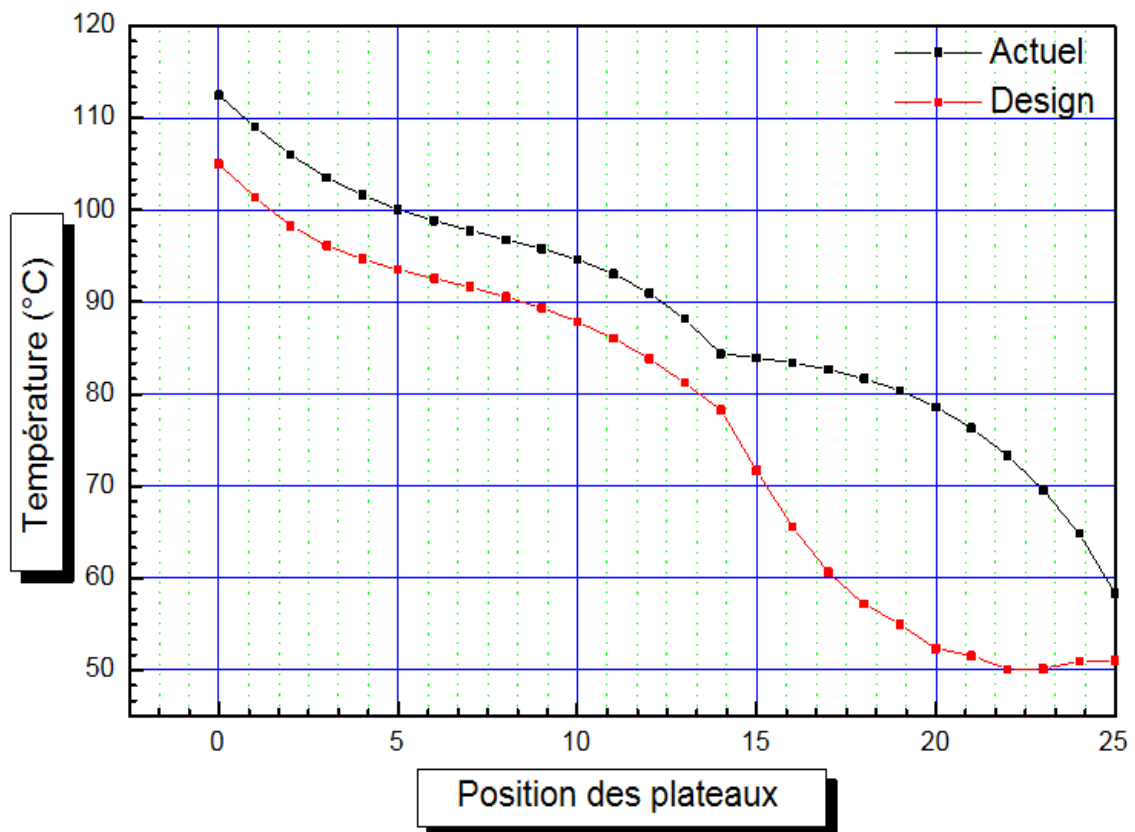


Fig. VII.2 : Le profil de la température dans le cas design et l'actuel.

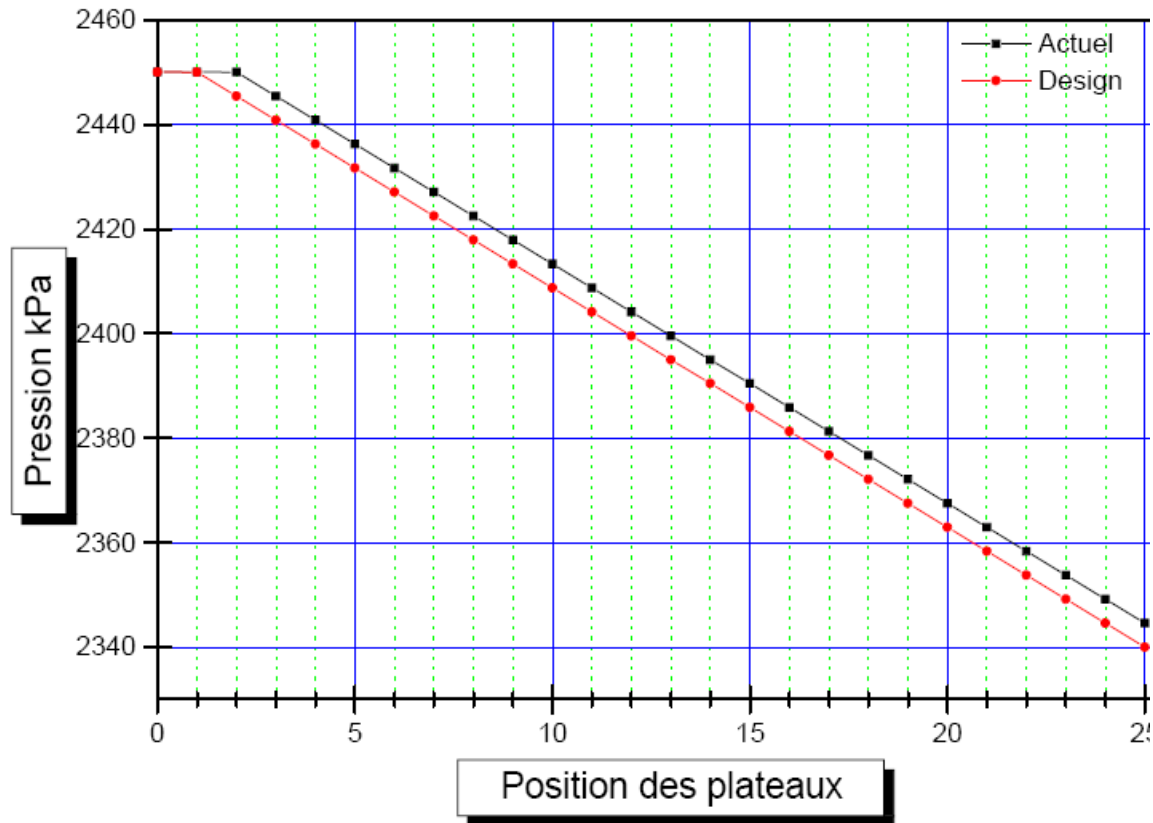


Fig. VII.3 : Le profil de la pression dans le cas design et l'actuel .

1- Le profil de la température traduit une évolution parallèle le long de la zone d'épuisement, mais en arrivant à la zone d'alimentation allant vers la zone de rectification on voit un éloignement significatif entre le cas actuel et design.

2- Le profil de pression présente une évaluation linéaire le long de la colonne, car la perte de charge entre les plateaux est la même, avec une petite différence entre les deux cas qui est due à la différence de température décrit précédemment.

VII.3. Etude de la colonne de dépropanisation C 3 :

La colonne C3 est alimentée par le produit du fond de la colonne C1, le propane est récupéré en tête et le butane au fond, cette colonne a une hauteur totale de 20.15 m et un diamètre de 1.98 m. Elle est constituée de 30 plateaux à clapet et la distance entre deux plateaux est de 0.457 m.

VII.3.1. Les conditions de fonctionnement de la colonne C3 :

Les conditions de fonctionnement de la colonne C3 d'après les deux cas figurent dans le tableau suivant :

Tableau.VII.6 : Les conditions de fonctionnement de la C3.

conditions opératoires		Cas design	Cas actuel
Pression (kPa)	Sommet	1330	1340
	Entrée	1370	1400
	Fond	1400	1450
Température (°C)	Sommet	37.42	40.08
	Entrée	75.55	78.40
	Fond	92.40	93.80
Débit massique (Kg/h)	Alimentation	32970	23810
	Propane à stock	6900	2849
	Butane à stock	26070	20960
Débit molaire (Kgmole/h)	Alimentation	605.3	425.7
	Propane à stock	156.0	63.85
	Butane à stock	449.4	361.8
Taux de reflux		4.376	5.35
Taux de rebouillage		1.37	1.82
Plateaux d'alimentation		13 ^{ème}	13 ^{ème}

On voit que les paramètres de marche de la colonne C3 dans le cas actuel sont proches à ceux du design, mais la différence réside dans la température de l'alimentation ainsi que les débits entrants et sortants de la colonne.

VII.3.2. Composition et débit massique du propane à stock :

La composition et le débit massique de chaque constituant dans le propane à stock dans les deux cas design et actuel sont illustrés dans le tableau ci dessous :

Tableau.VII.7 : Composition et débit massique du propane à stock.

Constituants	Cas design		Cas actuel	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C1	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C2	0.0023	15.6788	0.0006	1.8156
C3	0.9800	6762.005	0.9500	2706.4400
iC4	0.0164	112.8221	0.0358	101.9500
nC4	0.0014	9.5096	0.0136	38.6800
iC5	0.0000	0.0000	0.0000	0.0003
totale	1.0000	6900.01	1.0000	2848.89

La composition du propane à stock dans le cas actuel répond à la spécification limitée, cela confirme que le problème de la pureté n'est en question et donc le produit peut être commercialisé mais toujours le problème qui se pose c'est la faible quantité récupérée.

VII.3.3. Composition et débit massique du butane à stock :

La composition et le débit de chaque constituant dans le butane à stock dans les deux cas design et actuel sont illustrés dans le tableau ci dessous :

Tableau.VII.8 : Composition et débit massique du butane à stock.

Constituants	Cas design		Cas actuel	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C1	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001
C3	0.0091	237.7036	0.0140	293.28
iC4	0.1555	4052.2590	0.1475	3090.89
nC4	0.8306	21651.9200	0.8336	17471.32
iC5	0.0048	125.3904	0.0049	102.44
totale	1.0000	26067.2800	1.0000	20957.94

On remarque que la composition du butane obtenu dans le cas actuel répond aux spécifications demandées et la composition est très proche à celle du design.

VII.3.4. Propriétés du propane et du butane à stock :

Les propriétés physiques du propane et du butane à stock dans le cas design et actuel sont illustrées dans le tableau suivant :

Tableau. VII.9 : Propriétés du propane et du butane .

constituants	Propane à stock		Butane à stock	
	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel
Densité (Kg/m ³)	472.9	470.9	474.2	471.4
Viscosité 10 ⁻² (cp)	8.906	8.829	9.144	9.004
Masse moléculaire (g/mol)	44.24	44.62	58.01	57.92
Conductivité thermique 10 ⁻² (W/m.k)	8.747	8.593	6.621	6.553
Tension superficielle (dyne/cm)	5.496	5.306	4.447	4.298
Enthalpie molaire 10 ⁴ (Kj/Kmol)	-11.93	-11.88	-13.79	-13.74
Enthalpie massique (Kj/Kg)	-2674	-2686	-2378	-2373
Chaleur spécifique (Kj/kg.°C)	3.085	3.058	3.216	3.249
Pouvoir calorifique massique (Kj/Kg)	46360	46340	45740	45750

Les propriétés du propane et du butane dans les deux cas sont très proches, qui implique que le fonctionnement de la colonne C3 est normal.

VII.3.5. Présentation et interprétation des profils du dépropaniseur :

On a préféré de présenter les profils les plus importants tel que :

- Le profil de la température (Fig. VII.4).
- Le profil de la pression (Fig. VII.5).

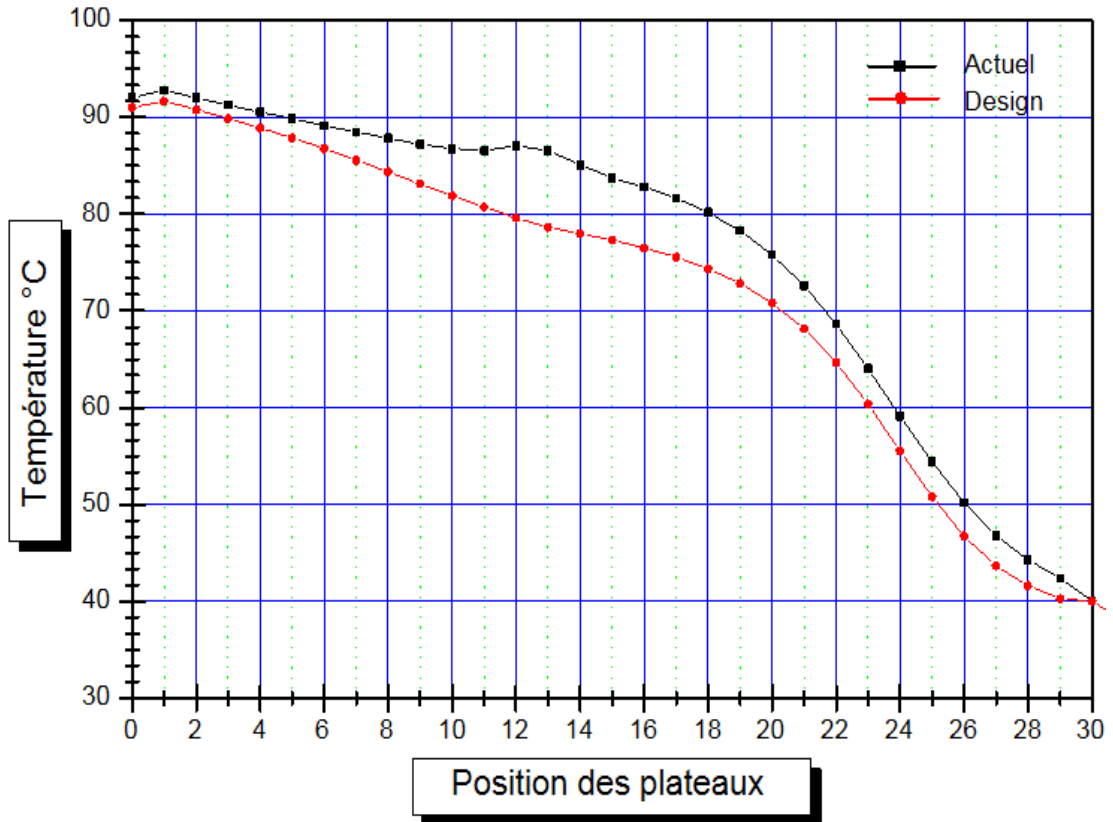


Fig. VII.4 : Le profil de la température de la C3.

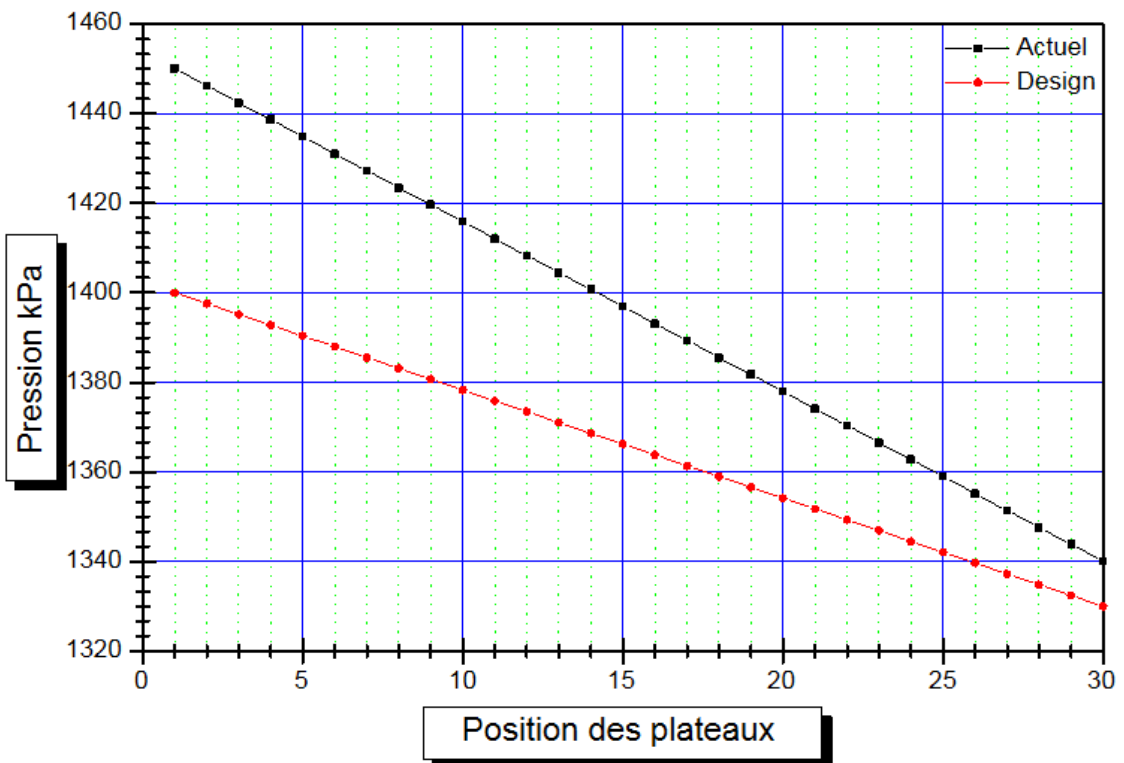


Fig. VII.5 : Le profil de la pression de la C3.

1- A partir du profil de la température, il est clair qu'il y a une évaluation identique le long de la colonne, à l'exception du 14 qui correspond au plateau de l'alimentation ou il y a une petite différence.

2- Le profil de pression présente une évaluation linéaire le long de la colonne, car la perte de charge entre les plateaux est la même, avec une petite différence entre les deux cas qui est due à la différence de température décrit précédemment.

VII.4.Optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de dééthanisation:

D'après les interprétations faites sur les profils et les tableaux des deux colonnes (C1 et C3), on a pu conclure que la colonne de dépropanisation est en bon fonctionnement et donne des produits qui répondent aux spécifications demandées.

Tandis que la colonne C1 marche avec des conditions un peu loin de celles du design, du fait que la température le long de la zone de rectification est élevée, cela est dû au mauvais fonctionnement du condenseur de tête qui engendre les anomalies suivantes :

La température du distillat demeure élevée, ce qui favorise l'entraînement du propane et donc l'augmentation de débit du fuel gaz sortant du ballon de reflux, de plus le reflux retourne dans la colonne à une température élevée ne permet pas de créer le gradient de température nécessaire à la rectification, et donc une mauvaise correction de la concentration du distillat, c'est pour ces raisons on a procédé de vérifier les paramètres de fonctionnement, et pour cela on a procédé à optimiser les paramètres de marche de la colonne de dééthanisation C1, en variant les paramètres de fonctionnement de l'échangeur E9, tout en se basant sur le débit d'eau de refroidissement et sa température d'entrée.

VII.4.1. Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 dans le cas optimisé :

Les conditions de fonctionnement de la colonne C1 d'après les deux cas figurent dans le tableau suivant :

Tableau. VII.10 : Les conditions de fonctionnement de la C1 dans le cas optimisé.

conditions opératoires		Cas optimisé	Cas actuel
Pression (kPa)	Sommet	2340	2340
	Entrée	2500	2500
	Fond	2450	2450
Température (°C)	Sommet	47.43	57.70
	Entrée	60	60
	Fond	109.2	112.5
Débit massique (Kg/h)	Charge	30000	30000
	Fuel gaz	4651	6204
	Produit de fond	25350	23810
Débit molaire (Kgmole/h)	Charge	586.8	586.8
	Fuel gaz	128.0	161.3
	Produit de fond	458.9	425.7
Taux de reflux		3.253	2.040
Taux de rebouillage		1.475	1.82
Plateaux d'alimentation		14 ^{ème}	14 ^{ème}
Débit d'eau de refr-(kg/h)		59000	48000
Température d'entrée d'eau (°C)		24	29

Les nouveaux paramètres de marche du condenseur de tête, nous ont permis de diminuer la température du sommet jusqu'au 47 °C.

Le profil suivant montre la variation de la température dans la zone de rectification ainsi à la tête de la colonne, tout en comparant le cas optimisé avec les deux cas design et actuel.

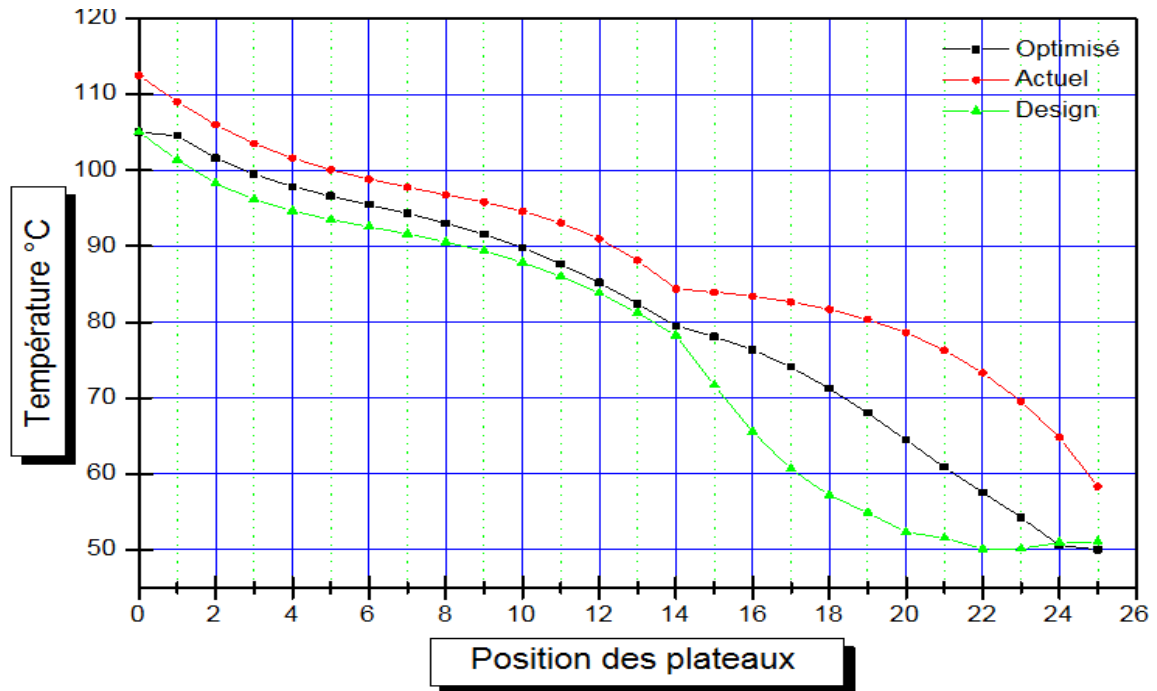


Fig. VII.6 : Le profil de la température dans les trois cas.

VII.4.2. La composition et le débit du fuel gaz et du produit du fond :

Tableau.VII.11 : La composition et le débit massique dans le cas optimisé.

Constituants	Fuel gaz		Produits de fond	
	Fraction massique	Débit massique	Fraction massique	Débit massique
C1	0.0029	13.2817	0.0000	0.0000
C2	0.4950	2306.7813	0.0003	8.3410
C3	0.4911	2278.8709	0.1656	4199.3542
iC4	0.0074	34.5795	0.1327	3364.4354
nC4	0.0037	17.0432	0.6973	17676.8243
iC5	0.0000	0.0001	0.0040	102.4431
totale	1.000	4650.7688	1.0000	25351.3980

On remarque d’après le tableau une diminution de la concentration du propane dans le fuel gaz, et l’augmentation de cette dernière dans le produit du fond et par conséquence l’élévation de son débit.

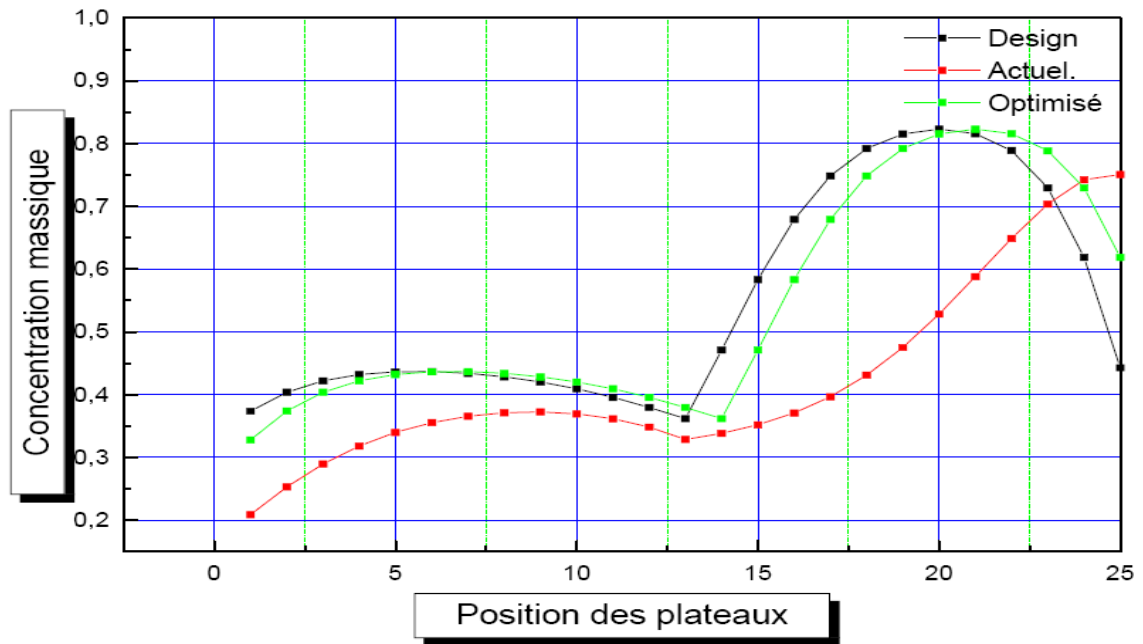


Fig. VII.7 : Le profil de la concentration massique du propane en phase liquide.

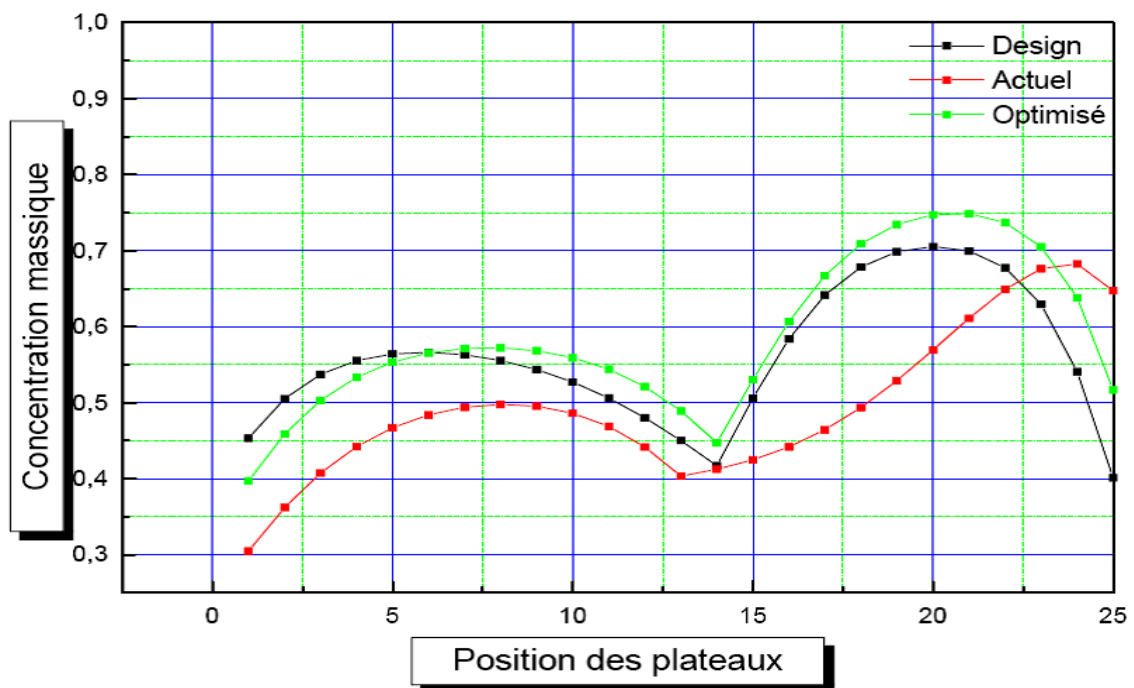


Fig. VII.8 : Le profil de la concentration massique du propane en phase vapeur.

On voit que la concentration massique du propane dans les phases liquide et vapeur le long de la zone d'épuisement varie de la même manière dans les trois cas, design, actuel et optimisé.

En passant à la zone de rectification, et d'après le profil (Fig.VII.7) on remarque que la concentration massique du propane en phase liquide augmente en allant de haut en bas dans le cas design d'une façon significative, qui ce n'est pas le cas pour l'actuel où il y a une diminution de la concentration.

Et d'après le profil (Fig.VII.8) on voit que la concentration massique du propane en phase vapeur diminue en allant de bas vers le dernier plateau dans le cas design, par contre dans le cas actuel il n'y a pas une variation appréciable.

Les profils du cas optimisé représentent des valeurs intermédiaires où il y a une correction désirée concernant la concentration des courants du propane ascendants et descendants.

VII.5. Evaluation du taux de récupération du propane en fonction des paramètres de marche de l'échangeur E9 :

Tableau.VII.12 : L'évaluation du taux de récupération du propane.

	Cas design	Cas actuel	Cas optimisée
$Q_c \cdot 10^6$ (Kcal/h)	0.620	0.586	0.615
Débit de v-hc (kg/h)	17230	18720	15300
Débit d'eau (kg/h)	60000	48000	59000
Le taux de condensation	0.75	0.60	0.66
$[t_e \div t_s]$ de l'eau	29÷39	29÷42	24÷35
$[T_e \div T_s]$ de v-hc	50÷39	58÷43	47÷35
ΔTLM	9.20	10.22	9.60
Débit de C3 dans la charge (kg/h)	8165	6670	6670
Débit de C3 à stock (kg/h)	6762	2706	4115
Taux de récupération (%)	82.81	40.56	61.7

VII.6. Calcul de l'échangeur E9 :

L'échangeur E9 est un échangeur à faisceaux et calandre de type BEM, qui a les caractéristiques suivantes :

Tableau. VII.13 : Dimension de l'échangeur E9.

symbole	désignation	Valeur
N_T	Nombre de tubes	260
L_T (mm)	Longueur de tubes	6096
N_P	Nbr de passes coté calandre	1
n_p	Nombre de passes coté tube	4
d_{ex} (mm)	Diamètre extérieur du tube	19.05
d_i (mm)	Diamètre intérieur du tube	14.83
e (mm)	Epaisseur du tube	2.11
D_c (mm)	Diamètre de la calandre	482
P (mm)	Pas	25.4
b (mm)	Distance entre chicanes	750

VII.6.1. Les équations nécessaires pour le calcul d'échangeur :

*Surface installé :

$$S' = \pi \cdot d_{ex} \cdot L_T \cdot N_T \quad (\text{VII.1})$$

*Section de passage coté calandre :

$$a_C = \frac{D_c \cdot b \cdot (P - d_{ex})}{P} \quad (\text{VII.2})$$

*Section de passage côté tube :

$$a_T = \frac{N_T \cdot \pi \cdot d_i^2}{4 \cdot N_P} \quad (\text{VII.3})$$

*Diamètre hydraulique coté calandre pour un pas triangulaire:

$$D_{eq} = \frac{4P^2}{\pi \cdot P} - d_i \quad (\text{VII.4})$$

*La vitesse massique du fluide circulant coté calandre :

$$W_C = \frac{\Phi_{eau}}{a_C} \quad (\text{VII.5})$$

*La vitesse massique du fluide circulant coté tube :

$$W_T = \frac{\Phi_{HC}}{a_T} \quad (\text{VII.6})$$

*Le nombre de Reynolds :

$$R_e = \frac{D_{eq} \cdot W}{\mu} \quad (\text{VII.7})$$

*Coefficient d'échange convectif:

$$h = j_h \left(\frac{\lambda}{d_h} \right) \cdot \left(\frac{cp \cdot \mu}{\lambda} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{1.4} \quad (\text{VII.8})$$

On prend :

$$\left(\frac{\mu}{\mu_t} \right)^{1.4} = 1 \quad (\text{terme de correction de la viscosité dynamique})$$

*La chaleur spécifique moyenne :

$$CP_m = \frac{CP_1 \cdot T_1 + CP_2 \cdot T_2}{T_1 + T_2} \quad (\text{VII.9})$$

*La résistance d'encrassement rapportée au diamètre moyen :

$$R_{enc} = R'_{enc} \frac{d_i}{d_{ex}} \quad (\text{VII.10})$$

*La résistance de la paroi :

$$R_P = \frac{e}{\lambda} \quad (\text{VII.11})$$

*La résistance globale de transfert :

$$R_G = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_e} + R_P + \sum R_{enc} \quad (\text{VII.12})$$

*Le coefficient global de transfert sale :

$$U_S = \frac{1}{R_G} \quad (\text{VII.13})$$

*La surface d'échange nécessaire :

$$F = \frac{Q_c}{\Delta TLM.U_S} \quad (\text{VII.14})$$

VII.6.2. Calcul de l'échangeur dans le cas actuel :

*Diamètre hydraulique coté calandre pour un pas triangulaire:

$$D_{eq} = \frac{4 \times (0.0254)^2}{3.14 \times 0.0254} - 0.01483 = 0.0175m$$

*Section transversal a :

$$a = a_c + a_T$$

$$a_c = \frac{0.482 \times 0.75 \times (0.0254 - 0.01905)}{0.0254} = 0.090375m^2$$

$$a_T = \frac{260 \times 3.14 \times 0.000219}{4 \times 4} = 0.0112m^2$$

*Vitesse massique W :

$$W = W_c + W_T$$

$$W_c = \frac{18720}{0.090375} = 207136.92 \text{ kg/h.m}^2$$

$$W_T = \frac{48000}{0.0112} = 4285714 \text{ kg/h.m}^2$$

*Nombre de Reynolds Re :

$$Re_c = \frac{0.0175 \times (207136.92)}{0.0394} = 92002.43$$

$$Re_T = \frac{0.01483 \times (4285714)}{2.93} = 21691.85$$

* la fonction de transfert J_h : Abaque (1 et 2)

$$J_{h \text{ tube}} = 85 \text{ Abaque (1)}$$

$$J_{h \text{ calandre}} = 213 \text{ Abaque (2)}$$

*Coefficient locale de transfert h :

$$h_{\text{tube}} = 85 \times \left(\frac{0.5322}{0.01483} \right) \times \left(\frac{0.999 \times 2.93}{0.5322} \right)^{\frac{1}{3}} = 5384.41 \left[\text{Kcal} / \text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} \right]$$

$$h_{\text{calandre}} = 213 \times \left(\frac{0.0797}{0.0175} \right) \times \left(\frac{0.5877 \times 0.0394}{0.0797} \right)^{\frac{1}{3}} = 642.48 \left[\text{Kcal} / \text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} \right]$$

* La résistance d'encrassement standart R'_{enc} :

$$R'_{\text{enc}} \text{ intérieur de tube} = 0.0002$$

$$R'_{\text{enc}} \text{ extérieur de tube} = 0.0002$$

* La résistance d'encrassement rapportée au diamètre moyen R_{enc} :

➤ La résistance d'encrassement intérieur de tube :

$$R_{\text{enc}} = 0.0002 \times \frac{0.01483}{0.01905} = 0.0001556 \left[\text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{Kcal} \right]$$

➤ La résistance d'encrassement extérieur de tube :

$$R_{\text{enc}} = 0.0002 \times \frac{0.01905}{0.01483} = 0.000257 \left[\text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{Kcal} \right]$$

*Résistance de la paroi R_p :

$$R_p = \frac{0.00211}{44.54} = 0.000047 \left[\text{hm}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{Kcal} \right]$$

Le calcul de l'échangeur dans le cas actuel est illustré dans le tableau suivant :

Tableau.VII.14 : Résultats du calcul de l'échangeur E9 dans le cas actuel.

symbole	unité	désignation	Fluide coté tube (eau)	Fluide coté calandre (v.hc)	Source
Φ	[Kg/h]	Débit de fluide	48000	18720	Hysys
μ	[Kg/h. m]	Viscosité dynamique	2,93	0,0394	Hysys
C_p	[K.cal/Kg.°C]	Chaleur spécifique	0,999	0.5877	Hysys
λ	[Kcal/hm°C]	Conductivité thermique	0.5322	0.0797	Hysys
D_{eq}	[m]	Diamètre équivalent	0.01483	0.0175	L'eq (4)
a	[m ²]	Section transversale	0.0112	0.0903	L'eq (2.3)
W	[Kg/hm ²]	Vitesse massique	4285714	207136.92	L'eq (5.6)
Re	[SD]	Nbr de Reynolds	21691.85	92002.43	L'eq (7)
$T_{éc}$	/	Régime d'écoulement	Turbulent	Turbulent	Abaque (1)
J_h	[SD]	la fnct- de transfert	85	213	Abaque (1)
h	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. locale de transfert	5384.41	642.48	L'eq (8)
R'_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résist-d'encr-standart	0.0002	0.0002	Abaque (2)
R_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résistance d'encrassement	0.000155	0.00025	L'eq (10)
λ_m	[Kcal/hm°C]	Cnd. thermique du métal	44.54		Constructeur
R_p	[hm ² °C/Kcal]	Résistance de la paroi	0.000047		L'eq (11)
R_G	[hm ² °C/Kcal]	Résistance globale	0.0021		L'eq (12)
U_s	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. Globale de transfert	476.19		L'eq (13)
ΔTLM	[°C]	Diff.Log. de temp. moyenne	10.22		Hysys
Q	[Kcal/h]	Chaleur échangée	585853		Hysys
F_{cal}	[m ²]	Surface d'éch. Calculé	120		L'eq (14)
F_{ins}	[m ²]	Surface d'éch. Installé	94.80		L'eq (1)

*Résistance globale R_G :

$$R_G = \frac{1}{5384.41} + \frac{1}{642.48} + 0.000047 + 0.000355 = 0.0021 \left[\frac{hm^2 \cdot ^\circ C}{Kcal} \right]$$

*Coefficient Globale de transfert U_s :

$$U_s = \frac{1}{0.0021} = 476.19 \left[\frac{Kcal}{hm^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

*Surface d'échange calculé F_{cal} :

$$F_{cal} = \frac{585853}{10.22 \times 476.19} = 120m^2$$

*Surface d'échange installé F_{ins} :

$$S' = 3.14 \times 0.01905 \times 6.096 \times 260 = 94.80m^2$$

Le logiciel HYSYS nous a donné la valeur de la quantité de chaleur échangée ainsi que la ΔTLM , et on a calculé le coefficient de transfert global sale à partir des équations décrites précédemment, d'où on a trouvé une surface d'échange $F_{cal} = 120 m^2$.

Conclusion :

La surface (F_{cal}) nécessaire pour la transmission de chaleur voulue (Q_c) est supérieure à celle installé (F_{ins}) ce qui affirme la mauvaise condensation décrite au par avant. Alors on propose de changer l'échangeur E9 par un autre de surface d'échange de $120 m^2$, Ou d'établir des autres paramètres pour aboutir à l'échange voulu.

VII.6.3. Optimisation des paramètres de fonctionnement de l'échangeur E9 :

D'après le HYSYS on a tiré que pour assurer l'échange thermique nécessaire pour pouvoir augmenter le taux de récupération jusqu'à 60 % il est nécessaire de jouer sur les deux paramètres essentiels qui sont le débit et la température d'entrée de l'eau de refroidissement.

Mais pour changer ces paramètres, on est limité par certaines contraintes vu que :

- Le débit d'eau qui alimente le condenseur ne dépasse pas les 60 tonnes/h.
- La température d'eau venant de la tour de refroidissement n'est pas suffisamment réduite.

VII.6.4. Calcul de l'échangeur dans le cas optimisé:

*Diamètre hydraulique coté calandre pour un pas triangulaire:

$$D_{eq} = \frac{4 \times (0.0254)^2}{3.14 \times 0.0254} - 0.01483 = 0.0175m$$

*Section transversal a :

$$a = a_c + a_T$$

$$a_c = \frac{0.482 \times 0.75 \times (0.0254 - 0.01905)}{0.0254} = 0.090375m^2$$

$$a_T = \frac{260 \times 3.14 \times 0.00022}{4 \times 4} = 0.0112m^2$$

*Vitesse massique W :

$$W = W_c + W_T$$

$$W_c = \frac{15300}{0.090375} = 169294.60 \text{ kg/h.m}^2$$

$$W_T = \frac{59000}{0.0112} = 5267857.14 \text{ kg/h.m}^2$$

*Nombre de Reynolds Re :

$$Re_c = \frac{0.0175 \times (169294.60)}{0.0329} = 90050.31$$

$$Re_T = \frac{0.01483 \times (5267857.14)}{2.88} = 27125.80$$

*Coefficient locale de transfert h :

$$h_{tube} = 98 \times \left(\frac{0.5322}{0.01483} \right) \times \left(\frac{0.999 \times 2.88}{0.5322} \right)^{\frac{1}{3}} = 6172.40 \left[\frac{Kcal}{hm^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

$$h_{calandre} = 196 \times \left(\frac{0.0775}{0.0175} \right) \times \left(\frac{0.754 \times 0.125}{0.0775} \right)^{\frac{1}{3}} = 925 \left[\frac{kcal}{h.m^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

* La résistance d'encrassement rapportée au diameter moyen R_{enc} :

➤ La résistance d'encrassement interieur de tube :

$$R_{enc} = 0.0002 \times \frac{0.01483}{0.01905} = 0.0001556 \left[\frac{hm^2 \cdot ^\circ C}{Kcal} \right]$$

➤ La résistance d'encrassement exterieur de tube :

$$R_{enc} = 0.0002 \times \frac{0.01905}{0.01483} = 0.000257 \left[\frac{hm^2 \cdot ^\circ C}{Kcal} \right]$$

*Résistance de la paroi R_p :

$$R_p = \frac{0.00211}{44.54} = 0.000047 \left[\frac{hm^2 \cdot ^\circ C}{Kcal} \right]$$

*Résistance globale R_G :

$$R_G = \frac{1}{6172.40} + \frac{1}{925} + 0.000047 + 0.000155 = 0.001445 \left[\frac{hm^2 \cdot ^\circ C}{Kcal} \right]$$

*Coefficient Globale de transfert U_s :

$$U_s = \frac{1}{0.001445} = 692 \left[\frac{Kcal}{hm^2 \cdot ^\circ C} \right]$$

Le calcul de l'échangeur dans le cas optimisé est illustré dans le tableau suivant :

Tableau.VII.15 : Résultats du calcul de l'échangeur dans le cas optimisé.

symbole	unité	désignation	Fluide coté tube (eau)	Fluide coté calandre (v.hc)	Source
Φ	[Kg/h]	Débit de fluide	59000	15300	Hysys
μ	[Kg/h. m]	Viscosité dynamique	2.88	0.125	Hysys
C_p	[K.cal/Kg.°C]	Chaleur spécifique	0.999	0.754	Hysys
λ	[Kcal/hm°C]	Conductivité thermique	0.5322	0.0775	Hysys
D_{eq}	[m]	Diamètre équivalent	0.01483	0.0175	L'eq (4)
a	[m ²]	Section transversale	0.0112	0.0903	L'eq (2.3)
W	[Kg/hm ²]	Vitesse massique	5267857	169294.6	L'eq (5.6)
Re	[SD]	Nbr de Reynolds	27126	90050.31	L'eq (7)
$T_{éc}$	/	Régime d'écoulement	Turbulent	Turbulent	Abaque (1)
J_h	[SD]	la fnct- de transfert	98	196	Abaque (1,2)
h	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. locale de transfert	6172.4	925	L'eq (8)
R'_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résist-d'encr-standart	0.0002	0.0002	Abaque (2)
R_{enc}	[hm ² °C/Kcal]	Résistance d'encrassement	0.000155	0.000257	L'eq (10)
λ_m	[Kcal/hm°C]	Cnd. thermique du métal	44.54		Constructeur
R_p	[hm ² °C/Kcal]	Résistance de la parois	0.000047		L'eq (11)
R_G	[hm ² °C/Kcal]	Résistance globale	0.001445		L'eq (12)
U_s	[Kcal/hm ² °C]	Coeff. Globale de transfert	692		L'eq (13)
ΔTLM	[°C]	Diff.Log. de temp. moyenne	9.60		Hysys
Q	[Kcal/h]	Chaleur échangée	615824		Hysys
F_{cal}	[m ²]	Surface d'éch. Calculé	92.7		L'eq (14)
F_{ins}	[m ²]	Surface d'éch. Installé	94.80		L'eq (1)

*Surface d'échange calculé F_{cal} :

$$F_{cal} = \frac{615824}{692 \times 9.60} = 92.7 m^2$$

*Surface d'échange installé F_{ins} :

$$S' = 3.14 \times 0.01905 \times 6.096 \times 260 = 94.80 m^2$$

L'augmentation de débit d'eau de refroidissement a permis d'augmenter le coefficient global de transfert sale (U_s), afin d'obtenir une surface d'échange F_{cal} égal à $F_{cal} = 92.7 m^2$.

Conclusion :

La surface (F_{cal}) nécessaire pour la transmission de la chaleur voulue (Q_c) est inférieure à celle installé (F_{ins}) ce qui nous permet de dire que le condenseur E9 dans les nouvelles condition peut assurer la condensation désirée .

Conclusion Générale

Conclusion générale

Durant notre stage au niveau de l'unité gas-plant et partant des résultats obtenus nous avons constaté que la diminution du taux de récupération du propane (40%) est reliée au mauvais fonctionnement du condenseur de tête de la colonne de dééthanisation , il en résulte une augmentation de température au sommet , pour cette raison nous avons opté pour l'optimisation des paramètres de marche de la colonne C1, pour amener le taux de récupération à une valeur de (63.68%) se qui permet un gain en propane de 34 tonnes/jour .

Pour réaliser cette amélioration on propose l'une des recommandations suivantes :

- le remplacement du condenseur actuel par un autre de 130.1 m^2 de surface d'échange.
- L'installation d'une pompe de refoulement afin d'augmenter le débit d'eau de refroidissement de 48 à 59 t/h avec une baisse de sa température d'entrée à 24°C .

A la fin, il est nécessaire de mentionner que notre travail doit être complété par une étude technico-économique pour choisir la solution la plus judicieuse.

Bibliographique

BIBLIOGRAPHIE

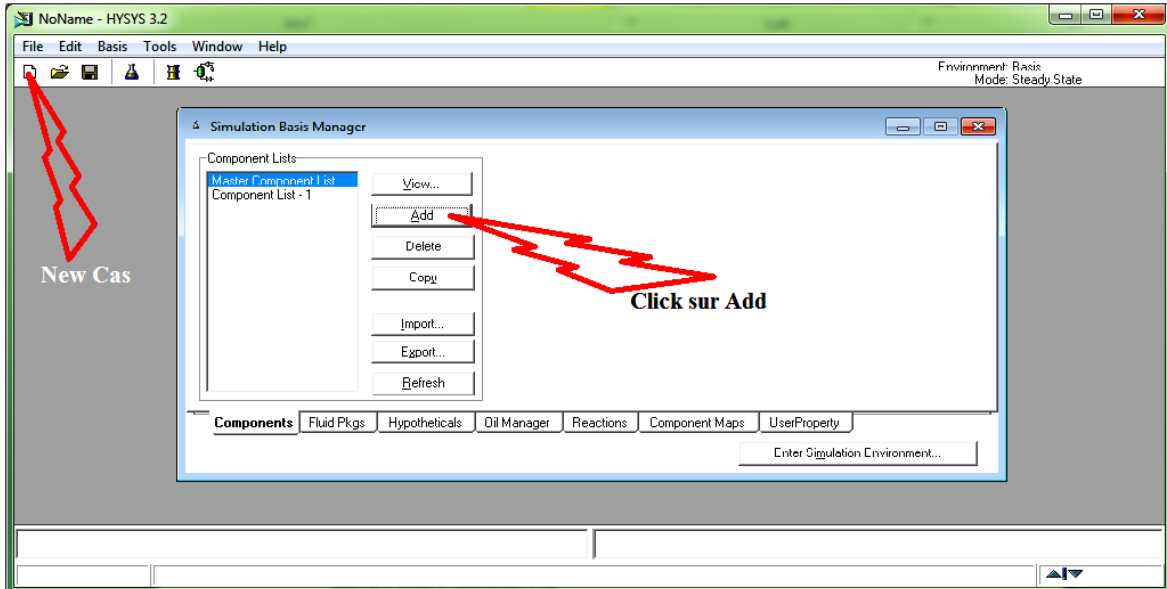
- [1] . Manuel opératoire de l'unité de séparation et traitement des gaz (Skikda) .
- [2] . Institut Algérien du Pétrole (SKIKDA) 2014.
- [3] . IAP De SKIKDA , Description Du Complexe (SONATRACH) , 2005 , P.07.
- [4]. J.P.WAUQUIER. Procèdes de séparation, édition technip, 1998-paris.
- [5]. P. WUITHIER , raffinage et génie chimique, Tome I , 2^{ème} édition 1972-Paris.
- [6] . P. WUITHIER , raffinage et génie chimique, Tome II , 2^{ème} édition 1972-Paris.
- [7]. Centre canadien d'hygiène et sécurité au travail ; site web www.cchst.ca ,(Février 2010) .
- [8] . Manuel d'hygiène, sécurité et environnement (HSE) à Skikda.
- [9] . Association européenne des gaz de pétrole liquéfiés , site web : www.aegpl.eu , (Mai 2010) .
- [10] . Encarta 2008 : Les énergies renouvelables, l'effet de serre.
- [11] . Moteur de recherche Google.com (Les mots clés : Le GPL....).
- [12]. Association Algérienne de l'industrie de gaz , site web www.aegpl.eu , (Mai 2010)
- [13]. HANICHI.Z(2005); «Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseuse» ; Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES.
- [14]. J.P.Wauquier , Raffinage et génie chimique , (tome I) , édition Technip , (1972) , p.220 .
- [15]. Les caractéristiques du butane et propane Algérien , Nafta site web , www.naftal.dz , (Mai 2010).
- [16]. P. Belov , Principes technologiques de synthèse pétrochimique, édition école supérieure Moscou, (1954).

- [17]. K, Otto, 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), (Septembre 2009), p.12
- [18]. US, Énergie information administration, site web www.eia.gov, (Mars 2010).
- [19]. Conférence sur Le GPL. Hassi Messaoud. Janvier2000 «Séminaire sur le développement et la production du GPL ».Mars 1997
- [20]. Bilan énergétique national de l'année 2009, édition Ministère algérien de l'énergie et les mines, (2010).
- [21]. Source APRU (Agence nationale pour la promotion et la rationalisation de l'utilisation de l'énergie)
- [22]. P. TRAMBOUZE : Matériels et équipements . Edition technip1999, Paris.
- [23]. Raffinage du pétrole . Tom 4. Matériels et équipements Auteurs : TRAMBOUZE Pierre ISBN : 9782710807414 Mars 1999 p410.
- [24]. J.P.MOULIN . génie chimique .Tome 1. Operations unitaires idéales , 2^{ème} année d'études ,Ecole Centrale Paris 2004 – 2005 .
- [25]. Manuel de république TOTALE (ou cours TOTAL) Exploration & Production ,Les Équipements , Les Échangeurs. Support de Formation EXP-PR-EQ120-FR. Dernier Révision: 16/04/2007 .
- [26]. A. BONTEMPS, A. GREIGUE, CH.GOUBIER, J. HUETZ, CH. MARVILLET et R. VIDIL : Description des échangeurs de chaleur, technique de l'ingénieur (B2 341).
- [27]. JEAN-FRANCOIS SCADURA : initiation au transfert de chaleur, Lavoisier 1982 .
- [28]. Risques et précaution liés au matériel 2000 ENSPM Formation industrie (P 205).
- [29]. Dr. A. ZIOUCHI : IAP Maintenance industrielle (les échangeurs) (P 25 et 83).
- [30]. HYSYS : Version 3.2 Hypotech. Aspen Technology (www.Aspentech.com).

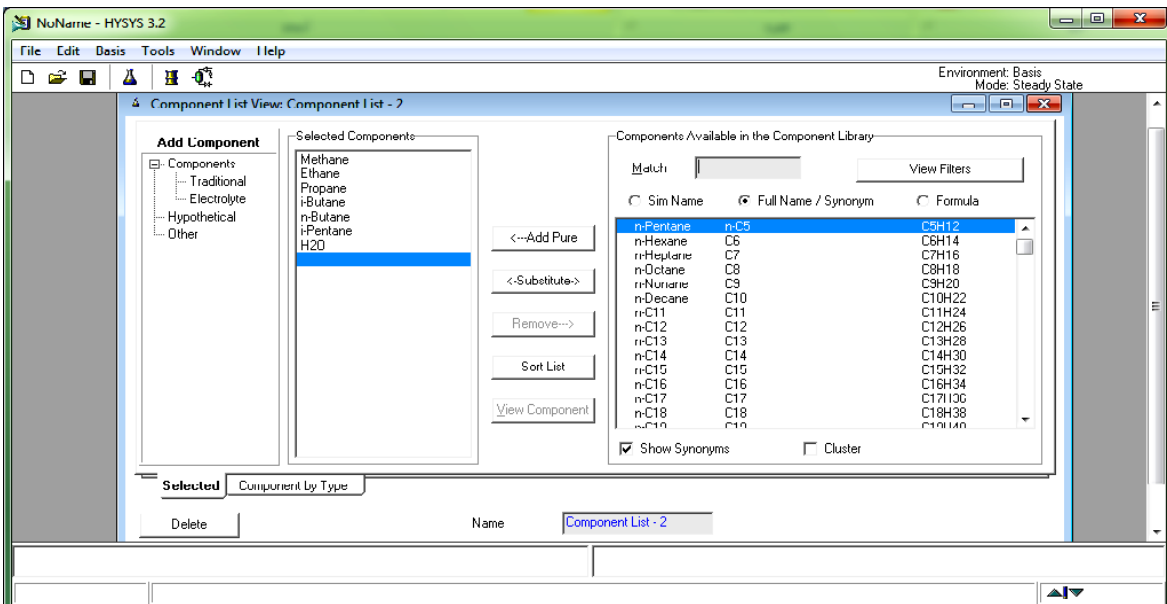
Annexes -I-

1. Les étapes pour simuler l'unité de fractionnement de Gaz GPL en HYSYS :

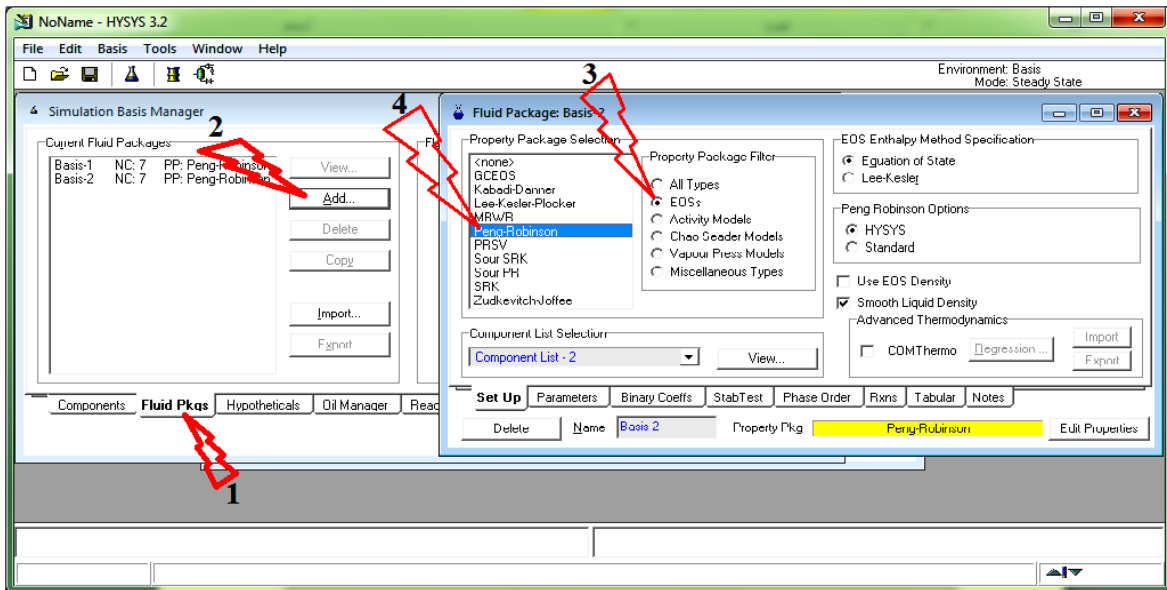
- 1) Démarrer HYSYS .
- 2) Créer un nouveau cas , File /New/Case :



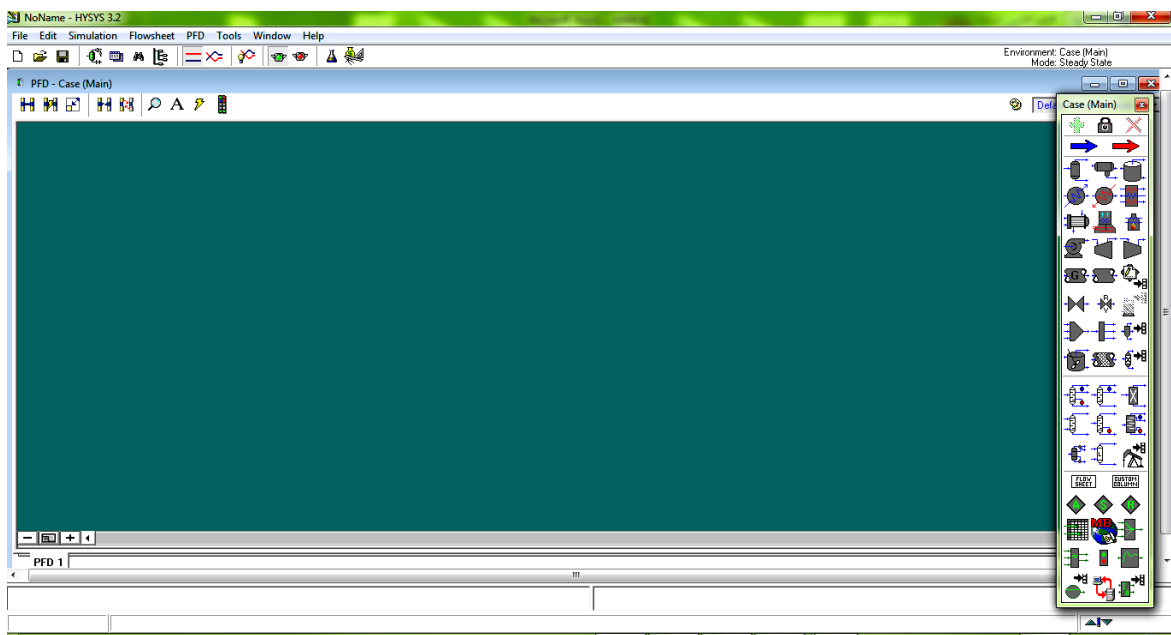
- 3) Sélectionner les composants du mélange : Sélectionner la page Components en cliquant deux fois sur le composant dans la liste il est ainsi transféré directement dans la Current Component List :



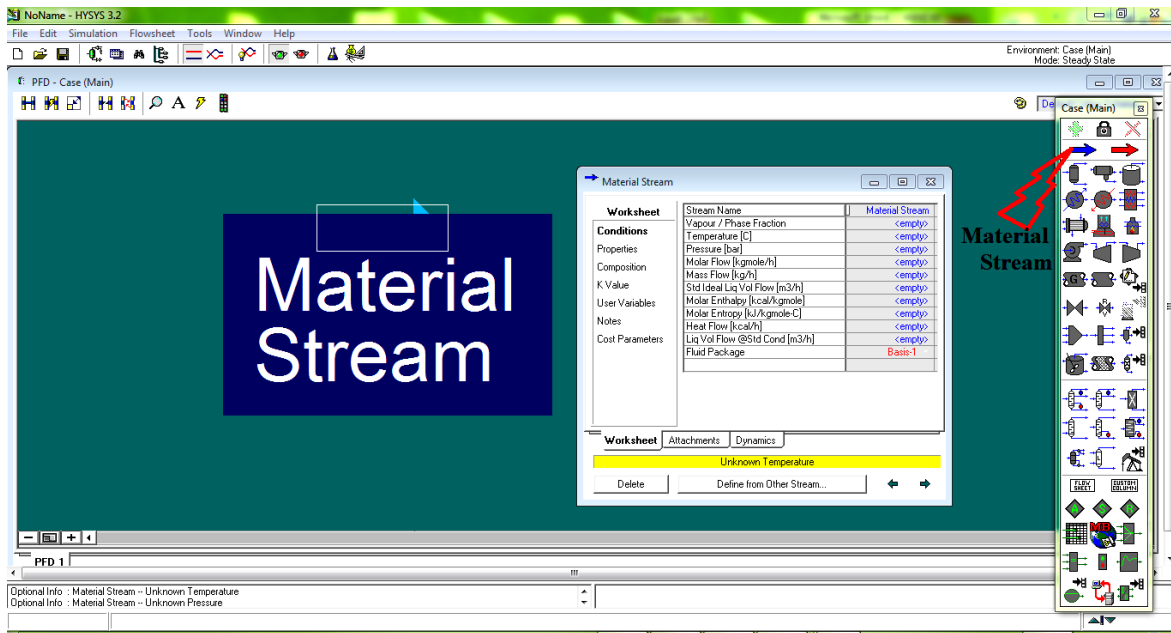
- 4) **Créer un Fluid Package** : Presser la touche Add pour créer un Fluid Package : choisir l'équation d'état EOS voulue . Dans notre cas .ce sera **Peng-Robinson** :




- 5) **Espace simulation** : Click sur **Enter Simulation Environment** :



6) Créer un flux : Click on the BLUE ARROW (Material Stream) :



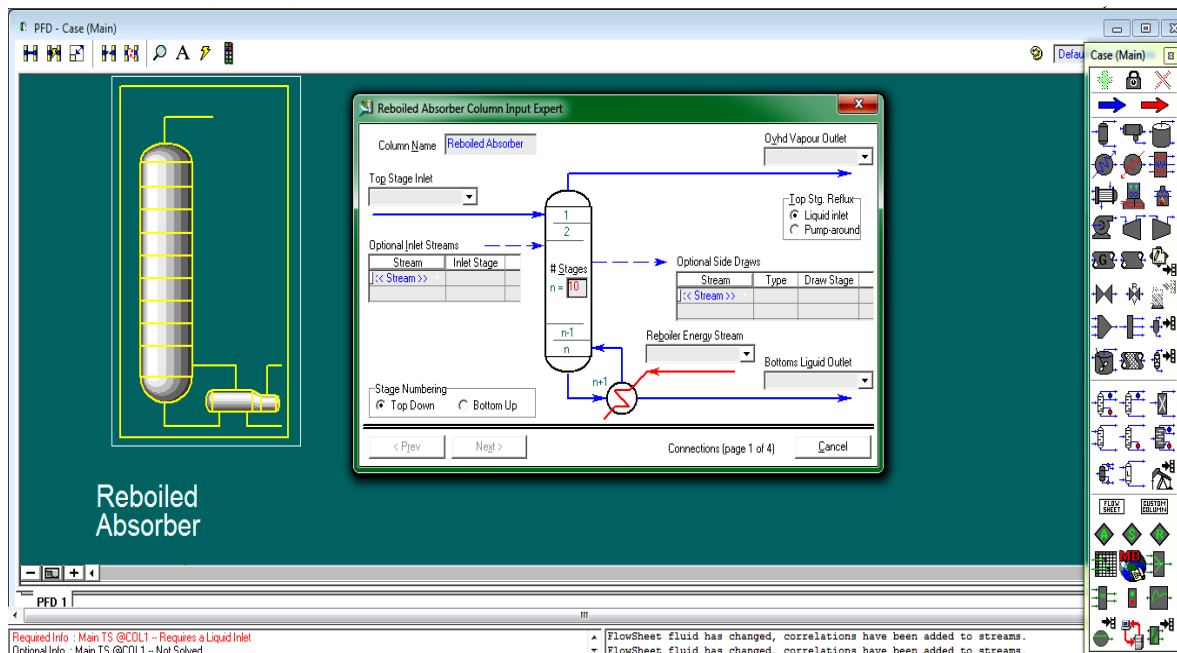
Entre le donne suivent : Conditions et Compositions :

1			Case Name:	C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\RAFIKO\BUREAU\ACTUEL PARTIE
2	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Unit Set:	SI
3			Date/Time:	Wed Jun 04 17:57:46 2008
4				
5			Fluid Package:	Basis-1
6	Material Stream: GPL		Property Package:	Peng-Robinson
7				
8				
9	CONDITIONS			
10				
11		Overall	Liquid Phase	
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
13	Temperature: (C)	60.00 *	60.00	
14	Pressure: (kPa)	2500 *	2500	
15	Molar Flow (kgmole/h)	586.8	586.8	
16	Mass Flow (kg/h)	3.000e+004 *	3.000e+004	
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	55.71	55.71	
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.302e+005	-1.302e+005	
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	97.74	97.74	
20	Heat Flow (kJ/h)	-7.639e+007	-7.639e+007	
21	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	54.52 *	54.52	


COMPOSITION								
Overall Phase							Vapour Fraction	0.0000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
Methane	0.8282 *	0.0014 *	13.2874 *	0.0004 *	0.0444 *	0.0008 *		
Ethane	70.2639 *	0.1197 *	2112.8295 *	0.0704 *	5.9402 *	0.1066 *		
Propane	151.2725 *	0.2578 *	6670.6654 *	0.2224 *	13.1655 *	0.2363 *		
i-Butane	58.5533 *	0.0998 *	3403.3507 *	0.1134 *	6.0562 *	0.1087 *		
n-Butane	304.4770 *	0.5189 *	17697.4238 *	0.5899 *	30.3442 *	0.5446 *		
i-Pentane	1.4198 *	0.0024 *	102.4432 *	0.0034 *	0.1643 *	0.0029 *		
H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *		
Total	586.8149	1.0000	30000.0000	1.0000	55.7147	1.0000		
Liquid Phase							Phase Fraction	1.000
COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION		
Methane	0.8282	0.0014	13.2874	0.0004	0.0444	0.0008		
Ethane	70.2639	0.1197	2112.8295	0.0704	5.9402	0.1066		
Propane	151.2725	0.2578	6670.6654	0.2224	13.1655	0.2363		
i-Butane	58.5533	0.0998	3403.3507	0.1134	6.0562	0.1087		
n-Butane	304.4770	0.5189	17697.4238	0.5899	30.3442	0.5446		
i-Pentane	1.4198	0.0024	102.4432	0.0034	0.1643	0.0029		
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Total	586.8149	1.0000	30000.0000	1.0000	55.7147	1.0000		

7) **Installer les unités opératoires :** Pour cela , il faut dans le Tools / Workbook , entrer dans la page Unit Ops et cliquer sur Add UnitOp .Il faut ensuite se positionner sur l'unité désirée , dans notre cas cette unité est :

7.1) Reboiled Absorber C1 :





Entre le donne suivent :

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\RAFIK0\BUREAU\ACTUEL PARTIE						
2			Unit Set: SI						
3			Date/Time: Wed Jun 04 18:00:55 2008						
4									
5									
6	Reboiled Absorber: C 1 @Main								
7									
8	CONNECTIONS								
9	Inlet Stream								
10									
11	STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION						
12	QR	Reboiler							
13	2	25 Main TS	Recycle	RCY-1					
14	1-2	14 Main TS							
15									
16	Outlet Stream								
17									
18	STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION						
19	VAP	25 Main TS	Heat Exchanger	E009					
20	BP	Reboiler	Valve	VLV-100					
21									
22	MONITOR								
23	Specifications Summary								
24		Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
25	Ovhd Prod Rate	17.00 m3/h *	40.23 m3/h	1.366	1.000e-002 *	1.000 m3/h *	Off	On	Off
26	Btms Prod Rate	---	425.7 kg mole/h	---	1.000e-002 *	1.000 kgmole/h *	Off	On	Off
27	Boilup Ratio	2.000 *	1.819	0.1808	1.000e-002 *	1.000e-002 *	Off	On	Off
28	Temperature	50.00 C *	57.70 C	1.540e-002	1.000e-002 *	1.000 C *	Off	On	Off
29	Comp Fraction	0.5000 *	0.6489	0.9265	1.000e-002 *	1.000e-003 *	Off	On	Off
30	Temperature - 2	---	57.70 C	---	1.000e-002 *	1.000 C *	Off	On	Off
31	Comp Flow	3000 kg/h *	3000 kg/h	-9.130e-005	1.000e-002 *	1.000 kg/h *	On	On	On
32									
33	SPECS								
34	Column Specification Parameters								
35	Ovhd Prod Rate								
36	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
37	Stream:	VAP	Flow Basis:	Std Ideal Vol					
38									
39	Btms Prod Rate								
40	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
41	Stream:	BP	Flow Basis:	Molar					
42									
43	Boilup Ratio								
44	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
45	Stage:	Reboiler	Basis:	Molar					
46									
47	Temperature								
48	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
49	Stage:	25 Main TS							
50									
51	Comp Fraction								
52	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
53	Stage:		Flow Basis:	Mass Fraction	Phase:	Liquid			
54	Components:	Propane							
55									
56	Temperature - 2								
57	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
58	Stage:	25 Main TS							
59									
60	Comp Flow								
61	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
62	Draw:	BP	Flow Basis:	Mass	Phase:	Liquid			
63	Components:	Propane							
64									
65	SUBCOOLING								
66									
67	Degrees of Subcooling								
68	Subcool to								
69	Hyprotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 1 of 10				

Licensed to: TEAM LND

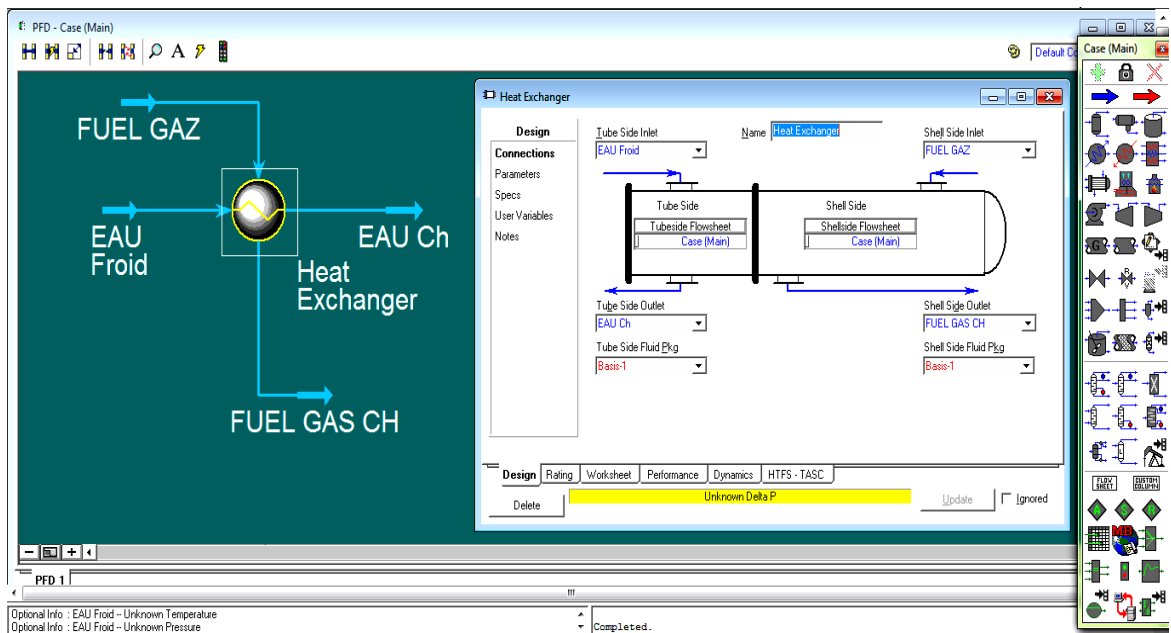
* Specified by user.

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\RAFIK\BUREAU\ACTUEL PARTIE	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Wed Jun 04 18:00:55 2008	
4				
5	Reboiled Absorber: C 1 @Main (continued)			
6	User Variables			
7	PROFILES			
8	General Parameters			
9	Sub-Flow Sheet:	C 1 (COL1)	Number of Stages:	25 *
10	Profile Estimates			
11		Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
12	25 Main TS	58.30 *	298.9 *	455.3 *
13	24 Main TS	64.81 *	293.6 *	460.9 *
14	23 Main TS	69.54 *	288.2 *	455.6 *
15	22 Main TS	73.29 *	284.0 *	450.3 *
16	21 Main TS	76.28 *	281.0 *	446.0 *
17	20 Main TS	78.59 *	279.0 *	443.0 *
18	19 Main TS	80.35 *	277.8 *	441.1 *
19	18 Main TS	81.66 *	276.9 *	439.8 *
20	17 Main TS	82.63 *	276.4 *	439.0 *
21	16 Main TS	83.36 *	276.1 *	438.5 *
22	15 Main TS	83.92 *	275.8 *	438.1 *
23	14 Main TS	84.36 *	1043 *	437.9 *
24	13 Main TS	88.16 *	1073 *	618.4 *
25	12 Main TS	90.98 *	1097 *	648.4 *
26	11 Main TS	93.05 *	1116 *	672.5 *
27	10 Main TS	94.58 *	1130 *	691.0 *
28	9 Main TS	95.78 *	1140 *	704.9 *
29	8 Main TS	96.79 *	1148 *	715.2 *
30	7 Main TS	97.77 *	1154 *	723.0 *
31	6 Main TS	98.81 *	1159 *	729.2 *
32	5 Main TS	100.1 *	1164 *	734.3 *
33	4 Main TS	101.6 *	1169 *	739.2 *
34	3 Main TS	103.5 *	1175 *	744.4 *
35	2 Main TS	106.0 *	1184 *	750.6 *
36	1 Main TS	109.0 *	1195 *	758.8 *
37	Reboiler	112.5 *	424.8 *	770.3 *

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\RAFIK\BUREAU\ACTUEL PARTIE	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Wed Jun 04 18:00:55 2008	
4				
5	Reboiled Absorber: C 1 @Main (continued)			
6	Tray Sections			
7	Tray Section	Main TS		
8	Tray Diameter (m)	1.900	-	
9	Weir Height (m)	5.000e-002	-	
10	Weir Length (m)	1.200	-	
11	Tray Space (m)	0.5000	-	
12	Tray Volume (m3)	0.8836		
13	Disable Heat Loss Calculations	No		
14	Heat Model	None		
15	Rating Calculations	No		
16	Tray Hold Up (m3)	8.836e-002		
17	Vessels			
18	Vessel	Reboiler		
19	Diameter (m)	1.193		
20	Length (m)	1.789		
21	Volume (m3)	2.000	-	
22	Orientation	Horizontal		
23	Vessel has a Boot	No		
24	Boot Diameter (m)	--		
25	Boot Length (m)	--		
26	Hold Up (m3)	1.000		


Pressure Profile			
		Pressure (kPa)	Pressure Drop (kPa)
37	25 Main TS	2340 kPa	4.583 kPa
38	24 Main TS	2345 kPa	4.583 kPa
39	23 Main TS	2349 kPa	4.583 kPa
40	22 Main TS	2354 kPa	4.583 kPa
41	21 Main TS	2358 kPa	4.583 kPa
42	20 Main TS	2363 kPa	4.583 kPa
43	19 Main TS	2368 kPa	4.583 kPa
44	18 Main TS	2372 kPa	4.583 kPa
45	17 Main TS	2377 kPa	4.583 kPa
46	16 Main TS	2381 kPa	4.583 kPa
47	15 Main TS	2386 kPa	4.583 kPa
48	14 Main TS	2390 kPa	4.583 kPa
49	13 Main TS	2395 kPa	4.583 kPa
50	12 Main TS	2400 kPa	4.583 kPa
51	11 Main TS	2404 kPa	4.583 kPa
52	10 Main TS	2409 kPa	4.583 kPa
53	9 Main TS	2413 kPa	4.583 kPa
54	8 Main TS	2418 kPa	4.583 kPa
55	7 Main TS	2423 kPa	4.583 kPa
56	6 Main TS	2427 kPa	4.583 kPa
57	5 Main TS	2432 kPa	4.583 kPa
58	4 Main TS	2436 kPa	4.583 kPa
59	3 Main TS	2441 kPa	4.583 kPa
60	2 Main TS	2445 kPa	4.583 kPa
61	1 Main TS	2450 kPa	—
62	Reboiler	2450 kPa	0.0000 kPa
Pressure Solving Options			
65	Pressure Tolerance	1.000e-004	Pressure Drop Tolerance
66			1.000e-004
67	Damping Factor	1.000	Max Press iterations
68			100
PROPERTIES			
69	Hydrotech Ltd.		HYSYS v3.2 (Build 5029)
70			Page 4 of 10

7.2) Heat Exchanger (E9) :

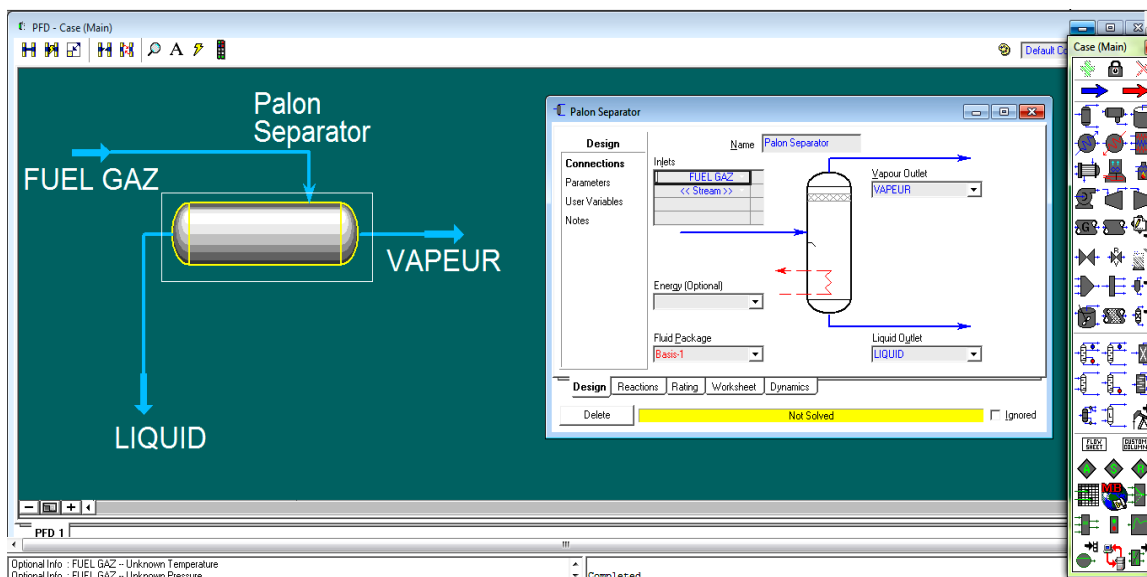



Entre le donne :


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\RAFIK\BUREAU\ACTUEL PARTIE			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Wed Jun 04 18:02:04 2008			
4						
5						
6	Heat Exchanger: E009					
7						
8	CONNECTIONS					
9						
10	Tube Side			Shell Side		
11	Inlet		Outlet		Outlet	
12	Name	EAU F	Name	EAU CH	Name	VAP
13	From Op.		To Op.		From Op.	Reboiled A C 1
14	Temp	29.00 C *	Temp	47.63 C	Temp	57.70 C
15					Temp	46.52 C
16	PARAMETERS					
17	Steady State Rating					
18	Tube Side Data			Shell Side Data		
19	Heat Transfer Coefficient	19765.25 kJ/h-m2-C		Heat Transfer Coefficient	5977.51 kJ/h-m2-C	
20	Tube Pressure Drop	50.00 kPa *		Shell Pressure Drop	30.00 kPa *	
21	Fouling	0.00000 C-h-m2/kJ *		Fouling	0.00000 C-h-m2/kJ *	
22	Tube Length	6.00 m *		Shell Passes	1	
23	Tube O.D.	19.05 mm *		Shell Series	1 *	
24	Tube Thickness	2.1100 mm		Shell Parallel	1 *	
25	Tube Pitch	50.0000 mm *		Baffle Type	Single	
26	Orientation	Horizontal		Baffle Cut(%Area)	20.00 *	
27	Passes Per Shell	4 *		Baffle Orientation	Horizontal	
28	Tubes Per Shell	260 *		Spacing	800.0000 mm *	
29	Layout Angle	Triangular (30 degrees)		Diameter	482.0000 mm *	
30	TEMA Type	B E M		Area	93.36 m2	
31	SPECS					
32		Specified Value	Current Value	Relative Error	Active	Estimate
33	E-100 Heat Balance	0.0000 kJ/h	-1.883e-008 kJ/h	5.230e-012	On	Off
34	E-100 UA	3.780e+005 kJ/C-h	3.780e+005 kJ/C-h	0.0000	On	Off
35	E-100 ExchSpec	2.000e+006 kJ/h *	3.856e+006 kJ/h	-515.5	Off	Off
36	Detailed Specifications					
37	E-100 Heat Balance					
38	Type: Duty	Pass: Error	Spec Value: 0.0000 kJ/h			
39	E-100 UA					
40	Type: UA	Pass: Overall	Spec Value: 3.780e+005 kJ/C-h			
41	E-100 ExchSpec					
42	Type: Duty	Pass: Overall	Spec Value: 2.000e+006 kJ/h *			
43	User Variables					
44	RATING					
45	Sizing					
46	Overall Data					
47	Configuration					
48	# of Shells in Series	1 *	Tube Passes per Shell	4 *	Elevation (Base)	0.0000 m
49	# of Shells in Parallel	1 *	Exchange Orientation	Horizontal	First Tube Pass Flow Direction	Counter
50	TEMA Type:	B		E	M	
51	Calculated Information					
52	Shell HT Coeff	5978 kJ/h-m2-C	Overall U	18 kJ/h-m2-C	Shell DP	30.00 kPa *
53	Tube HT Coeff	e+004 kJ/h-m2-C	Overall UA	±+005 kJ/C-h	Shell Vol per Shell	0.6502 m3
54			Tube DP	50.00 kPa *	Tube Vol per Shell	0.2695 m3
55	Shell Data					
56	Shell and Tube Bundle					
57	Shell Diameter	482.0 mm *	Tube Pitch	50.00 mm *	Shell Fouling	0.0000 C-h-m2/kJ *
58	# of Tubes per Shell	260 *	Tube Layout Angle	Triangular (30 degrees)		
59	Shell Baffles					
60	Shell Baffle Type	Single	Shell Baffle Orientation	Horizontal	Baffle Cut (%Area)	20.00 *
61					Baffle Spacing	800.0 mm *
62	Tube Data					
63	Hyprotech Ltd. HYSYS v3.2 (Build 5029) Page 1 of 6					

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\RAFIK0\BUREAU\ACTUEL PARTIE					
2			Unit Set: SI					
3			Date/Time: Wed Jun 04 18:02:04 2008					
4								
5								
6	Heat Exchanger: E009 (continued)							
7								
8	Dimensions							
9	OD	19.05 mm *	ID	14.83 mm *	Tube Thickness	2.110 mm	Tube Length	6.000 m *
10	Tube Properties							
11	Tube Fouling	0.0000 C-h-m2/kJ *	Thermal Cond.	45.00 W/m-K *	Wall Cp	--	Wall Density	--
12	PROPERTIES							
13	EAU F							
14								
15								
16								
17			Overall	Aqueous Phase				
18	Vapour/Phase Fraction		0.0000	1.0000				
19	Temperature: (C)		29.00 *	29.00				
20	Pressure: (kPa)		300.0 *	300.0				
21	Molar Flow (kgmole/h)		2664	2664				
22	Mass Flow (kg/h)		4.800e+004 *	4.800e+004				
23	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		48.10	48.10				
24	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)		-2.851e+005	-2.851e+005				
25	Mass Enthalpy (kJ/kg)		-1.583e+004	-1.583e+004				
26	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)		54.74	54.74				
27	Mass Entropy (kJ/kg-C)		3.038	3.038				
28	Heat Flow (kJ/h)		-7.596e+008	-7.596e+008				
29	Molar Density (kgmole/m3)		55.75	55.75				
30	Mass Density (kg/m3)		1004	1004				
31	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)		998.0	998.0				
32	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)		1015	1015				
33	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)		77.70	77.70				
34	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)		4.313	4.313				
35	Thermal Conductivity (W/m-K)		0.6168	0.6168				
36	Viscosity (cP)		0.8146	0.8146				
37	Surface Tension (dyne/cm)		71.41	71.41				
38	Molecular Weight		18.02	18.02				
39	Z Factor		2.142e-003	2.142e-003				
40	EAU CH							
41								
42			Overall	Aqueous Phase				
43	Vapour/Phase Fraction		0.0000	1.0000				
44	Temperature: (C)		47.63	47.63				
45	Pressure: (kPa)		250.0	250.0				
46	Molar Flow (kgmole/h)		2664	2664				
47	Mass Flow (kg/h)		4.800e+004	4.800e+004				
48	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		48.10	48.10				
49	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)		-2.836e+005	-2.836e+005				
50	Mass Enthalpy (kJ/kg)		-1.574e+004	-1.574e+004				
51	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)		59.39	59.39				
52	Mass Entropy (kJ/kg-C)		3.297	3.297				
53	Heat Flow (kJ/h)		-7.558e+008	-7.558e+008				
54	Molar Density (kgmole/m3)		54.96	54.96				
55	Mass Density (kg/m3)		990.1	990.1				
56	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)		998.0	998.0				
57	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)		1015	1015				
58	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)		77.82	77.82				
59	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)		4.319	4.319				
60	Thermal Conductivity (W/m-K)		0.6406	0.6406				
61	Viscosity (cP)		0.5669	0.5669				
62	Surface Tension (dyne/cm)		68.15	68.15				
63	Molecular Weight		18.02	18.02				
64	Z Factor		1.706e-003	1.706e-003				

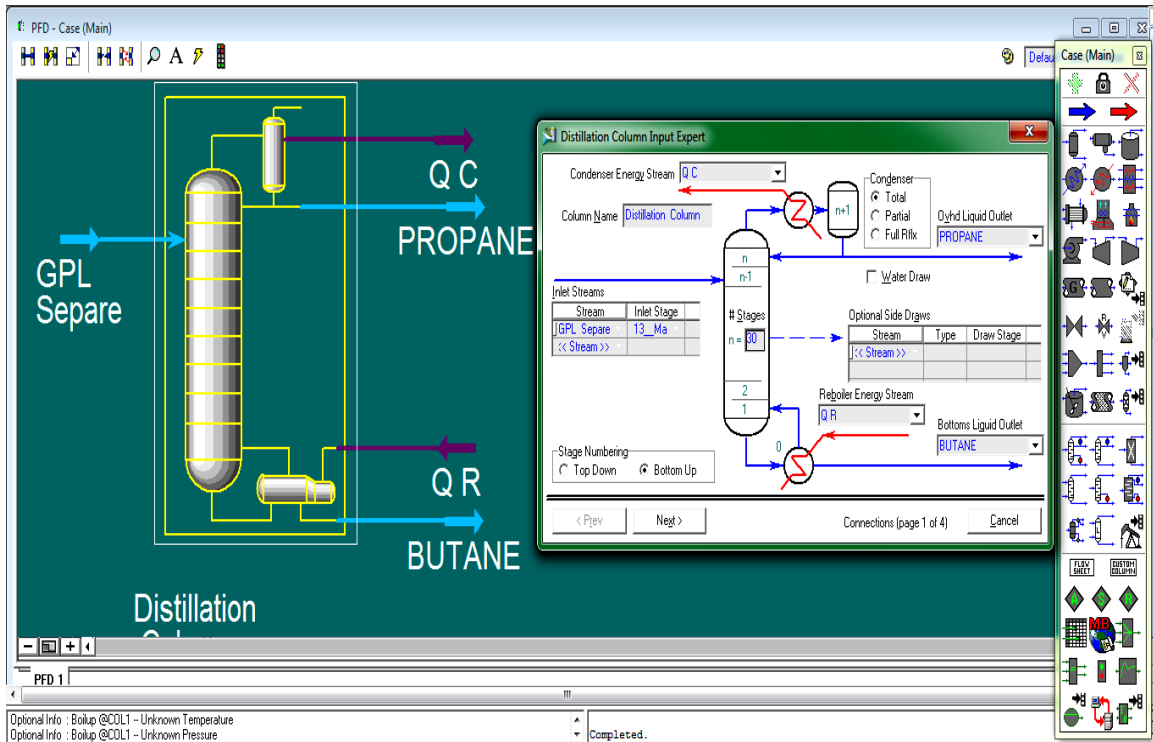
7.3) Pallone Separator :



Optional Info : FUEL GAZ - Unknown Temperature	Completed.	
Optional Info : FUEL GAZ - Unknown Pressure		
1	 TEAM LND	Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\RAFIKI\BUREAU\ACTUEL PARTIE
2	3 Calgary, Alberta	Unit Set: SI
3	4 CANADA	Date/Time: Wed Jun 04 18:04:53 2008
4		
5		
6		
7	Separator: V002	
8	CONNECTIONS	
9	Inlet Stream	
10	Stream Name	From Unit Operation
11	3	Heat Exchanger E009
12	Outlet Stream	
13	Stream Name	To Unit Operation
14	FG	
15	7	Pump P-2
16	Energy Stream	
17	Stream Name	From Unit Operation
18		
19	PARAMETERS	
20	Vessel Volume: --	Level SP: 80.00 %
21	Vessel Pressure: 2210 kPa	Liquid Volume: --
22	Pressure Drop: 100.0 kPa *	Duty: 0.0000 kJ/h
23		Heat Transfer Mode: Heating
24	User Variables	
25	RATING	
26	Sizing	
27	Cylinder	Vertical
28	Volume --	Separator has a Boot: No
29	Diameter --	Height --
30	Level Taps: Level Tap Specification	
31	Level Tap	PV High
32		PV Low
33		OP High
34		OP Low
35	Level Taps: Calculated Level Tap Values	
36	Level Tap	Liquid Level
37		Aqueous Level
38	Options	
39		
40	PV Work Term Contribution (%)	100.00 *
41		


1			Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\RAFIKO\BUREAU\ACTUEL PARTIE	
2	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Unit Set: SI	
3			Date/Time: Wed Jun 04 18:04:53 2008	
4				
5				
6	Separator: V002 (continued)			
7				
8				
9			3	
10	Temperature (C)		46.52	
11	Pressure (kPa)		2310	
12	Molar Flow (kgmole/h)		459.8	
13	MassFlow (kg/h)		1.885e+004	
14	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		40.23	
15	HeatFlow (kJ/h)		-5.008e+007	
16	Outlet Stream			
17				
18			7	FG
19	Vapour Fraction		0.0000	1.0000
20	Temperature (C)		44.68	44.68
21	Pressure (kPa)		2210	2210
22	Molar Flow (kgmole/h)		298.5	161.3
23	MassFlow (kg/h)		1.265e+004	6204
24	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)		26.28	13.94
25	HeatFlow (kJ/h)		-3.435e+007	-1.573e+007
26	DYNAMICS			
27				
28	Vessel Parameters: Initialize from Product			
29				
30	Vessel Volume (m3)		---	Level Calculator Vertical cylinder
31	Vessel Diameter (m)		---	Fraction Calculator Use levels and nozzles
32	Vessel Height (m)		---	Feed Delta P (kPa) 100.0 *
33	Liquid Level Percent (%)		50.00	Vessel Pressure (kPa) 2210

7.4) Distillation Column :




The screenshot displays a process flow diagram (PFD) of a distillation column. The column is labeled "Distillation" and has an inlet stream "GPL Separe" on the left. Two outlet streams are shown on the right: "PROPANE" (top) and "BUTANE" (bottom). The column is equipped with a condenser at the top and a reboiler at the bottom. A "Distillation Column Input Expert" dialog box is open, showing configuration options for the column. The dialog includes fields for "Condenser Energy Stream" (QC), "Column Name" (Distillation Column), "Inlet Streams" (GPL Separe, 13_Ma), "# Stages" (n=60), "Stage Numbering" (Bottom Up), "Reboiler Energy Stream" (QR), and "Optional Side Draws". The dialog also shows a schematic of the column with stages numbered 1 to n.

Entre la donne suivant :

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\RAFIK0\BUREAU\ACTUEL PARTIE						
2			Unit Set: SI						
3			Date/Time: Wed Jun 04 18:01:28 2008						
4									
5									
6	Distillation: C 3 @Main								
7									
8									
9	CONNECTIONS								
10									
11	Inlet Stream								
12	STREAM NAME	Stage		FROM UNIT OPERATION					
13	Q-RE	Reboiler							
14	1	13 Main TS		Valve	VLV-100				
15	Outlet Stream								
16	STREAM NAME	Stage		TO UNIT OPERATION					
17	Q-CON	Condenser							
18	PROPANE	Condenser							
19	BUTANE	Reboiler							
20									
21	MONITOR								
22	Specifications Summary								
23		Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
24	Reflux Ratio	8.500 *	9.355	0.1005	1.000e-002 *	1.000e-002 *	Off	On	Off
25	Distillate Rate	2850 kg/h *	2849 kg/h	-3.876e-004	1.000e-002 *	1.000 kg/h *	On	On	On
26	Reflux Rate	---	2.665e+004 kg/h	---	1.000e-002 *	1.000 kg/h *	Off	On	Off
27	Btms Prod Rate	---	2.096e+004 kg/h	---	1.000e-002 *	1.000 kg/h *	Off	On	Off
28	Comp Fraction	0.9500 *	0.9500	-1.206e-004	1.000e-002 *	1.000e-003 *	On	On	On
29									
30	SPECS								
31	Column Specification Parameters								
32									
33	Reflux Ratio								
34	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
35	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Molar	Liquid Specification:	---			
36									
37	Distillate Rate								
38	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
39	Stream:	PROPANE	Flow Basis:	Mass					
40									
41	Reflux Rate								
42	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
43	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Mass	Liquid Specification:	---			
44									
45	Btms Prod Rate								
46	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
47	Stream:	BUTANE	Flow Basis:	Mass					
48									
49	Comp Fraction								
50	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
51	Stage:		Flow Basis:	Mass Fraction	Phase:	Liquid			
52	Components:	Propane							
53									
54	SUBCOOLING								
55		Condenser							
56	Degrees of Subcooling			---					
57	Subcool to			---					
58									
59	User Variables								
60									
61	PROFILES								
62	General Parameters								
63	Sub-Flow Sheet:	C 3 (COL2)		Number of Stages:		30 *			
64	Profile Estimates								
65		Temperature (C)		Net Liquid (kgmole/h)		Net Vapour (kgmole/h)			
66									
67		Condenser		38.00 *		597.3	2.600e-005		
68		30_Main TS		40.00 *		593.7	661.2		
40		1_Main TS		92.77		821.4	458.1		
41		Reboiler		92.00 *		361.8	459.6		


1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\IRAFIK0\BUREAU\ACTUEL PARTIE	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Wed Jun 04 18:01:28 2008	
4				
5				
6	Distillation: C 3 @Main (continued)			
7	SIDE STRIPPERS			
8	SIDE RECTIFIERS			
9	PUMP AROUNDS			
10	VAP BYPASSES			
11	RATING			
12	Tray Sections			
13	Tray Section	Main TS		
14	Tray Diameter (m)	1.500	*	
15	Weir Height (m)	5.000e-002	*	
16	Weir Length (m)	1.200	*	
17	Tray Space (m)	0.5500	*	
18	Tray Volume (m3)	0.9719		
19	Disable Heat Loss Calculations	No		
20	Heat Model	None		
21	Rating Calculations	No		
22	Tray Hold Up (m3)	8.836e-002		
23	Vessels			
24	Vessel	Reboiler	Condenser	
25	Diameter (m)	1.193	1.193	
26	Length (m)	1.789	1.789	
27	Volume (m3)	2.000	2.000	*
28	Orientation	Horizontal	Horizontal	
29	Vessel has a Boot	No	No	
30	Boot Diameter (m)	---	---	
31	Boot Length (m)	---	---	
32	Hold Up (m3)	1.000	1.000	
33	Other Equipment In Column Flowsheet			
34				
35	Pressure Profile			
36		Pressure (kPa)		Pressure Drop (kPa)
37	Condenser	1340 kPa	*	0.0000 kPa
38	30_Main TS	1340 kPa		3.793 kPa
39	29_Main TS	1344 kPa		3.793 kPa
40	2_Main TS	1446 kPa		3.793 kPa
41	1_Main TS	1450 kPa		---
42	Reboiler	1450 kPa	*	0.0000 kPa

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\IRAFIK0\BUREAU\ACTUEL PARTIE	
2			Unit Set: SI	
3			Date/Time: Wed Jun 04 18:01:28 2008	
4				
5				
6	Distillation: C 3 @Main (continued)			
7				
8	Height.0 (m)	1.789		1.789
9	Volume.0 (m3)	2.000	*	2.000
10	Liquid Volume Percent (%)	50.00	*	50.00
11	Level Calculator	Horizontal cylinder		Horizontal cylinder
12	Fraction Calculator	Use levels and nozzles		Use levels and nozzles
13	Vessel Delta P (kPa)	0.0000	*	0.0000
14	Fixed Vessel P Spec (kPa)	1450		1340
15	Fixed P Spec Active	Not Active		Not Active

PROPERTIES				
Properties : 1				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
26	Vapour/Phase Fraction	0.3406	0.3406	0.6594
27	Temperature: (C)	86.40	86.40	86.40
28	Pressure: (kPa)	1450	1450	1450
29	Molar Flow (kgmole/h)	425.7	145.0	280.7
30	Mass Flow (kg/h)	2.381e+004	7967	1.584e+004
31	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	41.79	14.11	27.69
32	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.299e+005	-1.184e+005	-1.358e+005
33	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2322	-2154	-2407
34	Molar Entropy (kJ/kgmde-C)	109.2	139.8	93.31
35	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.952	2.545	1.654
36	Heat Flow (kJ/h)	-5.528e+007	-1.716e+007	-3.812e+007
37	Molar Density (kgmole/m3)	1.658	0.6491	8.417
38	Mass Density (kg/m3)	92.75	35.67	474.9
39	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	569.6	564.7	572.1
40	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	572.2	567.6	574.4
41	Molar Heat Capacity (kJ/kgmde-C)	161.1	124.8	179.9
42	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.880	2.270	3.187
43	Thermal Conductivity (W/m-K)	—	2.404e-002	6.788e-002
44	Viscosity (cP)	—	1.006e-002	9.120e-002
45	Surface Tension (dyne/cm)	4.544	—	4.544
46	Molecular Weight	55.93	54.96	56.42
47	Z Factor	—	0.7472	5.763e-002
Properties : PROPANE				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
50	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
51	Temperature: (C)	40.08	40.08	40.08
52	Pressure: (kPa)	1340	1340	1340
53	Molar Flow (kgmole/h)	63.85	0.0000	63.85
54	Mass Flow (kg/h)	2849	0.0000	2849
55	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	5.594	0.0000	5.594
56	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.193e+005	-1.049e+005	-1.193e+005
57	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2674	-2367	-2674
58	Molar Entropy (kJ/kgmde-C)	97.81	141.4	97.81
59	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.192	3.191	2.192
60	Heat Flow (kJ/h)	-7.617e+006	0.0000	-7.617e+006
61	Molar Density (kgmole/m3)	10.55	0.6675	10.55
62	Mass Density (kg/m3)	470.9	29.58	470.9
63	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	509.2	507.6	509.2
64	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	510.6	508.9	510.6
65	Molar Heat Capacity (kJ/kgmde-C)	137.7	91.36	137.7
66	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.085	2.062	3.085
67	Thermal Conductivity (W/m-K)	8.593e-002	2.097e-002	8.593e-002
68	Viscosity (cP)	8.829e-002	9.332e-003	8.829e-002
69	Hyprotech Ltd.	HYSYS v3.2 (Build 5029)		Page 5 of 10

Licensed to: TEAM LND

* Specified by user.

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: C:\DOCUMENTS AND SETTINGS\RAFIK\0\BUREAU\ACTUEL PARTIE
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Wed Jun 04 18:01:28 2008
4		

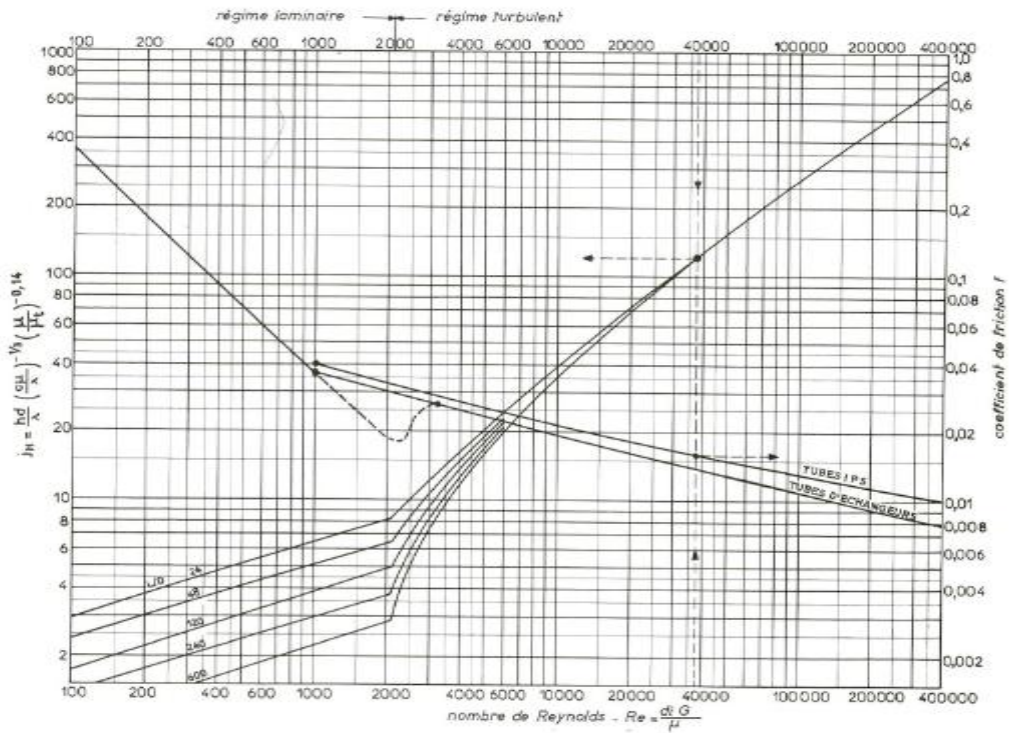
Distillation: C 3 @Main (continued)

Properties : PROPANE					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
11	Surface Tension (dyne/cm)	5.306	---	5.306	
12	Molecular Weight	44.62	44.31	44.62	
13	Z Factor	4.875e-002	0.7709	4.875e-002	
Properties : BUTANE					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
16	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
17	Temperature: (C)	93.80	93.80	93.80	
18	Pressure: (kPa)	1450	1450	1450	
19	Molar Flow (kgmole/h)	361.8	0.0000	361.8	
20	Mass Flow (kg/h)	2.096e+004	0.0000	2.096e+004	
21	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	36.20	0.0000	36.20	
22	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.374e+005	-1.220e+005	-1.374e+005	
23	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2373	-2115	-2373	
24	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	91.66	135.1	91.66	
25	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.582	2.344	1.582	
26	Heat Flow (kJ/h)	-4.973e+007	0.0000	-4.973e+007	
27	Molar Density (kgmole/m3)	8.139	0.6453	8.139	
28	Mass Density (kg/m3)	471.4	37.20	471.4	
29	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	579.0	577.2	579.0	
30	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	580.5	578.9	580.5	
31	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	188.2	133.5	188.2	
32	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.249	2.316	3.249	
33	Thermal Conductivity (W/m-K)	6.553e-002	2.437e-002	6.553e-002	
34	Viscosity (cP)	9.004e-002	1.007e-002	9.004e-002	
35	Surface Tension (dyne/cm)	4.298	---	4.298	
36	Molecular Weight	57.92	57.65	57.92	
37	Z Factor	5.839e-002	0.7365	5.839e-002	

VARIABLES			
Column Flowsheet Vars Available as Parameters			
Data Source	Variable	Component	Description
50			
51			
COMPONENT MAPS			
Feed Streams			
Feed Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet	
55	Q-RE		
56	1		
Product Stream			
Product Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet	
59	Q-CON		
60	PROPANE		
61	BUTANE		
62			
DYNAMICS			
Vessel Dynamic Specifications			
Vessel	Reboiler	Condenser	
67	Diameter (m)	1.193	1.193
68			

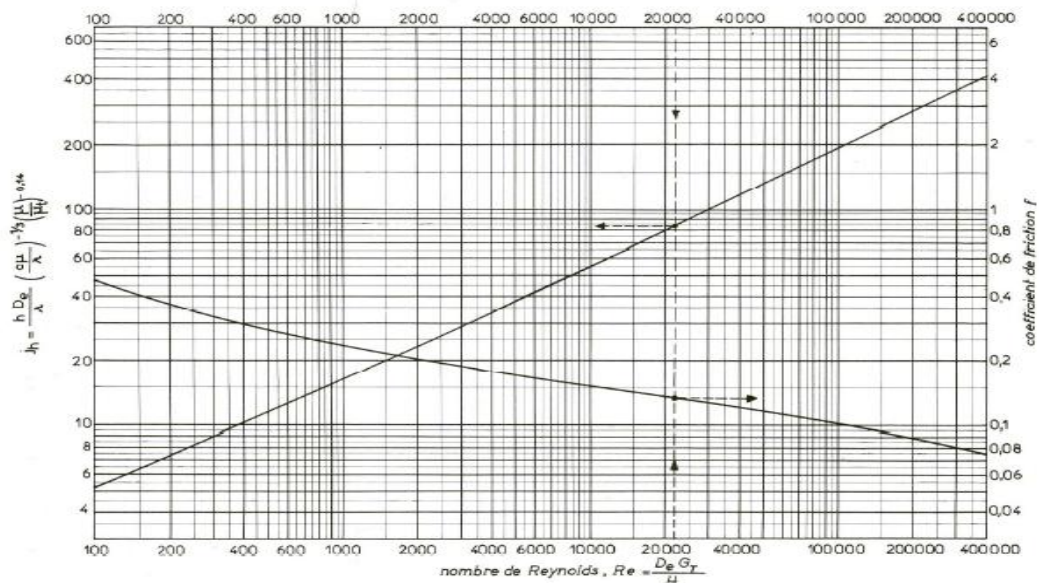
Annexes -II-

- 1) Courbe de détermination du coefficient de transfert J_h et le facteur de friction f_t en fonction du nombre de Reynolds à l'intérieur des tubes .



Abaque (1)

- 2) Courbe de détermination du coefficient J_h et le facteur de friction f_t en fonction du nombre de Reynolds à l'extérieur des tubes (coté calandre) .



Abaque (2)

الملخص:

قمنا في هذا العمل البحثي بدراسة إمكانية زيادة كمية البروبان (C3) المسترجعة من الشحنة الكلية لغاز البترول المسال حيث تتم معالجة هذا الأخير على مستوى عمود التقطير (dééthaniseur) , حيث أجريت هذه الدراسة على مستوى وحدة معالجة و تكرير الغاز (U-10) Topping في معمل التكرير سكيكدة .

وحدة فصل الغاز تواجه مشكلة إنخفاض معدل إسترداد البروبان. بعد التحقق من عمل هذه الوحدة وجدنا أن معدل استرداد البروبان (40%) منخفض بشكل كبير مقارنة بالتصميم ويرجع ذلك إلى خلل في المبادل الحراري (مكثف رأس عمود التقطير) ، مما يؤدي إلى زيادة درجة الحرارة في الجزء العلوي من عمود التقطير .

لمعالجة هذه المشكلة قمنا بمراجعة معلمات التشغيل لهذه الوحدة و التحقق منها و التحسين من معلمات التشغيل للعمود C1 والمبادل الحراري .

تم إجراء التحقق باستخدام محاكي HYSYS 3.2 ، وكانت نتيجة ذلك مرضية للغاية حيث ارتفع معدل استرداد البروبان من 40% إلى 61.7% مع زيادة إنتاج البروبان بمقدار 34 طنًا في اليوم.

الكلمات المفتاحية : غاز البترول المسال , تكرير الغاز , عمود التقطير , مبادل حراري , محاكاة هيسيس .

Résumé :

Nous avons dans ce travail cherché étudier 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 (dééthaniseur), où nous avons consacré notre étude sur le niveau de l'unité de traitement et de raffinage du gaz Topping (U-10) de la raffinerie Skikda.

L'unité de séparation de gaz est confrontée à un problème de faible taux de récupération du propane . Après avoir vérifié le travail de cette unité nous avons constaté que le taux de récupération du propane (40%) est largement faible par rapport au design. Ceci est dû au mauvais fonctionnement du l'échangeur de chaleur (condenseur de tête de la colonne de dééthanisation), il en résulte une augmentation de température au sommet de la colonne de distillation .

Pour remédier à cette problème, nous avons vérifié de la paramètres de fonctionnement de cette unité et optimisation des paramètres de marche de la colonne C1 et l'échangeur de chaleur .

La vérification a été réalisée à l'aide de simulateur HYSYS 3.2, dont le résultat était très satisfaisant où le taux de récupération de propane à augmenter de 40% à 61.7% avec un gain de production en propane de 34 tonnes par jour.

Mots clés : GPL , raffinage du gaz , colonne de distillation, l'échangeur de chaleur , simulation .