



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 : Génie des Procédés et Pétrochimie  
Spécialité : Raffinage et Pétrochimie

Présenté par :  
Abdullah Ali Hager  
Mauudh Mohammed Ahmed Saleh  
Salahaddin Hamid Saad

### Thème

*Calcul de vérification et optimisation des paramètres de la colonne de Stabilisation de Condensât du Train(30) de l'Usine de Rhourde Nouss Phase 'A'*

Soutenu le : 28 /05/2017

#### Devant le Jury :

Mr. Laouini Salaheddin	Président	Université d'El Oued.
Mr . Oucif K.Tayeb	Examineur	Université d'El Oued.
Mr . Salemi Said	Rapporteur	Université d'El Oued

2016/2017

## Remerciements

*En premier lieu, nous tenons à remercier notre DIEU, notre Créateur pour m'avoir donné la force pour accomplir ce travail.*

*Nous tenons à notifier un remerciement spécial à tous nos professeurs qui ont contribué à notre formation d'ingénieur, en particulier, notre encadreur pédagogique DR. SAID SALIME*

*DR. ABDELMADJID GUERRAM*

*DR. SALAH LAOUINI*

*DR. LAMY NASSIMA*

*Qu'ils trouvent ici toute notre gratitude et toute notre reconnaissance pour leur aide, leur encadrement dont j'ai pu bénéficier durant toute notre scolarité.*

*Nous désirons aussi, exprimer nos essentiels remerciements Les deux nous ont aidés à réaliser ce projet:*



## DEDICACES

*Nous dédions ce travail:*

*à nos familles et à tous les amis et collègues et à  
tous ceux qui ont contribué à la réalisation de ce  
projet.*

*SALAH ADDIN SAAD*

*ABDULLAH HAGER*



## الإهداء

بسم الله الرحمن الرحيم  
(وقل اعملوا فسيرى الله عملكم ورسوله والمؤمنون)

صدق الله العظيم

إلى من كلله الله بالهبة والوقار .. إلى من علمني العطاء بدون انتظار .. إلى  
من أحمل أسمه بكل افتخار .. أرجو من الله أن يمد في عمرك لترى ثماراً قد حان  
قطافها بعد طول انتظار وستبقى كلماتك نجوم أهندي بها اليوم وفي الغد  
وإلى الأبد..

والذي العزيز

إلى ملاكي في الحياة .. إلى معنى الحب وإلى معنى الحنان و التفاني .. إلى  
بسمة الحياة وسر الوجود  
إلى من كان دعائها سر نجاحي وحنانها بلسم جراحي إلى أعلى الحبايب  
أمي الحبيبة

إلى أخي ونبض روحي وحياتي إلى سندي وعزوتي إلى من لي الفخر ان يكون أخي

عزت

إلى عمي عبدالرحمن عوض إليك يا ابونا الروحي يا من روحك تسكن قلوبنا

اسأل الله العظيم ان يرحمك ويسكنك فسيح جناته

إلى إخواني من دمي وليس من دمي (إبراهيم و مدين والبراء وأيمن عوض

وعبدالله البخاري

وطلال الخليدي وعمار القدسي وشاذي المحمدي وشهيم المعمرى)

إلى أخواتي ورود وزهور حياتي

إلى أخوالي وخالتي الغالية

إلى حنان ودفء عائلتنا جدتي

إلى جميع أصدقائي في حياتي ودراستي

إلى جميع من نسيهم قلبي بدون قصد

إلى أمي اليمن

أهديكم هذه المذكره من مشروع تخرجي لدرجة الماجستير

معاذ محمد احمد صالح البديجي

## Nomenclature

Symboles	Désignation	Unité
C :	coefficient qui dépend de la distance entre deux plateau	
$D_i$ :	Débit molaire du constituant « i » dans le distillat	[Kmol/h]
Dim :	Débit massique partiel du constituant « i » dans le distillat	[Kg/h]
$D'$ :	Diamètre de la colonne	[m]
$d_4^{20}$ :	Densité mesurée à 20°C	
$d_4^{15}$ :	Densité mesurée à 15°C	
$e'0$ :	Taux de vaporisation de la charge	
F :	Débit molaire de la charge froide	[Kmol/h]
HT :	La hauteur totale	[m]
H1:	Hauteur de l'espace libre au dessus du plateau supérieur	[m]
H2 :	Hauteur de LA zone de rectification	[m]
H3 :	Hauteur de la zone d'expansion	[m]
H4:	Hauteur de la zone d'épuisement	[m]
H5:	Hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur	[m]
H6 :	L'espace entre le plateau 13 et le plateau 14	[m]
$H_p$ :	Distance entre deux plateaux	[m]
$h_L$ :	Enthalpie molaire de la charge chaude	[Kcal/kmol]
$h_F$ :	Enthalpie molaire de la charge froide	[Kcal/kmol]
$h_D$ :	Enthalpie molaire de distillat	[Kcal/kmol]
$h_R$ :	Enthalpie molaire de résidu	[Kcal/kmol]
H0:	Enthalpie molaire à l'état vapeur	[Kcal/kmol]
$h_0$ :	Enthalpie molaire à l'état liquide	[Kcal/kmol]
$ki_L$ :	Coefficient d'équilibre du constituant «i» dans la charge chaude	
$ki_F$ :	Coefficient d'équilibre du constituant «i» dans la charge froide	
$ki_D$ :	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans le distillat	
$ki_R$ :	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans le résidu	
L :	Débit molaire de la charge chaude	[Kmol/h]
$M_i$ :	Masse molaire du constituant « i »	[Kg/kmol]
$M_n$ :	Masse molaire moyenne de la charge chaude et froide	[Kg/kmo]

NR:	Nombre de plateaux dans la zone de rectification	
NE :	Nombre de plateaux de la zone d'épuisement	
np1	Nombre de plateau entre le sommet et l'alimentation chaude	
P	Taux de rebouillage	
Pr	La Pression de la charge froide	[bars]
PS	Pression au sommet de la colonne	[bars]
Pf	Pression au fond de la colonne	[bars]
Pac	La pression de zone d'alimentation chaude	[bars]
PCm	Pression critique moyenne	[bars]
Pr m	Pression réduits moyenne	[bars]
$\varphi$ :	Constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés lourds et le plus volatiles.	
QF	Capacité thermique de l'alimentation froide	[Kcal/h]
QL	Charge thermique de l'alimentation chaude	[Kcal/h]
QD	Capacité thermique du distillat	[Kcal/h]
QR	Capacité thermique du résidu	[Kcal/h]
QRb	Capacité thermique du rebouilleur	[Kcal/h]
R	Débit molaire du constituant « i » dans le résidu	[Kmol/h]
Rim	Débit massique partiel du constituant « i » dans le résidu	[Kg/h]
R'	Débit molaire de résidu totale	[Kmol/h]
Tac	La température de l'alimentation chaude	[°C]
Taf	La température de l'alimentation froide	[°C]
Ts	Température au sommet de la colonne	[°C]
Tf	Température au fond de la colonne	[°C]
TCm	Température critique moyenne	[°C]
Tr m	Température réduits moyenne	[°C]
Vi	Débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne	[m <sup>3</sup> /h]
Vm	Débit molaire de la vapeur qui quitte la colonne	[Kmol/h]
W	La vitesse des vapeurs	[m/s]
X'Fi	Fraction molaire du constituant « i » dans la charge froide	[mol]
XiF	Fraction massique du constituant « i » dans la charge froide	[mol]

$X'_{Li}$	Fraction molaire du constituant « i » dans la charge chaude	[mol]
$X_{iL}$	Fraction massique du constituant « i » dans la charge chaude	[mol]
$X'_{Ri}$	Fraction molaire du constituant « i » dans le résidu	[mol]
$X'_{0,i}$	Concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide	[mol]
$Y'_{0,i}$	Concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur	[mol]
$Y'_{Di}$	Fraction molaire du constituant « i » dans le distillat	[mol]
Z	Facteur de compressibilité	

### Lettres Grecques

Symboles	Désignation	Unité
$\Delta P_1$	La perte de charge dues aux résistances des plateaux	[bars]
$\Delta P_2$	La perte de charge au niveau de chaque plateau	[bars]
$\alpha_{Lc,i}$	Volatilité relative du constituant « i » dans la charge chaude	
$\alpha_{Lf,i}$	Volatilité relative du constituant « i » dans la charge froide	
$\alpha_{Li}$	Volatilité relative du constituant « i » dans la zone d'alimentation	
$\alpha_{Di}$	Volatilité relative du constituant « i » dans le distillat	
$\alpha_{Ri}$	Volatilité relative du constituant « i » dans le résidu	
$\alpha_{iDm}$	Volatilité relative moyenne dans la zone de rectification	
$\alpha_{iRm}$	Volatilité relative moyenne dans la zone d'épuisement	

## Glossaire:

### ➤ **Reflux:**

Quantité d'un produit issu de distillation servant à contrôler la température à différentes zones de la colonne de distillation.

### ➤ **Gaz naturel:**

Hydrocarbures gazeux (principalement du méthane) provenant de gisements souterrains et dont la production peut être associée à celle du pétrole brut. Ce gaz est désigné comme « humide » ou « sec » suivant la proportion d'hydrocarbures facilement condensables qu'il contient. Ce terme s'applique également au gaz épuré.

### ➤ **GPL:**

Le gaz du pétrole liquéfié est un mélange gazeux, composé essentiellement de Butane et Propane à température ambiante et pression atmosphérique (15°C et 1,013 bar), mais il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses (4 -18 bars).

### ➤ **Condensât:**

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de (iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub>) jusqu'au (C<sub>12</sub>H<sub>26</sub>) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

### ➤ **La rectification:**

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituant pratiquement pur par des échanges successifs de masses et de chaleur entre les deux phases circulant à contre courant dans un appareil appelée : Colonne de Rectification.

### ➤ **Tension de vapeur:**

Pression exercée par les vapeurs émises par un produit pétrolier dans un appareil approprié et dans des conditions normalisées. La tension de vapeur, à une température donnée, mesure la tendance des molécules à s'échapper d'une phase liquide pour engendrer une phase vapeur en équilibre thermodynamique.

➤ **Stabilisation:**

Procédé de séparation des fractions légères du pétrole brut en vue d'en abaisser la tension de vapeur.

➤ **Volatilité:**

A l'équilibre, la concentration de tout composant présent dans la phase liquide peut être reliée à sa concentration dans la phase vapeur par le coefficient de partage appelé "volatilité absolue".

➤ **Engorgement par entraînement:**

Si le débit du gaz augmente trop, à un moment, le mélange de liquide et de gaz peut former une émulsion. Cette émulsion peut remplir tout l'espace entre les plateaux et atteindre le plateau supérieur. Cela augmente fortement la perte de charge et diminue l'efficacité du plateau supérieur, et donc de la colonne.

➤ **Entraînement:**

On parle de phénomène d'entraînement lorsque le liquide est transporté par le gaz d'un plateau au plateau supérieur. L'entraînement des gouttelettes du liquide sur le plateau supérieur est dû à une vitesse trop élevée du gaz dans la zone de contact des phases.

<b>Introduction générale.....</b>	<b>01</b>
-----------------------------------	-----------

## **CHAPITRE I :GAZ NATURAL ET TRAITEMENT DE GAZ BRUT**

I.1. Le gaz naturel.....	03
I.1.2. Types de gaz naturel.....	03
I.1.3. Composition chimique du gaz naturel.....	04
I.1.4. Caractéristiques du gaz naturel.....	05
I.1.5. Spécifications typiques pour un gaz commercial.....	05
I.1.6. utilisation du gaz naturel.....	06
I.1.7. Domaine d'utilisation des principaux composants de gaz naturel.....	06
I.2.Traitement de gaz.....	07
I.3. Procédés de traitement du gaz brut.....	08
I.4. Absorption des gaz acides par une solution d'amine.....	09

## **CHAPITRE II : GPL ET CONDENSAT**

II.1. Introduction.....	11
II.1.2.Origine des GPL.....	11
II.1.3. Les propriétés des GPL.....	11
II.1.4. Caractéristiques générales des GPL.....	12
II.1.5. Caractéristiques du butane et propane commerciaux.....	13
II.1.6. Les utilisations principales des GPL.....	15
II.2 .Condensât.....	19
II.2.1 Généralités .....	19
II.2.2. Caractéristiques du Condensât.....	19
II.2.3. Utilisation du Condensât.....	20

## **CHAPITRE III : RECTIFICATION**

III.1. Introduction .....	22
III.2. Description de la colonne de rectification .....	22
III.3.Principe de fonctionnement de la colonne .....	22
III.4. Nombre de plateaux théoriques à reflux optimal .....	30
III.5. Bilan matière .....	31
III.6. Bilan thermique de la colonne .....	31

## CHAPITRE IV: PARTI CALCUL ET SEMULATION

IV.1. Présentation du projet .....	33
IV.2. Calcul du débit de la charge chaude et froide .....	34
IV.2.1. Calcul du débit de résidu .....	35
IV.2.2. Calcul des débits des constituants du distillat et du résidu de C-01 .....	36
IV.2.3. Pressions et températures aux différentes zones de la colonne .....	39
IV.2.4. Volatilités relatives .....	43
IV.2.5. Calcul du taux de vaporisation $e'$ .....	45
IV.2.6. Calcul de taux de reflux optimal .....	48
IV.2.7. Bilan thermique de la colonne .....	50
IV.3. Calcul de vérification de la colonne .....	54
IV.4. La Simulation .....	61
V.4.1. Généralités sur la Simulation .....	61
IV.4.2. Description du simulateur HYSYS .....	62
IV.4.3. Les modèles thermodynamiques .....	62
IV.4.5. Schéma de HYSYS.....	66
IV.4.6. Comparaison entre les résultats réel et les nouveaux résultats.....	67
<b>Conclusion</b> .....	68
<b>Bibliographique</b>	
<b>Les Annexes</b>	

### **liste des tableaux:**

<b>Tableau I.1.</b> Les spécification du gaz naturel.....	05
<b>Tableau .II.1.1.</b> Comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence.....	13
<b>Tableau .II.1.2.</b> Caractéristique du butane et propane commerciaux.....	14
<b>Tableau .II.1.3.</b> Résumé générale des caractéristiques des GPL commerciaux. ....	14
<b>Tableau.II.1.4.</b> puissance énergétique de GPL par rapport aux autres combustibles.....	15
<b>Tableau.II.1.5.</b> Valeurs comparatives PCI des GPL avec d'autres carburants.....	16
<b>Tableau . IV .1.</b> Composition de la charge chaude .....	35
<b>Tableau . IV.2</b> composition de la charge froide.....	36
<b>Tableau . IV.3:</b> LES COMPOSITION du Résidu Et Distillat.....	39
<b>Tableau . IV.4 :</b> Coefficient d'équilibre de l'élément chaude et froide.....	41
<b>Tableau .IV.5 :</b> Résultats de Coefficient d'équilibre de distillat.....	42
<b>Tableau .IV.6 :</b> Résultats de Coefficient d'équilibre de résidu.....	43
<b>Tableau .IV.7 :</b> les valeur des volatilités relatives.....	44
<b>Tableau .IV.8 :</b> Les valeurs moyennes des volatilités relatives.....	45
<b>Tableau .IV.9 :</b> Les résultats des $x'_{oi}$ et $y'_{oi}$ .....	46
<b>Tableau .IV.10 :</b> les résultats de taux de vaporisation.....	47
<b>Tableau .IV.11 :</b> les résultats de taux de reflux minimal .....	48
<b>Tableau .IV.12 :</b> le taux de rebouillage minimal.....	49
<b>Tableau .IV.13 :</b> Les résultats des Température critique moyenne Pression critique moyenne.....	56
<b>Tableau .IV.14:</b> la masse moléculaire des gaz sortant aux sommets de la colonne.....	57
<b>Tableau .IV.15 :</b> les valeur de $\rho_4^{20}$ ; moyennes.....	58
<b>Tableau .IV.16 :</b> Composition des charges chaude et froide ,du distillat et du résidu .....	65
<b>Tableau .IV.17 :</b> les nouveaux débits du distillat et du résidu .....	66
<b>Tableau .IV.18 :</b> les énergies du rebouilleur et du condenseur .....	66
<b>Tableau .IV.19 :</b> Comparaison entre les résultats réel et les nouveaux résultats.....	67

## *liste des figure*

<b>Fig .I.1 :</b>	<i>les étapes du procédés PRITCHARD.....</i>	<i>09</i>
<b>Fig. I.2 :</b>	<i>Les étapes du procédé HUDSON.....</i>	<i>09</i>
<b>Fig .II.1.</b>	<i>Organigramme d'utilisation de propane en pétrochimie.....</i>	<i>17</i>
<b>Fig. II.2.</b>	<i>Organigramme d'utilisation de n-butane en pétrochimie.....</i>	<i>18</i>
<b>Fig. IV.1.</b>	<i>Schéma de HYSYS.....</i>	<i>66</i>



**INTRODUCTION  
GENERALE**

## Introduction Générale

Le gaz naturel, une énergie primaire non renouvelable bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée, il est connu depuis l'Antiquité, son utilisation s'est généralisée surtout après la seconde guerre mondiale. Il dispose de nombreux avantages : abondance relative, souplesse d'utilisation, prix compétitifs en tant que combustible, c'est un mélange de constituants à la phase gazeuse avec 75% à 95% de méthane; un pourcentage non négligeable de CO<sub>2</sub> et de H<sub>2</sub>O ainsi que des traces de certains éléments métallique ; sous cette forme il est pratiquement inutilisable, donc il faut le traiter pour obtenir les gammes des produits consommables.<sup>[1]</sup>

Le marché international demande un traitement rigoureux, afin que le transport et la distribution se font par canalisation de gaz naturel est caractérisé par certaines spécifications notamment le pouvoir calorifique, la teneur C<sub>5+</sub> et la teneur en eau. Pour obtenir du gaz «ON SPEC» le gaz brut venant des puits subit un traitement en chaîne pour éliminer l'eau et récupérer les fractions d'hydrocarbures lourdes (condensât et GPL).<sup>[2]</sup>

La séparation de GPL nécessite une colonne à nombre de plateau élevé (43 plateaux) a Cause du point d'ébullition proche de Propane et Butane, et cette colonne sera l'objet de notre étude.<sup>[1]</sup>

Il nous à été proposé d'étudier la possibilité d'actualiser l'unité de dépropaniseur afin de conserver la composition du butane demandé par NAFTAL à différentes saisons (été, hiver).

Dans la perspective de cette étude, le calcul s'est basé sur :

- ✚ La détermination des paramètres (T, P) dans la colonne et dans le ballon de reflux.
- ✚ Modélisation de la section de dépropaniser par le logiciel 'HYSYS'.

Pour ce faire, On peut dire que le travail se divisera en deux parties, une partie théorique contient des généralités sur le gaz naturel et le GPL, et aussi la présentation de champ Rhoude Nouss ainsi que la description de l'unité Dépropanisation et en fin la théorie de rectification. Et l'autre partie est basée sur la détermination des différents paramètres opératoires et en outre la modélisation du dépropaniseur par le logiciel HYSYS, la présentation des résultats de simulation ainsi que leurs discussions.

Notre travail se termine par une conclusion générale qui récapitule les principaux résultats ainsi que les perspectives d'études qui peuvent être tirées.



**CHAPITRE I**  
**GAZ NATURAL ET**  
**TRAITEMENT**  
**DE GAZ BRUT**

### **I.1.1. Le gaz naturel:**

Pendant longtemps, le gaz a été considéré comme un sous-produit du pétrole, il était brûlé à la torche sur de nombreux gisements. Il a commencé à être utilisé aux Etats-Unis, dans l'industrie d'abord, puis pour des usages domestiques en se substituant peu à peu au gaz manufacturé.

Son développement a ensuite été très rapide, grâce à l'abondance de ses réserves, à leur répartition sensiblement plus équilibrée que celle des réserves pétrolières et à son excellente qualité pour le consommateur final.

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de 75 % à 95 %, est le méthane (CH<sub>4</sub>). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure.

La mise en œuvre de cette énergie repose sur la maîtrise technique de l'ensemble de la chaîne gazière, qui va de l'extraction aux utilisateurs, en passant par le stockage, le transport, la distribution.<sup>[1]</sup>

### **I.1.2. Types de gaz naturel:<sup>[2]</sup>**

L'apparition d'une phase liquide dépend des conditions de température et de pression dans le réservoir et en surface.

Ceci conduit à distinguer les types de gaz naturel suivants :

#### **I.1.2.1. Gaz sec:**

Ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production, le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane.

#### **I.1.2.2. Gaz humide:**

Formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane.

#### **I.1.2.3. Gaz à condensât:**

Formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production, la phase condensée est riche en constituants lourds.

#### **I.1.2.4. Gaz associé:**

Coexistant dans le réservoir avec une phase huile (gisement de pétrole). Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et le gaz dissous.

#### **I.1.2.5. Gaz Non Associé :**

C'est la forme la plus exploitée de gaz naturel. Son processus de formation est similaire à celui du A pétrole. On distingue le gaz thermogénique primaire, issu directement de la pyrolyse du kérogène, et le gaz thermogénique secondaire, formé par la pyrolyse du pétrole. Le gaz thermogénique comprend, outre le méthane, un taux variable d'hydrocarbures plus lourds, pouvant aller jusqu'à l'heptane (C<sub>7</sub>). On peut y trouver aussi du CO<sub>2</sub>, du SO<sub>2</sub>, et du H<sub>2</sub>S appelé aussi « gaz acide » .

#### **I.1.2.6. Gaz Biogénique :**

Le gaz biogénique est issu de la fermentation par des bactéries de sédiments organiques. À l'instar de la tourbe, c'est un combustible fossile mais dont le cycle est relativement rapide. Les gisements biogéniques sont en général petits et situés à faible profondeur. Ils représentent environ 20% des réserves connues de gaz conventionnel<sup>[2]</sup>

#### **I.1.3. Composition chimique du gaz naturel:**

En dehors du méthane, le gaz naturel peut contenir d'autres hydrocarbures, l'éthane, le propane, le butane, le pentane, et à des concentrations plus faibles des hydrocarbures lourds.

Les hydrocarbures (C<sub>3</sub>– C<sub>4</sub>) forment fraction GPL (gaz de pétrole liquéfié) la fraction la plus lourde correspond aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus (fraction C<sub>5</sub>+) appelée gazoline.

Le gaz naturel peut contenir des constituants autres que des hydrocarbures notamment de l'eau et des gaz acides- dioxyde de carbone et hydrogène sulfuré ainsi que de l'azote de l'hélium, de faibles quantités d'hydrogène ou d'argon et même parfois des impuretés métalliques (mercure et arsenic).<sup>[3]</sup>

**I.1.4. Caractéristiques du gaz naturel:** <sup>[4]</sup>

Le gaz naturel autant qu’une source d’énergie est une des matières premières qui ont permis la diffusion du progrès économique et social .A son stade d’exploitation, il doit être caractérisé par certaines propriétés :

**I.1.4.1. Densité:**

On a coutume de définir la densité d’un gaz par le rapport de sa masse volumique dans les conditions de référence choisies (par exemple pression atmosphérique normale et 15 °C) à celle de l’air dans les mêmes conditions (1.225 Kg/m<sup>3</sup>).

La densité des gaz naturels couramment mesurée sur les champs par des valences qui comptent à la même température. La densité du gaz peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l’on peut définir au moyen de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$\text{Densité de gaz} = \text{masse moléculaire} / 28,966.$$

**I.1.4.2. pouvoir calorifique:**

On appelle pouvoir calorifique d’un combustible liquide ou gazeux la quantité de chaleur dégagée par la combustion de l’unité de masse ou de volume. Pour un gaz, le pouvoir calorifique s’exprime en « joule par mètre cube » mesuré dans les conditions de références.

Il existe deux valeurs de pouvoir calorifique :

**- Pouvoir calorifique supérieur PCS:**

Il correspond à la chaleur dégagée lorsque tous les produits de la combustion sont ramenés à la température ambiante : l’eau formée étant à l’état liquide.

**- Pouvoir calorifique inférieur PCI:**

Il correspond à la réaction de combustion, dans la quelle l’eau formée restait à l’état de vapeur.

**I.1.5. Spécifications typiques pour un gaz commercial.** <sup>[11]</sup>

*Tableau I.1. Les spécification du gaz naturel.*

PCS	39100 à 39500 (KJ/m <sup>3</sup> )
Point de Rosée HC	Inférieur à – 6°C.
Teneur en eau	Inférieur à 150ppm Vol.
Teneur en C <sup>+</sup> <sub>5</sub>	Inférieur à 0,5% mol.

### I.1.6. Utilisation du gaz naturel:<sup>[7]</sup>

Les principaux marchés du gaz naturel sont:

- **La distribution publique:**

Pour le chauffage des locaux, pour l'approvisionnement en eau chaude, pour la cuisine, dans les secteurs domestiques, ainsi que la partie industrie.

- **L'industrie:**

Utilisé comme combustible pour la production de vapeurs dans de nombreux équipements de chauffage industriel de toutes tailles.

- **Production d'électricité:**

Comme combustible pour les centrales de production de base et de plus pour les centrales à cycle mixte et la production combinée d'électricité et de chaleur.

- **Utilisations chimiques:**

Elles sont très variées, la plus importante est l'utilisation du méthane comme source d'hydrogène en vue de synthèse de l'ammoniac, et par suite la production des engrais, azote nitrates et sels d'ammonium.

En outre, il est fait un usage accru du gaz naturel pour couvrir les besoins en carburant automobile sous forme de gaz naturel comprimé.<sup>[7]</sup>

### I.1.7. Domaine d'utilisation des principaux composants de gaz naturel:<sup>[6]</sup>

#### -Principales transformations du méthane:

Le méthane lors de la conversion catalytique, il se forme le gaz de synthèse, le méthanol, formaldéhyde et des résines, tandis que le  $\text{CH}_3\text{Cl}$ ,  $\text{CH}_2\text{Cl}_2$ ,  $\text{CHCl}_3$  et le  $\text{CCl}_4$  sont issus de la réaction de chloration.<sup>[6]</sup>

#### - Principales transformations d'éthane:<sup>[6]</sup>

Lors de la pyrolyse d'éthane il se forme l'éthylène, par chloration il se forme le chloro méthane, tandis que le nitro méthane par la réaction de nitration, et l'éthylbenzène par la réaction d'alkylation.<sup>[6]</sup>

## - Principales transformations du propane et de butane:<sup>[3]</sup>

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

Le butane utilisé dans la fabrication MTBE qui sert comme booster d'octane des essences en substitution au plomb, il ainsi utilisé comme charge des unités d'alcoylation Le propane et le butane sont utilisés pour la production d'acétaldéhyde, formaldéhyde, l'acide acétique et l'acétone.<sup>[3]</sup>

## I.2 .Traitement de gaz:

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer les constituants présents à la sortie du puits tel que l'eau, les gaz acide, et les hydrocarbures lourds pour amener le gaz à des spécifications de transport ou des spécifications commerciales.

La répartition de ces traitements entre les lieux de production et de livraison résulte des considérations économiques.<sup>[7]</sup>

### I.2.1. Les principaux traitements qui sont effectués sont :<sup>[3]</sup>

Une première étape permet de réaliser la séparation de fractions liquides éventuellement contenues dans l'effluent du puits, fractions liquides d'hydrocarbures (gaz associé ou à condensât), et l'étape de traitement qui suit dépend du mode de transport adopté.

Le gaz naturel ainsi que ses différentes fractions peuvent être transportées sous forme:

- ✚ Gaz naturel comprimé (transport par gazoduc).
- ✚ Gaz du pétrole liquéfié (GPL).
- ✚ Gaz naturel liquéfié (GNL).
- ✚ Produits chimiques divers (méthanol, ammoniac, urée ...etc.).

Certains composants du gaz naturel doivent être extraits soit pour des raisons imposées par les étapes ultérieures de traitement ou de transport, soit pour se conformer à des spécifications commerciales ou réglementaires. Il peut être ainsi nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- ✚ L'hydrogène sulfuré  $H_2S$  : toxique et corrosif.
- ✚ Le dioxyde de carbone  $CO_2$  : corrosif et de valeur thermique nulle.

- ✚ Le mercure : corrosif dans certains cas.
- ✚ L'eau conduisant à la formation d'hydrates.
- ✚ Les hydrocarbures qui se condensent dans les réseaux de transport.

Les spécifications à respecter pour le gaz traité sont liées aux conditions de transport par gazoduc, ces spécifications de transport visent à éviter la formation d'une phase liquide (hydrocarbure ou eau), le blocage de la conduite par des hydrates et une corrosion trop importante. On impose dans ce cas une valeur maximale aux points de rosée (eau et hydrocarbures).

La valeur du point de rosée hydrocarbures dépend des conditions de transport et peut être par exemple fixée à 0°C pour éviter tout risque de formation de phase liquide par condensation.

Dans le cas d'un gaz commercial, les spécifications sont plus sévères et comprennent également une fourchette dans laquelle doit se situer le pouvoir calorifique.

Compte tenu de la différence entre les spécifications de transport et les spécifications commerciales, un traitement complémentaire peut être requis avant que le gaz ne soit envoyé dans le réseau de distribution.

Le traitement réalisé pour obtenir les spécifications de transport peut être accompagné d'un fractionnement dans le but d'obtenir une fraction liquide comprenant les GPL (propane et butane) et éventuellement l'éthane.<sup>[8]</sup>

## **I.2.2. Procédés de traitement du gaz brut:**

### **I.2.2.1. Généralités:**

Le traitement du gaz naturel consiste à le purifier et le débarrasser de certains des constituants présents à la sortie du puits tels que: l'eau les gaz acides ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ...) et les hydrocarbures lourds (condensats) pour l'amener à des spécifications commerciales.

Plusieurs procédés ont été mis en œuvre citons:

### **I.2.2.2. Le procédé PRITCHARD:<sup>[4]</sup>**

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et par des détentes simples avec en plus l'utilisation d'une boucle de propane ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ) comme fluide réfrigérant pour atteindre en fin de cycle des températures voisines de -23°C.

Le principe de fonctionnement du procédé s'articule sur les quatre étapes présentées par le schéma suivant:

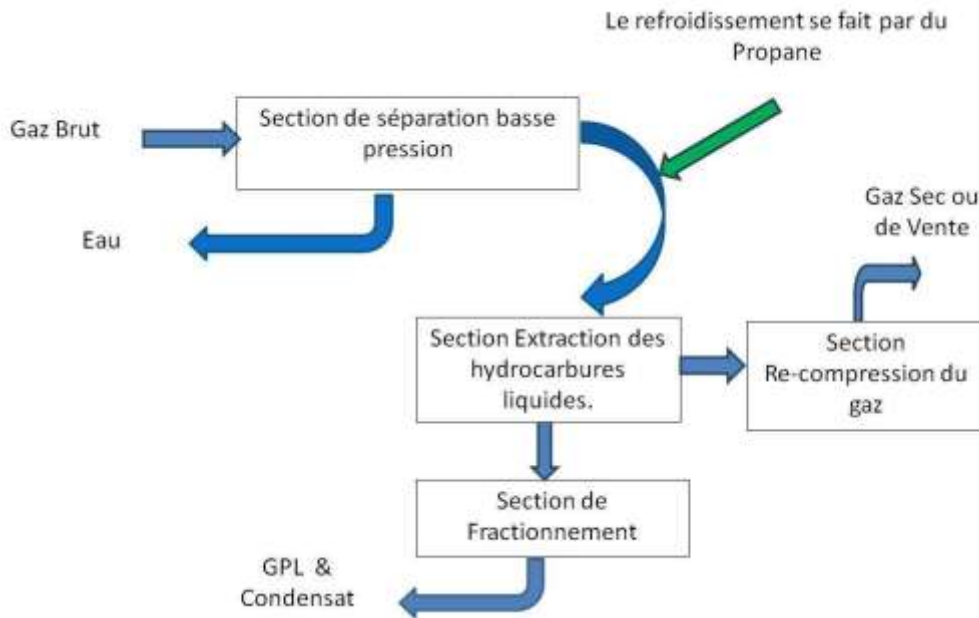


Fig. I.1 : les étapes du procédé PRITCHARD

**I.2.2.3Le procédé HUDSON:**

Il est basé sur le refroidissement du gaz par échange thermique et complété par une détente à travers une machine dynamique appelée TURBO-EXPANDER, qui permet d'atteindre un niveau de température proche de -50°C. le principe de fonctionnement du procédé s'articule sur quatre étapes présentées par le schéma suivant:<sup>[19]</sup>

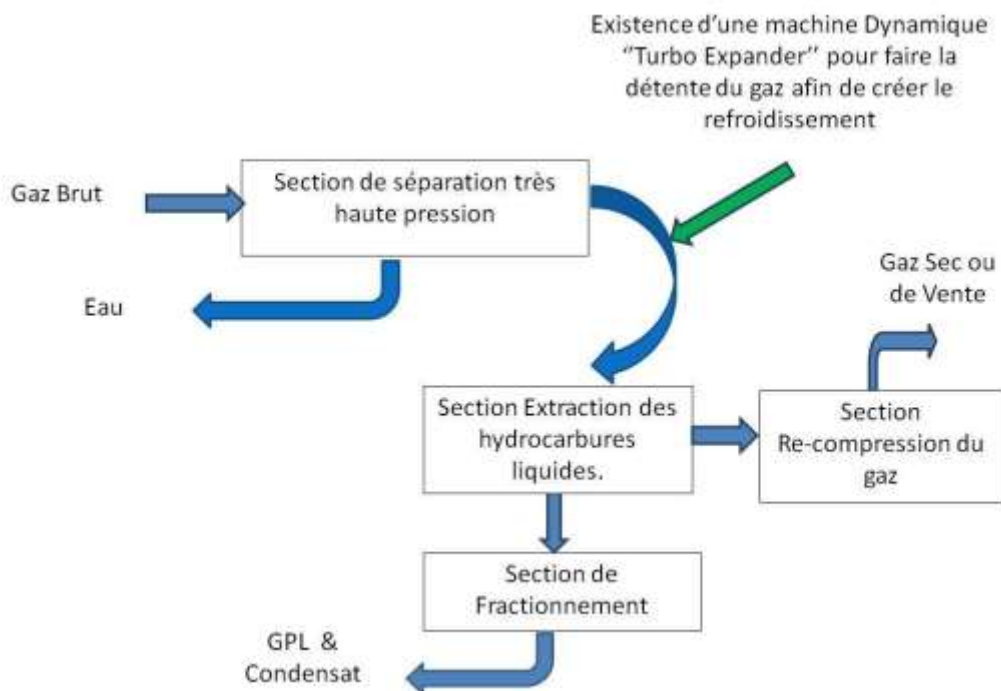


Fig. I.2 : Les étapes du procédé HUDSON

### I.2.3. Absorption des gaz acides par une solution d'amine:

Les gaz acides accompagnant le gaz naturel sont généralement nuisibles le sulfure d'hydrogène ( $H_2S$ ) est très corrosif et il représente un des poisons les plus dangereux pour les catalyseurs notamment les adsorbants ;le dioxyde de carbone ( $CO_2$ ) est un gaz corrosif et il peut former des hydrates carbonique sen présence de l'eau ( $CO_2 \cdot 7H_2O$ ),et entraine par conséquent des bouchages de conduite et/ou des équipements .L'élimination du gaz carbonique est généralement appelée une décarbonatation.

L'élimination des gaz acides s'effectue par le lavage du gaz naturel avec une solution d'amine dans un absorbeur à contre-courant.

Deux types de solution sont utilisés:

- La mono-éthanol-amine (M.E.A): ( $OH-C_2H_4-NH_2$ ) est utilisée sous forme d'une solution diluée de 15 à 20% massique par l'eau distillée.
- La di-éthanol-amine(D.E.A):( $(OH-C_2H_4)_2-NH$ ) est utilisée sous forme d'une solution diluée de 20 à 30% massique par l'eau distillée.<sup>[17]</sup>



**CHAPITRE II**  
**GPL ET**  
**CONDENSAT**

### II.1.1. Introduction:

Le gaz du pétrole liquéfié est un mélange gazeux, composé essentiellement de Butane et Propane à température ambiante et pression atmosphérique (15°C et 1,013 bar), 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.<sup>[13]</sup>

### II.1.2. Origine des GPL:

Toute extraction des champs de gaz naturel ou raffinage de pétrole produit irrémédiablement des gaz de pétrole liquéfiés :

- Fractions lourdes de l'extraction de gaz naturel.
- Fraction légères du raffinage de pétrole. <sup>[11]</sup>

### II.1.3. Les propriétés des GPL: <sup>[9]</sup>

- A température ambiante et à pression atmosphérique, les GPL ont la propriété d'être à l'état gazeux.
- Les GPL raffinés sont extrêmement inflammables, étant donné leurs grandes volatilités, ils peuvent donner, au contact de l'air, des mélanges explosifs.
- Les GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant s'ils sont inhalés longuement, et provoquent des migraines et des maux d'estomac.
- Le poids spécifique des GPL est environ la moitié de celui de l'eau.
- Le gaz propane a une densité de 1,5 fois de l'air.
- les GPL sont insolubles dans l'eau.

## **II.1.4. Caractéristiques générales des GPL:**

### **II.1.4.1.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-sulfite.

### **II.1.4.2.Couleur:**

Le GPL est incolore que ce soit phase liquide ou vapeur.

### **II.1.4.3.Tension de vapeur:**

La pression qui règne dans les récipients (tension de vapeur) dépend :

- de la température initiale du liquide.
- du soutirage éventuel effectué.

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

### **II.1.4.4.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.

### **II.1.4.5.Dilatation:**

A 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).

### **II.1.4.6.Température d'ébullition:**

A la pression atmosphérique la température d'ébullition de propane est de -42°C et celle du butane -6°C.

### **II.1.4.7.Pouvoir calorifique:<sup>[18]</sup>**

Le pouvoir calorifique des GPL est pratiquement égal à celui de l'essence, si on l'exprime en kilocalories par kilogramme de carburant, mais ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15°C. Cette diversité provient de la différence des densités entre le GPL et l'essence. En moyenne, la densité à 15°C des GPL est de 0,555 kg/litre et celle de l'essence de 0,730kg/litre.

**Tableau .II.1.1. Comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence.**<sup>[13]</sup>

Pouvoir calorifique	essence	GPL
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	11300	11850
Pouvoir calorifique inférieur (kcal/kg)	10500	11000
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/litre)	8200	6480
Pouvoir calorifique inférieur (kcal/litre)	7600	6050

**II.1.4.8. 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.

**II.1.4.9. Corrosion:**

Le GPL est non corrosif à l'acier mais corrosif généralement à l'aluminium, au cuivre et ses alliages.

**II.1.4.10. Propriété lubrifiante:**

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).<sup>[18]</sup>

**II.1.5. Caractéristiques du butane et propane commerciaux:**

Le butane et le propane commercialisés ne sont pas des produits chimiquement purs mais des mélanges d'hydrocarbures répondant à des spécifications officielles bien définies.<sup>[7]</sup>

**II.1.5.1. le butane commercial:**<sup>[19]</sup>

Le butane commercial est essentiellement constitué d'hydrocarbures en butane, avec moins de 19% (volume) de propane. La masse volumique doit être égale ou supérieure à 0,559 kg/l à 15°C (0,513 kg/l à 50°C). La pression de vapeur maximale sera 6.9 bar à 50°C, et le point final d'ébullition inférieur ou égal à 1°C.

**II.1.5.2. le propane commercial:**<sup>[6]</sup>

Le propane commercial est défini comme un mélange renfermant environ 90% en volume de propane, sa masse volumique doit être supérieure à 0,502 kg/l à 15°C (soit 0,443 kg/l à 50°C). La pression de vapeur à 37,8°C est comprise entre 8,3 et 14,4 bar, ce qui correspond à un intervalle de (11,5-19,3 bar à 50°C). La teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,0009% en masse. Le test d'évaporation doit conduire à un point final d'ébullition inférieur ou égal à -15°C.

**Tableau .II.1.2. Caractéristique du butane et propane commerciaux.<sup>[9]</sup>**

	Butane Commercial	Propane Commercial
Pouvoir calorifique supérieur PCS	49 ,4 MJ ou par kg 120 ,5MJ par m <sup>3</sup> à 15°C et 1013 mbar	49 ,8 MJ par Kg 93 ,3 MJ par m <sup>3</sup> à 15°C et 1013 mbar
Pouvoir calorifique Inférieure PCI	45 ,6 MJ par kg 109,6 MJ par m <sup>3</sup> à 15°C et 1013 mbar	46,8 MJ par Kg 85,3 MJ par m <sup>3</sup> à 15°C et 1013 mbar
Pression de vapeur (bar)	à 20°C 2.9 à 50°C 6.6	9 .6 12. 9
Température Maximale de la flamme	L'air 1920°C L'oxygène 2800°C	1920°C 2820°C

**Tableau .II.1.3. Résumé générale des caractéristiques des GPL commerciaux.<sup>[9]</sup>**

Caractéristiques	Butane commercial	Propane commercial
Nom chimique	Butane	Propane
Formule Empirique	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>
Composition de la substance	83%C et 17%H	82%C et 18%H
Masse volumique moyenne :		
-à l'état liquide à 15°C	0,58 kg/dm <sup>3</sup>	0,51 kg/dm <sup>3</sup>
-à l'état gazeux à 15°C et 1013mbar	2,44 kg/dm <sup>3</sup>	1,87 kg/dm <sup>3</sup>
Densité par rapport à l'air	2,07	1,56
Température d'ébullition à 1013mbar	-0,5°C	-42°C
Pression de vapeur relative		
A-5°C	0,8 bar	5,2 bar
A+15°C	1,7 bar	7,5 bar
Chaleur latente de vaporisation à 15°C/kg	362 Kj-100,5 Wh- 86,5 Kcal	365Kj-98,8 Wh- 85 Kcal
Température d'auto-inflammation	510°C	490°C
Limite d'inflammabilité dans l'air		
-inférieur	1,8%	2,4%
-supérieur	8,8%	9,3%
Vitesse de combustion	30 cm/sec	30 cm/sec
Température de décomposition	400-435 °C	425-460°C

### II.1.6. Les utilisations principales des GPL:

Dans le monde, les GPL utilisés dans le transport sont de l'ordre de 5%. Les autres applications concernent essentiellement la pétrochimie avec 25% et 70% dans le secteur des combustibles. Les GPL sont promis à un bel avenir car la demande mondiale continue à croître, que ce soit pour la pétrochimie ou pour leurs utilisations traditionnelles en tant que combustible, parmi les utilisations des GPL, on peut citer par ordre d'importance : la combustion, les carburants, la production d'électricité, la pétrochimie..., etc. <sup>[5]</sup>

#### II.1.6.1. La combustion:

La combustion est l'objectif le plus important de ces gaz. Ils sont utilisés dans la vie domestique, la cuisine, l'eau chaude, le chauffage et dans la vie artisanale. La répartition de la demande des GPL comme combustible est très variable d'un continent à l'autre, et d'un pays à l'autre.

Le butane et le propane apportent une excellente qualité de combustion et possèdent un haut pouvoir calorifique ; il s'agit de la quantité de chaleur dégagée par la combustion complète sous pression atmosphérique, en terme de quantité de chaleur dégagée.

Le tableau 1.3 illustre l'équivalent de la puissance énergétique de GPL par rapport aux autres combustibles. <sup>[9]</sup>

**Tableau II.1.4.** puissance énergétique de GPL par rapport aux autres combustibles. <sup>[9]</sup>

1 KG DE PROPANE EQUIVAUT A				
Bois	Charbon	Fioul	Gaz naturel	Electricité
3 à 6 Kg	1,5 à 2 Kg	1,29 litre	1,16 m <sup>3</sup>	13,8 KWh

#### II.1.6.2. Les GPL/c (carburants):

Les GPL sont utilisés comme carburant automobile depuis des décennies. Ils constituent des produits exceptionnels au plan de la préservation de la qualité de l'air. Ils ne contiennent ni soufre, ni benzène, ni autres substances toxiques. Ils sont également d'une qualité de combustion complète et ne génèrent aucune particule.

Les GPL carburants sont obtenus à partir d'un mélange quasi égal du butane et du propane. Ce rapport ne représente aucune influence sur les qualités énergétiques du GPL, par contre, le pouvoir calorifique est identique à celle des carburants classiques si elles sont exprimés en kilojoules par kilogramme de carburant. Mais, ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilojoules par litre de carburant liquide à 15°C. <sup>[13]</sup>

Les valeurs de pouvoir calorifique inférieur des différents carburants sont illustrées dans le tableau :

**Tableau .II.1.5. Valeurs comparatives PCI des GPL avec d'autres carburants.**<sup>[13]</sup>

Caractéristiques	Essence	Gasoil	GPL
Masse volumique Kg/l	0,725 à 0,780	0,820 à 0,860	0,560 à 0,850
PCI en KJ/Kg	42 700	42 600	45 800
PCI en KJ/litre	32 000	35 800	25 200

L'indice d'octane des GPL permet un fonctionnement plus doux évitant les vibrations. Ces deux facteurs permettent d'accroître sensiblement la vie du moteur fonctionnant aux GPL en obtenant une longévité équivalente aux moteurs diesels.

Comme la combustion du GPL est quasi complète, il y a beaucoup moins de dépôt dans le moteur relativement à l'essence. Le moteur ne s'encrassant pas, sa durée de vie se trouve allongée. D'autre part, l'huile de moteur conserve ses propriétés lubrifiantes plus longtemps qu'avec l'essence.

Les GPL significativement moins polluants que les carburants liquides usuels, dans la mesure où sa formulation chimique, qui privilégie l'hydrogène par rapport au carbone, ne contient ni soufre, ni plombe, ni benzène.

La combustion des GPL dans le moteur dégage essentiellement du CO<sub>2</sub> et l'eau, ainsi qu'une petite quantité de CO et une quantité négligeable de NOx.

Les véhicules légers qui fonctionnent aux GPL ou aux gaz naturel ont des émissions de CO<sub>2</sub> comparables ou légèrement inférieures à celle des véhicules diesels et 20% plus faibles que celles des véhicules à essence. Par contre, le moteur à essence dégage, en plus les NOx, le SO<sub>2</sub> et autre particules polluantes, dont les effets sont néfastes pour l'environnement et l'homme.<sup>[13]</sup>

### II.1.6.3. La production d'électricité:

Parmi les différents secteurs d'utilisation des GPL, la génération d'électricité pourrait constituer un secteur de développement et de promotion importante.

Cette option qui permet une utilisation des GPL dans les proportions importantes dépend essentiellement :

- des prix respectifs et de la rente différentielle entre le GN/GPL sur le marché international.

- d'autres facteurs interviennent également dans la décision, tels que le surcout d'investissement pour équiper la centrale bicom bustible et la flotte de transport des GPL.

Des analyses de révolution des marchés internationaux des GPL ainsi que des études technico-économiques d'introduction des GPL dans la production d'électricité ont été lancées pour lever ces incertitudes.<sup>[19]</sup>

#### II.1.6.4. Dans le domaine de la pétrochimie:

Les 18% de la production mondiale des GPL sont destinés à l'industrie pétrochimique dans le but d'obtenir des produits finaux ou des produits semi finaux pour les autres industries chimiques.

La synthèse pétrochimique permet la production d'une gamme de dérivés d'hydrocarbures à partir de ces produits liquéfiés.<sup>[6]</sup>

##### II.1.6.4.1. Propane:

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, sont issus de la réaction de nitration. Il est bien connu que le propane, à côté du méthane et d'éthane, sont utilisés dans la fabrication de l'acétylène.<sup>[8]</sup>

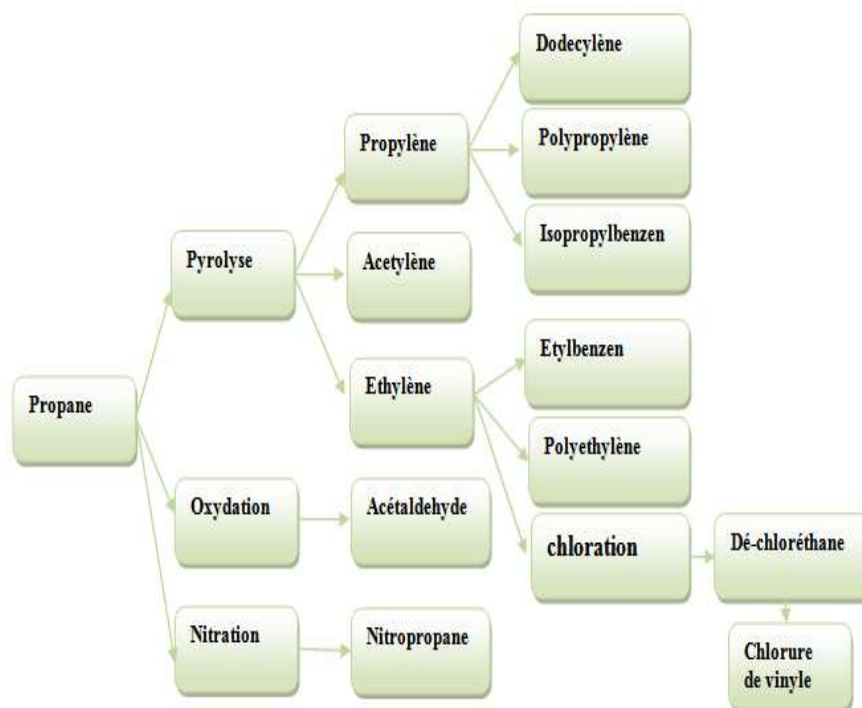


Figure II.1.1. Organigramme d'utilisation de propane en pétrochimie.<sup>[8]</sup>

### II.1.6.4.2.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 -1 et 2.

L'isomérisation du butane le transforme en isobutane.

La déshydrogénation catalytique du butane conduit à la production du butadiène qui est utilisé dans la synthèse des polymères.

Dans l'industrie du raffinage, l'utilisation du butane est essentiellement liée à la fabrication du MTBE (l'éther de méthyle et de tert-butyle) utilisé comme booster des essences en substitution au plomb.<sup>[8]</sup>

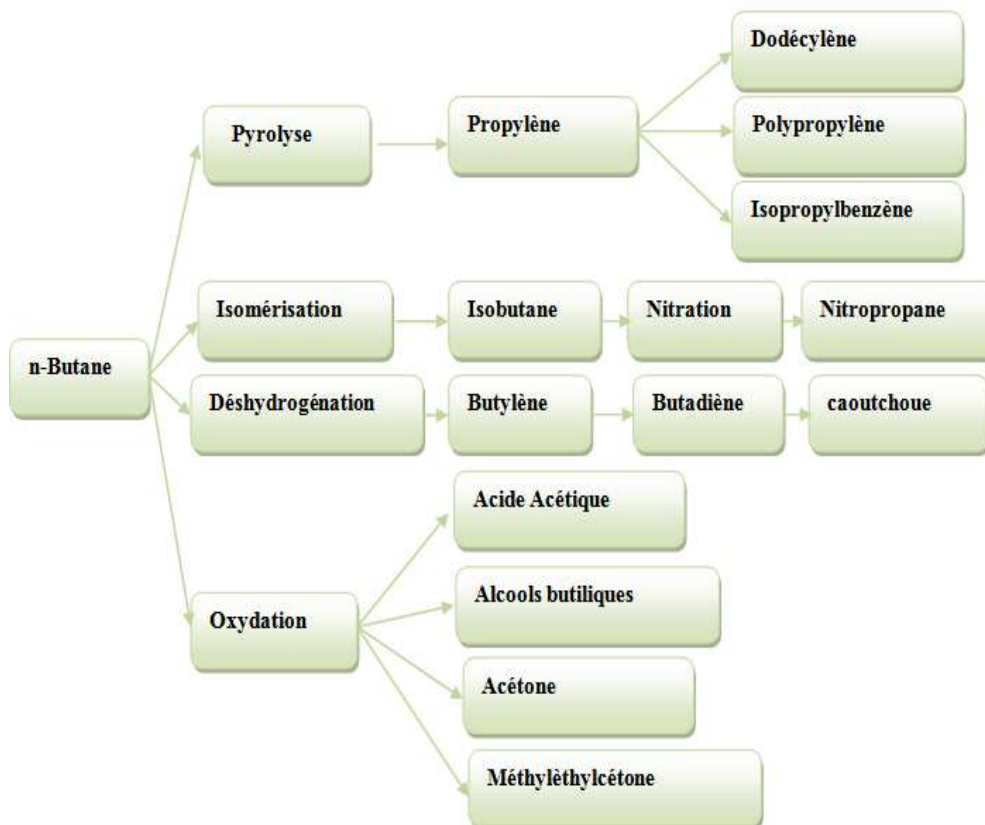


Figure II.1.2. Organigramme d'utilisation de n-butane en pétrochimie.

### II.1.6.4.3.Isobutane.

L'isobutane intervient dans de 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 poly-iso-butylène.<sup>[8]</sup>

## II.2 .Condensât:

### II.2.1 Généralité :

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de (iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub>) jusqu'au (C<sub>12</sub>H<sub>26</sub>) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

Le condensat, dit aussi « pentane plus » ou « C<sub>5</sub><sup>+</sup> », ou encore « liquides de puits de gaz naturel », désigne la fraction légère allant du pentane(C<sub>5</sub> H<sub>12</sub> ) jusqu'au décane ou plus. A la différence du brut, le condensat n'est pas liquide dans les gisements, mais gazeux (du fait de la température), et se condense lorsqu'il est refroidi par la détente à la sortie du puits.

C'est une contribution importante aux approvisionnements mondiaux, de l'ordre de 6Mbep/j, et il s'agit de plus de liquides de très haute qualité (légers et contenant peu de soufre).

Il est assez rare que les quantités concernant le condensat soient donnés explicitement, elles sont presque toujours incluses dans le pétrole brut, sauf pour les pays de l'OPEP, car elles sont exclues des quotas. Il arrive aussi que le condensat produit par les gisements exploités pour le pétrole brut soit compté avec celui-ci, mais que celui produit par les gisements de gaz soit compté à part (c'est le cas aux Etats-Unis par exemple).<sup>[10]</sup>

### II.2.2. Caractéristiques du Condensât

Les principales caractéristiques du condensât sont:

- ✚ Aspect : C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- ✚ Poids spécifique :Poids spécifique du condensât est compris entre0,7à0,8.
- ✚ Point d'éclair :Son point d'éclair est inférieure à-40°C .
- ✚ Limites d'inflammabilités :Il est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : 1,4 et 7,6%(dans l'air).
- ✚ Densité de vapeur :Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air,la densité de ces vapeurs est de 3à4 plus grande que celle de l'air.

- ✚ Explosivité et d'inflammabilités :Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro conducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage , filtration, chute, pulvérisation,...etc.

On de vraifaire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répondant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.

- ✚ **Toxicité physiologique** :Les vapeurs du condensât sont toxique. Lorsqu'un Homme s'y expose le premier symptôme constatéser a l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies(étourdissement).

La victime peut éventuellement se mettre à crier, rire stupidement et finir à avoir du mal à marcher.

Lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de **0,025%** à **0,05% volumique** dans l'air, elle ne peuvent pas causer des symptômes heures d'inhalation.

- ✚ Précautions hygiéniques :Pour prévenir l'intoxication, on doit réalise rune ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de300 ppm.<sup>[17]</sup>

### II.2.3. Utilisation du Condensât:

La particularité du condensât résidu dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques: le raffinage et la pétrochimie.

Elleconfèreàceproduitunevaleurdifférenteparsecteur d'utilisation,quireprésenteen fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craquer.<sup>[16]</sup>

#### II.2.3.1.Utilisation du Condensât dans la pétrochimie:

La valorisation du condensât , se fait principale ment dans le domaine de la pétrochimie où la demande est très importante. il est principale ment utilisé pour la production des oléfines parle vapocraquage.<sup>[15]</sup>

#### II.2.3.2.Utilisation du Condensât dans le raffinage:

Le condensât est utilisé dans la production des carburants not amment les essences ,leurs prix de revient est plus basque les essences produites à partir du pétrole brut car la séparations la transformation du condensât sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers.<sup>[16]</sup>

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence «isomérisée», en transformant les normales paraffines en iso-paraffine qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique.<sup>[15]</sup>

### **II.2.3.3. stabilisation du condensât:**

le procédé de stabilisation de condensât et de produire le GPL à partir des liquides récupérés du gaz brut dans la zone de séparation du condensât. Les hydrocarbures liquides provenant du ballon tampon d'alimentation sont dirigés vers le plateau 18 du dééthaniseur après avoir préchauffés dans l'échangeur E-408.

Lorsque un niveau s'est établi dans le fond du T-401, le liquide est dirigé vers le débuteur T-402 passant par le côté calandre du E-409 lorsque un niveau s'est établi dans le fond du T-402, le liquide est dirigé vers le V-403 passant par E-409 côté tube, E-402 côté tube, E-408 côté tube et aéroréfrigérant de condensât E-403. Le liquide récupéré dans le V-403 pendant le démarrage est dirigé vers les installations de stockage de condensât off-spec via le V-409.

Lorsque des niveaux se sont établis dans T-401 et T-402, les rebouilleurs H-401 et H-402 sont allumés pour produire des vapeurs pour T-401 et T-402 respectivement.

La charge est introduite dans le T-401 à partir du V-401 et le débit de la charge a augmenté progressivement à 75% du débit de calcul lorsque l'exploitation de la colonne s'est stabilisée dans les conditions normales.

Le condensât stabilisé et le GPL sont dirigés vers les réservoirs on-spec lorsque ces produits sont devenus conformes aux spécifications.

Lorsque les vapeurs de tête de dééthaniseur sont devenues conformes aux spécifications, les C-302A ou B se mettent en marche et les vapeurs sont dirigées partiellement vers le pipeline de gaz de vent du Module 0.

Lorsque les zones de stabilisation du condensât et de récupération du GPL du train 1 s'ont mises en ligne, il faut amener le débit de l'usine de 75% à 100% dans des conditions de calcul.<sup>[8]</sup>



**CHAPITRE III**  
**RECTIFICATION**

### III.1. Introduction :

Il est bien connu que la distillation consiste simplement dans la formation d'une phase vapeur riche en élément le plus volatile et une phase liquide riche en élément le plus lourd que le mélange initial.

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange en constituant pratiquement pur par des échanges successifs de masses et de chaleur entre les deux phases circulant à contre courant dans un appareil appelée : Colonne de Rectification.

La colonne de rectification peut être munie des plateaux successifs ou de garnissage métallique qui dont le rôle consiste à assurer un contact intime entre les phases. Sur chaque plateau, il y a barbotage de la vapeur dans le liquide avec un transfert de masse et de chaleur. Les plateaux sont garnis d'élément, appeler : Cloches, Clapets, Calottes...etc.<sup>[12]</sup>

### III.2. Description de la colonne de rectification :

La partie de la colonne où s'effectue l'alimentation s'appelle : Zone de Flash et elle est démunie de plateau. La partie supérieure est appelée : Zone de concentration qui permet de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatile jusqu'à la valeur désirée  $Y_D$ .

La partie inférieure s'appelle Zone d'épuisement et son rôle consiste à récupérer l'élément le plus volatile entraîné par la phase liquide. Le fonctionnement normal de la colonne nécessite une circulation à contre courant des deux phases liquide et vapeur.

Pour avoir une circulation à contre courant, on prévoit les opérations suivantes :

1. A l'aide d'un condenseur partiel, on élimine en tête de la colonne une certaine quantité de chaleur  $Q_1$  où la vapeur provenant du plateau supérieur se condense partiellement. Une partie de condensât est renvoyé sur le même plateau en qualité de reflux froid et le distillat est soutiré de l'installation. Le reflux froid sert à ajuster la température de tête de la colonne et permettre ainsi d'avoir un gradient de température le long de la colonne.
2. A l'aide d'un rebouilleur, on apporte au fond de la colonne une quantité de chaleur  $Q_2$  où le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise partiellement. La vapeur ainsi obtenue revient dans la colonne et le résidu quitte le système à l'état liquide.<sup>[6]</sup>

### III.3.Principe de fonctionnement de la colonne :

Que ce soit pour préparer les charges ou préparer les effluents en produits valorisables, tous les procédés industriels utilisent des opérations de séparation, dont la finalité est d'isoler des constituants tout en respectant des contraintes sur le taux de

récupération, et sur la composition, exprimée en fraction molaire, ou fraction poids. De nombreuses techniques sont utilisables : L'absorption, l'extraction,... ont leur domaine particulier d'utilisation. Seule la distillation, est la plus fréquemment employée. Nous pourrions la qualifier de techniques universelles car elle, à l'aide d'une cascade d'équilibre liquide – vapeur, séparent quasiment tous les mélanges dans l'ordre des températures d'ébullition.

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple. Tout en travaillant à pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (le condenseur) qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, et une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaude montant. Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ces deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur d'une virole. Ils sont constitués soit par des plateaux dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, soit par des garnissages, constitués le plus souvent par un treillis métallique dispersant les phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulants à contre courant.

Le rebouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude, fluide procédé), le plus souvent refroidi par de l'air ou de l'eau, parfois par un fluide procédé. Le condenseur travaille dans des conditions différentes selon que l'on cherche à obtenir une coupe légère, ou distillat sous forme liquide ou sous forme vapeur.

De ce fait, certaines conditions rencontrées dans le raffinage, lorsque la charge contient des constituants incondensables, conduisent à la production simultanée d'un distillat liquide et d'un distillat vapeur. Lorsque la colonne fonctionne en continu, la charge est injectée en un point de la virole dépendant des caractéristiques de la charge. Celle-ci est alors séparée en un résidu en fond de la colonne et un distillat en tête. La zone située en dessous du point de charge est appelée zone épuisement. Son objectif est d'appauvrir le résidu en produits légers.

La zone de tête, ou zone de rectification, a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat.

En discontinu, le bouilleur sert aussi à contenir la charge. La colonne réduite alors à une zone de rectification et seule la qualité du distillat peut être maîtrisée. Par contre, le liquide résiduel dans le bouilleur contiendra des produits relativement légers. <sup>[2]</sup>

**III.3.1. La température dans la colonne :**<sup>[1]</sup>

A la pression de service P<sub>s</sub>, la température au sommet de la colonne est déterminée par approximations successives à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur.

$$\sum Y'_{di} / k_i = 1 \dots\dots\dots(1)$$

La température au fond de la colonne doit être calculée comme la température du résidu à la pression P<sub>f</sub>.

$$\sum k_i \cdot x'_i = 1 \dots\dots\dots(2)$$

Pour diminuer le nombre d'hypothèses jusqu'à trois on peut utiliser l'interpolation linéaire : Pour l'équation (1) on a :

$$\frac{t - t_1}{t_2 - t_1} = \frac{\sum \left( \frac{y'_i}{k_i} \right) (t - 1)}{\sum \left( \frac{y'_i}{k_i} \right) t_2 - \sum \left( \frac{y'_i}{k_i} \right) t_1} \dots\dots\dots(3)$$

Pour l'équation (2) on à :

$$\frac{t - t_1}{t_2 - t_1} = \frac{1 - (X_L \cdot K_L)}{\left( \frac{y'_i}{k_{2i}} \right) \left( \frac{y'_i}{k_{Li}} \right)} \dots\dots\dots(4)$$

Où : K<sub>1i</sub> et K<sub>2i</sub> coefficients d'équilibre du constituant (i) respectivement à la température déterminée par l'interpolation et doit être toujours vérifiée par l'équation (1) – (2).

Y'<sub>di</sub> : Concentration molaire du constituant (i) dans le distillat.

X'<sub>ri</sub> : Concentration molaire du constituant (i) dans le résidu.

**III.3.2. Choix de la pression dans la colonne :**<sup>[2]</sup>

Quel que soit la concentration du mélange à séparer, le choix de la pression dans la colonne est avant tout un problème économique. On s'ait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleure et que l'on y évitera l'altération thermique des produits,

mais en contre partie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle.

C'est donc le choix de fluide réfrigérant qui va imposer ce choix bon marché, abondance (eau douce, eau de mer, air, etc...), qui permet d'obtenir un condensât à 30– 45 °C environ. La pression dans la colonne sera au moins égale à la température de bulle à la pression de bulle à ces températures.

Si la température de condensation des vapeurs de distillat à la pression atmosphérique est supérieure à celle de l'eau (ou de l'air), la rectification se fait généralement à une faible pression effective, un excès de pression est nécessaire pour vaincre les résistances des plateaux, des conduites, du condenseur etc...

Si la température de condensation des vapeurs de distillat à la pression atmosphérique est plus basse que celle de l'eau (ou l'air), la colonne doit fonctionner sous haute pression pour que la condensation des vapeurs de distillat puisse être réalisée par réfrigération ordinaire (à l'aide de l'eau ou de 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 de distillat doit être prise au moins 15 à 20 °C que celle du fluide réfrigérant.

Ainsi, la pression  $P_b$  dans le ballon de reflux est déterminée d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide.

$$\sum K_i \cdot x_i = 1 \dots\dots\dots(5)$$

Le calcul se fait par approximations successives.

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

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots(6)$$

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

$$R = 0,5 \cdot (P_s + P_f) \dots\dots\dots(8)$$

Où :  $\Delta P_1 = (0,2 - 0,4)$  atm, perte de charge due aux résistances du condenseur et de la conduite reliant le sommet de la colonne au ballon de reflux.

$\Delta P_2 = (0,3 - 0,5)$  atm, pertes de charge dues aux résistances des plateaux.

**III.3.4. Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge :** <sup>[19]</sup>

D’après la définition du taux de vaporisation ou du taux de condensation de la charge on a :

$$e'_0 = G_0 / L \text{ D'où: } G_0 = L \cdot e'_0 \dots\dots\dots (9)$$

$$r'_0 = g_0 / L \text{ D'où: } g_0 = L \cdot r'_0 \dots\dots\dots (10)$$

Où :

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

$r'_0$  : Taux de condensation molaire de la charge.

$G_0$  : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

$g_0$  : Débit molaire de la phase liquide de la charge.

A pression et température données le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases vapeur et liquide de la charge sont déterminées par approximations successives d’après l’équation connue de Tregoubov.

$$\sum x'_{0,i} = \sum \frac{x_{L,i}}{1 + e'_0 \cdot (k_i - 1)} = 1 \dots\dots\dots (11)$$

$$\sum x'_{0,i} = \sum \frac{x_{L,i}}{k_i + e'_0 \cdot (k_i - 1)} = 1 \dots\dots\dots (12)$$

$$e'_0 + r'_0 = 1, \text{ et } \sum y'_{0,i} = \sum k_i \cdot x'_{0,i} \dots\dots\dots (13)$$

$x'_{L,i}$  : Concentration molaire du constituant (i) dans la charge.

$x'_{0,i}$  : Concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide.

$y'_{0,i}$  : Concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur.

Les équations (11) et (12) peuvent être utilisées également pour déterminer la température de la charge si la pression,  $r'_0$  et  $e'_0$  sont connus.

Si le taux de vaporisation est relativement petit, il est très commode d'utiliser les formules suivantes :

$$\sum y'_{0,i} = \sum \frac{x'_{L,i}}{e'_0 + (1 - e'_0)/k_i} \dots\dots\dots(14)$$

$$\sum x'_{0,1} = \sum \frac{y'_{0,1}}{k_i} = 1 \dots\dots\dots(15)$$

Si la charge à séparer contient un constituant quelconque (j) non volatile ( $k_j = 0$ ) sa concentration dans la phase liquide est donnée par :

$$x'_{0,j} = \frac{x'_{L,j}}{1 - e'_0} = \frac{x'_{L,j}}{r'_0} \dots\dots\dots(16)$$

On peut écrire la même formule identique si la vapeur à condenser contient un constituant (j) non condensable.

$$x'_{0,j} = \frac{x'_{L,j}}{1 - e'_0} = \frac{x'_{L,j}}{r'_0} \dots\dots\dots(17)$$

**III.3.5. Fonctionnement à reflux total .<sup>[16]</sup>**

Dans la théorie de rectification, on utilise deux méthodes d'idéalisation du procédé permettant d'établir les cas de fonctionnement de la colonne.

L'un des cas limites est le fonctionnement à reflux total correspondant à un nombre minimal de plateaux théoriques et l'autre est le fonctionnement à reflux minimal demandant pour la séparation un nombre infini de plateaux.

A reflux total, les volatilités relatives des constituants peuvent être considérés comme constituants 'i' et dans les produits obtenus (distillat et résidu), leurs volatilités relatives et

le nombre minimal de plateaux théoriques est donné par la formule connue sous le nom de FENSKE-UNDERWOOD.

$$\frac{x'_{di}}{x'_{dJ}} = \frac{(\alpha_i)^{N_{\min}}}{\alpha_j} \cdot \frac{x'_{ri}}{x'_{rJ}} \dots\dots\dots(18)$$

A partir de l'équation (18), le nombre minimal de plateaux théoriques y compris le rebouilleur sera :

$$N_{\min} = \text{Log} \left( \frac{x'_{di} \cdot x'_{rj}}{x'_{di} \cdot x'_{rj}} \right) \cdot \frac{1}{\text{Log} \left( \frac{\alpha_i}{\alpha_j} \right)} \dots\dots\dots(19)$$

L'application de cette équation aux constituants clés donne :

$$N_{\min} = \text{Log} \left( \frac{X'_{dv} \cdot X'_{rl}}{X'_{dl} \cdot X'_{rv}} \right) \cdot \frac{1}{\text{Log} \alpha_{v,i}} \dots\dots\dots(20)$$

$\alpha_{v,i}$ : Volatilité relative du constituant-clé volatil (v) par rapport au constituant-clé lourd (L) ; elle est déterminée comme la moyenne géométrique entre le sommet, le fond de la colonne et le niveau de l'alimentation, c'est-à-dire le nombre des plateaux théoriques dans les zones de rectification et d'épuisement est fixé par l'application de Fenske – Under Wood aux constituants – clés entre l'alimentation et le distillat ou le résidu soit :

$$N_{R\min} = \text{Log} \left( \frac{X'_{dv} \cdot X'_{ll}}{X'_{dl} \cdot X'_{lv}} \right) \cdot \frac{1}{\text{Log} \alpha_{v,i}} \dots\dots\dots(21)$$

$$N_{E\min} = \text{Log} \left( \frac{X'_{lv} \cdot X'_{rl}}{X'_{ll} \cdot X'_{rv}} \right) \cdot \frac{1}{\text{Log} \alpha_{v,i}} \dots\dots\dots(22)$$

**III.3.6. Fonctionnement à reflux minimal :**

C'est un autre cas limite de fonctionnement de la colonne correspondant à un nombre infini de plateaux théoriques. Pour calculer le reflux minimal, on a proposé plusieurs formules parmi elles, celle d'UNDERWOOD :

$$(r_f)_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{i,l} \cdot x'_{d,i}}{\alpha_{i,l} - \Psi} \dots\dots\dots(23)$$

$$(r_f)_{\min} = \sum \frac{\Psi \cdot X_{d,i}}{\alpha_{i,l} - \Psi} \dots\dots\dots (24)$$

$\alpha_{i,l}$  : Coefficient de volatilité du constituant 'i' au constituant lourd de la charge.

$\Psi$  : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives à partir des équations suivantes :

$$e_{\dot{\alpha}} = \sum \frac{\alpha_{il} \cdot X'_{il}}{\alpha_{i,l} - \Psi} \dots\dots\dots (25)$$

$$(r_b)_{\min} = \sum \frac{\alpha_{il} \cdot X'_{rl}}{\alpha_{i,l} - \Psi} \dots\dots\dots (26)$$

$e_0$  : Taux de vaporisation molaire de la charge.

D'une manière générale la valeur de  $\Psi$  se trouve dans l'intervalle  $\alpha_1 < \Psi < \alpha_v$

$\alpha_1$  et  $\alpha_v$  : Etant respectivement les volatilités des constituants clés lourd et volatil.

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

$$(r_b)_{\min} = \frac{D}{R} (r_f)_{\min} + \frac{L + F}{R} (1 - e_0) - 1 \dots\dots\dots (27)$$

L, F, D, R : Débits molaires respectivement de la charge chaude et la charge froide et du distillat et du résidu (kmole /h)

**III.3.7.Taux de reflux opératoire (optimal) :**<sup>[2]</sup>

Pour les calculs approximatifs on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND.

$$\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{\min}}{(r_f)_{opt} + 1} = 0,1 - 0,33 \dots\dots\dots (28)$$

Pour le rapport égal à 0,33, on aura :

$$(r_f)_{opt} = 1,49253 (r_f)_{\min} + 0,5 \dots\dots\dots (29)$$

On peut vérifier la valeur optimale de  $(r_f)_{\min}$  par la relation suivante :

$$1.06(rf)_{\min} < (rf)_{opt} < 1.6(rf)_{\min} \dots\dots\dots (30)$$

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

**III.4. Nombre de plateaux théoriques à reflux optimal :<sup>[1]</sup>**

**- Méthode approximative de GILLILAND :**

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, correspondant à un taux de reflux opératoire  $(r_f)_{opt}$ . Les deux fonctions sont reliées entre elles par une courbe de corrélation :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = \frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{\min}}{(r_f)_{opt} + 1} \dots\dots\dots (31)$$

Si la charge à séparer se trouve à sa température d’ébullition, on peut utiliser la formule proposée par DONNELLE et COOPER.

$$N = N_{\min} (1,4 - 0,8) \text{Log} \left( \frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{\min}}{(r_f)_{opt} + 1} \right) \dots\dots\dots (32)$$

ELLIS a introduit une simplification en admettant que la hauteur de la zone d’alimentation est la même à reflux total qu’à reflux opératoire.

Alors, le nombre de plateaux théoriques pour chaque zone est donné par les formules :

$$N_R = N_{R\min} \cdot \frac{N}{N_{\min}} \dots\dots\dots (33)$$

$$N_E = N_{E\min} \cdot \frac{N}{N_{\min}} \dots\dots\dots (34)$$

$N_E$  : est le nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification à reflux optimal.

$N_R$  : est le nombre de plateaux théoriques dans la zone d’épuisement à reflux optimal.

**III.5. Bilan matière :**

Le bilan matière pour la colonne s’écrit comme suit :

$$L + F = R + D \dots\dots\dots(35)$$

F : Débit molaire de la charge froide (kmole/h)

L : Débit molaire de la charge chaude (kmole /h)

D : Débit molaire du distillat (kmole /h)

R : Débit molaire du résidu (kmole /h)

Le bilan matière pour un constituant ‘i’ de la charge s’écrit comme suit :

$$L.X'_{Li} + F.X'_{Fi} = D.Y'_{Di} + R.X'_{Ri} \dots\dots\dots(36)$$

$X'_{Li}, X'_{Fi}, Y'_{Di}, X'_{Ri}$  : Concentrations molaires du constituant « i » respectivement dans la charge chaude et froide, le distillat et le résidu.

**III.6. Bilan thermique de la colonne :<sup>[5]</sup>**

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

L’équation du bilan thermique de la colonne entière s’écrit comme suit :

$$L.h_L + Q_R = D.h_D + R.h_R + Q_C \dots\dots\dots(37)$$

$$h_L = e'_a.H_0 + (1 - e'_0)h \dots\dots\dots(38)$$

$$Q_R = G_R(H_R - h_{Gl}) + R(h_R - h_{Gl}) \dots\dots\dots(39)$$

$$Q_C = (D + g_x)(H_D + h_D) \dots\dots\dots(40)$$

Où :

$Q_R$  : Charge thermique de rebouilleur (kcal/h)

$Q_C$  : Charge thermique de condenseur (kcal/h)

$h_L$  : Enthalpie de la charge liquide (kcal/h)

$e_0$  : Taux de vaporisation de la charge

$H_0$  : Enthalpie de la phase vapeur de la charge (kcal/h)

$h_0$  : Enthalpie de la phase liquide de la charge (kcal/h)

$h_D$  : Enthalpie du distillat en état liquide (kcal/h)

$H_D$  : Enthalpie de distillat en état vapeur (vapeur de tête de colonne) (kcal/h).

$H_R$  : Enthalpie de la phase vapeur provenant du rebouilleur (kcal/h)

$h_R$  : Enthalpie de résidu en état liquide (kcal/h)

$h_{gL}$  : Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur (kcal/h)

$g^x$  : Débit de reflux froid (kcal /h)

$G_R$  : Débit de reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) (kmole/h)

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$g_L = G_R (H_R - h_{gL}) / (H_D - h_D) - (R \cdot h_{gL} + D \cdot H_D - L \cdot h_L) / (H_D - h_D) \dots (41)$$

$$g_L = (r_f)_{opt} \cdot D \dots (42)$$

$$G_R = (r_b)_{opt} \cdot R \dots (43)$$

$(r_b)_{opt}$  : Taux de rebouillage optimal défini par :

$$(r_b)_{opt} = \left[ (r_f)_{opt} \cdot \frac{D}{L + F} + (1 - e_0) \cdot \frac{R}{L + F} \right] \cdot \frac{(L + F)}{R} \dots (44)$$



**CHAPITRE IV**  
**PARTI CALCUL**  
**ET**  
**SEMULATION**

## IV.1. Présentation du projet :

Notre travail a été réalisé dans la perspective d'optimisation des paramètres de la colonne de stabilisation du condensât au niveau de l'usine du traitement du gaz naturel de Rhourde Nouss, qui se compose de 4 trains de production, pour récupérer le maximum de condensât.

Lors de la conception du 1<sup>ème</sup> train, les calculs ont été faits sur la base des concentrations des puits au moment de l'exploitation. Ces puits ont subi un appauvrissement en hydrocarbures liquides. Avec les débits d'exploitation proposés, la colonne C-01 s'engorgent car par la suite on a constaté que les nouveau puits forés sont riches en hydrocarbures liquides. [8]

### IV.1.1. But et intérêt du travail :

Lors des calculs, on doit tenir compte des limites des changements des valeurs des paramètres d'exploitation. Et de ne pas proposer d'opérer des changements sur les installations déjà existantes. Les objectifs de ce calcul sont :

- De déterminer les débits des deux alimentations de la colonne de stabilisation du condensât avec les concentrations réelles.
- De vérifier que la colonne de stabilisation du condensât déjà existante peut traiter la charge, et d'avoir des produits finis répondants aux exigences commerciales. [8]

### IV.1.2. Données de départ :

Composition de la charge. (Voir les tableaux 1 et 2)

#### La colonne de stabilisation du condensât :

- La teneur en nC<sub>4</sub> dans le résidu :  $X'_{RnC4} = 0,00798$
- La teneur en iC<sub>5</sub> dans le distillat :  $Y'_{DiC5} = 0,00231$
- La teneur en nC<sub>5</sub> dans le distillat :  $Y'_{DnC5} = 0,00309$

### IV.1.3. Les calculs effectués :

- Les masses moléculaires moyennes, des deux charges chaude et froide,
- Les pressions et températures dans les différentes zones de la colonne,
- Les volatilités relatives,
- Le taux de vaporisation,
- Le taux de reflux minimal et optimal,
- Le taux de rebouillage minimal et optimal,
- Le bilan thermique de la colonne,
- Le nombre de plateaux de la colonne.

**IV.1.4. La Simulation :**

- a- Généralités Sur la Simulation,
- b- Description du simulateur HYSYS,
- c- Simulation,
- d- Détermination des nouveaux débits de l'alimentation chaude et froide.

**IV.2. Calcul du débit de la charge chaude et froide :**

La colonne de stabilisation de condensât est alimenté par deux alimentation, une froide dans la partie supérieure au niveau du 13<sup>ème</sup> plateau et l'autre chaude au niveau du 21<sup>ème</sup> plateau. On aura alors le bilan matières suivantes :

$$L + F = R + D \dots\dots\dots (1)$$

L : Débit de l'alimentation chaude

F : Débit de l'alimentation froide

R : Débit de résidu

D : Débit de distillat

## IV.2.1. Calcul du débit de résidu :

Tableau n°1 : Composition de la charge chaude :

Constituants	$M_i$	$X'_{Li}$	$M_i \cdot X'_{Li}$	$X_{Li}$
H <sub>2</sub> O	18	0,00075	0,01350	0,00015
N <sub>2</sub>	28	0,00002	0,00056	0,00001
CO <sub>2</sub>	44	0,00130	0,05720	0,00062
C <sub>1</sub>	16	0,04647	0,74352	0,00812
C <sub>2</sub>	30	0,09864	2,95920	0,03231
C <sub>3</sub>	44	0,05978	2,63032	0,02872
iC <sub>4</sub>	58	0,03672	2,12976	0,02325
nC <sub>4</sub>	58	0,06294	3,65052	0,03986
iC <sub>5</sub>	72	0,05873	4,22856	0,04617
nC <sub>5</sub>	72	0,04187	3,01464	0,03292
nC <sub>6</sub>	86	0,09132	7,85352	0,08575
nC <sub>7</sub>	100	0,08939	8,93900	0,09760
nC <sub>8</sub>	114	0,07923	9,03222	0,09862
nC <sub>9</sub>	128	0,06642	8,50176	0,09283
nC <sub>10</sub>	142	0,26642	37,83164	0,41307
$\Sigma$		1,00000	91,58592	1,00000

La température d'alimentation est de 164.6°C.

La masse moléculaire moyenne de la charge chaude est :

$$M_n = 91,58592 \text{ Kg/Kmole}$$

**Composition de la charge froide :**

La température d'alimentation est de 85°C

**Tableau n°2 : composition de la charge froide**

Constituants	$M_i$	$X'_{Li}$	$M_i \cdot X'_{fi}$	$X_{Li}$
H <sub>2</sub> O	18	0,00075	0,01350	0,00015
N <sub>2</sub>	28	0,00002	0,00056	0,00001
CO <sub>2</sub>	44	0,00130	0,05720	0,00062
C <sub>1</sub>	16	0,04647	0,74352	0,00812
C <sub>2</sub>	30	0,09864	2,95920	0,03231
C <sub>3</sub>	44	0,05978	2,63032	0,02872
iC <sub>4</sub>	58	0,03672	2,12976	0,02325
nC <sub>4</sub>	58	0,06294	3,65052	0,03986
iC <sub>5</sub>	72	0,05873	4,22856	0,04617
nC <sub>5</sub>	72	0,04187	3,01464	0,03292
nC <sub>6</sub>	86	0,09132	7,85352	0,08575
nC <sub>7</sub>	100	0,08939	8,93900	0,09760
nC <sub>8</sub>	114	0,07923	9,03222	0,09862
nC <sub>9</sub>	128	0,06642	8,50176	0,09283
nC <sub>10</sub>	142	0,26642	37,83164	0,41307
$\Sigma$		1,00000	91,58592	1,00000

La masse moléculaire moyenne de la charge froide est :

$$M_n = 91,58592 \text{ Kg/Kmole}$$

**IV.2.2. Calcul des débits des constituants du distillat et du résidu de C-01 :**

Pour cela, on doit prendre deux éléments clés qui sont : Le normal butane, l'iso-pentane et le normal pentane.

- La teneur en nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub> dans le résidu :  $X'_{nC4} = 0,00798$
- La teneur en iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub> dans le distillat :  $Y'_{iC5} = 0,00231$
- La teneur en iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub> dans le distillat :  $Y'_{nC5} = 0,00309$

La bilan matière global de la colonne de stabilisation du condensât C-01 s'écrit :

$$L + F = R + D \dots\dots\dots(2)$$

$$L.X'_{Li} + F.X'_{Fi} = R.X'_{Ri} + D.Y'_{Di} \dots\dots\dots (3)$$

L : Alimentation chaude de la colonne de stabilisation du condensât,

F : Alimentation froide de la colonne de stabilisation du condensât,

R : Résidu,

D : Distillat,

$X'_{Li}$  : Concentration molaire du constituant i dans la charge chaude,

$X'_{Fi}$  : Concentration molaire du constituant i dans la charge froide,

$X'_{Ri}$  : Concentration molaire du constituant i dans le résidu,

$Y'_{Di}$  : Concentration molaire du constituant i dans le distillat.

Bilan matière de chaque élément :

$$L.X'_{LH2O} + F.X'_{FH2O} = D.Y'_{DH2O} \dots\dots\dots(4)$$

$$L.X'_{LN2} + F.X'_{FN2} = D.Y'_{DN2} \dots\dots\dots(5)$$

$$L.X'_{LCO2} + F.X'_{FCO2} = D.Y'_{DCO2} \dots\dots\dots(6)$$

$$L.X'_{LC1} + F.X'_{FC1} = D.Y'_{DC1} \dots\dots\dots(7)$$

$$L.X'_{LC2} + F.X'_{FC2} = D.Y'_{DC2} \dots\dots\dots(8)$$

$$L.X'_{LC3} + F.X'_{FC3} = R.X'_{RC3} + D.Y'_{DC3} \dots\dots\dots (9)$$

$$L.X'_{LiC4} + F.X'_{FiC4} = R.X'_{RiC4} + D.Y'_{DiC4} \dots\dots\dots (10)$$

$$L.X'_{LnC4} + F.X'_{FnC4} = R.X'_{RnC4} + D.Y'_{DnC4} \dots\dots\dots (11)$$

$$L.X'_{LiC5} + F.X'_{FiC5} = R.X'_{RiC5} + D.Y'_{DiC5} \dots\dots\dots (12)$$

$$L.X'_{LnC5} + F.X'_{FnC5} = R.X'_{RnC5} + D.Y'_{DnC5} \dots\dots\dots (13)$$

$$L.X'_{LnC6} + F.X'_{FnC6} = R.X'_{RnC6} \dots\dots\dots (14)$$

$$L.X'_{LnC7} + F.X'_{FnC7} = R.X'_{RnC7} \dots\dots\dots (15)$$

$$L.X'_{LnC8} + F.X'_{FnC8} = R.X'_{RnC8} \dots\dots\dots (16)$$

$$L.X'_{LnC9} + F.X'_{FnC9} = R.X'_{RnC9} \dots\dots\dots (17)$$

$$L.X'_{LnC10} + F.X'_{FnC10} = R.X'_{RnC10} \dots\dots\dots (18)$$

Faisons le calcul pour : **1 Kmole/h** de la charge chaude,

**1 Kmole/h** de la charge froide.

Alors, on aura :

$$0,0015 = D.Y'_{DH2O}$$

$$0,00004 = D.Y'_{DN2}$$

$$0,0026 = D.Y'_{DCO2}$$

$$0,09294 = D.Y'_{DC1}$$

$$0,19728 = D.Y'_{DC2}$$

$$0,11956 = R.X'_{RC3} + D.Y'_{DC3}$$

$$0,07344 = R.X'_{RiC4} + D.Y'_{DiC4}$$

$$0,12588 = R.X'_{RnC4} + D.Y'_{DnC4}$$

$$0,11746 = R.X'_{RiC5} + D.Y'_{DiC5}$$

$$0,08347 = R.X'_{RnC5} + D.Y'_{DnC5}$$

$$0,18246 = R.X'_{RnC6}$$

$$0,17878 = R.X'_{RnC7}$$

$$0,15846 = R.X'_{RnC8}$$

$$0,13284 = R.X'_{RnC9}$$

$$0,53284 = R.X'_{RnC10}$$

En additionnant les équations (9) + (10) + ..... + (18) :

$$1,58608 = R(X'_{RiC4} + \dots + X'_{RnC10}) + D(Y'_{DC3} + \dots + Y'_{DnC5})$$

Donc :

$$D = 0,41592 \text{ Kmole} / 1 \text{ Kmole de F et } 1 \text{ Kmole de L}$$

Donc :

$$R = 2 - 0,41592 = 1,58408$$

$$R = 1,58408 \text{ Kmole} / 1 \text{ Kmole de F et } 1 \text{ Kmole de L}$$

D'après les équations précédentes (4), (5), ....., (18), et les équations du distillat et du résidu trouvées, on aura les compositions suivantes :

Tableau N°3: les composition du Résidu Et Distillat:

Constituants	M <sub>i</sub>	Distillat		Résidu	
		Y' <sub>Di</sub>	M <sub>i</sub> ·Y' <sub>Di</sub>	X' <sub>Ri</sub>	M <sub>i</sub> ·X' <sub>Ri</sub>
H <sub>2</sub> O	18	0,00360	0,0648	0,00000	0
N <sub>2</sub>	28	0,00009	0,00252	0,00000	0
CO <sub>2</sub>	44	0,00625	0,275	0,00000	0
C <sub>1</sub>	16	0,22345	3,5752	0,00000	0
C <sub>2</sub>	30	0,4633	13,899	0,00000	0
C <sub>3</sub>	44	0,28745	12,6478	0,00000	0
iC <sub>4</sub>	58	0,09807	5,68806	0,02764	1,60312
nC <sub>4</sub>	58	0,2722	15,7876	0,00798	0,46284
iC <sub>5</sub>	72	0,00231	0,16632	0,07354	5,29488
nC <sub>5</sub>	72	0,00309	0,22248	0,05188	3,73536
nC <sub>6</sub>	86	0,00000	0,00000	0,11518	9,90548
nC <sub>7</sub>	100	0,00000	0,00000	0,11286	11,286
nC <sub>8</sub>	114	0,00000	0,00000	0,10000	11,400
nC <sub>9</sub>	128	0,00000	0,00000	0,08385	10,7328
nC <sub>10</sub>	142	0,00000	0,00000	0,3363	47,7546
Σ		1,35981	52,32878	0,90923	102,17504

#### IV.2.3. Pressions et températures aux différentes zones de la colonne :

Les températures étant celles du Design, on calcule donc les pression des alimentations, du sommet et du fond de la colonne.

##### - Pressions aux différentes zones de la colonne :

###### a- Pression dans le ballon de reflux :

La pression dans le ballon de reflux V-09 est égale à :

$$P_b = 22,77 \text{ bars (donnée)}$$

###### b- la pression au sommet de la colonne :

La perte de charge entre le ballon de reflux et le sommet de la colonne est égale :

$$\Delta P_1 = 0,08 \text{ bar}$$

$$P_s = P_b + \Delta P_1 = 22,77 + 0,08$$

$$P_s = 22,85 \text{ bars}$$

**c- la pression au fond de la colonne :**

La perte de charge entre le fond et le sommet est égale :

$$\Delta P_2 = 0,15 \text{ bar}$$

$$P_f = P_s + \Delta P_2 = 0,15 + 22,85$$

$$P_f = 23 \text{ bars}$$

**d- la pression de l'alimentation chaude et froide :**

$$P_{ac} = P_s + \Delta P_3 \cdot np_1$$

$$P_{af} = P_s + \Delta P_3 \cdot np_2$$

$P_{ac}$  : La pression de l'alimentation chaude,

$P_{af}$  : La pression de l'alimentation froide,

$\Delta P_3$  : La perte de charge au niveau de chaque plateau,

$np_1$  : Nombre de plateau entre le sommet et l'alimentation chaude,

$np_2$  : Nombre de plateau entre le sommet et l'alimentation froide.

$$\Delta P_3 = (P_f - P_s) / np$$

$$\Delta P_3 = (23 - 22,85) / 28$$

$$\Delta P_3 = 0,0054 \text{ bar}$$

$$P_{ac} = P_s + \Delta P_3 \cdot np_1$$

$$P_{ac} = 22,85 + 0,0054 \cdot 21$$

$$P_{ac} = 22,96 \text{ bars}$$

$$P_{af} = P_s + \Delta P_3 \cdot np_2$$

$$P_{af} = 22,85 + 0,0054 \cdot 13$$

$$P_{af} = 22,92 \text{ bars}$$

**- Température aux différentes zones de la colonne :**

La température dans le ballon de reflux V -09 est :  $t_b = 56,36^\circ\text{C}$

**- Pour l'alimentation chaude et froide :**

La température de l'alimentation chaude est égale :  $t_{ac} = 165,6^\circ\text{C}$

La température de l'alimentation froide est égale :  $t_{af} = 85,9^\circ\text{C}$

Ces températures sont déterminées par les approximations successives :

Ki déterminées par l'annexe N° 01 (voire l'annexe):

Tableau n°4 : Coefficient d'équilibre de l'élément chaude et froide.

Constituants	t <sub>ac</sub> = 165,6 °C P =22,96 bars		t <sub>af</sub> =85,9°C P =22,92 bars	
	Alimentation chaude		Alimentation froide	
	K <sub>i</sub>	X' <sub>Ci</sub>	K <sub>i</sub>	X' <sub>Fi</sub>
H <sub>2</sub> O	13,00000	0,00075	13,00000	0,00075
N <sub>2</sub>	13,50000	0,00002	13,50000	0,00002
CO <sub>2</sub>	7,38000	0,00130	7,38000	0,00130
C <sub>1</sub>	20,0000	0,04646	13,0000	0,04646
C <sub>2</sub>	7,00000	0,09863	3,55000	0,09863
C <sub>3</sub>	3,20000	0,05978	1,50000	0,05978
iC <sub>4</sub>	1,90000	0,03652	0,81000	0,03652
nC <sub>4</sub>	1,75000	0,06294	0,66000	0,06294
iC <sub>5</sub>	1,05000	0,05893	0,34000	0,05893
nC <sub>5</sub>	0,95000	0,04187	0,29500	0,04187
nC <sub>6</sub>	0,59000	0,09132	0,14000	0,09132
nC <sub>7</sub>	0,33800	0,08939	0,06200	0,08939
nC <sub>8</sub>	0,19200	0,07911	0,02900	0,07911
nC <sub>9</sub>	0,14000	0,06642	0,01500	0,06642
nC <sub>10</sub>	0,09000	0,26656	0,06500	0,26656
Σ		1,00000		1,00000

La température au sommet de la colonne est égale (la température de rosée) :

$$t_s = 78,5^\circ\text{C}$$

A la pression P = 22,85 bars, la température de rosée est déterminée selon l'équation de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum_{i=1}^n \frac{Y'i}{Ki} = 1 \dots\dots\dots(19)$$

Les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau n°5 : Résultats de Coefficient d'équilibre de distillat:

t <sub>s</sub> = 78,5°C et P =22,85 bars			
Constituants	Y' <sub>Di</sub>	K <sub>i</sub>	Y' <sub>Di</sub> /K <sub>i</sub>
H <sub>2</sub> O	0,00360	0,00000	0,00000
N <sub>2</sub>	0,00009	13,5000	0,00000
CO <sub>2</sub>	0,00625	3,67420	0,00170
C <sub>1</sub>	0,22345	12,5000	0,01787
C <sub>2</sub>	0,4633	3,30000	0,14039
C <sub>3</sub>	0,28745	1,40000	0,20532
iC <sub>4</sub>	0,09807	0,74000	0,13252
nC <sub>4</sub>	0,2722	0,59000	0,4613
iC <sub>5</sub>	0,00231	0,29000	0,00079
nC <sub>5</sub>	0,00309	0,25000	0,01236
Σ	1,35981		0,97395

La température au fond de la colonne (température de bulle) :

t<sub>f</sub> = 230°C

Elle est calculée par l'équation de l'isotherme de la phase liquide :

$$\sum k_i \cdot X'_{Ri} = 1 \dots\dots\dots (20)$$

Les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau n°6 : Résultats de Coefficient d'équilibre de résidu:

Constituants	X <sub>Ri</sub>	K <sub>i</sub>	K <sub>i</sub> .X <sub>Ri</sub>
C <sub>1</sub>	0	20,7000	0
C <sub>2</sub>	0	11,0000	0
C <sub>3</sub>	0	5.5000	0
iC <sub>4</sub>	0,02764	3,4000	0,09397
nC <sub>4</sub>	0,00798	3,2	0,02553
iC <sub>5</sub>	0,07354	2,14	0,15737
nC <sub>5</sub>	0,05188	2.3	0,11932
nC <sub>6</sub>	0,11518	1,48	0,17046
nC <sub>7</sub>	0,11286	0,9	0,10157
nC <sub>8</sub>	0,10000	0,65	0,065
nC <sub>9</sub>	0,08385	0,45	0,03773
nC <sub>10</sub>	0,3363	0,3	0,10089
Σ	0,90923		0,87174

**IV.2.4. Volatilités relatives :**

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \dots\dots\dots (21)$$

K<sub>i</sub> : Coefficient d'équilibre de l'élément (i).

K<sub>r</sub> : Coefficient d'équilibre de l'élément le plus lourd.

Les valeurs moyennes des volatilités relatives sont déterminées par les formules suivantes :

$$\alpha_{Li} = 0.5(\alpha_{Lc.i} + \alpha_{Lf.i}) \dots\dots\dots (22)$$

Pour la zone de rectification :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{Li} + \alpha_{Di}) \dots\dots\dots (23)$$

Pour la zone d'épuisement :

$$\alpha_{i,m} = 0.5(\alpha_{Li} + \alpha_{Ri}) \dots\dots\dots(24)$$

Les résultats sont présentés dans les tableaux suivants :

Tableau n°7 : les valeur moyennes des volatilités relatives:

Constituants	Alimentation chaude		Alimentation froide		$\alpha_{Li}$
	$K_i$	$X'_{Ci}$	$K_i$	$X'_{Fi}$	
H <sub>2</sub> O	13,00000	0,00075	13,00000	0,00075	12,38095
N <sub>2</sub>	13,50000	0,00002	13,50000	0,00002	12,85714
CO <sub>2</sub>	7,38000	0,00130	7,38000	0,00130	7,02857
C <sub>1</sub>	20,0000	0,04646	13,0000	0,04646	28,6414
C <sub>2</sub>	7,00000	0,09863	3,55000	0,09863	8,55391
C <sub>3</sub>	3,20000	0,05978	1,50000	0,05978	3,72968
iC <sub>4</sub>	1,90000	0,03652	0,81000	0,03652	2,09593
nC <sub>4</sub>	1,75000	0,06294	0,66000	0,06294	1.80391
iC <sub>5</sub>	1,05000	0,05893	0,34000	0,05893	1,00000
nC <sub>5</sub>	0,95000	0,04187	0,29500	0,04187	0,8862
nC <sub>6</sub>	0,59000	0,09132	0,14000	0,09132	0.48683
nC <sub>7</sub>	0,33800	0,08939	0,06200	0,08939	0.25212
nC <sub>8</sub>	0,19200	0,07911	0,02900	0,07911	0.13407
nC <sub>9</sub>	0,14000	0,06642	0,01500	0,06642	0.08721
nC <sub>10</sub>	0,09000	0,26656	0,06500	0,26656	0.13844
$\Sigma$		1,00000		1,00000	

Tableau n°8 : Les valeurs moyennes des volatilités relatives:

Constituants	Alimentation	Rectification			Epuisement		
	$\alpha_{Li}$	$K_i$	$\alpha_{Di}$	$\alpha_{i,m}$	$K_i$	$\alpha_{Ri}$	$\alpha_{i,m}$
N <sub>2</sub>	12,85714	13,5000	46,55172	29,70443	13,5	6,3084	9,5828
CO <sub>2</sub>	7,02857	3,67420	12,6696	9,849085	3,94968	1,8456	4,4370
C <sub>1</sub>	28,6414	12,5000	43,1034	35,8724	20,7000	9,6728	19,1571
C <sub>2</sub>	8,55391	3,30000	11,3793	9,96660	11,0000	5,1401	6,84700
C <sub>3</sub>	3,72968	1,40000	4,82758	4,27863	5,5000	2,570	3,14984
iC <sub>4</sub>	2,09593	0,74000	2,55172	2,34382	3,4000	1,5887	1,84231
nC <sub>4</sub>	1,80391	0,59000	2,03448	1,91919	3,2	1,4953	1,64960
iC <sub>5</sub>	1,00000	0,29000	1,00000	1,00000	2,14	1,0000	1,00000
nC <sub>5</sub>	0,8862	0,25000	0,86206	0,87413	2,3	1,0747	0,98045
nC <sub>6</sub>	0,48683	0,12	0,41379	0,45031	1,48	0,6915	0,58916
nC <sub>7</sub>	0,25212	0,051	0,17586	0,21399	0,9	0,4205	0,33631
nC <sub>8</sub>	0,13407	0,038	0,13103	0,13255	0,65	0,3037	0,21888
nC <sub>9</sub>	0,08721	0,0285	0,098275	0,09273	0,45	0,2149	0,15105
nC <sub>10</sub>	0,13844	0,0052	0,017931	0,07818	0,3	0,1682	0,15332

**IV.2.5. Calcul du taux de vaporisation e' :**

Pour le calcul, on procède par tâtonnement, c'est-à-dire qu'on prend des valeurs différentes du taux de vaporisation, et on calcule les concentrations molaires de la phase liquide X'\_{0,i} et la phase vapeur Y'\_{0,i} dans la zone de flash jusqu'à l'obtention de :

$$\sum_{i=1}^n X'_{0,i} = 1 \quad \dots\dots\dots (25) \quad \text{et} \quad \sum_{i=1}^n Y'_{0,i} = 1 \quad \dots\dots\dots (26)$$

Où : X'\_{0,i} et Y'\_{0,i} sont calculés de la façon suivante :

$$X'_{0,i} = \frac{X'_{Li}}{1 + e'(K_i - 1)} \quad \dots\dots\dots (27) \quad \text{et} \quad X'_{0,i} = \frac{Y'_{0,i}}{K_i} \quad \dots\dots\dots (28)$$

Le taux de vaporisation de l'alimentation et la composition de ses deux phases à l'équilibre est déterminé à l'aide de l'équation de TREGOUBOV :

$$\sum_{i=1}^n X'_{0,i} = \sum_{i=1}^n \frac{X'_{L,i}}{1 + e'(K_i - 1)} = 1 \dots\dots\dots (29)$$

Avec :  $X'_{0,i}$  : Concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide.

$Y'_{0,i}$  : Concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur.

$X'_{L,i}$  : Concentration molaire du constituant (i) dans la charge.

L'application de la formule pour l'alimentation chaude :

**Tableau n°9** : Les résultats des  $x'_{oi}$  et  $y'_{oi}$  :

Constituants	P=22,96 bars t=85°C		e'₀=0,17362	
	X'Li	K <sub>i</sub>	X'₀i	Y'₀i
H₂O	0,00075	13,00000	0,00026	0,00312
N₂	0,00002	13,50000	0,00001	0,00081
CO₂	0,00130	7,38918	0,00062	0,00450
C₁	0,04647	12,50000	0,01550	0,19383
C₂	0,09864	3,30000	0,07049	0,23262
C₃	0,05978	1,40000	0,05589	0,07825
iC₄	0,03672	7,80000	0,01684	0,13135
nC₄	0,06294	6,20000	0,03307	0,20503
iC₅	0,05873	3,20000	0,04249	0,13596
nC₅	0,04187	2,70000	0,03232	0,08726
nC₆	0,09132	1,25000	0,08752	0,10940
nC₇	0,08939	0,58000	0,09642	0,05592
nC₈	0,07923	0,27000	0,09073	0,02449
nC₉	0,06642	0,05000	0,07954	0,00397
nC₁₀	0,26642	0,00600	0,32198	0,00193
Σ	1,00000		0,94368	1,26000

Pour la charge chaude, le taux de vaporisation est égale :

$$e'₀ = 0,17362$$

- Calcul du taux de reflux minimal :

Le taux de reflux minimal est calculé par la formule d'UNDERWOOD.

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum_{i=1}^n \frac{Y'_{D,i}}{(\alpha_{L,i} - \varphi)} \dots\dots\dots (30)$$

$\varphi$  : Constante qui varie entre les volatilités relatives des constituants clés lourds et le plus volatiles.

$$1.00 < \varphi < 10.5$$

Le calcul pour  $\varphi = 1.19238$  nous donne les résultats dans le tableau suivant, sachant que :

$$e'_o = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{L,i} \cdot X'_{L,i}}{\alpha_{L,i} - \varphi} \dots\dots\dots (31)$$

**Tableau n°10** : les résultats de taux de vaporisation :

Constituants	X' <sub>Li</sub>	α <sub>Li</sub>	X' <sub>Li</sub> ·α <sub>Li</sub>	α <sub>Li</sub> -φ	e' <sub>o</sub>
H <sub>2</sub> O	0,00075	0	0,00000	-1,19238	0,00000
N <sub>2</sub>	0,00002	12,8571	0,00025	11,66472	0,00002
CO <sub>2</sub>	0,00130	7,02857	0,00913	5,83619	0,00156
C <sub>1</sub>	0,04646	28,6414	1,33067	27,44902	0,04847
C <sub>2</sub>	0,09863	8,55391	0,84367	7,36153	0,11460
C <sub>3</sub>	0,05978	3,72968	0,22296	2,5373	0,08787
iC <sub>4</sub>	0,03652	2,09593	0,07654	0,90355	0,08471
nC <sub>4</sub>	0,06294	1.80391	0,11353	0,61153	0,18564
iC <sub>5</sub>	0,05893	1,00000	0,05893	-0,19238	-0,30632
nC <sub>5</sub>	0,04187	0,8862	0,03710	-0,30618	-0,12117
nC <sub>6</sub>	0,09132	0.48683	0,04445	-0,70555	-0,06300
nC <sub>7</sub>	0,08939	0.25212	0,02253	-0,94026	-0,02396
nC <sub>8</sub>	0,07911	0.13407	0,01060	-1,05831	-0,01001
nC <sub>9</sub>	0,06642	0.08721	0,00579	-1,10517	-0,00523
nC <sub>10</sub>	0,26656	0.13844	0,03690	-1,05394	-0,03501
Σ	1,00000				-0,04183

L'application de la formule numérique (30), avec  $\varphi = 1.19238$  nous donne le tableau suivant :

**Tableau n°11** : les résultats de taux de reflux minimal :

Constituants	$Y'_{Di}$	$\alpha_{Li-\varphi}$	$(r_f)_{min}$
H <sub>2</sub> O	0,00360	-1,19238	-0,00360
N <sub>2</sub>	0,00009	11,66472	0,00001
CO <sub>2</sub>	0,00625	5,83619	0,00127
C <sub>1</sub>	0,22345	27,44902	0,00970
C <sub>2</sub>	0,4633	7,36153	0,07504
C <sub>3</sub>	0,28745	2,5373	0,13508
iC <sub>4</sub>	0,09807	0,90355	0,12941
nC <sub>4</sub>	0,2722	0,61153	0,53074
iC <sub>5</sub>	0,00231	-0,19238	-0,01431
nC <sub>5</sub>	0,00309	-0,30618	-0,01203
nC <sub>6</sub>	0,00000	-0,70555	0,00000
nC <sub>7</sub>	0,00000	-0,94026	0,00000
nC <sub>8</sub>	0,00000	-1,05831	0,00000
nC <sub>9</sub>	0,00000	-1,10517	0,00000
nC <sub>10</sub>	0,00000	-1,05394	0,00000
$\Sigma$	1,35981		0,85131

Donc le taux de reflux est égal :  $(r_f)_{min} = 0.85131$

**IV.2.6. Calcul de taux de reflux optimal :**

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

$$\frac{(r_f)_{opt} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{opt} + 1} = [0,1 - 0,33] \dots\dots\dots (32)$$

$$(r_f)_{opt} = 1.76315$$

- Calcul de taux de rebouillage :
- Calcul de taux de rebouillage minimal :

$$\sum_{i=1}^n \frac{(\alpha_{L,i} \cdot X'_{R,i})}{(\alpha_{L,i} - \varphi)} = -(r_b)_{\min} \dots\dots\dots (33)$$

Tableau n°12 : le taux de rebouillage minimal:

Constituants	X'_{Ri}	\alpha_{Li}	X'_{Ri}.\alpha_{Li}	\alpha_{Li}-\varphi	X'_{Ri}.\alpha_{Li}/(\alpha_{Li}-\varphi)
H <sub>2</sub> O	0,00000	0	0,00000	-1,19238	0,00000
N <sub>2</sub>	0,00000	12,8571	0,00000	11,66472	0,00000
CO <sub>2</sub>	0,00000	7,02857	0,00000	5,83619	0,00000
C <sub>1</sub>	0,00000	28,6414	0,00000	27,44902	0,00000
C <sub>2</sub>	0,00000	8,55391	0,00000	7,36153	0,00000
C <sub>3</sub>	0,00000	3,72968	0,00000	2,5373	0,00000
iC <sub>4</sub>	0,02764	2,09593	0,05793	0,90355	0,06411
nC <sub>4</sub>	0,00798	1.80391	0,01439	0,61153	0,02353
iC <sub>5</sub>	0,07354	1,00000	0,07354	-0,19238	-0,38226
nC <sub>5</sub>	0,05188	0,8862	0,04597	-0,30618	-0,15014
nC <sub>6</sub>	0,11518	0.48683	0,05607	-0,70555	-0,07946
nC <sub>7</sub>	0,11286	0.25212	0,02845	-0,94026	-0,03025
nC <sub>8</sub>	0,10000	0.13407	0,01340	-1,05831	-0,01266
nC <sub>9</sub>	0,08385	0.08721	0,00731	-1,10517	-0,00661
nC <sub>10</sub>	0,3363	0.13844	0,04655	-1,05394	-0,04416
\Sigma	0,90923				-0,6179

Donc, le taux de rebouillage minimal est égale à :

$$(r_b) = 0,6179$$

Le taux de rebouillage optimal est obtenu par la formule suivant :

$$(r_b)_{opt} = \left( \frac{D \cdot (r_f)_{opt}}{R} + \frac{L \cdot (1 - e'_0)}{R} \right) - 1 \dots\dots\dots (34)$$

$$(r_b)_{opt} = 0,12061$$

#### IV.2.7. Bilan thermique de la colonne :

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

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit d'après la formule suivante :

$$Q_L + Q_F + Q_{Rb} = Q_D + Q_R + Q_C \dots\dots\dots (35)$$

Avec:

$$Q_L = L \cdot h_L = (X - F) \cdot h \dots\dots\dots (36)$$

$$Q_F = F \cdot h_F \dots\dots\dots (37)$$

$$Q_{Rb} = R \cdot (H_R - h_R) \dots\dots\dots (38)$$

$$Q_R = R \cdot H_R \dots\dots\dots (39)$$

$$Q_D = D \cdot H_D \dots\dots\dots (40)$$

$$Q_C = (D_g + g_x) \cdot (H_S - H_D) \dots\dots\dots (41)$$

$$h_L = e'_o \cdot H_{o,L} + (1 - e'_o) \cdot h_{o,L} \dots\dots\dots (42)$$

$$Q_{Rb} = G_R (H_R - h'_L) + R (h_R - h'_L) \dots\dots\dots (43)$$

Où:

- L, F, D et R : Débits molaires respectivement de la charge chaude et la charge froide, du distillat et du résidu en Kmole/h.
- $Q_L$  : Charge thermique de l'alimentation chaude en Kcal/h.
- $Q_F$  : Charge thermique de l'alimentation froide en Kcal/h.
- $Q_R$  : Charge thermique du résidu en Kcal/h.
- $Q_D$  : Charge thermique du distillat en Kcal/h.
- $Q_{Rb}$  : Charge thermique du rebouilleur en Kcal/h.
- $Q_C$  : Charge thermique du condenseur en Kcal/h.
- $h_L$  : Enthalpie de la charge biphasique en Kcal/h.
- $e'_o$  : Taux de vaporisation molaire de la charge.
- $H_o$  : Enthalpie de la phase vapeur de la charge Kcal/Kmole.
- $h_o$  : Enthalpie de la phase liquide de la charge en Kcal/Kmole.
- $h_D$  : Enthalpie du distillat en état liquide en Kcal/Kmole.
- $H_D$  : Enthalpie du distillat en état vapeur en Kcal/Kmole.
- $h_R$  : Enthalpie du résidu en Kcal/Kmole.

- $h'_L$  : Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur en Kcal/Kmole.
- $H_R$  : Enthalpie de la vapeur provenant du rebouilleur Kcal/Kmole.
- $g_x$  : Débit de reflux froid en Kmole/h.
- $G_R$  : Débit de la vapeur (reflux chaud) provenant du rebouilleur Kmole/h.
- $r_f$  : Le taux de reflux.
- $r_b$  : Le taux de rebouillage.

La détermination de  $g_x$  et  $G_R$  est la suivante :

A partir du bilan thermique de la colonne on a :

$$g_x = G_R \cdot \frac{(H_R - h'_L)}{(H_D - h_D)} - \frac{(Rh'_L + DH_D - Lh_L)}{(H_D - h_D)} \dots\dots\dots (44)$$

Avec :

$$g_x = (rf)_{opt} \cdot D = 1,76315 \cdot 15,83389 = 30, 68845 \text{ kmole/h.}$$

$$g_x = 27,91752 \text{ kmole/h.}$$

$$G_R = (rb)_{opt} \cdot R = 0,12061 \cdot 214, 1335 = 1742, 6745 \text{ kmole/h.}$$

$$G_R = 25,82664 \text{ kmole/h.}$$

Le calcul des l'enthalpies des phases vapeur et liquide est :

Les enthalpies sont déterminées par le monogramme N<sup>O</sup> (02 ) et (03) (voire les annexes) des enthalpies en fonction de la pression, la température et le poids moléculaire.

Le Calcul de l'enthalpie de distillat est :

$$P = 22, 77 \text{ bars} = 330,25093 \text{ psia.}$$

$$t = 56, 2736 \text{ }^\circ\text{C} = 133, 29248^\circ\text{F.}$$

$$H_D = 3722, 26 \text{ Kcal/Kmole.}$$

Le calcul de l'enthalpie des vapeurs quittant le sommet de la colonne est :

$$P = 22, 85 \text{ bars} = 331,41123 \text{ psia.}$$

$$t = 75, 1601 \text{ }^\circ\text{C} = 167, 288^\circ\text{F.}$$

$$H_S = 4069. 35 \text{ Kcal/Kmole.}$$

Le calcul de la charge thermique du condenseur est :

$$Q_C = (D_g + g_x) \cdot (H_S - H_D)$$

$$D_g = 66, 25 \text{ Kmole/h.}$$

$D_g$  : Distillat an l'état gazeux.

$G_x$  : Le débit de reflux.

$H_S$  : Enthalpies des gaz quittant le sommet de la colonne.

$H_D$  : Enthalpies du distillat gazeux.

$$Q_C = (66, 25 + 27,91752) \cdot (4069, 35 - 3722, 26)$$

$$Q_C = 32684,604 \text{ Kcal/h}$$

Le calcul de l'enthalpie de la charge chaude est :

$$P = 22, 95 \text{ bars} = 332,8616 \text{ psia}$$

$$t = 164, 6095 \text{ }^\circ\text{C} = 328, 3^\circ\text{F}$$

Sachant que  $M = 91, 5829 \text{ Kg/Kmole}$ .

On aura  $H_o = 4436 \text{ kcal/Kmole}$ .

$$h_{o,L} = 10958, 45 \text{ Kcal/Kmole}$$

$$h_L = e'_{o'} \cdot H_o + (1 - e_{o'}) \cdot h_o$$

$$h_L = 9241,401 \text{ Kcal/Kmole}$$

Le calcul l'enthalpie de la charge froide est :

$$h_F = e'_{o'} \cdot H_{o,F} + (1 - e'_{o'}) \cdot h_{o,F} \quad , \quad e'_{o'F} = 0$$

$$h_F = h_{o,F} \quad , \quad P = 22, 9 \text{ bars} = 332,1364 \text{ psia}$$

$$t = 85, 661^\circ\text{C} = 186,19^\circ\text{F}$$

$$h_F = 4388, 3 \text{ Kcal/Kmole}$$

Le calcul de l'enthalpie de résidu est :

$$P = 23 \text{ bars} = 333,5868 \text{ psia}$$

$$t = 260, 2268^\circ\text{C} = 500^\circ\text{F}$$

$$h_R = 19812, 43 \text{ Kcal/Kmole}$$

Le calcul des charges thermiques est :

$$Q_R = R \cdot H_R = 214, 1335 \cdot 18342, 45 = 3, 92773 \cdot 10^6 \text{ Kcal/Kmole}$$

$$Q_D = D \cdot H_D = 56, 8444 \cdot 3722, 26 = 0, 2 \cdot 10^6 \text{ Kcal/Kmole}$$

$$Q_D = 0, 211589 \cdot 10^6 \text{ Kcal/Kmole}$$

$$Q_L = L \cdot h_L = 216, 85 \cdot 9241,401 = 2, 003997 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_L = 2, 003997 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_F = F \cdot h_F = 54, 21 \cdot 4498, 3 = 0,243 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_F = 0,237 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{Rb} = (PCI \cdot G_F) / \eta$$

Où : - PCI : Est. Le pouvoir calorifique inférieur du gaz.

-  $G_F$  : Le débit du fuel gaz alimentant le rebouilleur (le four)

-  $\eta$  : Le rendement du rebouilleur.

-  $PM_{(\text{fuel gaz})}$ : Est le poids moléculaire du fuel gaz

$$PCI = 9215 \text{ Kcal/Nm}^3$$

$$PM_{(\text{fuel gaz})} = 19,6$$

$$G_F = 227 \text{ Sm}^3/\text{h}$$

$$G_F (\text{Kg} / \text{h}) = \frac{G(\text{Sm}^3 / \text{h}) \cdot PM \cdot 273.15}{22.4 \cdot (288.15)} \dots\dots\dots (45)$$

$$G_F (\text{Kg} / \text{h}) = \frac{227 \cdot 19,6 \cdot 273,15}{22,4 \cdot (288,15)} = 188,28533 \text{Kg} / \text{h}$$

$$Q_{Rb} = 9215. 188, 28533/0, 81$$

$$Q_{Rb} = 2, 14204. 10^6 \text{ Kcal/h}$$

Vérification du bilan thermique:

$$Q_L + Q_F + Q_{Rb} = Q_D + Q_R + Q_C$$

$$Q_L + Q_F + Q_{Rb} = 2, 003997.10^6 + 0, 237. 10^6 + 2, 14204. 10^6$$

$$Q_L + Q_F + Q_{Rb} = 4, 383037. 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_D + Q_R + Q_C = 32684,604 + 3, 9213 .10^6 + 0, 211589. 10^6$$

$$Q_D + Q_R + Q_C = 4, 165573. 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{(\text{entrée})} = Q_{(\text{sortie})}$$

Mais avec des perte ΔQ:

$$\Delta Q = Q_{(\text{entré})} - Q_{(\text{sortie})}$$

$$\Delta Q = 21746 \text{ Kcal/h}$$

La somme des deux charges est égale à la charge mixte (X):

$$F + L = X$$

Calcul de la charge froide (F) et la charge chaude (L):

$$Q_L + Q_F = Q_D + Q_R + Q_C - Q_{Rb}$$

$$(X - F) h_L + Fh_F = Q_D + Q_R + Q_C - Q_{Rb}$$

$$F (h_F - h_L) = Q_D + Q_R + Q_C - Q_{Rb} - X_L \cdot h_L$$

$$F = (Q_D + Q_R + Q_C - Q_{Rb} - X_L \cdot h_L) / (h_F - h_L) \dots\dots\dots (46)$$

$$F = 56,965 \text{ Kmole/h}$$

$$L = 216.8509 \text{ Kmole/h}$$

**IV.3.Calcul de vérification de la colonne :**

Pour ce calcul de vérification, on calcul le nombre total de plateaux, et la hauteur de la colonne.

**IV.3.1. Calcul du nombre de plateaux dans la colonne C-01 :**

- **Le nombre de plateaux théoriques dans la colonne :**

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{Y'_{Dv} \cdot X'_{RL}}{Y'_{DL} \cdot X'_{Rv}}\right)}{\log\left(\frac{\alpha_v}{\alpha_L}\right)} \dots\dots\dots(47)$$

$\alpha_v$ : Volatilité relative du constituant clé léger en alimentation.

$\alpha_L$ : Volatilité relative du constituant clé lourd en alimentation.

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{0.05188 \cdot 0.2722}{0.00798 \cdot 0.00309}\right)}{\log\left(\frac{1,80391}{1.00}\right)} = 10,769$$

$$N_{\min} = 11 \text{ Plateaux}$$

D’après le diagramme de GILLILAND on calcul le nombre de plateaux théoriques N:

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,33 \dots\dots\dots(48)$$

$$N = 16,919044 \implies N = 17 \text{ Plateaux}$$

En prenant en considération l’efficacité des plateaux a clapets (E = 0,6) le nombre total de plateaux dans la colonne est:

$$N_T = \frac{N}{E} \dots\dots\dots(49)$$

$$N = 28 \text{ Plateaux}$$

Le nombre existant de plateaux dans la colonne de stabilisation du condensât est de:

$$N_R = 28 \text{ Plateaux}$$

**Remarque :**

On constate d’après les résultats obtenus, que le nombre total de plateaux de la colonne se réduit à 28 plateau, cela est du à l’appauvrissement de la charge de la colonne en constituants lourds.

**IV.3.2. Dimensionnement de la colonne :**

**Diamètre de la colonne :**

La section supérieure de la colonne est calculée d’après le premier plateau de la zone de rectification, car la tête de la colonne est l’endroit le plus chargé par les vapeurs que les autres sections.

**A. Débit volumique des vapeurs aux conditions de service :**

Conditions de service :  $t = 75^{\circ}\text{C}$  et  $P = 22.85\text{bars}$

$$V = (22.4 / 3600) \cdot Z \cdot V_D \cdot (t + 273) / 273 \cdot P \dots\dots\dots (50)$$

V : Débit molaire des vapeurs passant par la section considérée

Z : Coefficient de compressibilité des vapeurs déterminée d’après les paramètres critiques (température et pression).

Connaissant ces derniers, on calcule les paramètres réduits d’après les formules ci-après :  $T_r = T_s / T_{cmoy} \dots\dots\dots (51)$

$$P_r = P_s / P_{cmoy} \dots\dots\dots (52)$$

$$T_{cmoy} = \sum (T_c)_i Y'_i \dots\dots\dots (53)$$

$$P_{cmoy} = \sum (P_c)_i Y'_i \dots\dots\dots (54)$$

Où :

$T_r$  : Température réduite

$P_r$  : Pression réduite

$P_c$  : Pression critique

$T_c$  : Température critique

$T_{cmoy}$  : Température critique moyenne

$P_{cmoy}$  : Pression critique moyenne

Les résultats sont portés dans le tableau n°13

**Tableau n°13 :** Les résultats des Température critique moyenne Pression critique moyenne :

Constituants	Y' <sub>Di</sub>	T <sub>ci</sub>	P <sub>ci</sub>	T <sub>ci</sub> . Y' <sub>Di</sub>	P <sub>ci</sub> . Y' <sub>Di</sub>
H <sub>2</sub> O	0,00360	647,3	218,34000	2,33028	0,786024
N <sub>2</sub>	0,00009	304,19	72,87000	0,02737	0,0065583
CO <sub>2</sub>	0,00625	190,55	45,45000	1,19093	0,2840625
C <sub>1</sub>	0,22345	305,43	48,17000	68,24833	10,763586
C <sub>2</sub>	0,4633	369,82	41,94000	171,33760	19,430802
C <sub>3</sub>	0,28745	408,13	36,01000	117,31696	10,351074
iC <sub>4</sub>	0,09807	425,16	37,48000	41,69544	3,6756636
nC <sub>4</sub>	0,2722	460,39	33,37000	125,31815	9,083314
iC <sub>5</sub>	0,00231	469,6	33,25000	1,08478	0,0768075
nC <sub>5</sub>	0,00309	472,6	31,85000	1,46033	0,0984165
Σ	1,35981			530,01017	54,5563084

D'après le tableau : T<sub>cmoy</sub> = 530,01017°K

$$P_{cmoy} = 54,5563084 \text{ bars}$$

Les paramètres réduits seront :

$$T_r = (75 + 273.15) / 530,01017 = 0,656874$$

$$P_r = 22.85 / 54,5563084 = 0,4188333$$

On trouve d'après le graphe n°4(voire l'annexe) que Z = 0.783

Donc :  $\dot{V} = (22.4/3600).0,783.828,8185.(75+273.15)/273,15.22,85$

$$V = 0,22524 \text{ m}^3/\text{sec} \quad \Rightarrow \quad V = 810,86435 \text{ m}^3/h$$

**B.Vitesse admissible des vapeurs :**

D'après la formule de Vandars Brown

$$W = 8,47.10^{-5} \cdot C \cdot \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V}} \dots\dots\dots (55)$$

C : Constante dépendant de la distance entre deux plateaux et de la tension superficielle du liquide. Pour l'inter plateau de 600 mm, on a C = 600

La masse volumique de ces vapeurs sera :

$$\rho_V = V_D / V \dots\dots\dots (56)$$

Le calcul de la masse moléculaire des gaz sortant aux sommets de la colonne est donné par le tableau n°14 :

**Tableau n°14:** la masse moléculaire des gaz sortant aux sommets de la colonne:

Constituants	Y' <sub>Di</sub>	M <sub>i</sub>	M <sub>i</sub> Y' <sub>Di</sub>
H <sub>2</sub> O	0,00360	18	0,0648
N <sub>2</sub>	0,00009	28	0,00252
CO <sub>2</sub>	0,00625	44	0,275
C <sub>1</sub>	0,22345	16	3,5752
C <sub>2</sub>	0,4633	30	13,899
C <sub>3</sub>	0,28745	44	12,6478
iC <sub>4</sub>	0,09807	58	5,68806
nC <sub>4</sub>	0,2722	58	15,7876
iC <sub>5</sub>	0,00231	72	0,16632
nC <sub>5</sub>	0,00309	72	0,22248
Σ	1,35981		52,32878

La masse volumique des vapeurs est :

$$V_D = 828,8185 \text{Kmol} / h$$

$$V_D = 828.8185 * 40.82983 = 33840.51845 \text{Kg} / h$$

$$\rho_V = V_D / V = 33840.51845 / 810,86435 = 41,73388 \text{Kg} / h$$

La masse volumique du liquide (reflux) sera :  $\rho_L = \rho_4^{75}$

Détermination de la  $\rho_4^{75}$  :

On a :  $\rho_4^t = \rho_4^{20} + \alpha(t - 20) \dots\dots\dots (57)$

$$\alpha = f(\rho_4^{20}) = 0,001828 - 0,00132 \cdot \rho_4^{20}$$

$$\rho_4^{20} = \rho_{4 \text{ moy}}^{20} \dots\dots\dots (58)$$

$$\rho_{4\ moy}^{20} = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{y'_{Di}}{\rho_{4\ i}^{20}}} \dots\dots\dots (59)$$

Avec :

- $y'_{Di}$  : Concentration molaire de l'élément (i)
- $\rho_{4\ i}^{20}$  : Masse volumique ;

Les calculs des  $\rho_{4\ i}^{20}$  moyennes représentées dans le tableau suivant :

**Tableau n°15** : les valeur de  $\rho_{4\ i}^{20}$  moyennes:

Constituants	Y' <sub>Di</sub>	M <sub>i</sub>	$\rho_{4\ i}^{20}$	Y' <sub>Di</sub> / $\rho_{4\ i}^{20}$
H <sub>2</sub> O	0,00360	18	760,00	0,00000
N <sub>2</sub>	0,00009	28	808,00	0,00000
CO <sub>2</sub>	0,00625	44	827,00	0,00000
C <sub>1</sub>	0,22345	16	300,00	0,00074
C <sub>2</sub>	0,4633	30	370,40	0,00125
C <sub>3</sub>	0,28745	44	501,80	0,00057
iC <sub>4</sub>	0,09807	58	557,60	0,00017
nC <sub>4</sub>	0,2722	58	579,08	0,00047
iC <sub>5</sub>	0,00231	72	619,00	0,00000
nC <sub>5</sub>	0,00309	72	598,45	0,00000
$\Sigma$	1,35981			0,00320

$$\frac{1}{\rho_{4\ moy}^{20}} = 0,0032 \Rightarrow \rho_{4\ moy}^{20} = 312,5 Kg / m^3$$

D'autre part :

$$\alpha = 0.00141$$

$$\rho_{4\ i}^{75} = 0,39005 kg/m^3$$

$$\rho_{4\ i}^{75} = \rho_L = 390,05$$

La vitesse admissible de vapeur sera :

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V}} \dots\dots\dots (60)$$

$$W = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot 600 \cdot \sqrt{\frac{(390,05 - 41,73388)}{41,73388}}$$

$$W = 0,1468 \text{ m/s}$$

Connaissant la vitesse fictive de l'admission des vapeurs à travers la section de la colonne :

$$W = 0,12601 \text{ et le débit volumique de ces vapeur : } V = 0,22524 \text{ m}^3/\text{s}.$$

Nous pouvons alors déterminer la section de la colonne et son diamètre :

$$S = \frac{V}{W} = \frac{0,22524}{0,1468} = 1,53 \text{ m}^2.$$

Le diamètre supérieur (zone de rectification) de la colonne sera :

$$D = 2 \sqrt{s/d} = 2 \sqrt{1,53 / 3.14159} = 1,4 \text{ m}.$$

**C. Hauteur de la colonne :**

**1. Hauteur de l'espace libre au dessus du plateau supérieur :**

$$h_1 = \frac{D}{2} = \frac{1,4}{2} = 0,7 \text{ m}$$

Le diamètre réel est :

$$D = 1.5 \text{ m}$$

**2. Hauteur de la zone de rectification :**

$$h_2 = H_p (N_R - 1) \dots\dots\dots (61)$$

$N_R$  : Nombre de plateaux dans la zone de rectification,  $N_R = 18$ .

$H_p$  : Distance entre deux plateaux,  $H_p = 0.4 \text{ m}$ .

$$h_2 = 0.4(18 - 1) = 6.8 \text{ m}$$

**3. Hauteur de la zone d'expansion :**

$$h_3 = 6 \cdot H_p = 3.36 \text{ m}$$

**4. Hauteur de la zone d'épuisement :**

$$h_4 = H_p (N_e - 1) \dots\dots\dots (62)$$

$N_e$  : Nombre de plateaux de la zone d'épuisement,  $N_e = 10$ .

$$h_4 = 0.76(10 - 1) = 8.84m$$

**5. Hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur :**

$$h_5 = 9.06 m$$

$h_6$  : l'espace entre le plateau 19 et le plateau 20 au niveau de rétrécissement ;

$$h_6 = 1.5 m$$

**6. La hauteur total sera :**

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 \dots\dots\dots (63)$$

$$H_T = 30,2944m$$

**La hauteur réelle est de :**

$$H_T = 32 m$$

## IV.4. La Simulation :

### V.4.1. Généralités sur la Simulation :<sup>[16]</sup>

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.

Donc, 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.

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

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

Et pour la réalisation de celle –ci un Simulateur, doit contenir :

1. Une bibliothèque à modèles de calcul des propriétés physiques et thermodynamiques, des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs ;
2. Une bibliothèque des modules standard de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentées dans un procédé de fabrication :
  - Opérations unitaires de séparation des constituants (flash, colonnes à distiller) ;

- Echangeurs de chaleur ;
  - Pompes et compresseurs ;
  - Réacteurs.
3. Une bibliothèque de modules à méthodes numériques algébriques ;
  4. Une bibliothèque de modules de génération de diagnostics (utilitaires).<sup>[15]</sup>

#### **IV.4.2. Description du simulateur HYSYS :**

Le logiciel HYSYS est un outil de dimensionnement utilisé par l'industrie du pétrole et du gaz pour maximiser la profitabilité des nouveaux procédés et améliorer les opérations des procédés existants.

Le logiciel HYSYS est utilisé pour s'assurer que les conceptions optimales sont identifiées. Les ingénieurs engagés dans l'engineering de design utilisent le logiciel HYSYS pour faire des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales.

La simulation par logiciel 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 des équipements des procédés sont correctement spécifiés afin de déterminer les spécifications des produits voulus aux rendements de la production désirée,
- Création de modèles qui peuvent être appliqués tout le temps durant la durée de fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails : Estimation, formation et optimisation.

Le logiciel HYSYS améliore la rentabilité de l'unité parce que :

- Les changements du design sont évalués rapidement, rendus effectifs d'une manière optimale ;
- La correction des paramètres optimaux de fonctionnement est déterminée avec les changements de l'alimentation.<sup>[16]</sup>

#### **IV.4.3. Les modèles thermodynamiques :**

Les modèles thermodynamiques sont souvent utilisés pour la détermination des propriétés thermodynamiques et volumétriques des composés et des mélanges.

Dans ce qui suit, les trois classes des modèles thermodynamiques et leurs applications vont être présentés.<sup>[16]</sup>

**- Modèles d'activité :**

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

**- Modèles hétérogènes :**

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

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

**- Modèles basés sur les équations d'état :**

Les modèles thermodynamiques basés sur les équations d'Etat sont utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures. Ils peuvent être utilisés pour calculer des propriétés thermodynamiques telles que la constante d'équilibre K, l'entropie, l'enthalpie et la densité.

Leur supériorité par rapport aux autres modèles réside dans le fait de l'utilisation de coefficients d'interactions binaires.

Les équations d'Etat les plus utilisées sont :

- Soave-Redlich-Kwong (SRK),
- SRK– Kabadi –Donner (SRKKD),
- SRK- Huron Vidal (SRKH),
- SRK- Panagiotopoulos- Reid (SRKP),
- SRK- Modified Panayiotopoulos -Reid (SRKM),
- SRK- SIMSCI (SRKS),
- SRK- Hexamère (HEXAMER),
- Peng - Robinson (PR),
- PR- Huron -Vidal (PRH),
- PR Panagiotopoulos Reid (PRP),
- PR- Modified Panagiotopoulos – Reid (PRM).

L'équation la plus recommandée pour le système 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.

- Domaines d'application de l'équation de Peng - Robinson :

Equation	Température °C	Pression KPa
PR	>-271	100000 (10 <sup>E</sup> 3 bars)

- Equation d'état de **Peng –Robinson** :

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V(V + b) + b(V - b)}$$

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (4B - 2B^2 - 3B^3) = 0$$

$$b = \sum_{i=1}^n n^i \cdot b^i$$

$$b_i = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n X^i \cdot X^j (a^i \cdot a^j)^{0,5} (1 - K^{ij})$$

$$a_i = a \cdot c^i \cdot a^i$$

$$a \cdot c^i = 0,457235 \cdot A = \frac{(RT \cdot c^i)^2}{PCI}$$

$$A_i^{0,5} = 1 + m_i (1 - Tr_i^{0,5})$$

$$m^j = 0,37646 + 1,54226W_i - 0,2699W_i^2$$

$$A = \frac{a \cdot P}{(RT)^2} \qquad B = \frac{b \cdot P}{(RT)^2}$$

Où:

A, b : Constantes liées à la température et à la pression critique,

Z : Coefficient de compressibilité,

n<sub>j</sub> : Nombre de moles du compressibilité i,

R : Constante des gaz parfaits,

TCI : Température critique du constituant i,

PCI : Pression critique du constituant i,

K<sub>ij</sub> : Coefficient d'interaction binaire,

X<sub>i</sub>, X<sub>j</sub> : Fractions molaires des constituants i et j,

Tr<sub>i</sub> : Température réduite,

W<sub>i</sub> : Facteur acentrique du constituant i,

B : Constantes liées à la température et à la pression.

Après plusieurs itération dans le simulateur hysys et après des échanges successifs dans les paramètres de la colonne de stabilisation en trouve les nouveaux paramètres (débit,

température, pression). Les nouvelles compositions et les nouveaux débits de distillat et de résidu, qui sont présentés dans les tableaux suivants :

*Tableau n°16 :Composition des charges chaude et froide ,du distillat et du résidu :*

Constituants	Charge froide	Charge chaude	D	R
H2O	0,0008	0,0080	0,0037	0,0000
N2	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
CO2	0,0013	0,0013	0,0065	0,0000
C1	0,0465	0,0465	0,2316	0,0000
C2	0,0914	0,0914	0,4909	0,0020
C3	0,0598	0,0598	0,2174	0,0203
iC4	0,0367	0,0367	0,0331	0,0376
nC4	0,0628	0,0628	0,0167	0,0740
iC5	0,0420	0,0420	0,0000	0,0693
nC5	0,0914	0,0914	0,0000	0,0634
nC6	0,0585	0,0585	0,0000	0,1061
nC7	0,0894	0,0894	0,0000	0,1118
nC8	0,0793	0,0793	0,0000	0,0991
nC9	0,0664	0,0664	0,0000	0,0831
nC10	0,2665	0,2665	0,0000	0,3333
$\Sigma$	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000

Tableau n°17 : les nouveaux débits du distillat et du résidu:

	Charge froide	Charge chaude	D	R
e'	0,00	0,1681	1,00	0,0003
C	80,00	165,7	32,41	256,4
KPa	2290	2296	2883	2635
Kgmole/h	45,21	220,6	55,14	219,7
Kg/h	4951	2,03E+04	1727	2,35E+04
m3/h	7,512	30,68	4,319	33,88
KJ/h	7,37E+03	2,30E+04	4,70E+03	2,66E+04

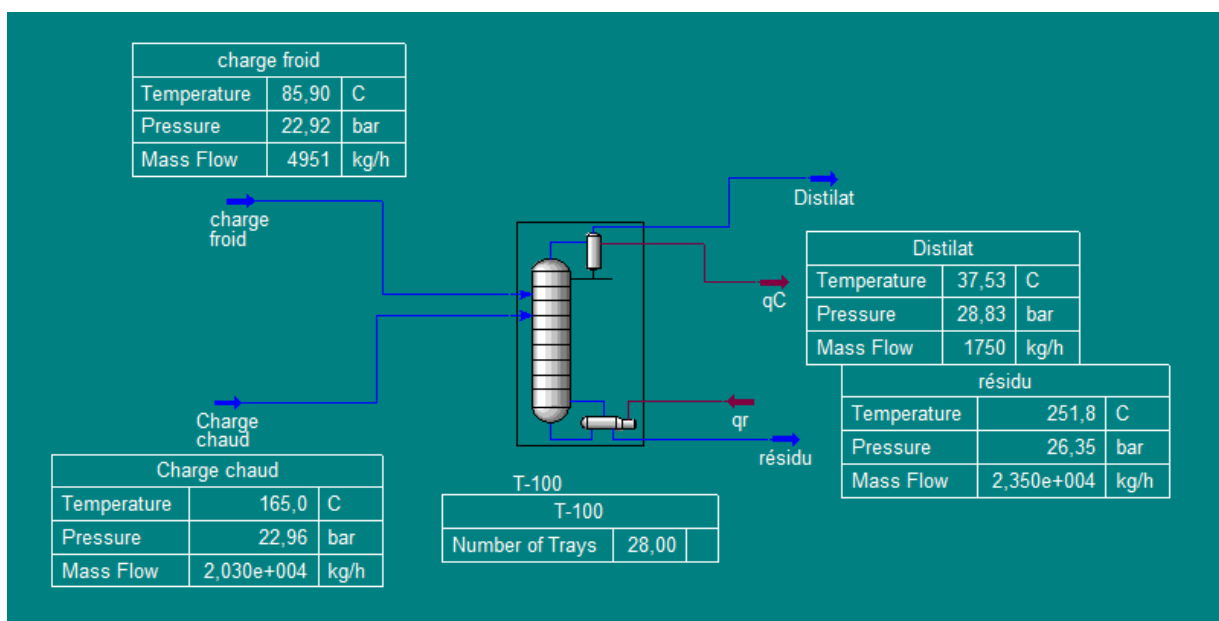
Tableau n°18 : les énergies du rebouilleur et du condenseur

Energies du rebouilleur et du condenseur			
		EC	ER
Heat flow	KJ/h	7,15E+05	8,15E+06

EC : Energie du condenseur,

ER : Energie du rebouilleur.

#### IV.4.5. Schéma de HYSYS:



#### IV.4.6. Comparaison entre les résultats réel et les nouveaux résultats:

Les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

**Tableau n°19 :** Comparaison entre les résultats réel et les nouveaux résultats:

	Les valeurs réelles	Les résultats de hysys
Débit de la charge chaude	222.3kmol/h	222.3kmol/h
Débit de la charge froide	54, 22kmol/h	54, 22kmol/h
Débit de distillat	51, 14kmol/h	56.19kmol/h
Débit de résidu	214, 32kmol/h	220.3kmol/h
Température de la charge chaude	164, 6°C	165°C
Température de la charge froide	85, 7°C	85.90 °C
Température de distillat	56, 7°C	29.85°C
Température de résidu	235, 4°C	255.8°C
La pression de la charge chaude	22.96 bar	22.96 bar
La pression de la charge froide	22.92bar	22.90bar
La pression de distillat	28.80bar	28.83bar
La pression de résidu	26.00bar	26.35bar

#### Sous les contraintes:

- La tension de vapeur de reid : TVR = 11.56 Psia
- La densité :  $d = 386.2\text{kg/m}^3$
- La quantité du condensât récupérée est égale à : Rc = 2, 3 %



**Conclusion**

## **Conclusion :**

L'Algérie s'attelle depuis plusieurs années à une gestion correcte, optimale et efficace des hydrocarbures dont dispose le pays. Dans sa stratégie de valorisation de ces ressources en hydrocarbures, l'Algérie par le biais de la société nationale SONATRACH a mis en place un important plan de développement actuellement en réalisation.

Concernant le stage pratique qu'on a fait, il était très important et bénéfique pour notre formation en tant que raffineurs, car il nous a offert l'occasion de lier ces nos connaissances théoriques avec celles de la pratique, de se rapprocher de la réalité et avec le milieu du travail.

D'après les résultats de calcul, on a constaté que l'amélioration de la qualité et la quantité du condensât est réalisable surtout que les dimensionnements ne seront pas modifiées.

Les ressources algériennes en pétrole sont des quantités peu importantes, donc il est nécessaire de récupérer ce produit (condensât) à partir du traitement du gaz naturel. Mais la quantité du condensât récupérée est faible, donc il faut trouver les meilleurs paramètres (pression, température, débit) qui donnent le maximum du condensât.

Les paramètres de la colonne de stabilisation du condensât sont donc la température et la pression ainsi que le débit.

Il faut donc :

- La réduction de la température de l'alimentation froide de 85,7°C jusqu'à 80°C, ainsi que l'augmentation de la température de la charge chaude de 164.6°C jusqu'à 165.7°C.
- La réduction de la pression de l'alimentation froide de 2292 KPa à 2290 KPa.
- On peut aussi augmenter le débit de la charge chaude et froide.

On a constatés que ce changement récupère 2.3% de condensât stabilisé an les spécifications suivants : - La TVR entre 8 et 11 Psia

- La densité entre 0.70 et 0.73



# **Bibliographique**

**Bibliographie:**

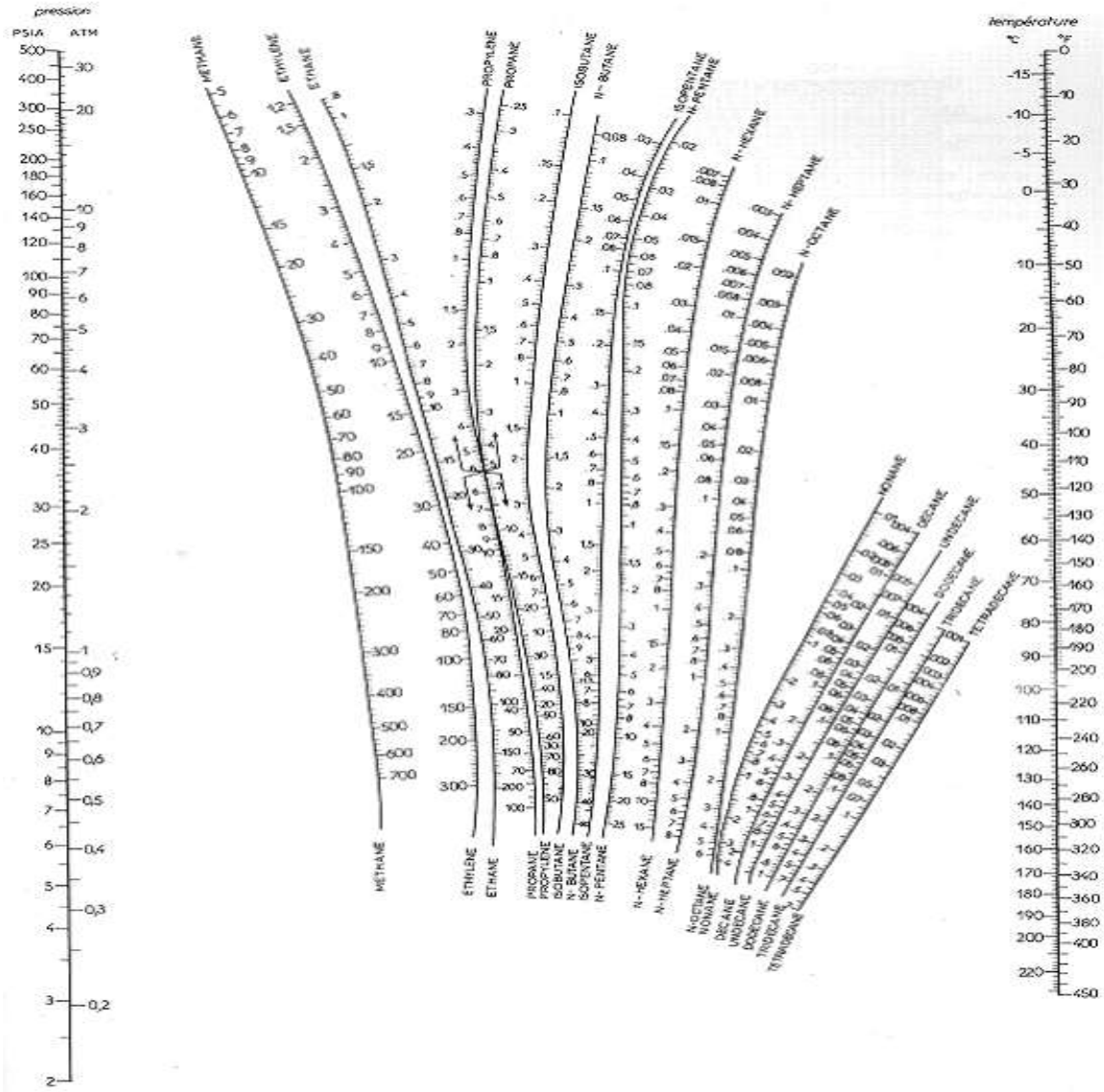
- [1] P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome 2<sup>ème</sup> édition 1972 –Paris.
- [2] P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome II 2<sup>ème</sup> édition 1972 –Paris.
- [3] J. P. WAUQUIER : Procédés de séparation, Editions TECHNIP 1998 –Paris.
- [4] Engineering PERRY HAND BOOK, Edition 1972.
- [5] Engineering DATA BOOK NINTH, Edition 1972.
- [6] P. TROMBOUZE: MATERIELS ET EQUIPEMENTS Editions TECHNIP 1999-Paris.
- [7] A. ROJEY : LE GAZ NATUREL, production, traitement, transport. Editions TACHNIP 1994-Paris.
- [8] Manuel opératoire de l'unité de traitement de Rhoude-Nouss.
- [9] Cours de Raffinage -I- FHC (IGCR02, IGCP02), Boumèrdès 2005-2006.
- [10] Moteur de recherche Google.com (les mots clés : le gaz naturel...).
- [11] A. ROJEY, B. DURAND, C. JAFFRET, S. JULLIAN, M. VALAIS ,Gaz naturel, production, traitement et transport, Publication IFP, édition technip 1994
- [12] : P. WUITHIER «Le pétrole, raffinage et génie chimique 2» ; Edition Technip-Paris ; 1972
- [13] : Proceeding du Séminaire sur le GPL (Développement, promotion) ; Alger ; Avril 1999.
- [15] : Z. HANICHI ; «Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseuse» ; Mémoire de fin d'étude université de BOUMERDES ; 2005.
- [16] A. GOURI, mémoire, Simulation d'un train de traitement de gaz l'aide des outils HYSYS et PRO II, école nationale supérieure polytechnique 2009
- [17] B. Cherief, cours traitement du gaz, IAP (école de Boumerdès, 2013)
- [18] Cours Mr. Michel charron. ingénieur au département transport centre d'expertise et service direction production transport gaz de France . revision :2 en 1998.
- [19] Manuel pour le Transport et la Distribution du gaz, tome IV « traitement du gaz naturel en vue du Transport et de la Distribution », Association Technique de l'industrie du Gaz en France (ATG, Paris), septembre 1987.



# **Les Annexes**

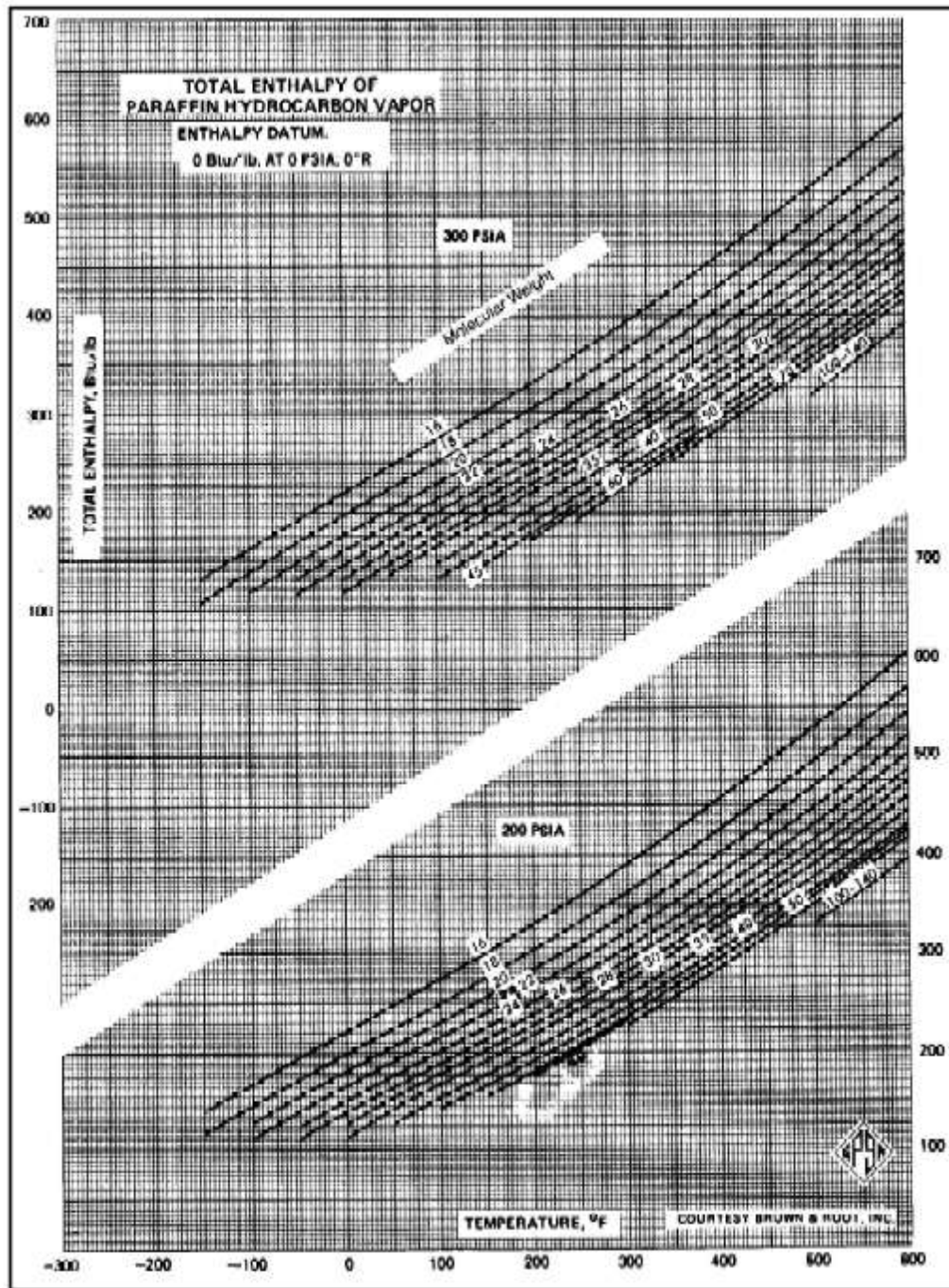
# ANNEXE 01

Diagramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)



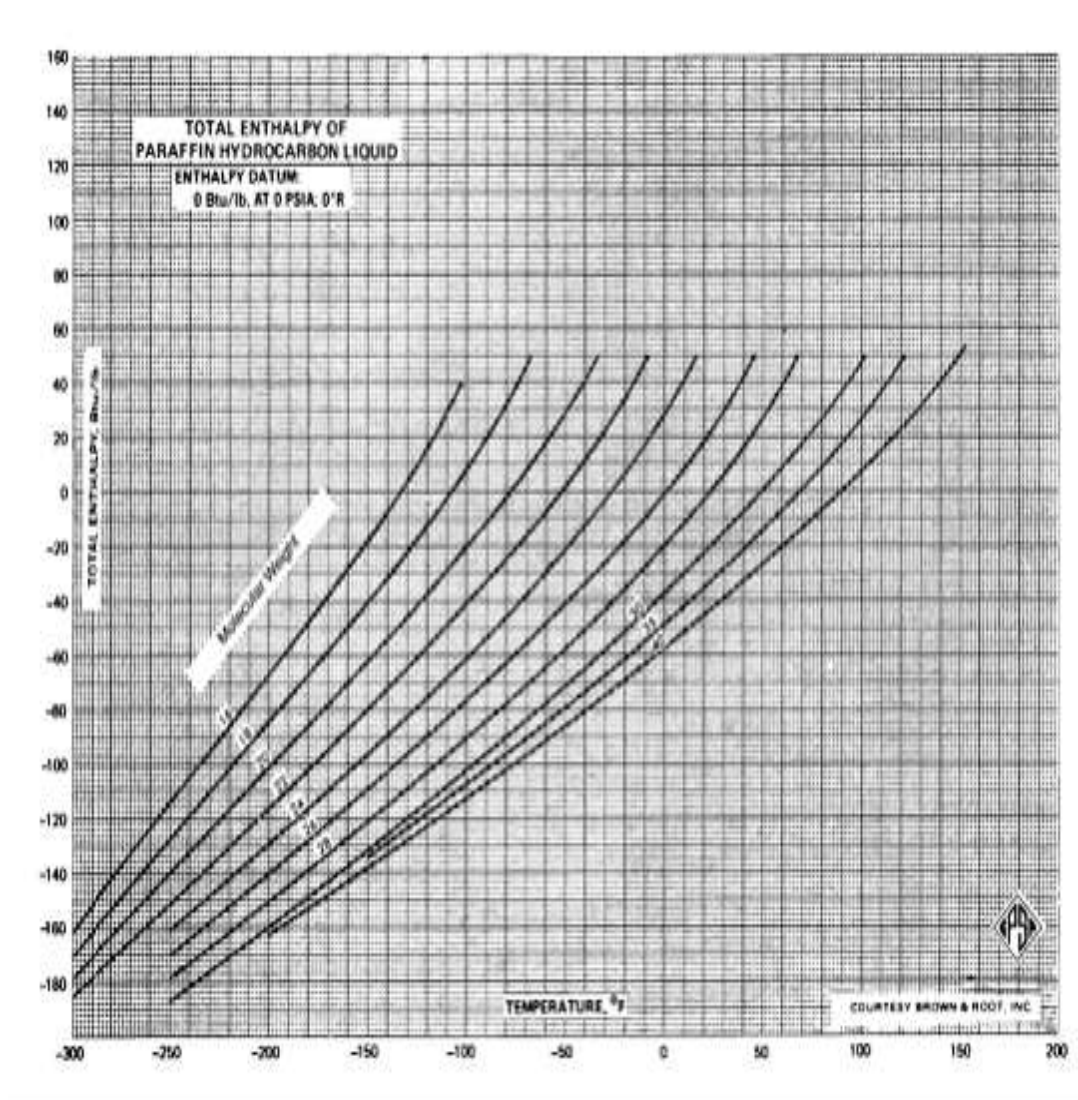
## ANNEXE 2

Diagramme des enthalpies total des paraffines hydrocarbures vapeurs en fonction de la température et la masse molaire



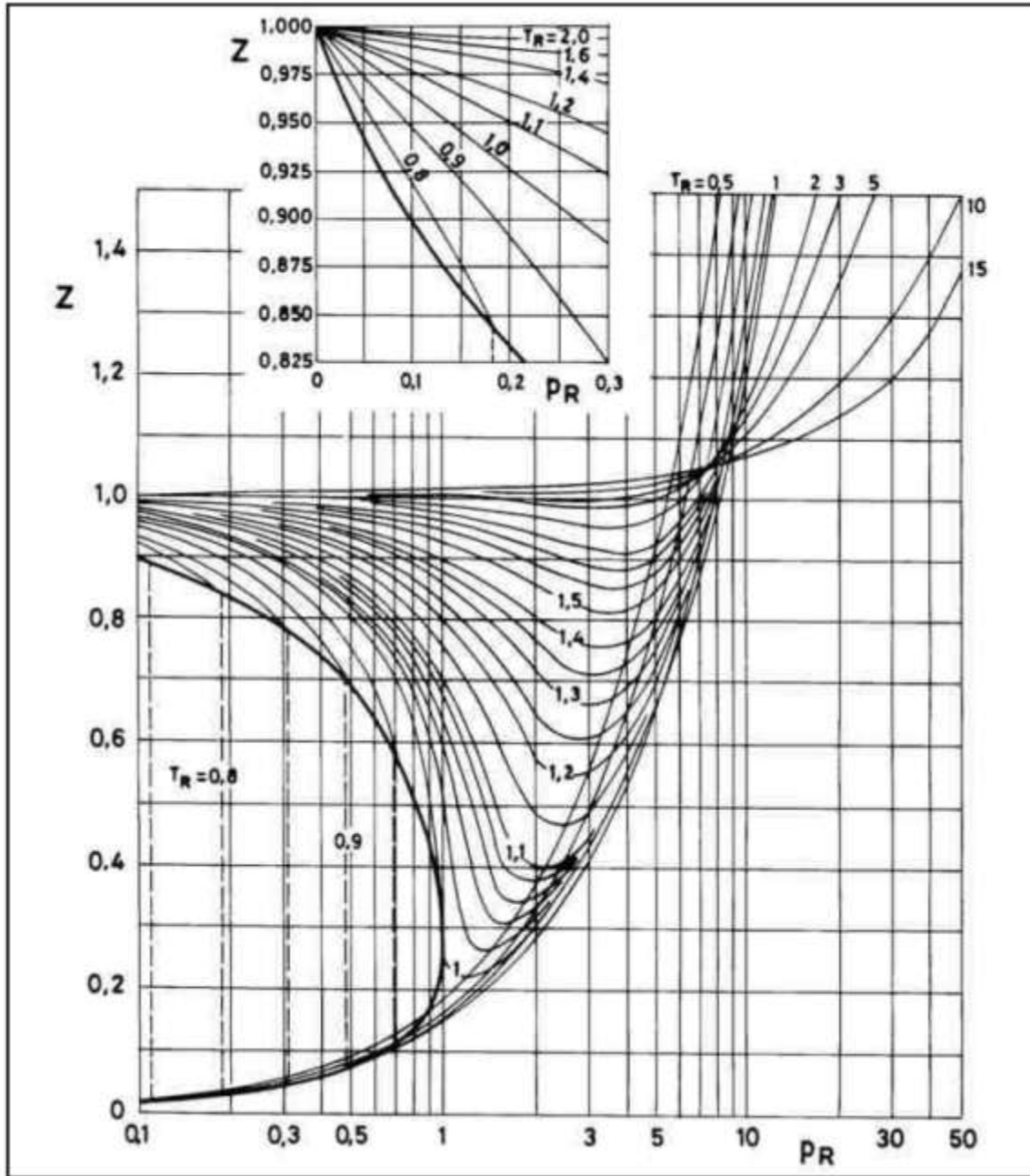
### ANNEXE 3

Diagramme des enthalpies total des paraffines hydrocarbures liquides en fonction de la température et la masse molaire



# ANNEXE 4

Facteur de compressibilité (Z) on foction TC et PC



## Résumé :

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant, l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental favorisant son utilisation, notamment dans les secteurs à forte valeur ajoutée : l'industrie de précision, production de l'électricité etc. Dans cette unité , il y a c'est la colonne de stabilisation qui a pour but d'éliminé le C4<sup>-</sup> et stabilise le condensat .

Notre travail se base à la vérification et l'optimisation de ces paramètres.

**Mot - clé :** gaz naturel , Condensat , colonne de stabilisation ,optimisation

## ملخص:

يلعب الغاز الطبيعي لزيادة الطاقة دور وأهمية من احتياطاتها ومزاياها للبيئة تفضيل استخدامها وخاصة في القطاعات ذات القيمة المضافة العالية : الصناعة الدقيقة، وإنتاج الكهرباء إلخ  
في هذه الوحدة، يوجد عمود الاستقرار الذي لديه غرض إزالة C4<sup>-</sup> واستقرار الغاز المكثف .  
ويستند عملنا على التحقق والاستفادة المثلى من هذه العملية .  
**كلمات مفتاحية:** الغاز الطبيعي - الغاز المكثف - عمود الاستقرار - التحسين .