



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



Université Echahid Hamma Lakhdar. El Oued  
Faculté de la Technologie

Mémoire de Fin d'Etude  
En vue de l'obtention du diplôme de

**MASTER ACADEMIQUE**

**Domaine: Sciences et Technologies**

**Filière: Industrie pétrochimique**

**Spécialité: Raffinage et Pétrochimie**

**Présenté par:**

Yousef Amer Fayez Amer

Dourouni Oualid

Hassi Djamel

**Thème**

*Etude paramétrique du débutaniseur de l'unité  
de séparation du gaz naturel*

Soutenu le 28 /05/2017

**Devant le Jury:**

Mr. ZEGHOUD Laid

Président

Université d'El Oued.

Mr. BOUDOUH Issam

Examineur

Université d'El Oued.

Mr. GUERRAM Abedlmadjid

Rapporteur

Université d'El Oued

**2016/2017**

# Remerciement

*Ce travail a été réalisé au département de génie des procédés de procédé et hydrocarbure à l'Université de EchahidHammaLakhdhar –El-Oued, dans le cadre d'un travail de recherche en Master option : Raffinage et Pétrochimie.*

*En premier lieu, nous tenons à remercier Dieu, notre créateur pour nous avoir donné la force pour accomplir ce travail.*

*Tout d'abord, nous tenons à exprimer notre profonde reconnaissance à notre encadreur **Mr. GUERRA Abdelmajid**, à qui nous adressons notre sincères remerciements pour sa grande disponibilité d'écouter et discuter, et pour ces encouragements constants, ses conseils et ses nombreuses idées. Enfin nous avons eu le plaisir de travailler avec une personne d'une qualité tant scientifique qu'humaine exceptionnelle.*

*Nous exprimons une grande gratitude aux membres de jury d'avoir accepté de juger ce travail.*

*Nous voudrions aussi exprimer toute nos gratitudes et nos remerciements à : **M<sup>me</sup>. LAM9 Nassima***

*Nous remercions également tous les professeurs du département de génie des procédés et pétrochimies.*

*Enfin, nous tenons également à remercier tous nos collègues d'études en 2ème année Master Raffinage & Pétrochimie pour leurs soutiens et leur motivation.*

*Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail*

# Dédicace

Grace à Dieu ce mémoire a été réalisé, je tiens le  
dédier à :

♥ Mes chers parents.

♥ Mon frère et sœurs

♥ Toutes les familles

♥ Tous mes amis en particulier :

Mohamed, Djamel, Youssef, Ali moslem

*Oualid dourouni.*

# Dédicace

Grace à Dieu ce mémoire a été réalisé, je tiens le  
dédier à :

♥ Mes chers parents.

♥ Mon frère et sœurs

♥ Toute la familles

♥ Tous mes amis en particulier :

Mohamed ,walid, Yousef , Ali moslem

*Hassi djamel.*

# Dédicace

Dieu Merci

C'est avec grande joie que je dédie cette thèse :

A mes chers parents, symbole d'amour pour leur soutien moral et matériel

Depuis mon enfance, que Dieu puisse les garder éternellement heureux.

Ma chère mère HANAN et Mon cher père AMER avec mon infinie reconnaissance et pour leurs aides depuis la réalisation de cette thèse.

A tous mes très chers frères

FAYEZ, AHMED, MOHAMMED

A toutes mes très chères sœurs

ARWA, HANEN, BASMA, MONA

A tous mes amis : SELMAN, WALID, HAKIM, DJAMEL

Pour mes chers amis à mon cœur

A tous mes chers professeurs

A tous ceux qui se sont dévoués avec amour et fidélité pour mon chère  
partie et mon peuple

A cher l'Algérie

A tous ceux qui ont participé de près ou de loï à la réalisation de ce modeste  
travail

*Yousef Amer*

# SOMMAIRE

<b>INTRODUCTION GENERALE</b> .....	01
<b>CHAPITRE I :GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL</b>	
<b>I-1</b> Introduction.....	03
<b>I-2</b> Origins.....	03
<b>I-3</b> Gaz naturel dans le monde.....	03
<b>I-3-1</b> Reserves.....	03
<b>I-3-2</b> Production.....	05
<b>I-3-3</b> Demande.....	07
<b>I-4</b> Le gaz naturel en Algérie.....	08
<b>I-4-1</b> Richesses.....	09
<b>I-4-2</b> Reserves.....	10
<b>I-5</b> Les types du gaz naturel.....	11
<b>I-6</b> Caractéristiques du gaz naturel.....	12
<b>I-7</b> Techniques de traitement du gaz naturel.....	14
<b>I-8</b> Techniques de réinjection de gaz.....	16
<b>CHAPITRE II : GENERALITESSUR LES GPL ET LE CONDENSAT</b>	
<b>II-1</b> Le GPL.....	17
<b>II-1-1</b> Définition.....	17
<b>II-1-2</b> Caractéristiques.....	17
<b>II-1-3</b> GPL dans le monde.....	20
<b>II-1-4</b> GPL en Algerie.....	21
<b>II-1-5</b> domaines d'utilisation.....	22
<b>II-2</b> Le condensât.....	24
<b>II-2-1</b> Définition.....	24
<b>II-2-2</b> Caractéristiques de condensât.....	24
<b>II-2-3</b> Domaines d'utilisation.....	25
<b>CHAPITRE III : THEORIE DE RECTIFICATION ET DE TRANSFERT DE CHALEUR</b>	
<b>III-1</b> Théorie de rectification.....	26
<b>III-1-1</b> Introduction.....	26
<b>III-1-2</b> Définition.....	26
<b>III-1-3</b> Lois fondamentales de transfert de matière.....	27
<b>III-1-4</b> Colonne de rectification.....	28
<b>III-1-5</b> Bilan matière de la colonne.....	32
<b>III-1-6</b> utilisation de la volatilité.....	34
<b>III-1-7</b> Choix de la pression dans la colonne.....	35
<b>III-1-8</b> Régime de la température dans la colonne.....	35
<b>III-1-9</b> Taux de vaporisation.....	36
<b>III-1-10</b> Choix du taux de reflux.....	37
<b>III-1-11</b> Bilan thermique de la colonne.....	37

<b>III-2</b> Théorie de transfert de chaleur.....	38
<b>III-2-1</b> Définition.....	38
<b>III-2-2</b> Différents modes de transfert de chaleur.....	38
<b>III-2-3</b> Lois fondamentales de transfert de chaleur.....	40
<b>III-2-4</b> Classification des appareils de transfert de chaleur.....	41
<b>CHAPITRE IV :CALCUL DE LA COLONNE DE DEBUTANISEUR</b>	
<b>IV-1</b> Données de départ.....	43
<b>IV-2</b> Composition et débit massique et molaire de la charge.....	44
<b>IV-3</b> Bilan de matière.....	45
<b>IV-4</b> Calcul de la pression et la température dans le ballon de reflux.....	47
<b>IV-5</b> Calcul de la pression dans les différentes zones de la colonne.....	48
<b>IV-6</b> Calcul de la température aux différentes zones de la colonne.....	49
<b>IV-7</b> Détermination de la volatilité relative.....	50
<b>IV-8</b> Taux de vaporisation de la charge.....	51
<b>IV-9</b> Calcul du taux de reflux minimal.....	52
<b>IV-10</b> Calcul du taux de reflux optimal.....	54
<b>V-11</b> Calcul du taux de rebouillage.....	54
<b>IV-12</b> Calcul de taux de rebouillage optimal.....	55
<b>IV-13</b> Bilan thermique de la colonne.....	55
<b>CHAPITRE V : SIMULATION DE LA COLONNE DE DEBUTANISEUR</b>	
<b>V- 1</b> Présentation graphique des résultats de simulation .....	62
<b>V-1-1</b> Effet du débit de la charge chaude sur la production et la qualité du GPL et Condensât.....	62
<b>V-1-2</b> Effet de la température de la charge froide sur la production et la qualité de GPL et de condensât.....	66
<b>V-1-3</b> L'effet du débit de la charge froide sur la production et la quantité des produits.....	70
 <b>CONCLUSION GENERALE</b> .....	 75
<b>BIBLIOGRAPHIE</b>	
<b>ANNEXE</b>	

## *Liste Des Tableaux*

Tableau I.1 :Réserves prouvées de gaz naturel .....	04
Tableau I.2 :Production de gaz naturel en 2015.....	06
Tableau I.3 : Production et exportation de gaz naturel en (Mtep).....	09
Tableau I.4:Spécifications typiques pour un gaz commercial.....	15
TableauII.1:Comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence.....	18
Tableau II.2:Caractéristiques des composants des GPL.....	18
Tableau II.3: Le point d'ébullition et la masse volumique des GPL.....	19
Tableau II.4 :Caractéristiques des condensats.....	25
TableauIV.1:Caractéristiques de la charge.....	43
TableauIV.2:1 <sup>er</sup> Charge (charge froide).....	44
TableauIV.3 :2 <sup>eme</sup> charge (charge chaude).....	44
Tableau IV.4 : Composition et débits massique et molaire du distillat.....	46
Tableau IV.5 : Composition et débits massique et molaire du résidu.....	47
Tableau IV.6 : Pression dans le ballon de reflux .....	48
Tableau IV.7 : Température de rosée au sommet de la Colonne.....	49
Tableau IV.8 : Température de bulle au fond de la colonne .....	50
Tableau IV.9:Zone d'alimentation.....	50
Tableau IV.10 : Zone de rectification.....	51
Tableau IV.11: Zone d'épuisement.....	51
Tableau IV.12 : 1 <sup>ere</sup> Charge (charge froide).....	52
Tableau IV.13 : 2 <sup>eme</sup> Charge (charge chaud).....	52
Tableau IV.14: Alimentation froide .....	53
Tableau IV.15: Alimentation chaude.....	53
36Tableau IV.16: Calcul du reflux minimal.....	54
Tableau IV.17: Calcul du taux de rebouillage.....	54

Tableau IV.18 : Alimentation de la charge froide.....	55
Tableau IV.19: Alimentation de la charge chaude.....	56
Tableau IV.20: Composition et masse moléculaire du résidu et de distillat.....	56
Tableau IV.21: Calcul de la quantité de reflux froid optimal .....	60
Tableau IV.22: Calcul de la quantité du rebouillage optimale .....	60

## *Liste Des Figures*

Figure I.1 :Répartition des réserves prouvées en 1995, 2005 et 2015.....	04
Figure I.2 :Production de gaz naturel de 1971 à 2015 par région .....	05
Figure I.3 :1973 et 2015 parts régionales de production de gaz naturel .....	06
Figure I.4 : Consommation de gaz naturel par région.....	07
Figure I.5 : Demande de gaz naturel dans le monde e.2020.....	08
Figure I.6 :Répartition des réserves gazières en Algérie .....	10
Figure II.1:Tensions de vapeur du butane et propane à la température ambiante.....	19
Figure II.2 :Évolution de la production mondiale des GPL par région (2000-2012).....	20
Figure II.3 :Évolution de la demande mondiale des GPL par région (2000).....	21
Figure II.4 :Consommation mondiale des GPL par secteur (2007).....	24
Figure III.1 :Schéma synoptique de la colonne de rectification.....	29
Figure III.2 :D'un plateau avant montage de ses clapets.....	31
Figure III.3 :Des écoulements dans une colonne à plateaux.....	31
Figure V.1: Variation de débit de reflux en fonction de débit de la charge chaude.....	62
Figure V.1: Variation de débit de GPL en fonction de débit de la charge chaude.....	63
Figure V.2: Variation de débit de condensât en fonction de débit de la charge chaude.....	63
Figure V.3: Variation de C2- en fonction de débit de la charge chaude.....	64
Figure V.4: variation de la densité de condensât en fonction de débit de la charge chaude.....	65
Figure V.5: variation de C5+ en fonction de débit de la charge chaude.....	65
Figure V.7 : variation de débit de reflux en fonction de la température de la charge froide.....	66
Figure V.6: variation de débit de condensât en fonction de la température de la charge froide.....	67
Figure V.7: variation de débit de GPL (T/j) en fonction de la température de la charge froide.....	67
Figure V.8: variation de C2- en fonction du de la température de la charge froide.....	68
Figure V.9: variation de C5+ en fonction de la température de la charge froide .....	68
Figure V.10: variation de la densité de C5+en fonction de la température de la charge froide.....	69
Figure V.11: variation de débit de reflux en fonction du débit de la charge froide.....	70
Figure V.12: variation de débit de GPL en fonction de débit de la charge froide.....	70
Figure V.13: variation de débit de condensât en fonction de débit de la charge froide.....	71
Figure V.14: variation de C2- en fonction de débit de la charge froide.....	72
Figure V.15: variation de C5+ en fonction de débit de la charge froide.....	73
Figure V.16: variation de la densité de condensât en fonction du débit de la charge froide.....	74

## *Liste Des Abréviations*

<i>Symboles</i>	<i>Désignation</i>	<i>Unité</i>
$L'_F$	Débit molaire de la 1 <sup>ère</sup> charge ( charge froide ) .	[kmol/h]
$L'_{Ch}$	Débit molaire de la 2 <sup>ème</sup> charge ( charge chaude ).	[kmol/h]
$L_i$	Débit massique du constituant « i » dans la charge	[kg/h]
$L'_i$	Débit molaire du constituant « i » dans la charge	[kmol/h]
$D$	Débit massique du distillat	[kg/h]
$D'$	Débit molaire du distillat	[kmol/h]
$D_i$	Débit massique partiel du constituant « i » dans le distillat	[kg/h]
$D'_i$	Débit molaire partiel du constituant « i » dans le distillat	[kmol/h]
$R$	Débit massique du résidu (condensât).	[kg/h]
$R'$	Débit molaire du résidu (condensât).	[kmol/h]
$R_i$	Débit massique partiel du constituant « i » dans le résidu	[kg/h]
$R'_i$	Débit molaire partiel du constituant « i » dans le résidu	[kmol/h]
$X'_{Li}$	Concentration molaire de chaque constituant dans la charge	mol/l
$X'_{Ch,i}$	Concentration molaire du constituant « i » dans la charge chaude.	mol/l
$X'_{F,i}$	Concentration molaire du constituant « i » dans la charge froide.	mol/l
$y'_{Di}$	Concentration molaire du constituant « i » dans le distillat.	mol/l
$x'_{R,i}$	Concentration molaire du constituant « i » dans le résidu.	mol/l
$X'_{o,i}$	Concentration molaire du constituant i dans la phase liquide.	mol/l
$Y'_{o,i}$	Concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur.	mol/l
$X'_{L,i}$	Concentration molaire du constituant i dans la charge.	mol/l
$e'_o$	Taux de vaporisation molaire de la charge	
$r'$	Taux de condensation molaire.	
$M_i$	Masse moléculaire de chaque constituant de la charge	(kg/kmol)
$h_{Ch}$	Enthalpie molaire de la charge biphasique chaude	(Kcal/Kmole)
$h_F$	Enthalpie molaire de la charge biphasique froide	(Kcal/Kmole)
$e_{Ch}$	Taux de vaporisation de la charge chaude	
$e_F$	Taux de vaporisation de la charge froide	
$H_{0,Ch}$	Enthalpie molaire de la phase vapeur de la charge chaude	(Kcal/Kmole)
$H_{0,F}$	Enthalpie molaire de la phase vapeur de la charge froide	(Kcal/Kmole)
$h_{0,Ch}$	Enthalpie molaire de la phase liquide de la charge chaude	(Kcal/Kmole)
$h_{0,F}$	Enthalpie molaire de la phase liquide de la charge froide	(Kcal/Kmole)
$h_D$	Enthalpie molaire du distillat à l'état liquide.	(Kcal/Kmol)
$H_D$	Enthalpie molaire du distillat à l'état vapeur	(Kcal/Kmol)
$h_R$	Enthalpie molaire du résidu.	(Kcal/Kmol)
$h'_R$	Enthalpie molaire du résidu chaud provenant du rebouilleur	(Kcal/Kmol)

$G_R$	Débit de l'effluent provenant du rebouilleur (Kmol/h).	(Kmol/h)
$G_r$	Quantité de rebouillage.	(Kmol/h)
$g_x$	Débit du reflux liquide froid	(Kmol/h)
$\Delta Q$	Perte de chaleur	[kcal/h]
$K_i$	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans la charge	
$K_r$	Constante d'équilibre du composant clé lourd	
$K$	Facteur de correction	
$M_i$	Masse molaire du constituant « i »	[kg/kmol]
$P_b$	Pression de ballon de reflux	[atm]
$P_S$	Pression au sommet de la colonne	[atm]
$P_L$	Pression de l'alimentation	[atm]
$P_{L,Ch}$	Pression de l'alimentation chaude	[atm]
$P_{L,f}$	Pression de l'alimentation froide	[atm]
$P_f$	Pression au fond de la colonne	[atm]
$Q_F$	Charge thermique de l'alimentation froide	[kcal/h]
$Q_{Ch}$	Charge thermique de l'alimentation chaude	[kcal/h]
$Q_D$	Charge thermique du distillat	[kcal/h]
$Q_R$	Charge thermique du résidu	[kcal/h]
$Q_{Con}$	Charge thermique extraite par le condenseur	[kcal/h]
$Q_{Rb}$	Charge thermique fournie chaude	[kcal/h]
$(rf)_{min}$	Taux de reflux minimal	
$(rf)_{opt}$	Taux de reflux optimal	
$(rb)_{min}$	Le taux de rebouillageminimal	
$(rb)_{opt}$	Le taux de rebouillage optimal	
$T_f$	Température au fond de la colonne	[°C]
$T_s$	Température au sommet de la colonne	[°C]
$T_b$	Température dans le ballon de reflux	[°C]
$T_C$	Température moyenne de fluide réfrigérant.	[°C]
$W_i$	Fraction massique du constituant « i »	
$\Delta P_1$	Perte de charge .	[atm]
$\Delta P_2$	Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.	[atm]
$\Delta P$	Pertes de charges au niveau de chaque plateau .	[atm]
$nP$	Nombre de plateaux entre le sommet et l'Alimentation	
$\alpha_i$	Volatilité relative du constituant « i »	
$\alpha_{im}$	La volatilité relative moyenne du constituant (i)	
$\alpha_{Di}$	Volatilité relative moyenne dans la zone de rectification	
$\alpha_{Li}$	La volatilité relative moyenne du constituant (i) dans l'alimentation.	
$\alpha_{Ri}$	La volatilité relative moyenne du constituant (i) dans la zone d'épuisement.	

<b><math>\Phi</math></b>	Constante d'UNDERWOOD	
<b><math>G_r</math></b>	Quantité de rebouillage	[kmol/h]
<b><math>\rho</math></b>	Masse volumique du fluide	[kg/m <sup>3</sup> ]
<b>V</b>	Vitesse caractéristique du fluide	[m/s]
<b>L</b>	Dimension caractéristique [m]	
<b><math>\mu</math></b>	Viscosité dynamique du fluide	[Kg/(m.s)]
<b>Tm<sup>3</sup></b>	Milliers de milliards de mètres cubes	
<b>Tcf</b>	Milliers de milliards de pieds cube	
<b>R/P</b>	Réserves/Production	

# Introduction générale

## ***INTRODUCTION GENERALE***

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons :Le pétrole et le gaz naturel, qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie.

Face au pétrole, son concurrent sur les marchés des combustibles, mais souvent son associé dans les gisements d'hydrocarbures et au cours de leur exploitation, le gaz est apparu comme une forme d'énergie difficile à mettre en œuvre, tout particulièrement en raison du poids des investissements et des coûts de transport jusqu'au consommateur.

L'intérêt croissant pour le gaz naturel vient du fait que celui-ci est choisi pour sa souplesse d'utilisation, sa propreté et en fin l'abondance relative des ressources.

Dans les années soixante, les découvertes de gaz et la multiplication des projets entraînent un véritable décollage de la production mondiale. Au bout de dix années de croissance, à la fois de la production et des réserves prouvées, le gaz naturel a quitté sa place de second rang.

Aujourd'hui, l'industrie gazière se repositionne et entame une nouvelle phase de croissance et fait émerger une «nouvelle économie » du gaz.

Les progrès technologiques, les nouvelles approches économiques et commerciales, les stratégies les intervenants, la globalisation, les fusions et les alliances, se sont combinés pour donner au gaz le dynamisme nécessaire à la matérialisation de l'espoir qu'il nourrit pour devenir « l'énergie du 21<sup>ème</sup> siècle. ».

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant; l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan économique et environnemental, favorisent son utilisation.

Les coûts techniques de production, de traitement et surtout de transport du gaz naturel restent toutefois élevés et représentent un handicap d'exploitation. Dans ces conditions, les progrès techniques qui permettent de réduire ces coûts, devraient jouer dans l'avenir un rôle majeur dans le développement du commerce international de gaz naturel.

Pour cela nous avons étudié l'effet de la variation du débit de la charge froide et la charge chaude ainsi la température de la charge froide à l'entrée dudébutaniseur sur la qualité et la quantité de GPL et de condensât produits afin de mettre à leur disposition quelques recommandations sur le bon fonctionnement de cette colonne.

Pour l'exposé de notre mémoire et de nos principaux calculs nous procédons comme suit :

Après une introduction générale, on présente dans le premier chapitre des généralités sur le gaz naturel, pour mettre en considération les principales caractéristiques du gaznaturel.

Dans le deuxième chapitre des généralités sur le GPL et le Condensât, nous avons parlés sur leur caractéristique et le domaine d'utilisation.

Après une bref description sur la théorie de rectification qui présent la base de notre travail (chapitre III), dans le quatrième chapitre nous exposons la méthodologie de calcul afin d'étudier les variations paramétriques sur la qualité et la quantité des produits finis.

Nous avons présenté tous les résultats de calcul concernant la simulation et le dimensionnement de débutaniseur dans le quatrième chapitre avant de terminer notre travail par une conclusion générale.

# **PARTIE THEORIQUE**

**Chapitre -I-**  
**GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL**

## **I-1 Introduction**

Le gaz naturel est une énergie primaire bien répartie dans le monde, propre et de plus en plus utilisée. Elle dispose de nombreuses qualités : abondance relative, souplesse d'utilisation, qualités écologiques, prix compétitifs. 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, et la distribution.

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 % de méthane (CH<sub>4</sub>). [1]

## **I-2 Origines du gaz naturel**

Les différentes compositions du gaz naturel sont dues à la diversité de ses origines, qui peuvent être :

### ✧ **Un gaz bactérien**

Le mode bactérien est dû à l'action de bactéries sur les débris organiques qui s'accumulent dans les sédiments, le gaz ainsi formé est appelé gaz bactérien ou bio chimique.

### ✧ **Un gaz thermique**

Au cours de l'évolution des bassins sédimentaires, les sédiments sont portés à des températures et pressions croissantes, subissant ainsi une dégradation thermique qui va donner, en plus des hydrocarbures, une large gamme de composés non hydrocarbonés.

### ✧ **Un gaz inorganique**

Le mode inorganique de formation des gaz d'hydrocarbures reste très secondaire. Les gaz volcaniques ou les sources hydrothermales contiennent parfois du méthane et les inclusions fluides des minéraux des roches métamorphiques ou magmatiques renferment souvent des hydrocarbures légers, principalement du méthane.[2]

## **I-3 Gaz naturel dans le monde :**

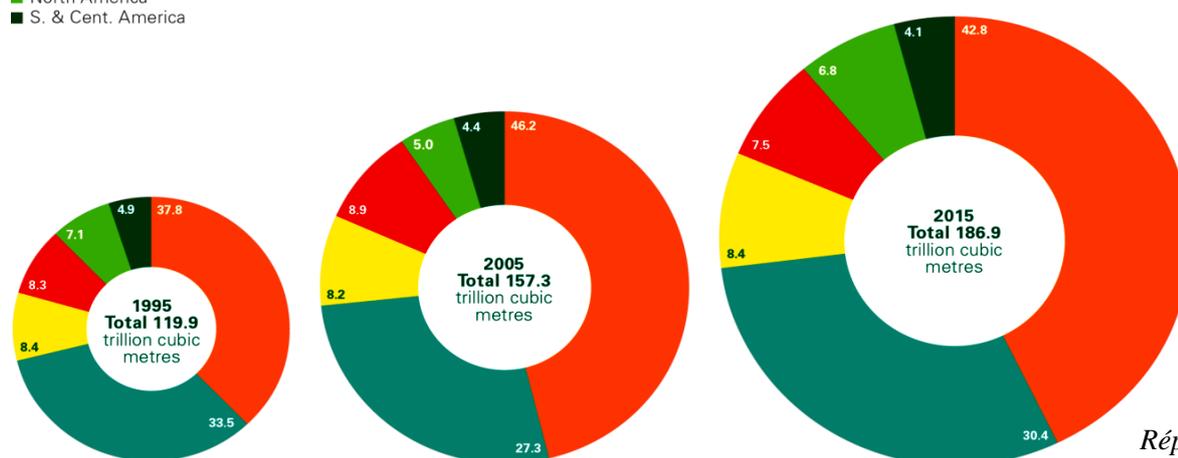
### **I-3-1 Réserves de gaz :**

En 2015, selon BP, les réserves mondiales prouvées (réserves estimées récupérables avec une certitude raisonnable dans les conditions techniques et économiques existantes) de gaz naturel atteignaient 186 900 milliards de mètres cubes, en baisse de 0,1 % par rapport à l'année précédente mais en hausse de 18,8 % par rapport à 2005 et de 56 % par rapport à 1995.[3]

**Tableau I.1: Réserves prouvées de gaz naturel [3]**

Pays	1995 (Tm <sup>3</sup> )	2005 (Tm <sup>3</sup> )	2015 (Tm <sup>3</sup> )	2015 (Tcf)	% 2015	ratio R/P
Iran	19.4	27.6	34.0	1201.4	18.2 %	176.8
Russie	31.1	31.2	32.3	1139.6	17.3 %	56.3
Qatar	8.5	25.6	24.5	866.2	13.1 %	135
Turkménistan	Nd	2.3	17.5	617.3	9.4 %	241
États-Unis	4.7	5.8	10.4	368.7	5.6 %	13.6
Arabie Saoudite	5.5	6.8	8.3	294	4.5 %	78
Émirats arabes unis	5.9	6.1	6.1	215.1	3 %	109
Venezuela	4.1	4.3	5.6	198.4	3.0 %	173
Nigeria	3.5	5.2	5.1	180.5	2.7 %	102
Algérie	3.7	4.5	4.5	159.1	2.4 %	54

- Middle East
- Europe & Eurasia
- Asia Pacific
- Africa
- North America
- S. & Cent. America



*réerves prouvées en 1995, 2005 et 2015 [3]*

**Figure I.1 :**  
*Répartition des*

### I-3-3 Production mondiale du gaz naturel :

En 2015, selon BP, le monde a produit 3 538,6 Gm<sup>3</sup>de gaz naturel, en hausse de 2,2 % par rapport à l'année précédente et de 26,8 % par rapport à 2005. [3]

Les données de production de gaz naturel sont assez complexes à interpréter, car les modes de calcul peuvent ou non prendre en compte le gaz associé brûlé en torchère, compter les volumes de gaz avant ou après extraction des polluants, etc. Les données de l'Agence internationale de l'énergie sont ainsi

différentes de celles de BP, avec une production mondiale de 3 590 Gm<sup>3</sup> pour 2015, dépassant de 1,4 % celle de BP (3 539 Gm<sup>3</sup>).[4]

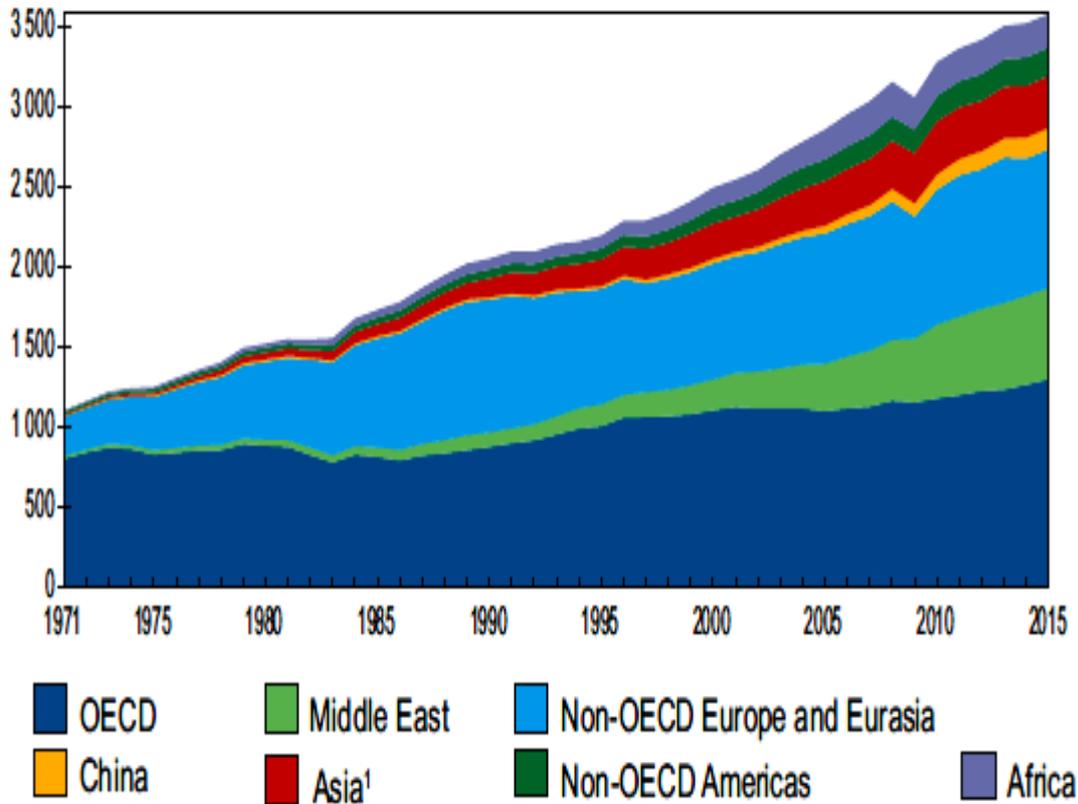


Figure I.3 :1973 et 2015 parts régionales de production de gaz naturel [4]

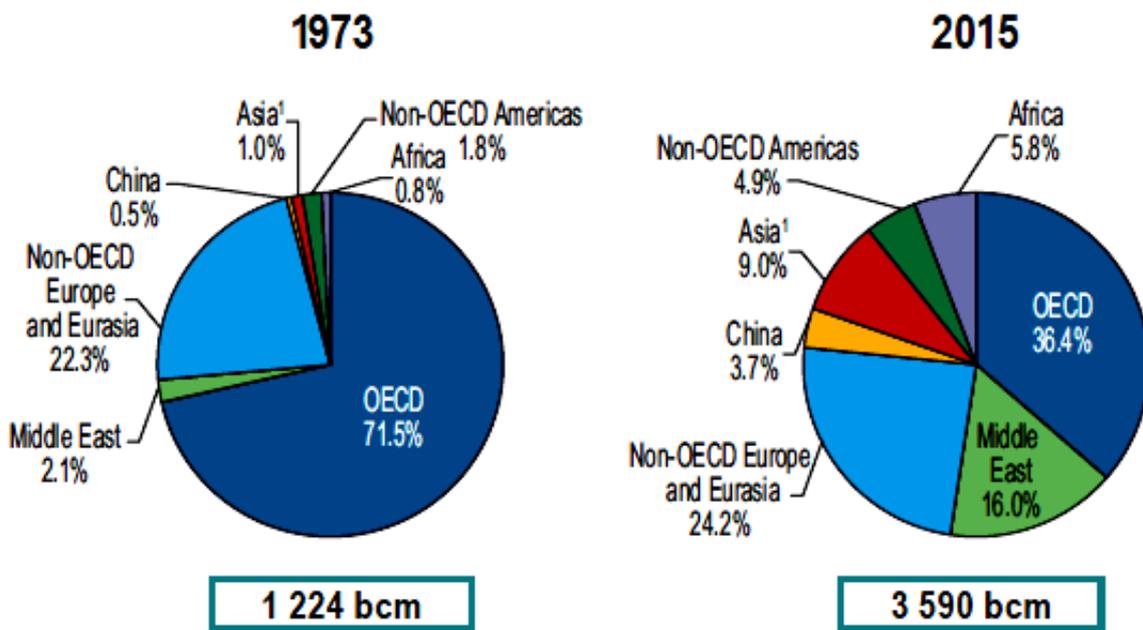


Tableau I.2 :

1. Asia excludes China and OECD countries of Asia.

<b>Pays</b>	<b>Production (Gm<sup>3</sup>)</b>	<b>% du total</b>
<b>États-Unis</b>	767	22,0%
<b>Russie</b>	573	16,1%
<b>Iran</b>	192	5,4%
<b>Qatar</b>	181	5,1%
<b>Canada</b>	163	4,6%
<b>Chine</b>	138	3,9%
<b>Norvège</b>	117	3,3%
<b>Arabie saoudite</b>	106	3,0%
<b>Algérie</b>	83	2,3%
<b>Indonésie</b>	75	2,1%

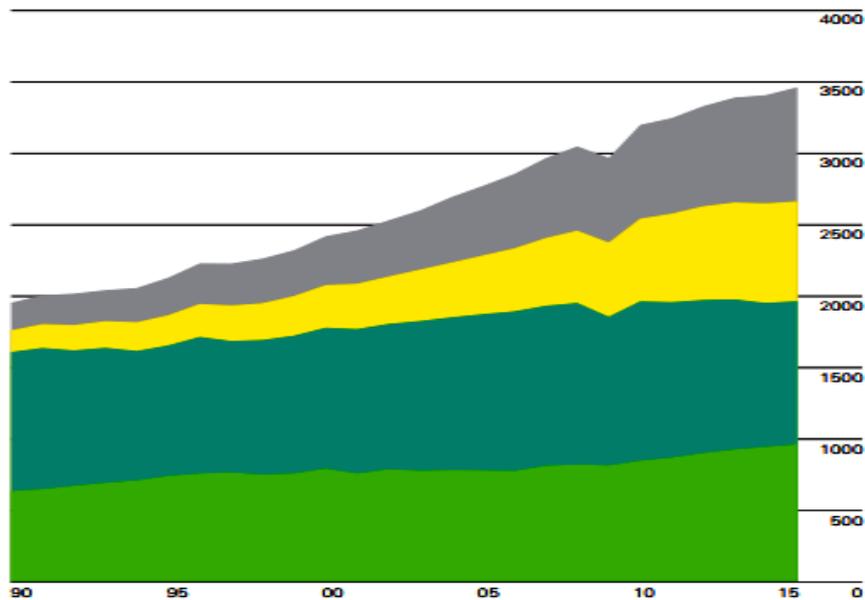
#### **I-2-4 Demande mondiale en gaz naturel :**

La croissance de la demande de gaz naturel a été très faible en 2014 (+0,4%), principalement en raison de la chute de la consommation européenne (-12%), elle-même due en grande partie à l'exceptionnelle douceur de l'hiver.[6]

Le gaz naturel était en 2014 la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde avec 21,2 % de l'approvisionnement mondial en énergie primaire, après le pétrole (31,3 %) et le charbon (28,6 %) ; sa part a fortement progressé : elle n'était que de 16 % en 1973. [4]

En 2015, selon BP, le monde a consommé 3 468,6 Gm<sup>3</sup> de gaz naturel, en hausse de 1,7 % par rapport à l'année précédente et de 25 % par rapport à 2005.[3]

Les États-Unis restent de loin les premiers consommateurs de gaz dans le monde, dépassant le total cumulé des trois pays suivants, la Russie, l'Iran et la Chine. Comme pour le pétrole, la Russie, en crise économique, enregistre une forte baisse de sa consommation. L'Ukraine, qui avait déjà vu sa consommation de gaz réduite de plus de 15 % entre 2013 et 2014, enregistre cette fois une baisse de plus de 20 %. En conflit persistant avec la Russie sur des questions de tarifs, l'Ukraine a cessé fin 2015 de s'approvisionner directement en gaz russe et dépend de livraisons venues d'Europe. Ses achats auprès de la Russie devraient reprendre en 2016. Après une très forte baisse en 2014 due à des températures exceptionnellement clémentes, les pays européens ont retrouvé des consommations plus normales. [5]



**Figure I.4 :** Consommation de gaz naturel par région [3]

Croissance de la consommation (+ 1,7%) a également accéléré à partir d'un très faible 2014, mais est restée inférieure à la moyenne de 10 ans de 2,3%. Le Moyen-Orient a enregistré le taux de croissance régionale la plus forte (+ 6,2%), tandis que la consommation en Europe et en Eurasie a diminué de 0,3%, avec une baisse en Russie croissance compensation dans l'UE. [3]



**Figure I.5 :** Demande de gaz naturel dans le monde en 2020[7]

#### **I-4 Le gaz naturel en Algérie :**

L'Algérie a une importante industrie du gaz naturel, et un important producteur de gaz au niveau mondial.

A la fin de 1953, plusieurs campagnes de sismiques aboutirent à la mise en évidence d'une zone haute pouvant constituer un anticlinal, notamment dans la région de Hassi Ramel, un premier forage (HR1) a été réalisé en 1956. Huit puits sont alors réalisés, délimitant ainsi une structure anticlinale constituant un grand réservoir de gaz.

Ce premier développement du champ permet de préciser le viciés des niveaux géologiques et d'approfondir les connaissances sur le réservoir et son effluent.

Quatre puits sont reliés à un centre de traitement permettant l'exploitation commerciale du champ, dès février 1961 deux unités livrent du gaz à GL4-Z à travers un gazoduc reliant Hassi- Ramel à Arzew, le condensât était évacué à Aoudh El Hamra via l'oléoduc «N°8 ». Depuis la mise en exploitation, plusieurs étapes ont été marquées avant d'atteindre la phase actuelle de développement.

De 1961 à 1971, la production annuelle de gaz brut passe de 0,8 à 3,2 milliards de m<sup>3</sup> et celle du condensât passe de 126 000 à 623 000 tonnes.

De 1971 à 1974 : des études des réservoirs permettent de définir le mode d'exploitation du champ.

En 1974, parallèlement à ces études, une extension du centre de traitement était réalisée par l'adjonction de six nouvelles unités d'une capacité totale de 300.106 m<sup>3</sup>/j. Un programme de forage complémentaire était porté sur 23 nouveaux puits réalisés entre 1971 et 1974.

Depuis 1980, l'Algérie est devenue l'un des grands exportateurs mondiaux de gaz naturel. Une particularité à souligner est que l'Algérie a pu réaliser diverses installations de liquéfaction de gaz naturel qui lui permettent de le commercialiser sous forme liquide et le transporter dans des méthaniers vers le marché extérieur (Etats-Unis, Europe.. etc.).

Parallèlement à ce mode de transport l'Algérie a pu transporter son gaz par des gazoducs reliant directement Hassi Ramel à l'Europe, c'est ainsi qu'elle exploite actuellement le fameux gazoduc transméditerranéen qui relie l'Algérie à l'Italie et la Slovénie via la Tunisie [8].

L'Algérie est le seul pays maghrébin qui possède avec le gaz une ressource vraiment stratégique pour les pays de la Communauté économique européenne. C'est aussi l'Etat qui amené la politique la plus nationaliste en matière économique depuis son indépendance : jusqu'à la fin des années quatre-vingt, la politique algérienne excluait toute idée de sociétés mixtes avec ses compagnies étrangères. L'Algérie dépend pour ces recettes extérieures, et ce quasi exclusivement, de ses ventes d'hydrocarbures, parmi lesquelles le gaz et les produits dérivés qui sont de plus en plus demandés en Europe. [11]

#### **I-4-1 Les richesses gazières en Algérie :**

L'Agence internationale de l'énergie classait l'Algérie au 10<sup>ème</sup> rang mondial des producteurs de gaz naturel en 2015 avec 2,3 % de la production mondiale et au 6<sup>ème</sup> rang mondial des exportateurs de gaz naturel avec 5,3 % du total mondial.[4]

*Tableau I.3 : production et exportation de gaz naturel en (Mtep)[9]*

Année	1990	2000	2010	2013	2014
<b>Production</b>	38,84	69,83	71,95	68,89	70,19
<b>Exportation</b>	62,67	53,00	48,64	40,29	37,94

En 2015, l'Algérie a produit 83,0 milliards de m<sup>3</sup> de gaz naturel, soit 74,7 Mt ep, en baisse de 0,4 % (-6 % depuis 2005). Elle se classe au 9<sup>ème</sup> rang mondial avec 2,3 % de la production mondiale et au 1<sup>er</sup> rang en Afrique. [3]

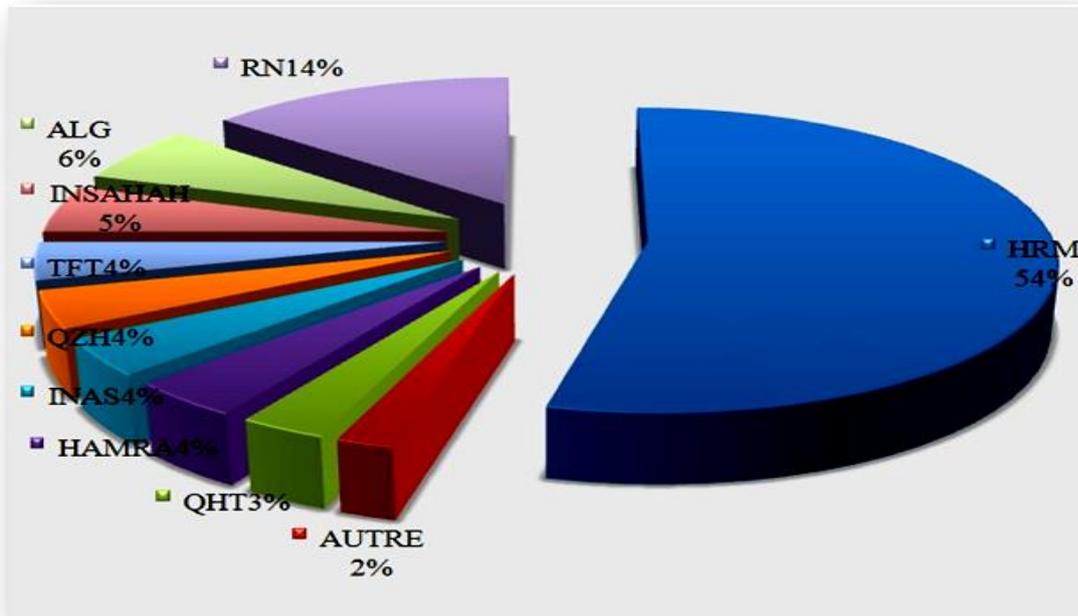
#### **I-4-2 Les réserves gazières en Algérie:**

Les réserves prouvées de gaz naturel de l'Algérie étaient estimées par BP à 4 500 milliards de m<sup>3</sup> fin 2015 (159,1 trillions US de pieds cubes), soit 54 années de production au rythme de 2015. Ces

réerves classaient l'Algérie au 10<sup>ème</sup> rang mondial avec 2,4 % du total mondial, et au 2<sup>ème</sup> rang en Afrique derrière le Nigeria. [3]

A la fin de l'année 2010 les réserves prouvées de gaz naturel sont estimées à 4.5.10<sup>9</sup>m<sup>3</sup>. Au cours des dix dernières années les bassins de Berkine et d'Illizi ont enregistré les taux de réussite les plus élevés dans l'exploration, avec respectivement 51% et 50%.

Parmi les autres bassins de Berkine qui se classent comme les plus fructueux figure le bassin d'Oued M ya ou ils ont effectué une autre découverte de gaz et de pétrole en 2002, ainsi que les bassins de Timimoune et Hassi Messaoud. (Voire **Figure I.6**). [8]



*Figure I.6 : Répartition des réserves gazières en Algérie [10]*

## **I-5 Les différents types de gaz:**

### **I-5-1 Gaz sec:**

Un gaz sec ne forme pas une phase liquide dans les conditions de production c'est-à dire que les points représentant les conditions dans les réservoirs et en surface se trouvent tous les deux en dehors du domaine biphasique. Au cours de la production d'un tel gaz, il ne se forme jamais de phase liquide, ceci reste vrai lorsque la pression dans le réservoir décroît avec le temps. Pendant l'exploitation du gisement, cette situation implique un domaine biphasique relativement étroit. Le gaz doit être concentré en méthane et contenir peu d'hydrocarbures plus lourds que lui.

### **I-5-2 Gaz humide :**

Un gaz est dit humide s'il y a production de phase liquide en surface sans qu'il y ait condensation rétrograde dans le gisement. Dans le cas gaz humide la température du réservoir est supérieure à la température de cri condensation (désigne le point de l'enveloppe du domaine courbe de bulle – courbe de rosé qui correspond à la température maximale d'un équilibre biphasique) et l'isotherme qui correspond à la température du réservoir ne traverse pas la zone biphasique et il n'apparaît pas de

phase liquide dans le réservoir lorsque la pression baisse en cours de production. Par contre il se forme une phase liquide en surface, le point de coordonnées ( $T_s$ ,  $P_s$ ) qui représente les conditions de surface étant situées dans le domaine liquide –vapeur.

Si les conditions en surface restent fixées au cours de l'exploitation du gisement, la fraction liquide produite en surface reste constante et la composition de l'effluent n'évolue pas au cours du temps, un tel gaz est normalement moins concentré en méthane qu'un gaz sec.[4]

### **I-5-3 Gaz à condensât :**

Dans le cas d'un gaz à condensât, une phase liquide peut se former dans le réservoir par condensation rétrograde, la température  $T_g$  du réservoir est comprise entre la température critique (point de croisement entre la courbe de bulle et la courbe de rosée) et la température cricondentherme. Tandis que le point représentant les conditions dans le réservoir se trouve à l'intérieur ou au-dessus de la zone de condensation rétrograde. Lors de la production, La décompression du gaz à la température conduit à la formation, par condensation rétrograde, d'une phase liquide qui se dépose dans la roche réservoir. [4]

### **I-5-4Gaz associé:**

Le gaz associé coexiste dans la roche réservoir avec un gisement de pétrole. Il peut être sous forme de gaz dissous dans l'huile ou forme de gaz de couverture (gaz cap) situé au-dessus de réserve de pétrole (huile).

En examinant le diagramme de phase du système formé par l'huile et le gaz associé présent le dans le réservoir, le point qui représente les conditions du réservoir se trouve alors dans le domaine biphasique. Le mélange se compose en effet d'une phase liquide(huile) et d'une phase gazeuse.

Lorsque l'huile est produite. La pression diminue et une partie du gaz dissous est libérée. Cette traction gazeuse est habituellement séparée en surface, le gaz qui reste dissous dans les conditions de séparation est ensuite libéré par détentes successives, la dernière détente étant réalisée à une pression voisine de la pression atmosphérique.

La quantité de gaz dissoute ainsi libérée, soit à la condition du séparateur de tête, soit aux conditions standards est caractérisée par le GOR (gas-oil Ratio) défini comme le rapport des volumes respectifs de gaz libéré et d'huile résiduelle.[4]

### **I-6 Caractéristiques du gaz naturel :**

Au stade final de son exploitation le gaz naturel aux caractéristiques suivantes :

#### **I-6-1la masse volumique :**

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en  $\text{Kg} / \text{m}^3$ , elle est fonction de la température et de la pression, en d'hors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards :

- Condition normale :  $T = 0 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $P = 1 \text{ atm}$ .
- Condition standard :  $T = 25 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $P = 1 \text{ atm}$ . [5]

### **I-6-2 Volume massique :**

Représente le volume occupé par unité de masse de gaz, il est donc l'inverse de la masse volumique et s'exprime en  $\text{m}^3/\text{Kg}$ . [4]

### **I-6-3 La densité :**

Elle est définie pour un gaz comme étant le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans des conditions bien déterminées de température et de pression, comme elle peut être obtenue à partir de sa masse moléculaire que l'on peut définir à partir de sa composition chimique en utilisant la relation :

$$\text{Densité du gaz} = \text{masse moléculaire} / 28.966$$

### **I-6-4 Pouvoir calorifique :**

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence, le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en **Joules / m<sup>3</sup>** [5].

#### **I-6-4-1 types des pouvoirs calorifiques**

On distingue deux pouvoirs calorifiques :

##### **A- Pouvoir calorifique supérieur PCS :**

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

##### **B- Pouvoir calorifique inférieur PCI :**

Il correspond à la combustion dans laquelle l'eau reste à l'état vapeur ; le **PCI** diffère du **PCS** d'une quantité de chaleur latente de vaporisation de l'eau. [5]

### **I-6-5 Composition chimique :**

Indique la nature des composés d'hydrocarbures et d'autres constituants du gaz, et leur importance relative dans le mélange par l'intermédiaire de leur fraction volumique ou moléculaire.

La composition chimique d'un gaz est utilisée pour l'étude de vaporisation, et elle sert aussi à calculer certaines de ses propriétés en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de son exploitation. Elle est déterminée par méthode chromatographique en phase gazeuse.

Tous les hydrocarbures présents dans le gaz naturel appartiennent à la série des paraffines de formule générale:  $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$ . à cela s'ajoute :  $\text{N}_2, \text{H}_2\text{S}, \text{CO}_2$ .

En faibles quantités (traces) on trouve l'Argon (l'**Argon** est un élément chimique, de symbole **Ar** et de numéro atomique 18, Masse atomique : 39.948), l'Hélium, (condensat l'Argon, GPL) et de l'eau salée. [5]

### **I-7 Techniques de traitement du gaz naturel:**

Le traitement du gaz naturel consiste à séparer les constituants présents à la sortie du puits tel que l'eau, le 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. Il est généralement préférable de ne réaliser sur le site de production que les traitements qui rendent le gaz transportable.

Les principaux traitements qui sont effectués sont :

- 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 condensat d'eau libre), et l'étape de traitement qui suit dépend du mode de transport adopté.
- Le gaz naturel ainsi que ses différentes fractions peuvent être transportés 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<sub>2</sub>S** : toxique et corrosif.
- Le dioxyde de carbone **CO<sub>2</sub>** : 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.
- L'azote : de valeur thermique nulle.

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 rétrogradée.

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.

Des spécifications typiques pour un gaz commercial sont présentées sur le tableau suivant

**Tableau I.4:** Spécifications typiques pour un gaz commercial [6]

PCS	39100 à 39500 (KJ/m <sup>3</sup> )
Point de Rosée HC	Inférieur à - 6°C.
Teneur en eau	Inférieur à 150ppm Vol.

Compte tenu 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. [6]

Pour réaliser ces opérations, il existe des procédés de traitement de gaz naturel.

### **I-7-1 Procédé Pritchard :**

Le procédé Pritchard connu aussi sous le nom de réfrigération mécanique est le plus simple et le plus direct procédé pour la récupération des liquides. Il est muni d'une boucle de réfrigération externe utilisant généralement le propane comme fluide frigorigène avec un compresseur pour ramener les frigories de la basse vers la haute pression opératoire. [7]

### **I-7-2 Procédé Hudson :**

Le procédé Hudson est un procédé qui prédomine la récupération des GPL. Il utilise la pression du gaz brut pour produire des frigories par une détente à travers un turbo expédié.

Comme cette détente est presque isentropique, les températures seront plus basses et plus importantes que dans la vanne Joule-Thomson (détente iso-enthalpique).

Il est important dénoter que la détente de l'expédier fourni un travail considérable. Ce dernier est utilisé dans une étape ultérieure (par un compresseur centrifuge) pour comprimer le gaz résiduel du procédé. [7]

Une fois le gaz naturel traité à travers les procédés Hudson et Pritchard, on obtient les produits suivant : gaz sec, gaz de réinjection, GPL et condensats.

## **I-8 Techniques de réinjection de gaz :**

### **I-8-1 Objectif de la réinjection :**

La récupération des hydrocarbures liquides. Elle est limitée par suite de la condensation au niveau des réservoirs et permet de :

- a) Réduire cette condensation par le maintien de pression.
- b) Maximiser l'extraction des hydrocarbures liquides en balayant les gaz humides.
- c) Produire un potentiel optimal en condensât et GPL sans avoir recours au torchée des gaz excédentaires, d'où une meilleure flexibilité d'exploitation des unités de traitement de gaz.

### **I-8-2 Principe de réinjections :**

Pour pouvoir réinjecter le gaz sec dans le gisement, il faut le porter à une pression suffisante qui puisse vaincre la pression naturelle de gisement. Ceci revient à fournir une certaine énergie au gaz à réinjecter en le comprimant à des pressions plus élevées. Ce transfert d'énergie est réalisé par des grands compresseurs, et entraînés par des turbines à gaz ou des moteurs d'une haute puissance unitaire. [6]

## **Chapitre -II-**

# **GENERALITES SUR LE GPL ET CONDANSAT**

## II- Le GPL et Le Condensât :

### II-1 Le GPL

#### II-1-1 Définition des GPL

Le GPL ou Gaz de Pétrole Liquéfiés ; représente les fractions légères d'hydrocarbures paraffiniques qui sont des hydrocarbures gazeuses liquéfiées composés majoritairement de coupe en C<sub>3</sub> et C<sub>4</sub>, le propane (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>) et le butane (C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>) étant les principaux composants.[16]

Les GPL sont issus à plus de 60% des champs de gaz naturel. Pour le reste, ils proviennent du raffinage du pétrole brut dont ils représentent entre 2 et 3% de l'ensemble des produits raffinés. [16]

#### II-1-2 Les caractéristiques des GPL

En général, les particularités physico-chimiques des GPL (courbe de distillation, tension de vapeur, poids spécifique, pouvoir calorifique, rendement dans les moteurs, etc.) dépendent de leur teneur en divers hydrocarbures.[17]

##### II-1-2-1 Le pouvoir calorifique des GPL

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 (**voir tableau II.1**). 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 0,730 kg/litre. Un moteur alimenté avec l'essence développe une puissance supérieure de 10 à 12%. L'augmentation du rendement global des GPL par rapport à l'essence peut s'expliquer par une meilleure combustion due à une plus grande homogénéité du mélange gaz/

*Tableau II.1: Comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence [17]*

<i>PouvoirCalorique</i>	<i>Essence</i>	<i>GPL</i>
<i>Pouvoircalorique supérieur (kcal/kg)</i>	11300	11850
<i>Pouvoir calorifique inférieur (kcal/kg)</i>	10500	11000
<i>Pouvoir calorifique supérieur (kcal/litre)</i>	8200	6480
<i>Pouvoir calorifique inférieur (kcal/litre)</i>	7600	6050

Un litre de GPL a une valeur énergétique de 22,5% inférieure à celle contenue dans un litre d'essence.

Un mélange GPL doit respecter les spécifications suivantes :

- Moins de 50% de propane et plus de 19% de butane en volume.
- Pression de vapeur comprise entre 7,5 et 11,5 bar à 50°C.

**Tableau II.2:** Caractéristiques des composants des GPL [18], [19]

	<b>Propane</b>	<b>isobutane</b>	<b>n-butane</b>
<b>Formule chimique</b>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
<b>Tension de vapeur à 10°C (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	6,2	1,3	1,5
<b>Point d'ébullition à 760mm Hg (°C)</b>	-42	-11,7	-0,5
<b>Densité du liquide à 15°C</b>	0,51	0,56	0,58
<b>Litres de gaz obtenus à partir d'un litre de liquide</b>	272,7	229,3	237,8
<b>Densité de la vapeur à 15°C</b>	1,86	2,45	2,45
<b>Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)</b>	11980	11828	11586
<b>Température d'auto inflammation (°C)</b>	480	480	420
<b>Kg d'air comburant par kg de gaz</b>	15,8	15,6	15,6
<b>Nombre d'octane</b>	96	97	89
<b>Limite d'explosion (%)</b>	2,2 à 9,4	--	1,9 à 8,5
<b>TVR à -20°C</b>	2,6	0,6	0,5
<b>TVR à 0°C</b>	5	1,7	1,1
<b>TVR à +20°C</b>	9	2,3	2,2
<b>TVR à +40°C</b>	14,5	5,7	4

### II-1-2-2 Point d'ébullition et la masse volumique :

Le point d'ébullition et la masse volumique des GPL sont représentés :

**Tableau II.3:** Le point d'ébullition et la masse volumique des GPL [20]

	<b>Point d'ébullition (°C)</b>	<b>Masse volumique du liquide (kg/m<sup>3</sup>) à 15°C</b>	<b>Masse volumique du gaz (kg/m<sup>3</sup>) à 15°C</b>
<b>Butane</b>	0	585	2,50
<b>Propane</b>	-42	515	1.85

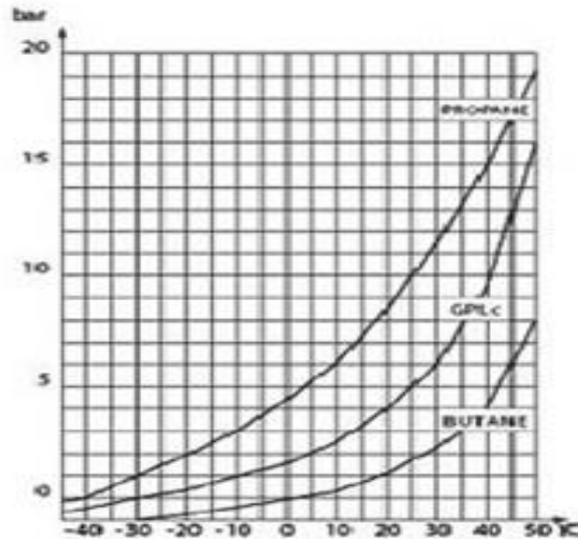
- 1 litre de butane liquide libère 239 litres de gaz (15°C – 1bar)
- 1 litre de propane liquide libère 311 litres de gaz (15°C – 1 bar)

Ces caractéristiques physiques confèrent à cette énergie un avantage certain du point de vue du stockage et du transport.[20]

### II-1-2-3 Tension de vapeur :

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

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



*Figure II.1: Tensions de vapeur du butane et propane à la température ambiante [20]*

Il faut une température supérieure à :

- 0°C pour obtenir un débit gazeux en butane,
- - 40°C en propane.[20]

### II-1-2-4 Caractéristiques du butane et du propane commerciaux :

#### ➤ Le butane commercial :

Le butane commercial est 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.[21]

#### ➤ Le propane commercial :

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 bar, ce qui correspond à un intervalle de (11,5-19,3 bar à 50°C). La teneur en soufre est limitée en masse. Le test d'évaporation doit conduire à un point final d'ébullition inférieur ou égal à -15°C.[22]

### II-1-3 GPL dans le monde

#### II-1-3-1 La production mondiale en GPL

La production mondiale des GPL est passée de 120 millions de tonnes en 1985 [23], à 164,7 millions de tonnes en 1994, à 177,8 millions de tonnes en 1997 [24] et à 210 millions de tonnes en 2002. [23]

La compagnie Purvin&Gertz a estimé que les ressources atteindront approximativement 270 million tonnes en 2012 (figure II.2). [25]

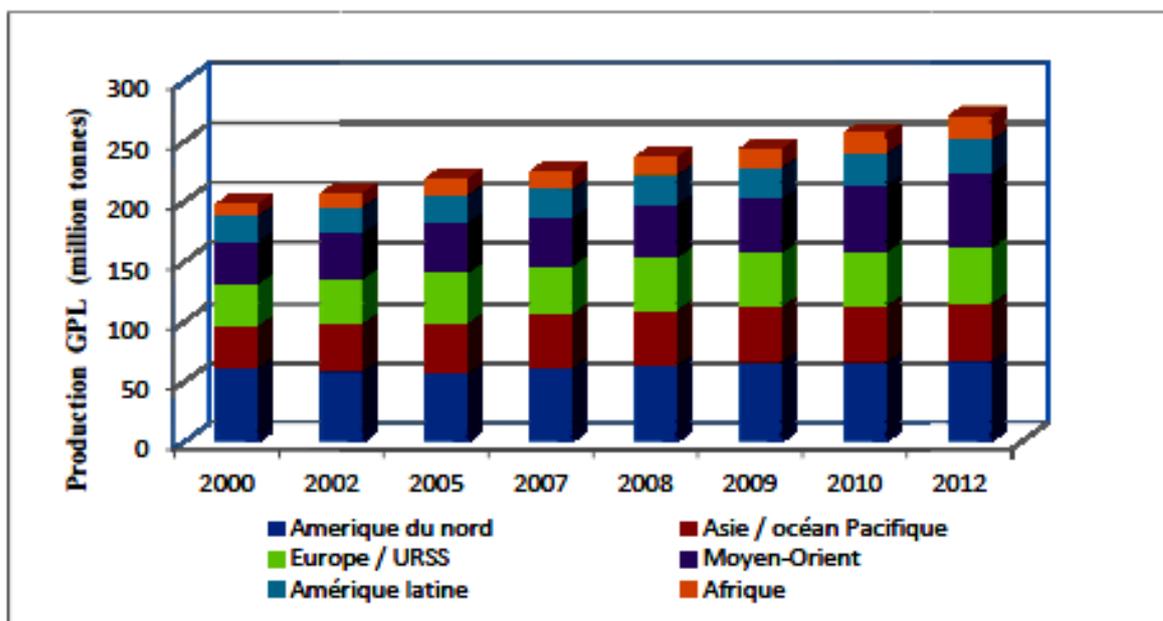


Figure II.2: Évolution de la production mondiale des GPL par région (2000-2012) [25]

### II-1-3-2 La consommation mondiale en GPL

Actuellement, les GPL représentent 2% de la consommation énergétique mondiale.

La demande mondiale en GPL a augmenté à un rythme bien supérieur à celui de la demande énergétique totale en atteignant 170 MT en 2000. Cette demande est dominée par le secteur résidentiel dans le marché asiatique et par leur secteur de raffinage (18%) et de la pétrochimie (43%) aux Etats-Unis. La demande en Europe est équilibrée entre ces trois secteurs.

Presque la moitié de la demande des GPL globale vient des marchés résidentiels et commerciaux pour emploi domestique et pour les entreprises. La demande globale en GPL est supposée augmenter approximativement à 239 millions de tonnes en 2008 à environ 270 millions de tonnes en 2012 (figure II.3). [25]

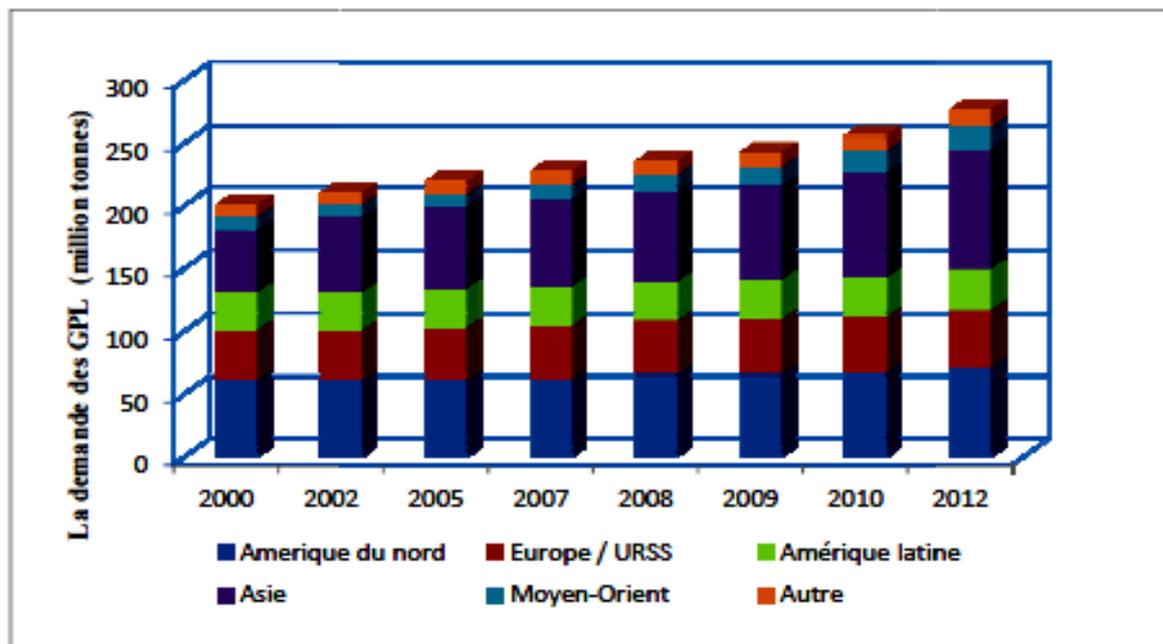


Figure II.3: Évolution de la demande mondiale des GPL par région (2000) [25]

#### **II-1-4 GPL en Algérie :**

L'Algérie est encore la plus grande productrice des GPL en Afrique avec production dépassant 9 millions de tonnes par an. C'est aussi le deuxième plus grand exportateur dans le monde après l'Arabie saoudite.

Purvin&Gertz attend que la production du GPL continue à s'étendre rapidement en Afrique. Il est prévu que la production du GPL atteigne 22 millions de tonnes en 2012. Il est attendu la plus grande augmentation de la production de l'Algérie et du Nigeria.[25]

#### **II-1-5 Domaines d'utilisation :**

##### **a) Le GPL dans l'agriculture :**

Les GPL sont couramment utilisés dans le secteur agricole pour la déshydratation et le séchage des végétaux, le chauffage des serres, le désherbage thermique (en substitution de produits chimiques), comme carburant pour les véhicules agricoles et comme insectifuge. Energie moderne et écologique, les GPL peuvent jouer un rôle essentiel dans le développement de l'agriculture.[26]

##### **b) Le GPL dans l'automobile :**

Le GPL est le carburant alternatif le plus facilement substituable aux carburants traditionnels (essence et gazole). Il est l'alternative la plus utilisée dans le monde avec plus de 13 millions de véhicules. L'intérêt majeur du GPL carburant réside dans ses très faibles émissions de polluants en comparaison des carburants les plus courants, essence et gazole. Il permet ainsi de limiter l'impact sur l'environnement et la santé humaine tout en contribuant aussi à limiter les émissions de gaz à effet de serre [26]. Ils sont également d'une qualité de combustion complète et ne génèrent aucune particule.[30]

##### **c) Le GPL dans les loisirs :**

La transportabilité des GPL, les gaz butane et propane, et leurs caractéristiques environnementales en font un combustible idéal pour les applications de loisirs, à la fois sur terre comme sur l'eau. Que l'on soit sous une tente, en camping-car ou en caravane, les GPL sont couramment utilisés comme combustible de cuisson. Sur un terrain de camping ou même dans son jardin, un barbecue alimenté aux GPL assure une température constante tout en limitant les émissions de CO<sub>2</sub>. De plus, les GPL limitent les émissions nocives de polluants locaux (pas de suie – pas de particules, par exemple), il est donc un partenaire privilégié pour profiter de la nature et de la vie en plein air. Facilement transportable, avec de multiples possibilités de conditionnement, les GPL sont l'énergie la plus flexible d'utilisation. Ils répondent ainsi parfaitement aux besoins de millions d'amateurs de loisirs de plein air dans le monde entier.[26]

##### **d) Le GPL dans la cuisiner :**

Cuisiner est une des activités indispensables les plus énergivores au monde. Dans les pays industrialisés, les consommateurs ont la possibilité généralement de choisir une cuisinière ou un four

fonctionnant au butane ou propane (les GPL), au gaz naturel ou à l'électricité. Dans les pays en voie de développement, la majorité des habitants utilisent des combustibles locaux (par exemple le bois, les résidus de récolte ou les déjections animales) avec des incidences néfastes pour la santé (particules – produits chimiques – suies...) comme pour l'environnement (déforestation...).[26]

**e) Le GPL dans le chauffage :**

Maisons et hôtels exigent une source d'énergie fiable pour une variété d'applications comprenant le chauffage central, l'eau chaude, le chauffage des piscines voire la climatisation, par exemple, en sus de la cuisson. Les GPL peuvent répondre à tous ces besoins et présentent l'avantage supplémentaire de garantir particuliers et entreprises des risques de ruptures ou de fluctuations d'alimentation en énergie.[26]

**f) Le GPL dans la production d'énergie :**

Les GPL étant les seuls combustibles conventionnels, à la fois disponibles, accessibles partout et plus propres, ils sont le complément naturel des énergies renouvelables : ils apportent l'énergie nécessaire lorsque les éléments naturels (air, soleil, eau) ne sont pas ou plus à même d'en fournir. Ils permettent également la production localisée d'électricité grâce à de générateurs indépendants et à la micro cogénération. Pour ces productions autonomes d'énergie, l'empreinte carbone des GPL est plus faible que celle du charbon, du fuel ou de l'essence. [26]

**g) Le GPL dans l'industrie :**

Les GPL soutient un large éventail de procédés industriels et de services, notamment là où une grande précision et flexibilité dans les températures de procédé, ainsi qu'une forte flamme, sont nécessaires.[28]

Il s'agit d'un carburant polyvalent idéalement utilisé dans de nombreuses applications industrielles et procédés de production. Ceux-ci incluent le chauffage de l'espace, du procédé et de l'eau, le traitement des métaux, le séchage, la production alimentaire, la production pétrochimique 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, dans laquelle 18% des GPL consommés en pétrochimie et 10% en éthylène .On trouve parmi les principaux produits qu'on peut obtenir à partir de la transformation des GPL ; le propane, le n-butane et l'isobutane [27]. Ainsi que l'alimentation des fours industriels, des fours et des fours, entre autres.[28]

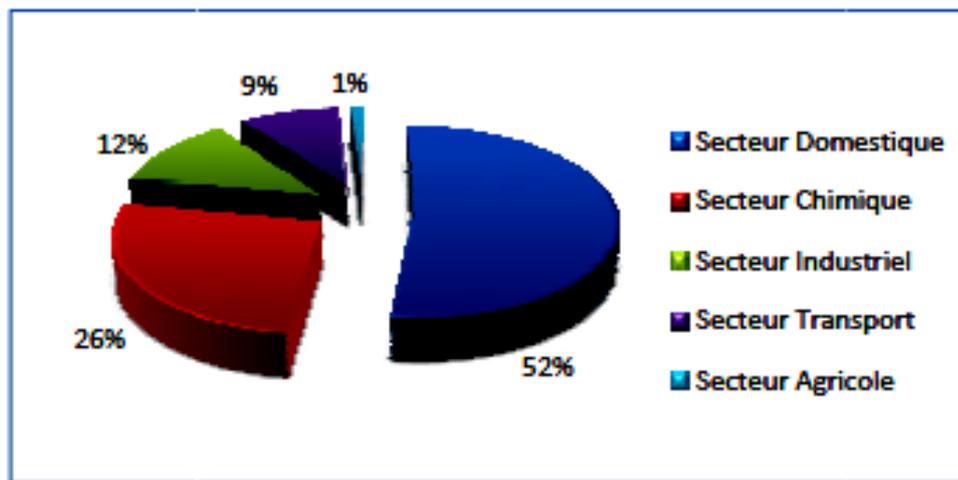


Figure II.4: Consommation mondiale des GPL par secteur (2007)[29]

## II-2 Le condensât :

### II-2-1 Définition de condensât :

Le condensat Appelés aussi liquides de puits de gaz naturel qui contient d'hydrocarbures paraffiniques, de ( $C_5H_{12}$ ) jusqu'au ( $C_{12}H_{26}$ ) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât avec (pression atm et température). [31]

### II-2-2 Caractéristiques des condensats :

Appelés aussi liquides de puits de gaz naturel, les condensats sont un liquide incolore avec une odeur d'essence. Ils désignent la fraction légère à partir du pentane.

Les condensats sont associés au gaz naturel mais aussi aux gaz associés des champs de pétrole. Ils se trouvent dans les gisements à l'état gazeux et se condensent lorsqu'ils sont refroidis par la détente à la sortie. Ils sont essentiellement utilisés dans deux secteurs industriels, à savoir, le raffinage et la pétrochimie.

Les condensats sont Hautement inflammables et évaporable à T et P normale, ils ne sont pas électro conducteur, présente un danger d'explosion du fait de l'étincelage électrostatique par coulage, filtration, etc.

Les vapeurs de condensats sont toxiques. Parmi Les symptômes ressentis par l'homme, on distingue l'irritation des yeux, étourdissement, etc. la concentration des vapeurs des condensats doit être maintenue à 30 ppm dans les locaux de travail et cela en réalisant une ventilation. [31]

Tableau II.4 : Caractéristiques des condensats[31]

<b>Poids spécifique</b>	Entre 0,7 et 0,8
<b>Point d'éclair</b>	< - 40 °C
<b>Limite d'inflammabilité</b>	1,4 à 7,6 % dans l'air
<b>Densité de vapeur</b>	Vapeur 3 à 4 fois plus grande que celle de l'air

### **II-2-3 Domaine d'utilisation de condensat :**

- a) utilisé pour la production des oléfines dans la pétrochimie.
- b) Les condensats de gaz naturel sont utilisés pour diluer le pétrole brut lourd ou le bitume.
- c) Les condensats de gaz naturel sont utilisés matières de base industrielles, ou comme composé de fluidification dans la production de l'essence.
- d) Les condensats de gaz naturel sont utilisés comme composant fluide dans les opérations de forage des puits de pétrole et de gaz.[31]

## **Chapitre -III-**

# **THEORIE DE RECTIFICATION ET DE TRANSFERT DE CHALEUR**

## III-1 Théorie de rectification

### III-1-1 Introduction

Les procédés de traitement, basés sur les transferts de matière sont très importants pour la séparation des produits composés tels que le pétrole et le gaz naturel. Ainsi par rectification on obtient à partir des produits (par exemple le pétrole brut) une gamme très variées de mélanges hydrocarbures (l'essence, kérosène, fuel-oil...etc.).

Par ce procédé également on fractionne les produits issus de diverses opérations en obtenant à partir de mélanges des sous-produits (gaz liquéfié, butane, propane ....etc.).[32]

### III-1-2 Définition

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange composé en constituants pratiquement purs de composition dérivée et se base sur la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur qui tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique d'une part, l'équilibre de température et de pression et une redistribution des constituants entre les phases d'autre part. [33]

Le transfert de matière d'une phase à une autre s'effectue par diffusion moléculaire. La force motrice de transfert d'une substance est la différence de concentration de l'élément dans les deux phases.

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

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

A la suite de telle mise en contact la phase vapeurs enrichit en constituant le plus léger .L'opération de rectification est basée sur le phénomène de séparation par diffusion des constituants d'une phase à une autre phase par des mises en contacts des deux phases.

Une telle séparation est réalisée à contre-courant en continu dans un appareil appelé : (**colonne de rectification**), soit par étage dans une colonne à plateaux, soit dans une colonne à garnissage.

La colonne de rectification est un appareillage cylindrique, vertical, de hauteur et de diamètre variable constitué à l'intérieur des compartiments horizontaux appelés (des plateaux ou des garnissages). [34]

Les procédés de traitement, basés sur les transferts de matière sont très importants pour la séparation du pétrole et de gaz. Ainsi La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange composé en constituants pratiquement purs.

L'opération de rectification repose sur la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur, qui tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique d'une part, l'équilibre de température et de pression et une redistribution des constituants entre les phases d'autre part.

Ainsi, l'opération de rectification est basée sur le phénomène de séparation par diffusion des constituants d'une phase à une autre par des mises en contacts des deux phases, en discontinu, à contre-courant ...etc.[35]

### III-1-3 Lois fondamentales de transfert de matière

❖ **Lois de DALTON :**

Considéreront une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, alors la pression partielle d'un constituant ( $p^v_i$ ) est proportionnelle à la pression du système ( $P_T$ ) et à sa concentration molaire ( $Y'_{in}$ ) : [36]

$$p^v_i = P_T Y'_i \dots\dots\dots (III.1)$$

❖ **Lois de RAOULT et de HENRY :**

Les lois de Raoult et de Henry ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles, On conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide soit proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à cette phase. [36]

D'après la loi de RAOULT la pression partielle ( $p^L_i$ ) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur ( $P_i$ ) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide :

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

Dans le cas des mélanges réels les constituants obéissent à la loi de HENRY, d'après cette loi, la pression partielle d'un constituant, la température étant fixe, est proportionnelle à la concentration molaire du constituant dissout dans la phase liquide :

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

Avec:

$E_i$ : constante d'Henry ; dépend de la nature du constituant et de la température à l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur sont égales :

$$p^L_i = p^V_i \dots\dots\dots (III.4)$$

Donc :

$$Y'_i = (P_i / P_T) \cdot X' \dots\dots\dots (III.5)$$

C'est l'équation d'équilibre

Avec :

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

Pour un mélange de deux constituant **A** et **B** :

$$Y'_A = Y'_B = (K_A / K_B) \cdot (X'_A / X'_B) \dots\dots\dots (III.6)$$

$$\alpha = (K_A / K_B) \dots\dots\dots (III.7)$$

Avec :

$\alpha_i$  : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de **A** de passer en phase vapeur par rapport à **B**. [37]

### III-1-4 Colonnes de rectification

#### III-1-4-1 Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :

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

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (**la virole**) qui renferme des dispositifs (plateaux ou de garnissage) permettant d'assurer un contact intime entre les deux phases (**reflux liquide et gazeux**)

Afin de permettre un transfert de matière et d'énergie entre les deux phases et atteindre l'état d'équilibre.

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

#### III-1-4-2 Description d'une colonne de rectification :

La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variable, forme d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux. Généralement la colonne peut atteindre près de **50m** de hauteur et **6m** de diamètre. Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe. [13]

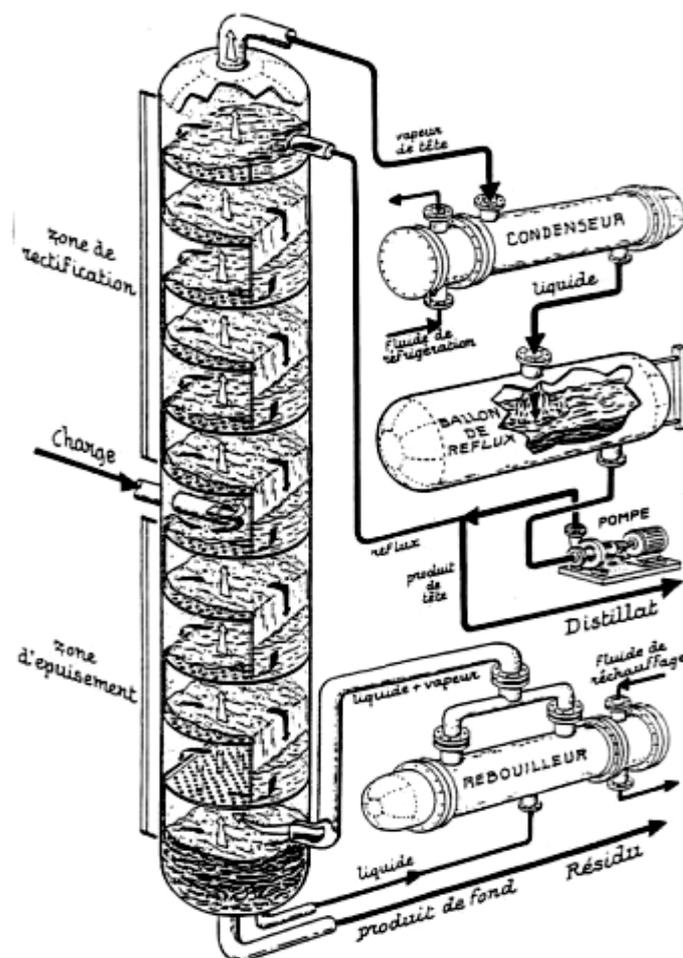


Figure III.1: Schéma synoptique de la colonne de rectification [38]

Chaque colonne de rectification compose toujours de trois zones :

1. Une zone d'alimentation dite (**zone de flash**) ou l'alimentation est introduite à l'état vapeur, liquide ou biphasique (**selon la température de la charge**).
2. Une zone située au-dessus de la zone de flash est appelée (**zone de rectification**), caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne.

Une partie de ce mélange est envoyée en tant que (**reflux froid**) vers la partie supérieure de la colonne pour garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête. L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide (lorsqu'il s'agit d'une condensation totale.)

3. Une zone située au-dessous de la zone de flash est appelée (**zone d'épuisement**), caractérisée elle aussi par la présence d'un rebouilleur, qui sert à apporter une certaine quantité de chaleur au liquide soutiré du dernier plateau (**reflux chaud ou rebouillage**) afin de récupérer les constituants légers entraînés par les lourds.

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

Généralement la charge peut être envoyée dans la colonne à :

- **Etat liquide ( $e^0=0$ ) :**

L'alimentation doit être introduire dans la partie supérieure de la colonne.

- **Etat vapeur ( $e^0=1$ ) :**

L'alimentation doit être introduire dans la partie inférieure de la colonne.

- **Etat biphasique liquide-vapeur ( $0 < e^0 < 1$ ) :**

L'alimentation doit être introduire dans la partie médiane de la colonne.

Le lieu exact de l'alimentation peut être déterminé en calculant le nombre de plateau de la zone de rectification et de l'épuisement. [34]

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

1. **Rôle du condenseur :** A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité du condensat qui est renvoyé dans la colonne en qualité de «**reflux froid** »qui ajuste la température en tête de colonne à la valeur choisie.
2. **Rôle du rebouilleur :** A l'aide du rebouilleur on apporte une quantité de chaleur, et c'est dans le rebouilleur que le liquide provenant du plateau inferieur se vaporise partiellement. [34]

\* **Remarque :** Si la charge est à l'état liquide, l'alimentation doit se faire dans la partie supérieure de la colonne. Et si elle est à l'état liquide-vapeur, l'alimentation se fait dans la partie médiane de la colonne.

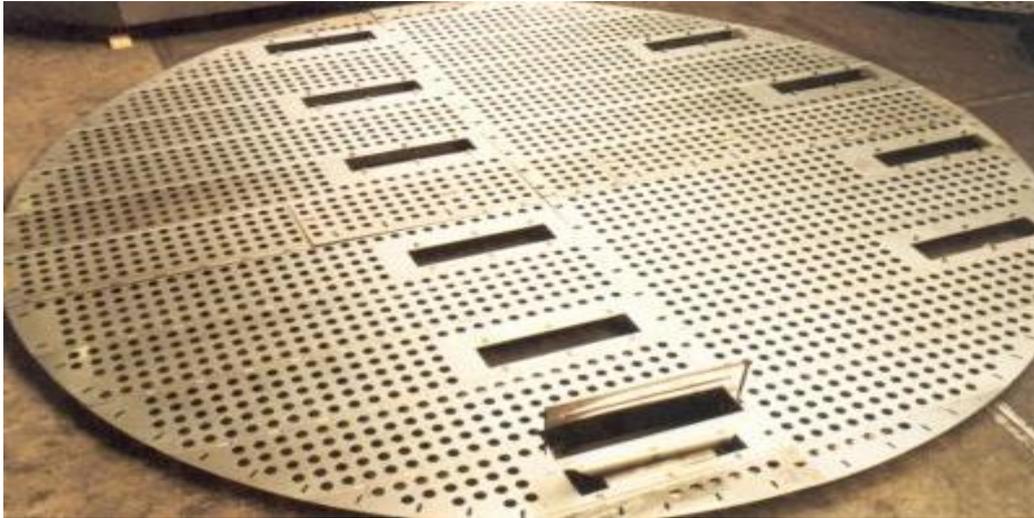
### III-1-4-3 Types des colonnes de rectification :

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

1. les colonnes à éléments séparés (**plateaux, grilles, cascade**).
2. Les colonnes à garnissage.

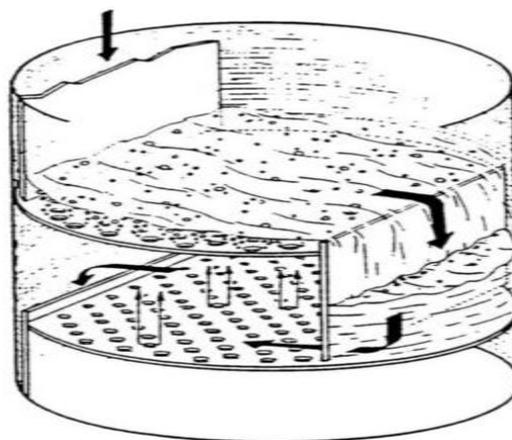
#### 1- Colonnes à plateaux :

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue en discontinue



*Figure III.2: D'un plateau avant montage de ses clapets [38]*

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



*Figure III.3: Des écoulements dans une colonne à plateaux[38]*

**Classification des plateaux :** On peut classer plusieurs types de plateaux :

1. Plateau perforé à déversoirs.
2. Plateau sans déversoir.
3. Plateau à calottes .

4. Plateau à clapets .

5. Plateau à jet directionnel .

**1. Plateau à clapets:**

Il constitue un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets, la hauteur de soulèvement de ce dernier est fonction de la vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide, Exactement comme aux fentes des calottes, dans les marques «Flexitray» et « Ballast tray» , le clapet peut être taré à convenance en fonction du débit vapeur. Il semble probable que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car leur performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible, l'usage dira si un système dynamique a la même long vit qu'un système statique. [24]

**2. Colonnes à garnissage :**

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent à contre-courant continu. L'échange de matière croit en régime turbulent. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides, on emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché .Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution du liquide et du gaz et faibles pertes de charges .Les garnissages utilisés dans l'industrie sont de type «**RASHIG** »qui est des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur. [39]

**III-1-5 Bilan matière de la colonne et dès ses zones :**

Les bilans matière pour la colonne entière et pour le constituant « i » Quelconque s'écrivent: [34]

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

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

$$L x'_{Li} = D y'_{Di} + R x'_{Ri} \dots\dots\dots (III.9)$$

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

$$L/(y'Di - x'Ri) = D/(x'Li - x'Ri) = R/(y'Di - x'Li) \dots\dots\dots (III.10)$$

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

**III-1-5-1 Bilan matière de la zone de rectification :**

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

Donc:[34]

$$G y'_{ni} = g .x'_{(n-1)i} + D . y'_{Di} \dots\dots\dots (III.12)$$

Appliquant la loi de **LEVIER**, on trouve :

$$G/(y'_{Di} - x'_{(n-1)i}) = g/(y'_{Di} - y'_{ni}) = D/(y'_{ni} - x'_{(n-1)i}) \dots \dots \dots (III .13)$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$y'_{ni} = m \cdot x'_{(n-1)i} + (1-m) \cdot y'_{Di} \dots \dots \dots (III .14)$$

$$y' = r_f/(r_f+1) \cdot x' + (1/(r_f+1)) \cdot y'_D \dots \dots \dots (III .15)$$

On note que :

$$r_f = g/D \text{ et } m = r_f/(r_f+1) \dots \dots \dots (III .16)$$

Avec :

$r_f$ : le taux de reflux.

L'équation qui tient compte de la constante des débits molaires **G**, **g** dans la zone de rectification de la colonne donne une relation entre la concentration on constituant **i** dans le liquide se trouvant sur le plateau (**n-1**) et la concentration on ce même constituant dont la vapeur provenant du plateau **n** et permet de déterminer le nombre d'étages théoriques dans la zone de rectification.

**III -1-5-2 Bilan matière de la zone d'épuisement :**

$$g' = G' + R \dots \dots \dots (III .17)$$

Donc :

$$g' \cdot x'_{(n+1)i} = G' y'_{ni} + R \cdot x'_{Ri} \dots \dots \dots (III .18)$$

En appliquant la loi de Levier, on trouve :

$$g'/(y'_{ni} - x'_{Ri}) = G'/(x'_{(n+1)i} - x'_{Ri}) = R/(y'_{ni} - x'_{(n+1)i}) \dots \dots \dots (III .19)$$

A partir de cette équation, on trouve :

$$x'_{(n+1)i} = (1/m') \cdot y'_{ni} + [(m'-1)/m'] \cdot x'_{Ri} \dots \dots \dots (III .20)$$

$$y' = [(r_b+1)/r_b] \cdot x' - (1/r_b) x'_{Ri} \dots \dots \dots (III .21)$$

On note que:

$$r_b = G'/R \text{ et } m' = g'/G' \dots \dots \dots (III .22)$$

**III-1-5-3 Bilan matière de la zone d'alimentation :**

On voit qu'il faut mélanger le liquide  $g_k$  avec la phase  $g_o$  pour obtenir le liquide  $g_m$  alimentant la zone d'épuisement, le bilan matière sera effectué juste au-dessus du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_k + g_o = G_k + R \dots \dots \dots (III.23)$$

$$g_m x'_{mi} = g_o \cdot x'_{oi} + g_k \cdot x'_{ki} \dots \dots \dots (III .24)$$

$$g_m x'_{mi} = G_k \cdot y'_{ki} + R \cdot x'_{Ri} \dots \dots \dots (III .25)$$

De même la valeur  $G_m$  alimentant la zone de rectification est la somme de la valeur  $G_k$  et de la phase  $G_o$ , ainsi le bilan matière sera effectuer juste au-dessous du plateau inférieur de la zone de rectification.

$$G_m = G_k + G_o = g_k + D \dots \dots \dots (III .26)$$

$$G_o .y'_{oi} + G_k . y'_{ki} \dots\dots\dots (III .27)$$

$$G_m y'_{mi} = g_k .x'_{ki} + D . y'_{Di} \dots\dots\dots (III .28)$$

**III-1-6 Utilisation de la volatilité relative:**

Dans les calculs de la rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calcul d'équilibre pour chaque zone.

Pour éviter le travail lent et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée et rapide donnant une précision assez suffisante.

Cette méthode fait intervenir la notion de la volatilité relative  $\alpha_i$  étant le rapport des coefficients d'équilibre du constituant  $i$  à celui d'un constituant de référence choisit généralement comme étant l'élément le plus lourd (le moins volatile du mélange).

**III-1-7 Choix de la pression dans la colonne :**

Quelque soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression est avant tout un problème économique. On sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleur et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais on contrepartie, à faible pression il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle, donc c'est le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne. En générale, on utilise une source froide, bon marché et abondante (eau douce, eau de mer ou l'air) qui permet d'obtenir un condensât de **30 à 45°C** environ.[39]

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

Lorsque le distillat est constitué de constituants très légers, il est nécessaire (car à la température ordinaire on se trouve au-dessus de la température critique du distillat) de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à basse température quel que soit la pression de service.

La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise moins **15 à 20°C** plus grande que celle du fluide réfrigérant, ainsi la pression dans le ballon de reflux  $P_b$  est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide, par approximation successive.[39]

$$\Sigma K_i .x'_i = 1 \dots\dots\dots (III .29)$$

La pression au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation de la colonne sera respectivement :

$$P_s = P_L - \Delta P_1 \dots\dots\dots (III .30)$$

Or :  $\Delta P_1 : (0,1 - 0,4)$

$$P_f = P_L + \Delta P_2 \dots\dots\dots (III .31)$$

Or :  $\Delta P_2 : (0,3 - 0,5)$

Par conséquent, la pression dans la zone d'alimentation sera :

$$P_L = (P_s + P_f) / 2 \dots\dots\dots (III .32)$$

### III-1-8 Régime de la température dans la colonne :

A la pression de service  $P_s$  (pression du sommet de la colonne), la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur :[39]

$$\sum(Y'_{Di}/K_i)=1 \dots\dots\dots(III .33)$$

La température au fond de la colonne (dans le rebouilleur doit être calculer comme la température de bulle du Résidu à la pression  $P_f$ ) Est déterminer par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide.

$$\sum(K_i \cdot X_{R',i})=1 \dots\dots\dots(III .34)$$

Et pour la température de la charge, elle peut être déterminée en trois cas :

1. Si l'est à l'état liquide, on utilise l'équation suivante :

$$\sum(K_i \cdot X_{L,i})=1 \dots\dots\dots( III .35)$$

2. Si l'est à l'état vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum(Y'_{Li}/K_i)=1 \dots\dots\dots( III .36)$$

3. Si l'est à l'état liquide-vapeur, on utilise l'équation suivante :

$$\sum X'_{0,i} = \sum [ X'_i / 1 + e'(K_i-1) ] = 1 \dots\dots\dots( III .37)$$

$$(Y'_{0,i} / X'_{0,i}) = K_i \dots\dots\dots( III .38)$$

### III-1-9 Taux de vaporisation et composition des phases liquides et vapeurs de la charge :

Lors du calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquides et vapeurs de la charge.[34]

D'après la définition de taux de vaporisation et de condensation de la charge, on a :

$$e' = G_o / L \text{ d'où: } G_o = e' \cdot L \dots\dots\dots(III .39)$$

$$r' = g_o / L \text{ d'où: } g_o = r' \cdot L \dots\dots\dots(III .40)$$

A la pression et la température donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition des phases de la charge sont déterminées par approximation successive d'après l'équation connue de TREGOUBOV.[34]

$$\sum x'_{oi} = \sum [x'_{Li} / 1 + e(K_i-1)] = 1 \dots\dots\dots( III .41)$$

Ou :

$$r' + e' = 1 \dots\dots\dots( III .42)$$

Cette dernière équation peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si la pression et ( $e_o'$ ) sont connus.

### III-1-10 Choix du taux de reflux :

Le taux de reflux détermine les dimensions de l'équipement et les dépenses énergétiques au sommet et au fond de la colonne.

#### III-1-10-1 Fonctionnement à reflux minimal :

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'UNDER WOOD généralement, on détermine le taux de reflux minimal suivant l'équation : [40]

$$(r_f)_{min} = \varphi \sum (Y_{Di} / \alpha_{Li} - \varphi) \dots \dots \dots (III .43)$$

$$- (r_b)_{min} = \varphi \sum (\alpha_{Li} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{Li} - \varphi) \dots \dots \dots (III .44)$$

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

$$(r_b)_{min} = [ (D(r_f)_{min}/L) + (1 - e^o) - (R/L) ] / (R/L) \dots \dots \dots (III .45)$$

#### III-1-10-2 Taux de reflux optimal :

Ensuite, on détermine le taux de reflux opératoire ou optimal suivant qui correspond un nombre de plateaux théoriques (chaque taux de reflux correspond un nombre fini de plateau théorique et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît).

Pour ces calculs approximatifs, on peut utiliser la formule proposée par GILLILAND : [41]

$$[ (r_f)_{opt} - (r_f)_{min} ] / [ (r_f)_{opt} + 1 ] = 0,1 \div 0,33 \dots \dots \dots (III .46)$$

Donc on aura :

$$(r_f)_{opt} = 1,3 \cdot (r_f)_{min} + 0,30 \dots \dots \dots (III .47)$$

#### III-1-11 Bilan thermique de la colonne :

L'établissement du bilan thermique de la colonne peut être nécessaire pour déterminer : [40]

1. La quantité de chaleur à apporter au rebouilleur.
2. La quantité de chaleur à retirer au condenseur

Ainsi que pour vérifier :

3. Le débit de fluide chauffant et le débit de fluide refroidissant
4. Le débit de reflux

La somme des flux enthalpiques entrants doit être égale à la somme des flux enthalpiques sortants.

Les flux enthalpiques entrant sont généralement :

La chaleur apportée au rebouilleur.

Le flux enthalpiques des produits alimentant la distillation.

Les flux enthalpiques sortant sont généralement :

La chaleur retirée au condenseur.

Les flux enthalpiques des produits extraits de la distillation.

L'équation de bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$L \cdot h_L + Q_{Rb} = D \cdot h_D + R \cdot h_R + Q_{Con} \dots \dots \dots (III .48)$$

Avec :

$$h_L = \epsilon_0 \cdot H_0 + (1 - \epsilon_F) \cdot h_0 \dots \dots \dots (III .49)$$

$$Q_R = G_R \cdot (H_R - h_R) \dots \dots \dots (III .50)$$

$$Q_{Con} = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \dots \dots \dots (III .51)$$

A partir du bilan thermique de la colonne : [40]

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D \dots \dots \dots (III.52)$$

$$G_x = (r_b)_{opt} \cdot R \dots \dots \dots (III.53)$$

Avec :

$(r_b)_{opt}$  : le taux de rebouillage optimal est défini par :

$$(r_b)_{opt} = [ (D \cdot (r_f)_{opt} / L) + (1 - e^{-o}) - (R/L) ] / (R/L) \dots \dots \dots (III .54)$$

### III-2 Théorie de transfert de chaleur

#### III-2-1 Définition :

La chaleur est un forme particulier de l'énergie au niveau des molécules constituant un corps, elle se traduit par état d'agitation plus ou moins intense selon que le corps se trouve se une température plus ou moins élevée.

Les mécanismes de transfert de chaleur sont complexes, on se contentera de donner ici quelques idées simples à propos des trois modes de transmission habituellement différenciés bien qu'ils soient très imbriqués dans la plupart des cas.

#### III-2-2 Différents modes de transfert de chaleur :

La théorie des échanges thermiques a pour objet l'étude de la propagation de la chaleur. Cette propagation se présente sous trois formes fondamentales : [42]

- La convection.
- La conduction.
- Le rayonnement.

#### III-2-2-1 Transfert par Conduction (ou Conductibilité) :

La conduction thermique c'est le transfert moléculaire de la chaleur dans un milieu continu statut (dans un corps ou dans plusieurs corps voisins et non réfléchissants). Ce processus apparaît dans un milieu à distribution irrégulière de la température. La chaleur est alors transmise par contact immédiat des particules voisines de différentes températures, ce qui définit l'échange entre les molécules, les atomes et les électrons libres.

Ce mode de transmission caractérise essentiellement les transferts de chaleur dans les solides où entre corps solides contigus. [42]

Le transfert de chaleur par conduction caractérise tous les transferts de chaleur qui s'effectuent dans les parois séparant deux corps à des températures différentes, (transport diffusif ou diffusion) dans les solides ou les fluides au repos. [43]

### **III-2-2-2 Transfert par Convection :**

La convection caractérise la propagation et le transport de la chaleur par des molécules en mouvement qui viennent se réchauffer au contact d'un chaud et véhiculent cette énergie calorifique pour la céder à un corps froid, ce mode de transfert implique un mouvement ne concerne que les fluides.[42]

Deux types de convection sont généralement distingués :

1. La convection naturelle dans laquelle le mouvement résulte de la variation de la masse volumique du fluide avec la température ; cette variation crée un champ de forces gravitationnelles qui conditionne les déplacements des particules du fluide.
2. La convection forcée dans laquelle le mouvement est provoquée par un procédé mécanique indépendant des phénomènes thermiques; c'est donc un gradient de pression extérieur qui provoque les déplacements des particules du fluide.

L'étude de la transmission de chaleur par convection est donc étroitement liée à celle de l'écoulement des fluides, (transport convectif) dans les fluides en mouvement, plus efficace que la conduction (ex : un corps chaud plongé dans un fluide froid en mouvement se refroidit plus vite que dans un fluide immobile). [43]

### **III-2-2-3 Transfert par Rayonnement thermique (ou radiation) :**

Dans la transmission de chaleur par rayonnement, le transfert thermique s'effectue par des vibrations électromagnétiques qui se propagent en ligne droite sans aucun support de matière. Tout corps même placé dans le vide émet de l'énergie qui se transmet sous forme d'onde et toute corps placé sur son trajet absorbe toute ou une partie de cette énergie. [42]

Les trois formes de transfert sont généralement présentes simultanément, et très souvent la convection précède la conduction dans les divers appareils et matériaux le régime de propagation de la chaleur peut être stationnaire ou non stationnaire. En industrie, les lois de la transmission de chaleur sont largement utilisées dans le calcul des quantités de chaleur échangées et dans le dimensionnement des appareils fonctionnant suivant ce principe. C'est le cas par exemple des condenseurs, des aéro réfrigérants, des échangeurs et des fours, (ex : le Soleil chauffe la Terre par rayonnement). [43]

### **III-2-3 Lois Fondamentales de transfert de chaleur :**

On considère seulement le transfert en régime permanent pour lequel les paramètres sont constants dans le temps :

#### **III-2-3-1 Loi générale :**

Les lois générale des transferts se traduit par :[42]

$$\text{Flux} = \text{potentiel} / \text{résistance.}$$

La loi de transfert s'écrit :

$$\Phi = Q / F = \Delta\theta / R \dots\dots\dots( III .55)$$

Le reflux de chaleur étant le débit de chaleur par unité de surface d'échange est inversement proportionnel à la résistance au transfert qui reste à définir selon le mode de transfert et les caractéristiques du système considéré.

**III-2-3-2 La loi de FOURIER :**

La loi de Fourier traduit la relation existant, en chaque point d'un corps, entre le flux thermique et le gradient de température. Cette expression, dans la mesure où la position d'un point peut être caractérisée par une seule dimension (paroi plane, cylindrique ou sphérique par exemple), s'écrit pour chaque mode de transfert comme suite : [42]

**1- Conduction:**

$$dQ = -\lambda .( dt / dx ) . dF .d\tau \dots\dots\dots( III .56)$$

**2- Convection:**

La quantité de chaleur transmise par convection « Q » est déterminée par l'équation de **Newton-Richon** :

$$Q = \alpha . \Delta t . F . \dots\dots\dots( III .57)$$

Préalablement, on détermine le régime d'écoulement à l'aide du Reynolds, ensuite, on calcule le Nusselt après avoir calculé le Grashoff et le Prandtl.

**Re < 2300** le régime est laminaire.

**2300 < Re < 5000** le régime est transitoire.

**Re > 5000** le régime est turbulent.

**3- Rayonnement :**

La transmission dépend des propriétés optiques, la température et la longueur d'onde L'énergie rayonnante en contact avec un corps quelconque, se divise en trois parties ; la première se réfléchit, la seconde s'absorbe et la dernière absorbe.

$$Q_T = Q_A + Q_R + Q_{Tr} \dots\dots\dots( III .58)$$

Il existe quatre lois principales qui décrivent le transfert de chaleur par rayonnement on peut citer l'une d'elle par exemple loi de STEPHANE-BOLTZMAN.

**4- Loi de STEPHANE-BOLTZMAN :**

Le pouvoir d'émission d'un corps est proportionnel à la quatrième puissance de la température :

$$Q = \alpha_N . S . F . T^4 \dots\dots\dots( III .59)$$

$$Q = E_0 . C_0 . F . T^4 \dots\dots\dots( III .60)$$

**III-2-4 Classification des appareils de transfert de chaleur :**

Les procédés dans l'industrie chimique exigent que les fluides soient réchauffés au cours de diverses opérations technologiques.

Les appareils dans lesquels s'effectue l'échange de chaleur entre un fluide froid sont appelés (**échangeurs de chaleurs**).

D'après le contact entre les deux fluides on distingue deux types d'échangeurs de chaleur :

1- Echangeurs par mélange (contact direct).

2-Echangeurs par surface (contact indirect à travers une paroi métallique)

Dans les échangeurs par surface, l'échange de chaleur se fait à travers une paroi qui sépare les fluides à températures différentes. Or dans les échangeurs par mélange le transfert de chaleur s'effectue par le contact direct des deux fluides .Ce mode de transfert est appliqué lorsque le contact direct ne produit aucune complication (réaction chimique, décomposition etc.).

D'après la configuration de la surface d'échange on distingue :

1. Echangeurs tubulaires à tubes rectilignes ou à tube en (U).
2. Echangeurs tubulaires à tubes à ailettes.
3. Echangeurs à serpentins.
4. Echangeurs à hélices.
5. Echangeurs à plaques.

Dans l'industrie pétrolière et pétrochimique les échangeurs à surface sont les plus répandus et principalement les trois premiers types d'échangeurs.

Les échangeurs tubulaires peuvent être subdivisés également en groupes suivants :

1. Echangeurs à double – tube
2. Echangeurs à faisceau et calendre
3. Echangeurs à ruissellement.

D'après la destination on distingue trois types d'échangeurs correspondant aux fonctions très spécifiques :

1. Les échangeurs et réfrigérants dans lesquels ne se produit aucun changement d'état physique des fluides.
2. Les condenseurs qui permettent de condenser une vapeur soit à l'aide d'un produit froid, soit à l'aide d'un auxiliaire (eau, air, fluide, frigorigène ...etc.)
3. Les rebouilleurs qui assurent une vaporisation partielle d'un liquide grâce à la circulation d'un produit chaud ou d'un fluide auxiliaire (vapeur d'eau).

Suivant le sens d'écoulement des fluides chaud et froid, les échangeurs de chaleur peuvent fonctionner :

1. A courants parallèles (fluides circulent dans le même sens).
2. A contre courants (les fluides circulent en sens contraire).
3. A courant mixtes (alternativement à courants).

# **PARTIE CALCUL**

## **Chapitre -IV-**

# **CALCUL DE LA COLONNE DE DEBUTANISEUR**

#### IV- Calcul de la colonne du débutaniseur-231 :

##### IV-1 Données de départ:

Tableau IV.1: caractéristiques de la charge :

	<i>1<sup>ere</sup> Charge froide</i>	<i>2<sup>eme</sup> Charge chaude</i>
<i>Constituants</i>	<i>%Molaire</i>	<i>%Molaire</i>
<i>H<sub>2</sub>S</i>	0,0000	0,0001
<i>N<sub>2</sub></i>	0,0000	0,0000
<i>CO<sub>2</sub></i>	0,0008	0,0001
<i>H<sub>2</sub>O</i>	0.0000	0.0000
<i>C<sub>1</sub></i>	0,0008	0,0000
<i>C<sub>2</sub></i>	1.5816	0.2424
<i>C<sub>3</sub></i>	49.0600	5.2223
<i>iC<sub>4</sub></i>	9.5096	2.0838
<i>nC<sub>4</sub></i>	16.7180	4.8130
<i>iC<sub>5</sub></i>	16.1817	4.1475
<i>nC<sub>5</sub></i>	5,4564	3.8795
<i>C<sub>6</sub></i>	5.6079	9.5353
<i>C<sub>7+</sub></i>	4.8733	70.0750
<i>T°C</i>	106.04	239.39
<i>P106(bar)</i>	16.6	19.7
<i>Débit (Kmol/h)</i>	952.4	380.80

#### 239.39

- On choisit comme constituant clé volatile: *nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub>*.
- On choisit comme constituant clé lourd : *iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub>*.
- La teneur en nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub> dans le résidu :  $X'_{RnC4} = 0.04129$ .
- La teneur en iC<sub>5</sub>H<sub>12</sub> dans le distillat :  $Y'_{DiC5} = 0.00042$ .

#### IV-2 Composition et débit massique et molaire de la charge :

La composition molaire et massique et la masse moléculaire moyenne de la 1<sup>ere</sup> et de la 2<sup>eme</sup> charge ainsi que les débits molaires et massiques des constituants sont représentés dans les tableaux suivants :

Tableau IV.2: 1<sup>ère</sup> Charge (charge froide):

	$X'_{Li}$	$M_i(\text{kg/kmol})$	$M_i X'_i$	$X_{Li}$	$L'_i(\text{Kmol/h})$	$L_i(\text{Kg/h})$
$C_2$	0,016	30,070	0,481	0,008	15,238	432,084
$C_3$	0,491	44,097	21,651	0,382	467,628	20632,050
$iC_4$	0,095	58,124	5,521	0,097	90,478	5239,028
$nC_4$	0,167	58,124	9,706	0,171	159,050	9235,813
$iC_5$	0,072	72,151	5,194	0,091	68,572	4914,964
$nC_5$	0,055	72,151	3,968	0,069	52,382	3726,731
$C_6$	0,056	86,178	4,825	0,085	53,334	4590,901
$C_{7+}$	0,049	111,000	5,439	0,095	46,667	5131,007
<b>Somme</b>	1,000	----	56,789	1,000	952,4	54010,604

Tableau : IV.3 : 2<sup>ème</sup> charge (charge chaude) :

	$X'_{Li}$	$M_i(\text{kg/kmol})$	$M_i X'_i$	$X_{Li}$	$L'_i(\text{Kmol/h})$	$L_i(\text{Kg/h})$
$C_2$	0,002	30,070	0,060	0,001	0,923	27,761
$C_3$	0,052	44,097	2,293	0,023	19,886	876,912
$iC_4$	0,021	58,124	1,220	0,012	7,939	461,423
$nC_4$	0,048	58,124	2,789	0,028	18,328	1065,278
$iC_5$	0,041	72,151	2,958	0,030	15,794	1139,499
$nC_5$	0,039	72,151	2,813	0,029	14,773	1065,883
$C_6$	0,095	86,178	8,186	0,084	36,310	3129,080
$C_{7+}$	0,701	111,000	77,811	0,792	266,845	29619,164
<b>Somme</b>	1,000	----	98,133	1,000	380,799	37385,000

$M_i$ : masse moléculaire de chaque constituant de la charge.

Concentration massique :  $X_{Li} = M_i * X'_{Li} / M_{moy}$

Débit molaire d'un constituant :  $L'_i = X'_{Li} * L'$

Débit massique d'un constituant :  $L_i = L'_i * M_i$

### IV-3 Bilan de matière :

#### IV-3-1 Calcul du débit et de la composition du distillat et du résidu :

On doit prendre 2 éléments clés qui sont le : (*n-Butane, i-pentane*) ( $nC_4H_{10}$  et  $iC_5H_{12}$ ) et que :

- Teneur max en  $iC_5H_{12}$ . dans le distillat :  $Y'_{DiC5} = 0.00042$
- Teneur max en  $nC_4H_{10}$ . dans le résidu :  $X'_{RnC4} = 0,04129$

Dans ces conditions on peut admettre que, vu la concentration en  $iC_5H_{12}$  dans le distillat est faible, on peut estimer que les concentrations des  $nC_5^+$  sont nulles dans le distillat :

$$Y'_{DnC5} = \dots = Y'_{DC7^+} = 0.$$

De même, étant donné que la concentration admise du  $nC_4$  dans le résidu n'est pas importante, on peut négliger les concentrations des constituants  $iC_4$  dans le résidu :

$$X'_{RC2} = \dots = X'_{RiC4} = 0.$$

- Bilan matière global :

$$L'_{Ch} + L'_{F} = D' + R' \dots \dots \dots (IV.1)$$

- Bilan matière partiel :

$$L'_{LF} \cdot X'_{LF,i} + L'_{Ch} \cdot X'_{LCh,i} = D' \cdot Y'_{D,i} + R' \cdot X'_{R,i} \dots \dots \dots (IV.2)$$

Et pour chaque élément de la charge on aura :

$$L'_{F} \cdot X'_{LF,C2} + L'_{Ch} \cdot X'_{LCh,C2} = D' \cdot Y'_{D,C2} + R' \cdot X'_{R,C2} \dots \dots \dots (IV.3)$$

$$L'_{F} \cdot X'_{LF,C3} + L'_{Ch} \cdot X'_{LCh,C3} = D' \cdot Y'_{D,C3} + R' \cdot X'_{R,C3} \dots \dots \dots (IV.4)$$

$$L'_{F} \cdot X'_{LF,iC4} + L'_{Ch} \cdot X'_{LCh,iC4} = D' \cdot Y'_{D,iC4} + R' \cdot X'_{R,iC4} \dots \dots \dots (IV.5)$$

$$L'_{F} \cdot X'_{LF,nC4} + L'_{Ch} \cdot X'_{LCh,nC4} = D' \cdot Y'_{D,nC4} + R' \cdot X'_{R,nC4} \dots \dots \dots (IV.6)$$

$$L'_{F} \cdot X'_{LF,iC5} + L'_{Ch} \cdot X'_{LCh,iC5} = D' \cdot Y'_{D,iC5} + R' \cdot X'_{R,iC5} \dots \dots \dots (IV.7)$$

$$L'_{F} \cdot X'_{LF,nC5} + L'_{Ch} \cdot X'_{LCh,nC5} = D' \cdot Y'_{D,nC5} + R' \cdot X'_{R,nC5} \dots \dots \dots (IV.8)$$

$$L'_{F} \cdot X'_{LF,C6} + L'_{Ch} \cdot X'_{LCh,C6} = D' \cdot Y'_{D,C6} + R' \cdot X'_{R,C6} \dots \dots \dots (IV.9)$$

$$L'_{F} \cdot X'_{LF,C7+} + L'_{Ch} \cdot X'_{LCh,C7+} = D' \cdot Y'_{DC7+} + R' \cdot X'_{RC7+} \dots \dots \dots (IV.10)$$

En substituant les valeurs connus dans toutes les équations, nous avons:

$$16.023 = D' \cdot Y'_{D,C2} \dots \dots \dots (1)$$

$$486.9 = D' \cdot Y'_{D,C3} \dots \dots \dots (2)$$

$$98.54 = D' \cdot Y'_{D,iC4} \dots \dots \dots (3)$$

$$177.3 = D' \cdot Y'_{D,nC4} + R' \cdot 0.4129 \dots \dots \dots (4)$$

$$84.2 = D' \cdot 0.00042 + R' \cdot X'_{R,iC5} \dots \dots \dots (5)$$

$$66.8 = R' \cdot X'_{R,nC5} \dots \dots \dots (6)$$

$$89.7 = R' \cdot X'_{R,C6} \dots \dots \dots (7)$$

$$313.4 = R' \cdot X'_{R,C7+} \dots \dots \dots (8)$$

En additionnant les équations (1),(2),(3)et(4)

$$778.77 = D' (Y'_{D,C2} + Y'_{D,C3} + Y'_{D,iC4} + Y'_{D,nC4}) + R'(0.04129).$$

Où:

$$Y'_{D,C2} + Y'_{D,C3} + Y'_{D,iC4} + Y'_{D,nC4} = 1 - Y'_{DiC5}$$

$$778.77 = D'(1 - 0,00042) + R'(0.04129) \dots \dots \dots (A)$$

En additionnant les équations (5),(6),(7)et(8)

On obtient:

$$554.1 = R' (X''_{NiC5} + X'_{R,nC5} + X'_{R,C6} + X'_{R,C7+}) + D'(0.00042).$$

Où:

$$X''_{NiC5} + X'_{R,nC5} + X'_{R,C6} + X'_{R,C7+} = 1 - X'_{RnC4}$$

$$554.53 = R' (1 - X'_{RnC4}) + D'(0.00042) \dots \dots \dots (B)$$

De (A) et (B) on trouve:

- $D' = 753.64 \text{ Kmol/h}$
- $R' = 577.64 \text{ Kmol/h}$

Les résultats que nous avons obtenus sont présentés dans les tableaux suivants :

**Tableau IV.4 : Composition et débits massique et molaire du distillat**

Constituant	$M_i \text{ (kg/kmol)}$	$Y'_{Li}$	$M_i \cdot Y'_{Li}$	$Y_{Li}$	$D'_i \text{ (Kmol/h)}$	$D_i \text{ (Kg/h)}$
$C_2$	30,070	0,021	0,631	0,013	15,977	479,751
$C_3$	44,097	0,645	28,492	0,587	486,951	21442,824
$i C_4$	58,124	0,128	7,456	0,154	96,683	5611,702
$n C_4$	58,124	0,203	11,844	0,244	153,568	8913,372
$i C_5$	72,151	0,0004	0,030	0,001	0,317	22,805
$n C_5$	72,151	0,00005	0,004	0,000	0,038	2,715
<b>Somme</b>			48.476	0,999	753,534	36473,169

**Tableau IV.5: Composition et débits massique et molaire du résidu:**

Constituant	$M_i \text{ (kg/kmol)}$	$X'_{Li}$	$M_i \cdot X'_{Li}$	$X_{Li}$	$R'_i \text{ (Kmol/h)}$	$R_i \text{ (Kg/h)}$
$nC_4$	58,124	0.041	2.383	0,025	23.769	1381,553
$iC_5$	72,151	0.145	10.461	0,111	83.361	6014,617
$nC_5$	72,151	0.115	8.297	0,088	66.287	4782,703
$C_6$	86,178	0.155	13.357	0,141	89.169	7684,488
$C_{7+}$	111,000	0.542	60.162	0,635	311.260	34549,872
<b>Somme</b>		0.998	94.66	1.000	573.846	54413,232

#### IV-4 Calcul de la pression et la température dans le ballon de reflux:

##### IV-4-1 Température dans le ballon de reflux :

Quel que soit la pression du service, la température de condensations total du distillat est au moins 15-20°C plus grande que la température de fluide réfrigérant. Pour l'air moyen.

$$T^{\circ}C = 40^{\circ}C$$

$$T_b = T_C + 20$$

$$\text{Donc } T_b = 60^{\circ}C$$

##### IV-4-2 Pression dans le ballon de reflux :

La pression dans le ballon de reflux est déterminée, par l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum_{j=1}^n K_i \cdot X'_{Ri} = 1$$

$K_i$  : constant d'équilibre du constituant  $i$  à la température et à la pression donnée : il est déterminé d'après le diagramme de SCHEIBLE et JENNY, (voir l'annexe1).

La pression  $P_b$  est déterminée par approximation successive, le tableau suivant donne la pression  $P_b$ .

**Tableau IV.6 : Pression dans le ballon de reflux**

$P_b=16,3\text{bar et } T_b=60^\circ\text{C}$			
Constituants	$K_i$	$Y'_{Di}=X'_i$	$K_i*X_{Di}$
$C_2$	2,6942	0,0212	0,0571
$C_3$	1,1697	0,6461	0,7558
$iC_4$	0,6388	0,1283	0,0819
$nC_4$	0,5147	0,2038	0,1049
$iC_5$	0,2802	0,0004	0,0001
$nC_5$	0,2364	0,00005	0,000011
Somme	-----	1,0000	0,9999

**IV-5 Calcul de la pression dans les différentes zones de la colonne :**

**IV-5-1 Pression au sommet de la colonne :**

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots (IV.11)$$

$$\Delta P_1 = 0,2 \div 0,3 \quad \Delta P_1 = 0,3 \text{ bar}$$

$$P_s = 16,3 + 0,3$$

$P_s = 16,6 \text{ bar.}$
---------------------------

**IV-5-2 La pression au fond de la colonne :**

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \dots\dots\dots (IV.12)$$

$$\Delta P_2 = 0,2 \div 0,7 \quad \Delta P_2 = 0,7 \text{ bar}$$

$$P_f = 16,6 + 0,7$$

$P_f = 17,3 \text{ bar}$
--------------------------

**IV-5-3 La pression dans la zone d'alimentation :**

$$P_L = P_s + \Delta P. nP \dots\dots\dots (IV.13)$$

$$\Delta P = 0,7 / 36$$

$$\Delta P = 0,019.$$

**a. Alimentation froide:**

Le nombre de plateaux entre le sommet et l'alimentation froide est :

$$nP = 16$$

$$P_{L,f} = 16,6 + 0,019.16$$

$P_{L,f} = 16,90 \text{ bar.}$
--------------------------------

**b. Alimentation chaude :**

Le nombre de plateaux entre le sommet et l'alimentation chaud est :

$$nP = 26$$

$$P_{L,Ch} = 16,6 + 0,019. 26$$

$P_{L,Ch} = 17,09 \text{ bar}$
--------------------------------

#### IV-6 Calcul de la température aux différentes zones de la colonne:

##### IV-6-1 Température de rosée au sommet de la Colonne :

Elle est déterminée par approximations successives à partir de l'équation d'isotherme de la phase vapeur :  $\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1$

On trouve que  $t_s = 71.48 \text{ }^\circ\text{C}$ .

D'après le nomogramme de *JENNY et SCHEIBEL* On tire les valeurs de  $K_i$  à  $71.48 \text{ }^\circ\text{C}$  et  $16.6\text{bar}$  qui sont représentés dans le tableau (IV.7).

**Tableau IV.7 : Température de rosée au sommet de la Colonne**

$P_s=16,6\text{bar}$ et $t_s=71,48^\circ\text{C}$			
	$K_i$	$Y'_i$	$Y'_{Di}/K_i$
$C_2$	2,90790	0,02120	0.0073
$C_3$	1,32867	0,64613	0.487
$iC_4$	0,75085	0,12829	0.171
$nC_4$	0,61362	0,20377	0.3321
$iC_5$	0,34562	0,00042	0.00122
$nC_5$	0,29555	0,00005	0.00017
<b>Somme</b>	-----	0,99986	0.9987

##### IV-6-2 Température de bulle au fond de la colonne :

Elle est déterminée d'après l'équation d'isotherme de la phase liquide.

$$\sum_{j=1}^n K_i \cdot X_{Ri} = 1$$

Donc la température au fond de la colonne est égale à  $t_f = 203.7^\circ\text{C}$ .

**Tableau IV.8 : Température de bulle au fond de la colonne**

$P_f=17\text{bar}$ et $t_f=203,7^\circ\text{C}$			
	$K_i$	$X'_i$	$K_i \cdot X'_i$
$iC_4$	2,474	0,003	2,474
$nC_4$	2,232	0,041	2,232
$IC_5$	1,615	0,145	1,615
$nC_5$	1,513	0,115	1,513
$C_6$	1,036	0,155	1,036
$C_{7+}$	0,613	0,541	0,613
<b>Somme</b>	-----	1.000	1.000

#### IV-7- Détermination de la volatilité relative :

Le calcul des volatilités relatives des constituants aux différents niveaux de la colonne est basé sur la

formule : 
$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r}$$

En qualité de composant clé lourd on admet le  $i-C_5H_{12}$ .

Les coefficients de volatilités moyennes sont déterminés par les formules suivantes :

1-Pour la zone de rectification :  $\alpha_{im} = 0,5 (\alpha_{Di} + \alpha_{Li})$

2- Pour la zone d'épuisement :  $\alpha_{im} = 0,5 (\alpha_{Ri} + \alpha_{Li})$

Le calcul de différentes volatilités est représenté dans les tableaux- ci-dessous :

**Tableau : IV.9 : Zone d'alimentation**

	Charge froide		Charge chaude		
	$K_i$	$K_i/K_iC_5$	$K_i$	$K_i/K_iC_5$	$\alpha_{Li}$
$C_2$	4,0150	6,8259	4,3482	2,4676	4,6468
$C_3$	1,9875	3,3790	3,1410	1,7825	2,5808
$iC_4$	1,1877	2,0193	2,4585	1,3952	1,7072
$nC_4$	0,9906	1,6841	2,2722	1,2895	1,4868
$iC_5$	0,5882	0,9999	1,7621	1,0000	1,0000
$nC_5$	0,5140	0,8739	1,6814	0,9542	0,9141
$C_6$	0,2724	0,4632	1,2536	0,7114	0,5873
$C_{7+}$	0,1159	0,1970	0,8306	0,4714	0,3342

**Tableau IV.10: Zone de rectification**

Constituants	$K_i$	$K_i/C_5$	$\alpha_{Li}$	$\alpha_{im}$
$C_2$	2,9057	8,4200	4,6468	6,5334
$C_3$	1,3273	3,8463	2,5808	3,2135
$iC_4$	0,7500	2,1732	1,7072	1,9402
$nC_4$	0,6129	1,7759	1,4868	1,6313
$iC_5$	0,3451	1,0001	1,0000	1,0000
$nC_5$	0,2951	0,8552	0,9141	0,8846

**Tableau IV.11: Zone d'épuisement:**

Constituants	$K_i$	$K_i/K_iC_5$	$\alpha_{Li}$	$\alpha_{im}$
$iC_4$	2,481	1,5296	4,6468	3,0882
$nC_4$	2,240	1,3810	2,5808	1,9809
$iC_5$	1,622	1,0000	1,7072	1,3536
$nC_5$	1,519	0,9365	1,4868	1,2116
$nC_5$	1,042	0,6424	1,0000	0,8212
$C_{7+}$	0,618	0,3810	0,9141	0,6475

#### IV-8 Taux de vaporisation de la charge :

En procédant la méthode approximativement successive, il dit qu'on prend des valeurs du taux de vaporisation, et on calcule les concentrations molaires de la phase liquide  $X'_{oi}$ , et la phase vapeur  $y'_{oi}$  dans la zone de flash jusqu'à :

$$\sum X'_{oi}=1 \quad \text{et} \quad \sum Y'_{oi} = 1$$

Tel que  $X'_{oi}$  et  $y'_{oi}$  sont calculés comme suit :

$$X'_{oi} = X'_{Li} / (1 + e'(K_i - 1)) \dots \dots \dots (IV.14)$$

$$Y'_{oi} = K_i \cdot X'_{oi} \dots \dots \dots (IV.15)$$

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

$$\sum X'_{oi} = \sum X'_{Li} / (1 + e'(K_i - 1)) = 1$$

**Tableau IV.12 : 1<sup>ère</sup> Charge (charge froide)**

	$X'_{Li}$	$e_o$	$X'_{io}$	$K_i$	$1+e*(K_i-1)$	$Y'=K_i*X'_{io}$
<b>C<sub>2</sub></b>	0,016	0,759	0,005	4,0150	3,287	0,019
<b>C<sub>3</sub></b>	0,491	0,759	0,281	1,9875	1,750	0,559
<b>iC<sub>4</sub></b>	0,095	0,759	0,084	1,1877	1,143	0,099
<b>nC<sub>4</sub></b>	0,167	0,759	0,169	0,9906	0,993	0,167
<b>iC<sub>5</sub></b>	0,072	0,759	0,105	0,5882	0,688	0,062
<b>nC<sub>5</sub></b>	0,055	0,759	0,086	0,5140	0,632	0,044
<b>nC<sub>6</sub></b>	0,056	0,759	0,125	0,2724	0,448	0,034
<b>C<sub>7+</sub></b>	0,049	0,759	0,146	0,1159	0,330	0,017
<b>Somme</b>	<b>1,000</b>	<b>----</b>	<b>1,000</b>	<b>----</b>	<b>----</b>	<b>1,002</b>

**Tableau IV.13 : 2<sup>ème</sup> Charge (charge chaude)**

	$X'_{Li}$	$e_o$	$X'_{io}$	$K_i$	$1+e*(K_i-1)$	$Y'=K_i*X'_{io}$
<b>C<sub>2</sub></b>	0,002	0,868	0,002	4,348	3,907	0,010
<b>C<sub>3</sub></b>	0,052	0,868	0,049	3,141	2,859	0,155
<b>iC<sub>4</sub></b>	0,021	0,868	0,020	2,458	2,266	0,049
<b>nC<sub>4</sub></b>	0,048	0,868	0,047	2,272	2,105	0,106
<b>iC<sub>5</sub></b>	0,041	0,868	0,041	1,762	1,662	0,072
<b>nC<sub>5</sub></b>	0,039	0,868	0,038	1,681	1,592	0,064
<b>nC<sub>6</sub></b>	0,095	0,868	0,095	1,254	1,220	0,119
<b>C<sub>7+</sub></b>	0,701	0,868	0,708	0,831	0,853	0,588
<b>Somme</b>	<b>1,000</b>	<b>----</b>	<b>1,000</b>	<b>----</b>	<b>-----</b>	<b>1,003</b>

#### IV-9 Calcul du taux de reflux minimal :

Le calcul s'effectue selon la formule d'UNDER WOOD :

$$(r_f)_{min} = \varphi \sum Y'_{Di} / (\alpha_{L,i} - \varphi) \dots\dots\dots(IV.16)$$

$\varphi$  : paramètre conventionnel déterminé par approximation successive à partir de l'équation et sa valeur comprise entre les valeurs des volatilités des constituants clé.

#### 1- Alimentation froide :

Le calcul pour  $\varphi = 1.342$  nous donne les résultats figurants sur le tableau suivant, tout en sachant que :

$$e'_0 = \sum \alpha_{L,i} \cdot X'_{Li} / \alpha_{L,i} - \varphi \dots\dots\dots(IV.17)$$

Tableau IV.14: Alimentation froide

Constituants	$X'_{Li}$	$\alpha_{Li}$	$\Phi$	$X'_{Li} * \alpha_{Li}$	$e_{0i}$
C <sub>2</sub>	0.016	6.8259	1.342	0.109214	0,013
C <sub>3</sub>	0.491	3.3790	1.342	1.659089	0,453
iC <sub>4</sub>	0.095	2.0193	1.342	0.191834	0,070
nC <sub>4</sub>	0.167	1.6841	1.342	0.281245	0,119
iC <sub>5</sub>	0.072	0.9999	1.342	0.071993	0,045
nC <sub>5</sub>	0.055	0.8739	1.342	0.048065	0,032
C <sub>6</sub>	0.056	0.4632	1.342	0.025939	0,025
C <sub>7</sub>	0.115	0.1970	1.342	0.022655	0,013
<b>Somme</b>	1,000	-----	----	----	0,771

#### 2- Alimentation chaude :

Le calcul pour  $\varphi = 1.14475$  nous donne les résultats figurants sur le tableau qui suit :

Tableau IV.15: Alimentation chaude

Constituants	$X'_{Li}$	$\alpha_{Li}$	$\Phi$	$X'_{Li} * \alpha_{Li}$	$e_{0i}$
C <sub>2</sub>	0,002	2.4676	1.14475	0.004935	0,002
C <sub>3</sub>	0,052	1.7825	1.14475	0.09269	0,050
iC <sub>4</sub>	0,021	1.3952	1.14475	0.029299	0,020
nC <sub>4</sub>	0,048	1.2895	1.14475	0.061896	0,045
iC <sub>5</sub>	0,041	1	1.14475	0.041	0,038
nC <sub>5</sub>	0,039	0.9542	1.14475	0.037214	0,036
C <sub>6</sub>	0,095	0.7114	1.14475	0.067583	0,085
C <sub>7</sub>	0,701	0.4714	1.14475	0.330451	0,593
<b>Somme</b>	1,000	-----	----	----	0,868

En prenant la  $\varphi = 1.2432$  et en utilisant la formule précédente du calcul du reflux minimal on abouti aux résultats figurants dans le tableau suivant :

Tableau IV.16: Calcul du reflux minimal

Constituants	$y'_{Di}$	$\alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} - \varphi$	$y'_{Di}/\alpha_{Li} - \varphi$
$C_2$	0,021	4,6468	3,4034	0,0062
$C_3$	0,646	2,5808	1,3374	0,4830
$iC_4$	0,128	1,7072	0,4638	0,2760
$nC_4$	0,204	1,4868	0,2434	0,8381
$iC_5$	0,000	1,0000	-0,2434	0,0000
$nC_5$	0,000	0,9141	-0,3293	0,0000
<b>Somme</b>		----	----	1,6033

Donc:  $(r_f)_{min} = 1,6033 \times 1,2432$

$$(r_f)_{min} = 1,990$$

**IV-10 Calcul du taux de reflux optimal :**

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

$$(r_f)_{opt} - (r_f)_{min} / (r_f)_{opt} + 1 = 0,1 \div 0,33 \dots \dots \dots (IV.18)$$

Donc le taux de reflux optimal est :

$$(r_f)_{opt} = 2,325$$

**IV-11 Calcul du taux de rebouillage :**

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

$$\Phi_m \sum (\alpha_{L,i} \cdot X'_{Ri}) / (\alpha_{L,i} - \varphi_m) = - (r_b)_{min} \dots \dots \dots (IV.19)$$

Tableau IV.17: Calcul du taux de rebouillage

Constituants	$X'_{Ri}$	$\alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}$	$\alpha_{L,i} - \varphi$	$\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri} / (\alpha_{L,i} - \varphi)$
$iC_4$	0,041	1,708	0	0,4648	0
$nC_4$	0,145	1,487	0,060967	0,2438	0,25007
$iC_5$	0,115	1	0,145	-0,2432	-0,59622
$nC_5$	0,155	0,914	0,10511	-0,3292	-0,31929
$C_6$	0,541	0,587	0,090985	-0,6562	-0,13865
$C_7$	0,997	0,334	0,180694	-0,9092	-0,19874
<b>Somme</b>		----	----	----	-1,00283

Alors:

$$\text{➤ } - (r_b)_{min} = - 1,00283 \cdot 1,2432$$

$$\text{➤ } (r_b)_{min} = 1,2467$$

**IV-12 Calcul de taux de rebouillage optimal :**

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

$$(r_b)_{opt} = ((D \cdot (r_f)_{opt} / R) + L (1 - e'_{o}) / R) - 1 \dots \dots \dots (IV.20)$$

Le taux de rebouillage optimal est:  $(r_b)_{opt} = 1,65$ .

#### IV-13 Bilan thermique de la colonne :

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier les débits des reflux du condenseur et de rebouilleur. L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit :

$$Q_{Ch} + Q_F + Q_{Rb} = Q_R + Q_D + Q_{Con} + \Delta Q \dots \dots \dots (IV.21)$$

$$Q_{Ch} = L_{Ch} \cdot h_{Ch} \dots \dots \dots (IV.22)$$

$$h_{Ch} = \epsilon_{Ch} \cdot H_{0,Ch} + (1 - \epsilon_{Ch}) \cdot h_{0,Ch} \dots \dots \dots (IV.23)$$

$$Q_F = L_F \cdot h_F \dots \dots \dots (IV.24)$$

$$h_F = \epsilon_F \cdot H_{0,F} + (1 - \epsilon_F) \cdot h_{0,F} \dots \dots \dots (IV.25)$$

$$Q_R = R \cdot h_R \dots \dots \dots (IV.26)$$

$$Q_{Rb} = G_r \cdot (h'_R - h_R) \dots \dots \dots (IV.27)$$

$$Q_D = D \cdot h_D \dots \dots \dots (IV.28)$$

$$Q_{Con} = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \dots \dots \dots (IV.29)$$

#### IV-13-1 Composition et masse moléculaire des phases liquides et vapeurs:

Tableau IV.18: Alimentation de la charge froide.

Constituant	$M_i$ (kg/kmol)	phase vapeur		phase liquide	
		$Y'_{io}$	$M_i \cdot Y'_{io}$	$X'_{io}$	$M_i \cdot X'_{io}$
$C_2$	30,070	0,019	0,581	0,005	0,146
$C_3$	44,097	0,557	24,580	0,282	12,416
$iC_4$	58,124	0,099	5,741	0,084	4,862
$nC_4$	58,124	0,167	9,688	0,169	9,818
$iC_5$	72,151	0,061	4,429	0,105	7,550
$nC_5$	72,151	0,044	3,205	0,086	6,240
$C_6$	86,178	0,034	2,940	0,125	10,783
$C_{7+}$	111,000	0,018	1,986	0,145	16,071
<b>Somme</b>		<b>1,000</b>	<b>53.150</b>	<b>1,000</b>	<b>67.885</b>

**Tableau IV.19: Alimentation de la charge chaude**

Constituant	$M_i$ (kg/Kmol)	phase vapeur		phase liquide	
		$Y'_i$	$M_i \cdot Y'_i$	$X'_i$	$M_i \cdot X'_i$
$C_2$	30,070	0,012	0,349	0,002	0,067
$C_3$	44,097	0,180	7,929	0,049	2,178
$iC_4$	58,124	0,055	3,214	0,020	1,167
$nC_4$	58,124	0,118	6,842	0,047	2,707
$iC_5$	72,151	0,077	5,566	0,041	2,935
$nC_5$	72,151	0,069	4,954	0,038	2,751
$C_6$	86,178	0,122	10,549	0,095	8,165
$C_{7+}$	111,000	0,367	40,771	0,708	78,608
<b>Somme</b>		<b>1,000</b>	<b>80.174</b>	<b>1,000</b>	<b>98,578</b>

**Tableau IV. 20 : Composition et masse moléculaire du résidu et de distillat.**

Constituant	$M_i$	distillat		Résidu	
		$Y'_{io}$	$M_i Y'_{io}$	$X'_{io}$	$M_i X'_{io}$
$C_2$	30,070	0,021	0,637	----	----
$C_3$	44,097	0,646	28,493	----	----
$iC_4$	58,124	0,128	7,457	0,003	0,179
$nC_4$	58,124	0,204	11,844	0,041	2,400
$iC_5$	72,151	0,000	0,030	0,145	10,448
$nC_5$	72,151	----	----	0,115	8,308
$C_6$	86,178	----	----	0,155	13,349
$C_{7+}$	111,000	----	----	0,541	60,018
<b>Somme</b>		0.999	48,478	1,000	94,705

**IV-13-2 Calcul de l'enthalpie du distillat à l'état liquide :**

$$\Delta H = C_p \cdot t \dots \dots \dots (IV.30)$$

A la température  $t = 60 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $P_b = 16,3 \text{ bar}$  et  $M = 48.64 \text{ Kg/ Kmol}$ . Et l'utilisation de logiciel **HYSIS** nous a permet de déterminer les paramètres suivants :

$$C_p = 32,30 \text{ Kcal/Kmol.C}$$

$$C_p = 0,76 \text{ Kcal/Kg.C}$$

$$h_D = 46,01 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_D = 1920.0 \text{ Kcal/Kmol}$$

**IV-13-3 Calcul de l'enthalpie des vapeurs au sommet de la colonne :**

A la température  $t_s = 71.48 \text{ }^\circ\text{C}$  et  $P_s = 16.3 \text{ bar}$  et  $M = 48,50 \text{ Kg/ Kmol}$

On a:

$$C_p = 28.59 \text{ Kcal/Kmol.C}$$

$$C_p = 0,54 \text{ Kcal/Kg.C}$$

$$H_D = 37.16 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_D = 2043,613 \text{ Kcal/Kmol}$$

#### IV-13-4 Calcul de l'enthalpie de la charge chaude :

$$h_{Ch} = e_{Ch} \cdot H_{0,Ch} + (1 - e_{Ch}) \cdot h_{0,Ch}$$

##### 1- Calcul de l'enthalpie de la phase vapeur :

A la température  $t_a = 240,0^\circ\text{C}$  et  $P_a = 19,70 \text{ bar}$

Avec:  $M_{moyen} = 80,17 \text{ Kg/mol}$

On a:

$$C_p = 14,15 \text{ Kcal/kmol.C}$$

$$C_p = 0,176 \text{ Kcal/Kg.C}$$

$$H_{0,Ch} = 42,24 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_{0,Ch} = 3396,72 \text{ Kcal/Kmol}$$

##### 2- Calcul de l'enthalpie de la phase liquide :

A la température  $t_{a,ch} = 240,0^\circ\text{C}$  et  $P_{a,ch} = 19,7 \text{ bar}$

Avec:  $M_{moyen} = 98,57 \text{ Kg/kmol}$

On a:

$$C_p = 21,51 \text{ Kcal/Kmol.C}$$

$$C_p = 0,268 \text{ Kcal/Kg.C}$$

$$h_{0,Ch} = 46,32 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_{Ch,0} = 5163,02 \text{ Kcal/Kmol}$$

Donc l'enthalpie de la charge chaude

$$h_{Ch} = 45,15 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_{Ch} = 3629,88 \text{ Kcal/Kmol}$$

#### IV-13-5 Calcul de l'enthalpie de la charge froide :

$$H_F = e_F \cdot H_{0,C} + (1 - e_F) \cdot h_{0,F}$$

##### 1- Calcul de l'enthalpie de la phase vapeur

A la température  $t_{a,F} = 106,1^\circ\text{C}$  et  $P_{a,F} = 16,6 \text{ bar}$

Avec:  $M_{moyen} = 53,15 \text{ Kg/kmol}$

On a:

$$C_p = 5,63 \text{ Kcal/Kmol.C}$$

$$C_p = 0,11 \text{ Kcal/Kg.C}$$

$$H_{0,F} = 11,23 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H_{0,F} = 597,34 \text{ Kcal/Kmol}$$

## 2- Calcul de l'enthalpie de la phase liquide

A la température  $t_{a,F} = 106,1^{\circ}\text{C}$  et  $P_{a,F} = 16,6 \text{ bar}$

Avec:  $M_{moyen} = 67,85 \text{ Kg/ kmol}$

On a:

$$C_p = 15,85 \text{ Kcal/Kmol.C}$$

$$C_p = 0,23 \text{ Kcal/Kg.C}$$

$$h_{0,F} = 24,4 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_{0,F} = 1681,68 \text{ Kcal/Kmol}$$

Donc l'enthalpie de la charge froid

$$h_F = 14,24 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_F = \text{Kcal/Kmol}$$

## IV-13-6 Calcul de l'enthalpie du résidu:

### 1- Calcul de l'enthalpie du résidu au fond de la colonne :

A la température  $t_f = 203,7^{\circ}\text{C}$  et  $P_f = 17 \text{ bar}$

Avec:  $M_{moyen} = 94,7 \text{ Kg/ kmol}$

On a:

$$C_p = 72,12 \text{ Kcal/Kmol.C}$$

$$C_p = 0,80 \text{ Kcal/Kg.C}$$

$$h_R = 162,96 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h_R = 14690,844 \text{ Kcal/Kmol}$$

### 2- Calcul de l'enthalpie du résidu a dans le rebouilleur :

A la température  $t_f = 215,9^{\circ}\text{C}$  et  $P_f = 17,4 \text{ bar}$

Avec:  $M_{moyen} = 94,70 \text{ Kg/ kmol}$

On a:

$$C_p = 69,79 \text{ Kcal/Kmol.C}$$

$$C_p = 0,73 \text{ Kcal/Kg.C}$$

$$h'_R = 157,60 \text{ Kcal/Kg}$$

$$h'_R = 15067,66 \text{ Kcal/Kmol}$$

## IV-13-7 Calcul de la quantité de reflux froid optimal :

Il est calculé par la formule suivante :

$$r_f = g_x / D' \dots\dots\dots (IV.31)$$

Avec :

$D'$  : Distillat en kmol/h.

$$D' = 753,64 \text{ kmol/h.}$$

On calcule la quantité de reflux froid en fonctions des taux de reflux optimaux obtenus précédemment.

$$g_x = D' \cdot r_f$$

Les résultats obtenus figurent sur le tableau suivant :

**Tableau IV.21 : Calcul de la quantité de reflux froid optimal**

<b>Taux de Reflux optimal</b>	<b>2,325</b>
<b>Quantité du reflux froid <math>g_x</math>(kmol/h)</b>	1752.213
<b>Quantité du reflux froid <math>g_x</math>(kg/h)</b>	84919.250

**IV-13-8 Calcul de la quantité du rebouillage optimale :**

Cette quantité est donnée par la formule suivante :

$$r_b = G_r / R \dots\dots\dots (IV.32)$$

Avec :

$$R = 134,11 \text{ (kmol/h)}$$

$$R = 11688,82 \text{ (kg/h)}$$

Les résultats de ce calcul sont comme suit :

**Tableau IV.22 : Calcul de la quantité du rebouillage optimale**

<b>Taux de rebouillager <math>b</math></b>	1.65
<b>Quantité de rebouillage( kmol/ h)</b>	953.106
<b>Quantité de rebouillage (kg/h)</b>	90096,157

**IV-13-9 Calcul des charges thermiques:**

**1- Charge thermique de distillat  $Q_D$  :**

$$Q_D = D' \cdot h_D$$

$$Q_D = 753,64 \cdot 2263,63$$

$$Q_D = 1710489 \text{ Kcal / h}$$

**2- Charge thermique de condenseur  $Q_C$  :**

$$Q_{Con} = (D' + g_x) \cdot (H_D - h_D)$$

$$Q_{Con} = (753,64 + 1752,213) \cdot (2034,693 - 1920.)$$

$$Q_{Con} = 287403,798 \text{ Kcal / h}$$

**3- Charge thermique de l'alimentation froide  $Q_F$  :**

$$Q_F = L' \cdot h_F$$

$$Q_F = 952,4 \cdot 845,65$$

$$Q_F = 805400,73 \text{ Kcal / h}$$

**4- Charge thermique de l'alimentation Chaude  $Q_{Ch}$  :**

$$Q_{Ch} = L'_{Ch} \cdot h_{Ch}$$

$$Q_{Ch} = 380,8.3629,88$$

$$Q_{Ch} = 1382261,42 \text{ Kcal / h}$$

**5- Charge thermique fournie par le rebouilleur  $Q_{Rb}$  :**

$$Q_{Rb} = (G_r) \cdot (h'_{R} - h_R)$$

$$Q_{Rb} = (1752,213) \cdot (15067,66 - 14690,84)$$

$$Q_{Rb} = 660268,9 \text{ Kcal / h}$$

**6- Charge thermique de résidu  $Q_R$  :**

$$Q_R = R \cdot h_R$$

$$Q_R = 577,64 \cdot 14690,84$$

$$Q_R = 848601,81 \text{ Kcal/h}$$

# **PARTIE SIMULATION**

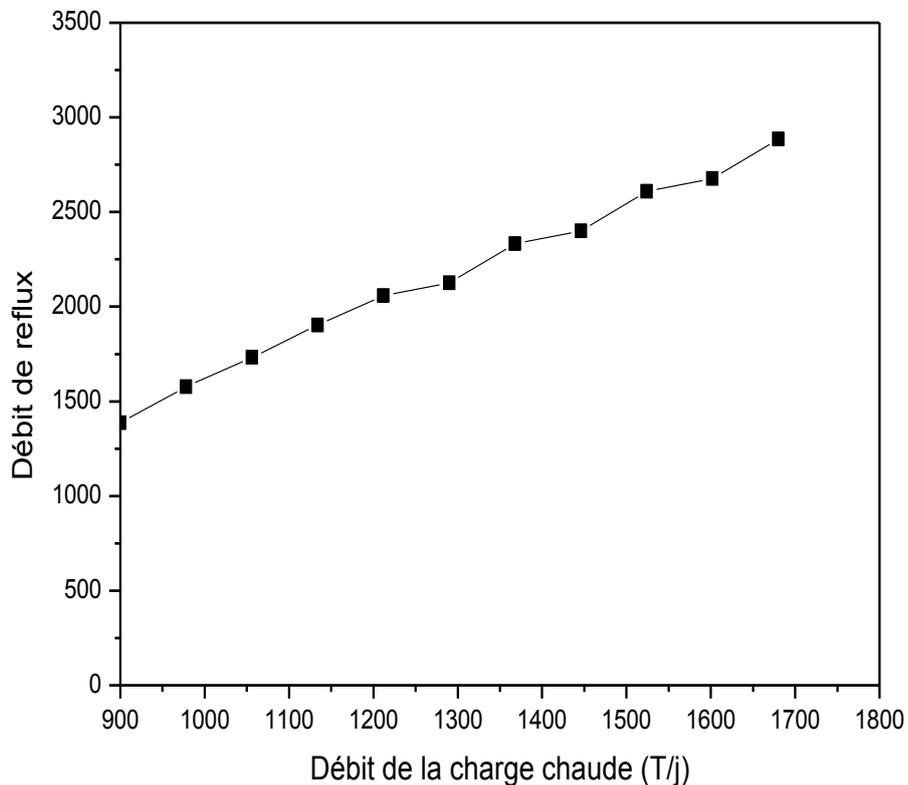
## **Chapitre -V-**

# **SIMULATION DE LA COLONNE DE DEBUTANISEUR**

## V- Simulation de la colonne de débutaniseur

### V- 1 Présentation graphique des résultats de simulation :

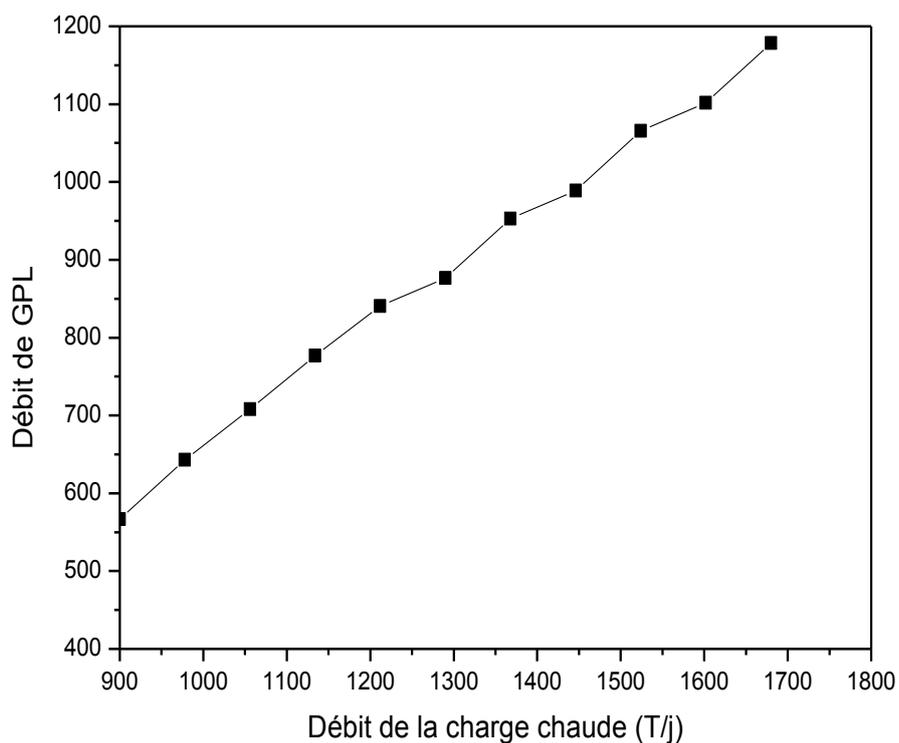
#### V-1-1 Effet du débit de la charge chaude sur la production et la qualité du GPL et Condensât



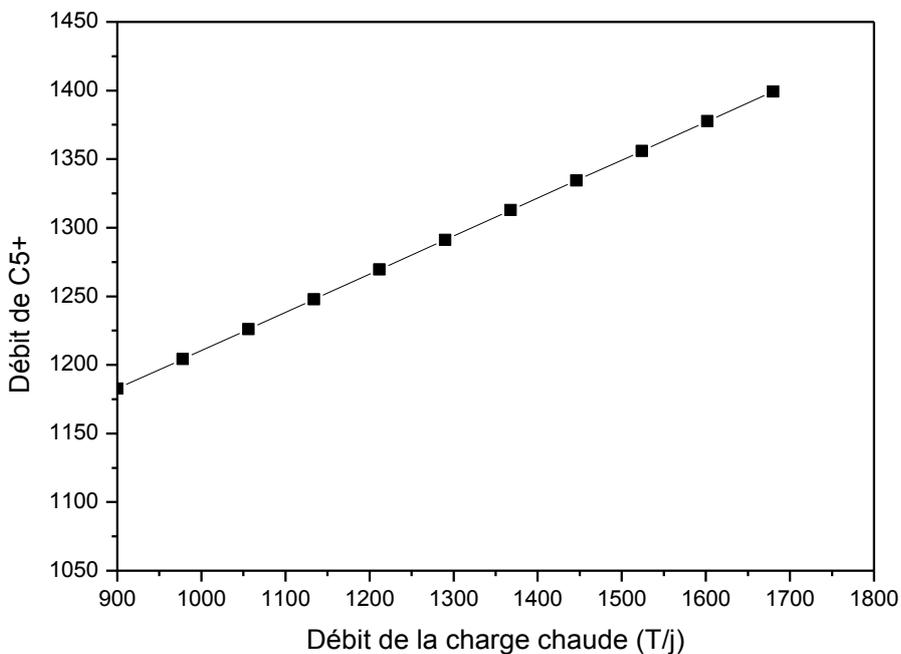
*Figure V.1: Variation de débit de reflux en fonction de débit de la charge chaude*

#### ♦ L'interprétation :

On remarque qu'il y a une relation directement proportionnelle entre le débit de la charge chaude et le débit de reflux et cela est logique du fait lorsque l'alimentation de la colonne c'est-à-dire le débit de la charge chaude augmente on est obligé d'augmenter le débit de reflux afin de garder le distillat et le résidu sous les spécifications demandées.



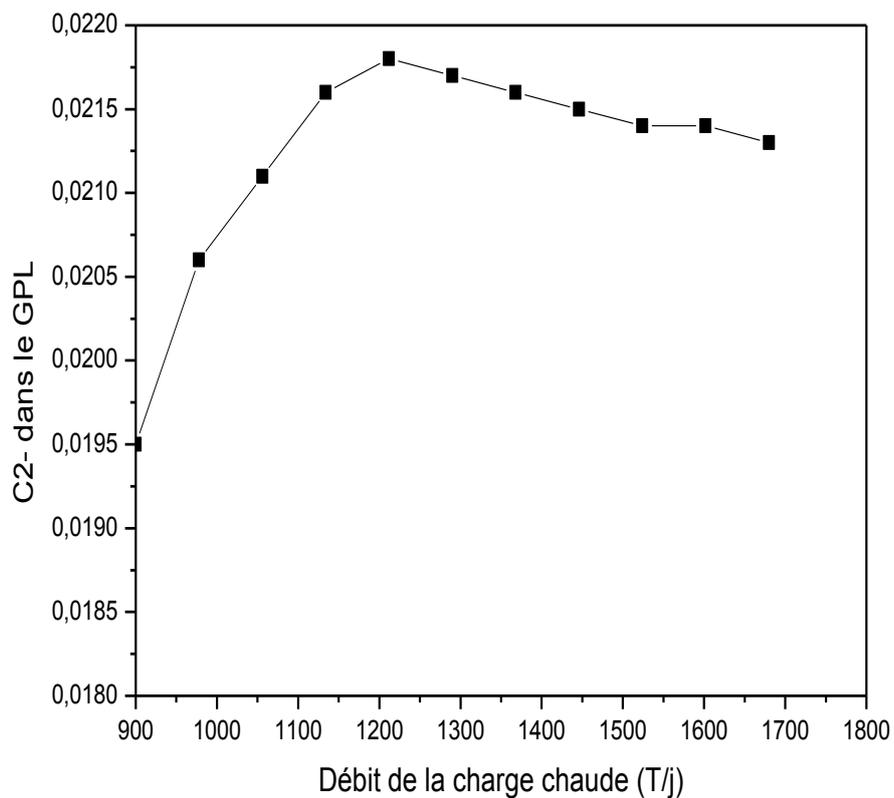
*Figure V.17: Variation de débit de GPL en fonction de débit de la charge chaude*



*Figure V.18: Variation de débit de condensât en fonction de débit de la charge chaude*

♦ **L'interprétation de Figure 2 et 3 :**

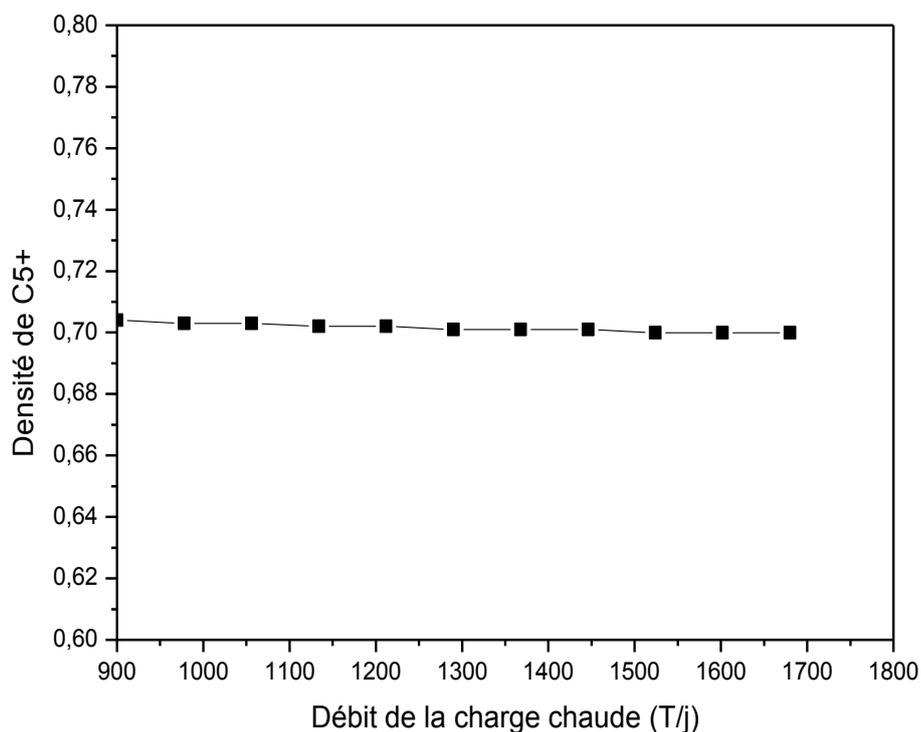
La variation du débit de distillat (GPL) et le débit du résidu (condensât) en fonction du débit de la charge chaude s'exprime par une relation proportionnelle directe et L'interprétation est comme celle précédente c'est-à-dire lorsque l'alimentation augmente la production augmente.



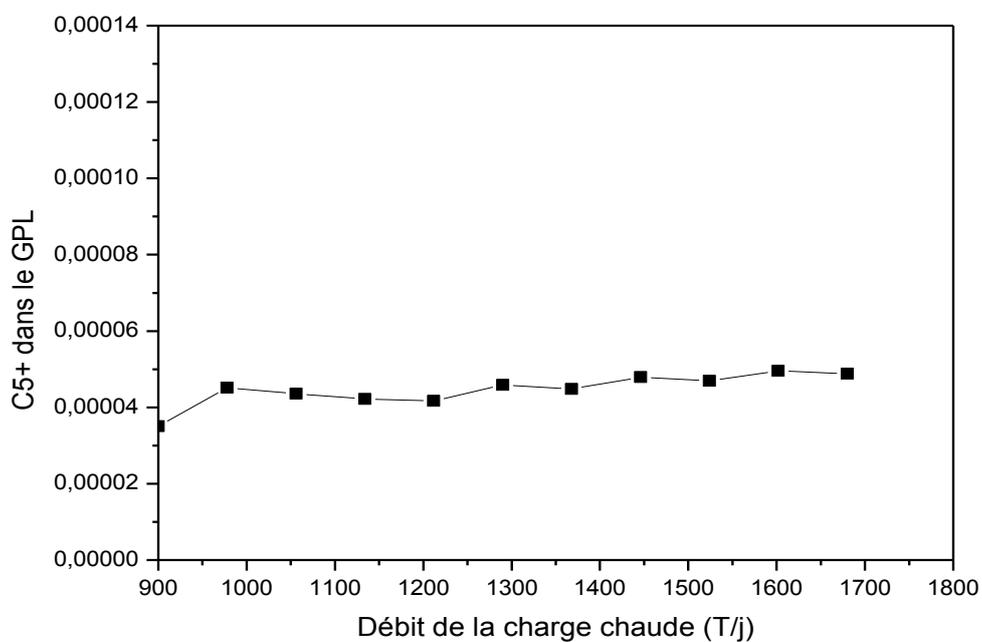
*Figure V.19: Variation de C2- en fonction de débit de la charge chaude*

◆ **L'interprétation :**

L'allure de la variation de la concentration du C2- dans le distillat (GPL) en fonction du débit de la charge chaude est parabolique et nous remarquons aussi que la concentration du C2-dans le GPL atteint sa valeur maximale pour un débit de charge de 1212 T/j.



*Figure V.20: variation de la densité de condensât en fonction de débit de la charge chaude*

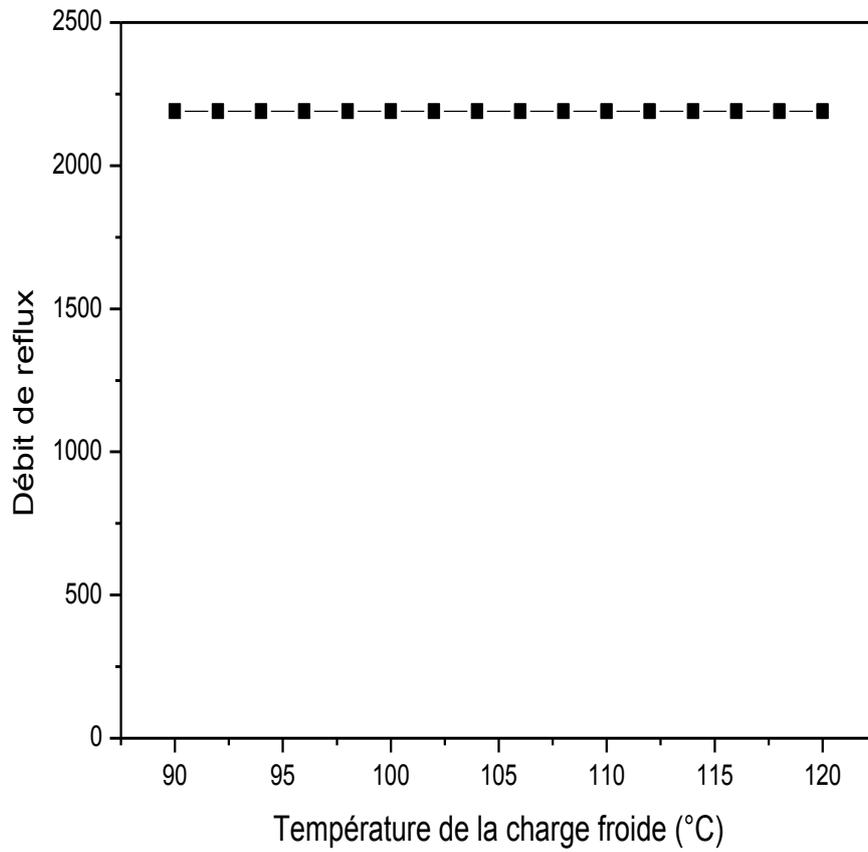


*Figure V.21: variation de C5+ en fonction de débit de la charge chaude*

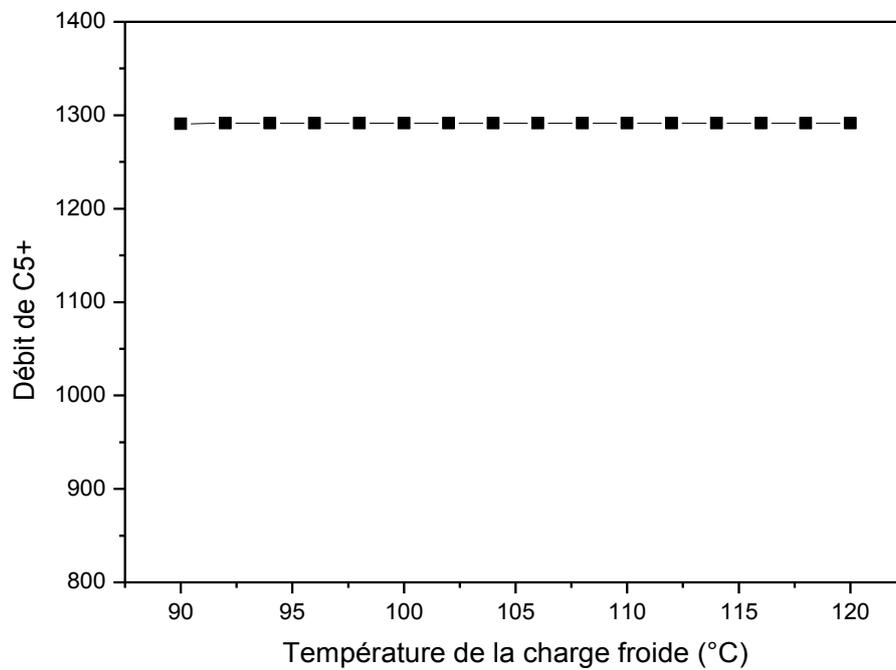
◆ **L'interprétation de Figure 5 et 6**

L'allure des courbes est une droite ce qui traduit que la variation de la concentration des C<sup>5+</sup> dans le GPL et la densité du condensât en fonction du débit de la charge chaude est quasiment constante et qui explique que la variation est négligeable.

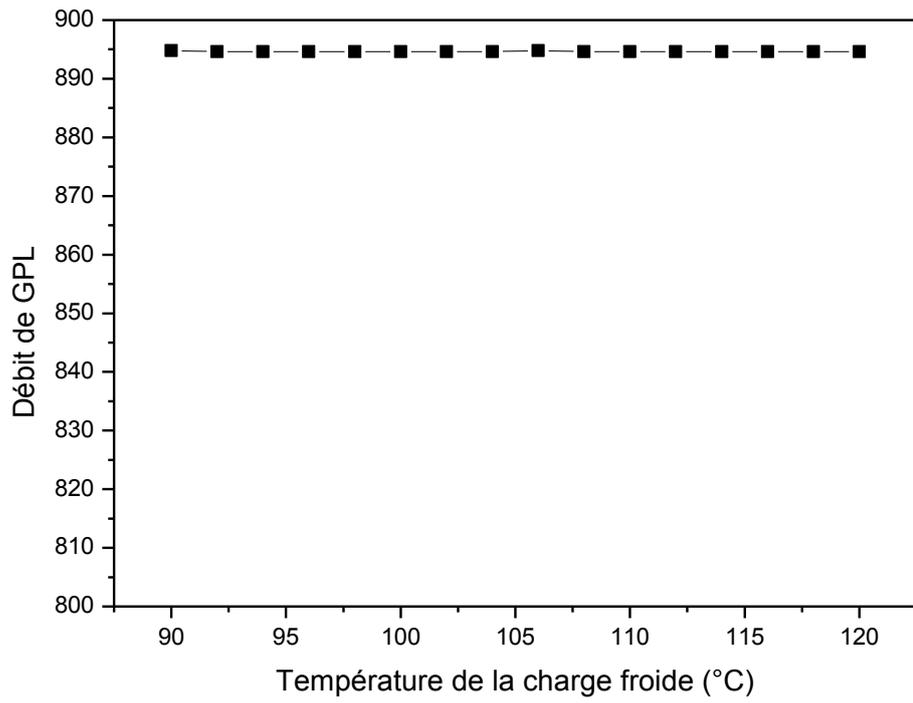
**V-1-2 Effet de la température de la charge froide sur la production et la qualité de GPL et de condensât**



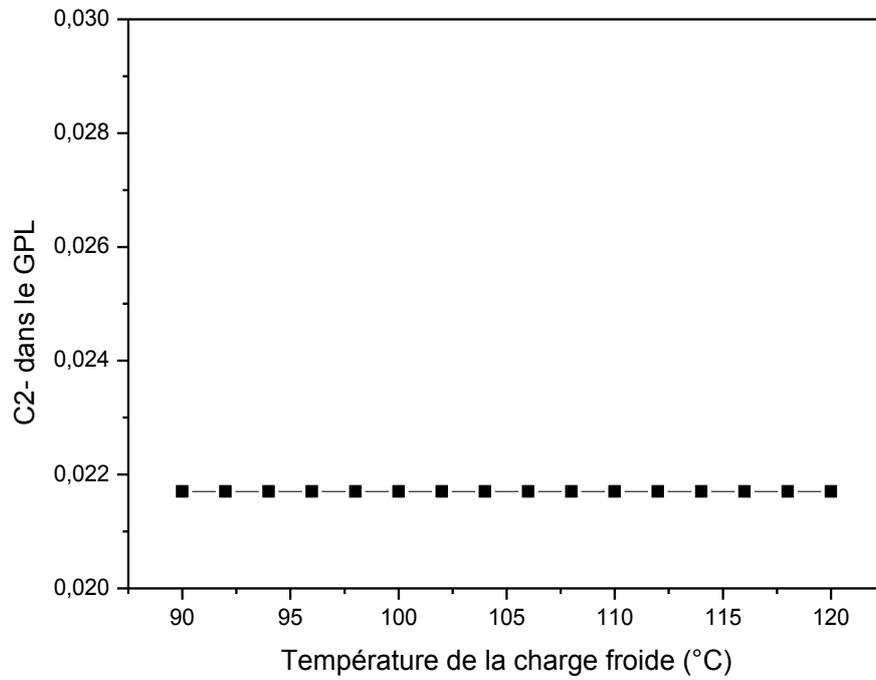
*Figure V.7 : variation de débit de reflux en fonction de la température de la charge froide*



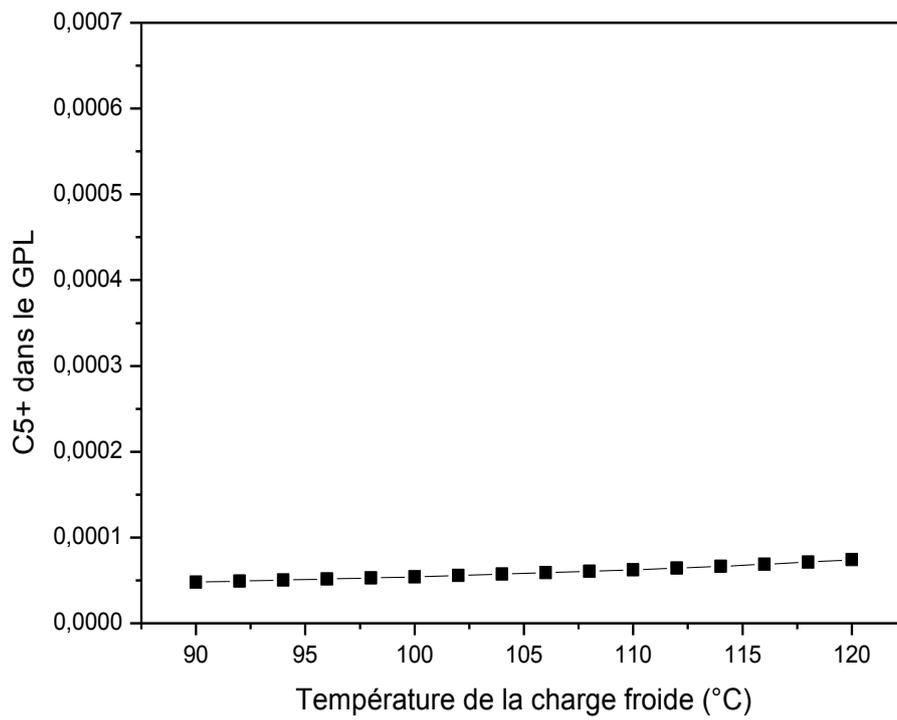
*Figure V.22: variation de débit de condensât en fonction de la température de la charge froide*



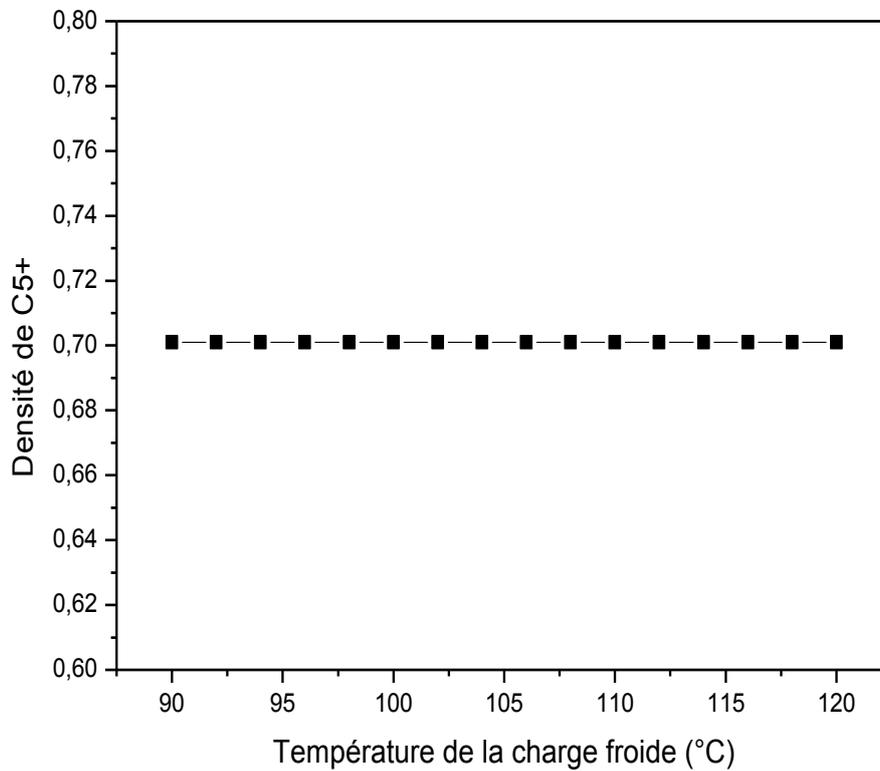
**Figure V.23:** variation de débit de GPL (T/j) en fonction de la température de la charge froide



**Figure V.24:** variation de C2- en fonction du de la température de la charge froide



**Figure V.25:** variation de C5+ en fonction de la température de la charge froide



**Figure V.26:** variation de la densité de condensât en fonction de la température de la charge froide

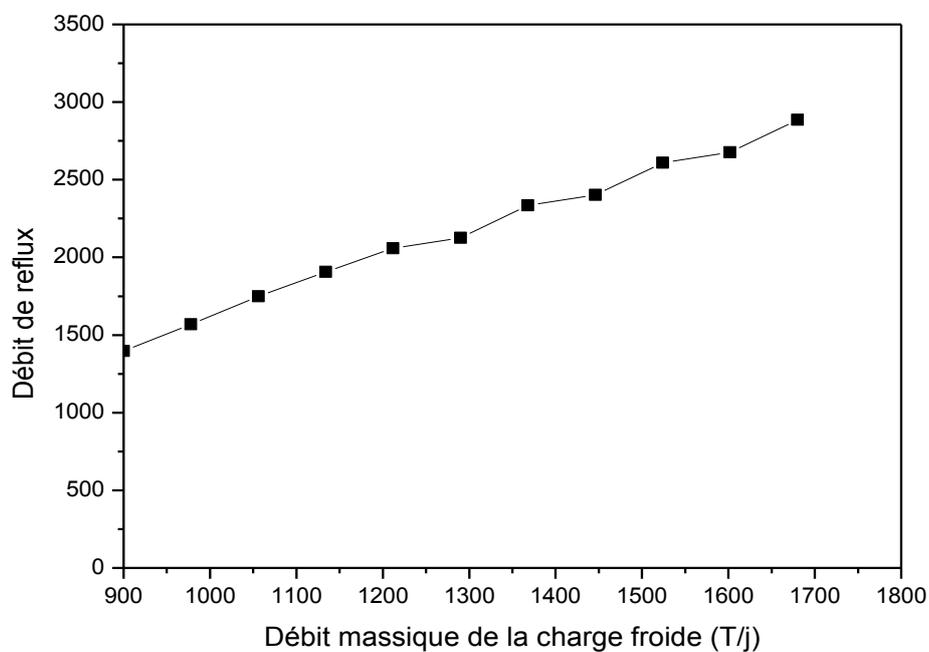
◆ **L'interprétation de Figure 7, 8, 9, 10, 11 et 12 :**

L'allure de la variation de :

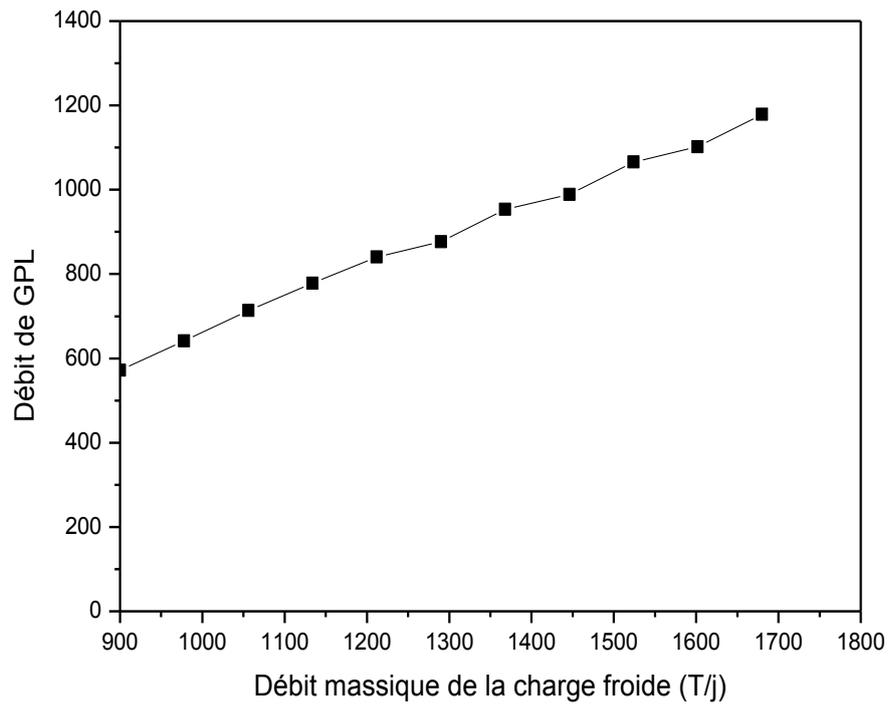
- Débit de reflux.
- Débit du distillat (GPL).
- Débit du résidu (condensât).
- Concentration du C<sub>2</sub> dans le GPL.
- Densité du résidu (condensât).
- Concentration du C<sub>5</sub><sup>+</sup> dans le GPL

En fonction de la température la charge froide est constante ce qui traduit que la température n'as aucune influence sur les 06 paramètres dans l'intervalle 90 - 120°C.

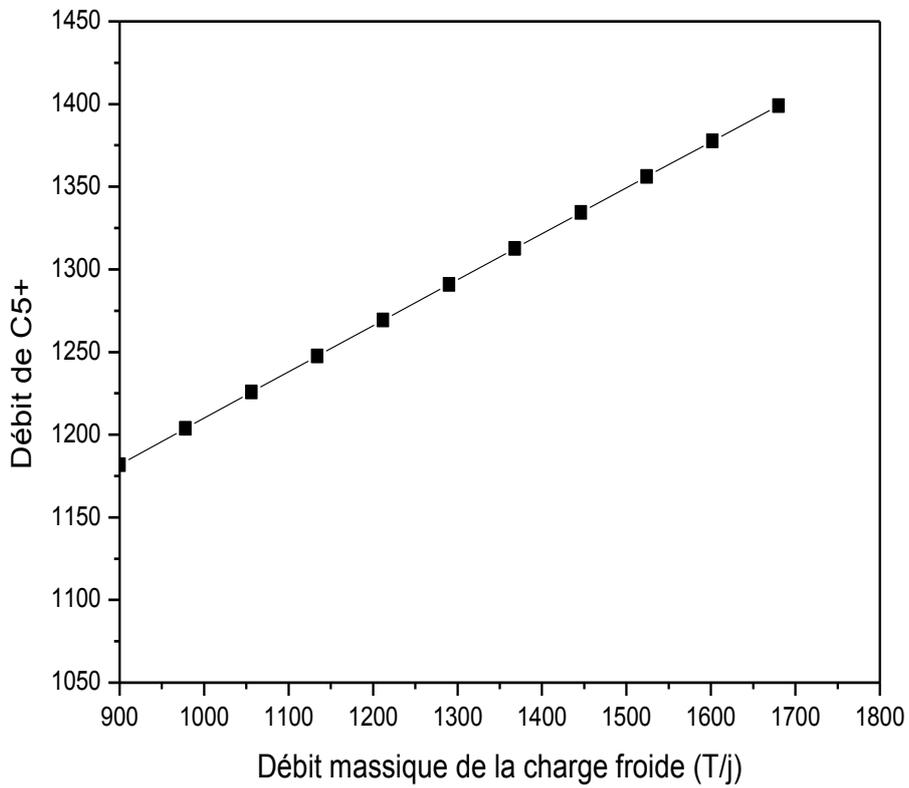
**V-1-3L'effet du débit de la charge froide sur la production et la quantité des produits**



*Figure V.27: variation de débit de reflux en fonction du débit de la charge froide*



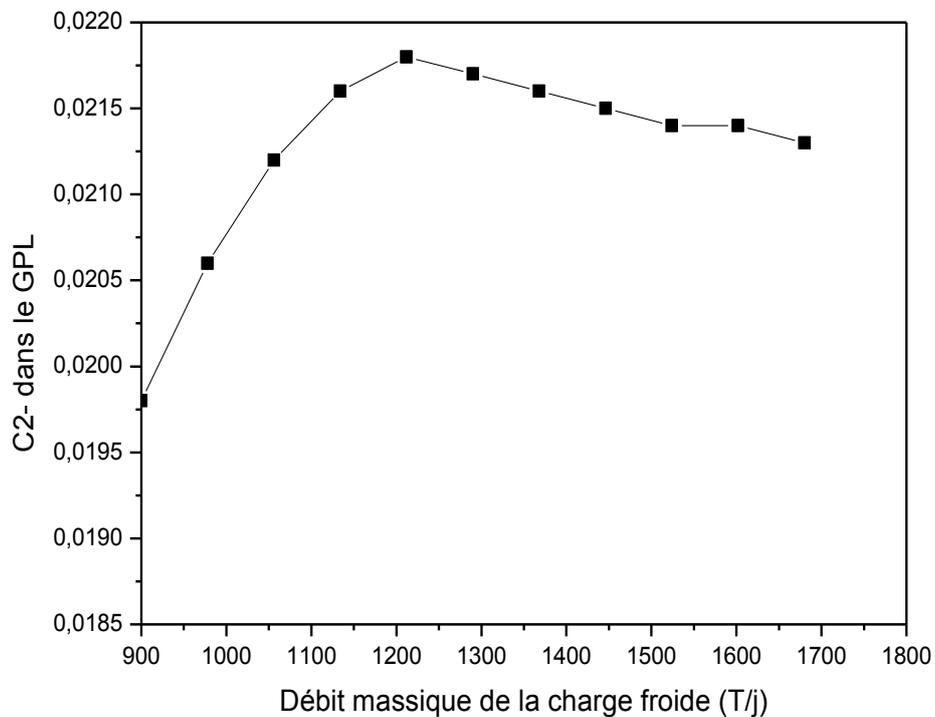
*Figure V.28: variation de débit de GPL en fonction de débit de la charge froide*



*Figure V.29: variation de débit de condensât en fonction de débit de la charge froide*

### L'interprétation de Figure 13, 14 et 15 :

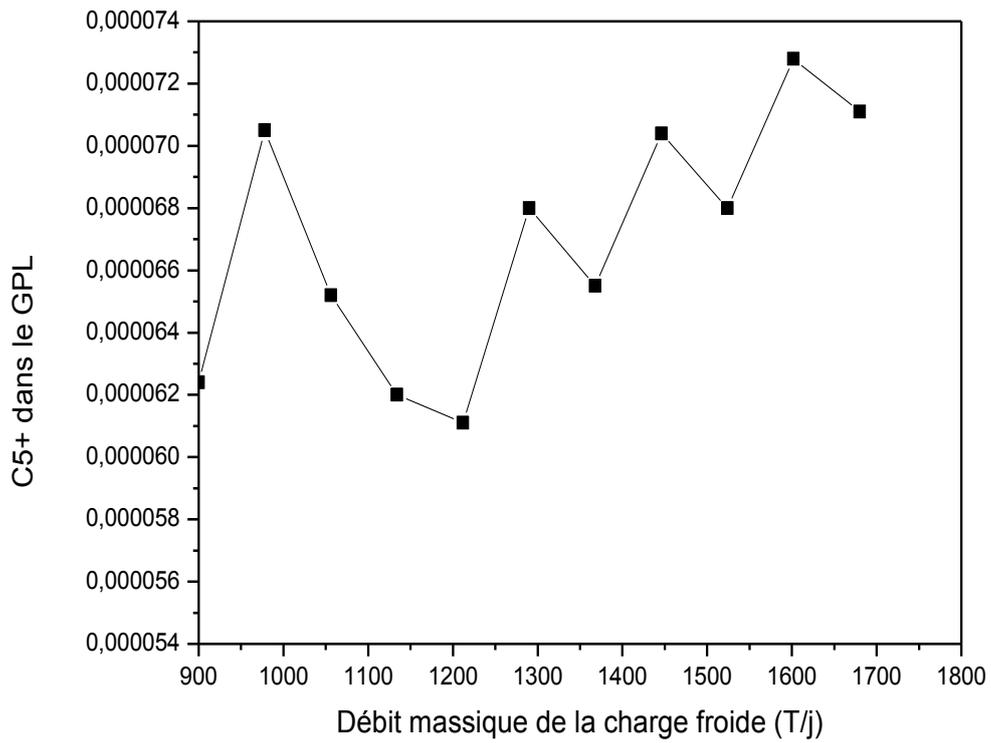
L'allure des courbes présentées sur ces diagrammes est quasiment droite et montre une relation proportionnelle de débit de reflux, débit de distillat et débit du résidu avec le débit de la charge froide c'est-à-dire que les trois paramètres augmentent avec ce dernier.



*Figure V.30: variation de C2- en fonction de débit de la charge froide*

#### ◆ L'interprétation :

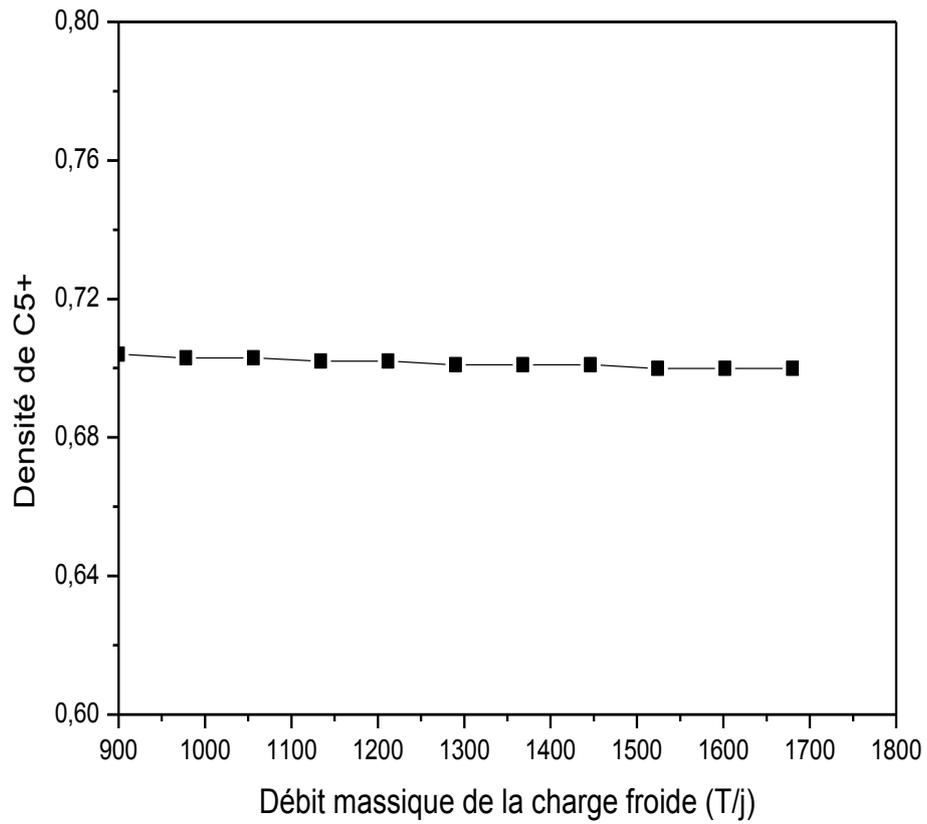
Nous remarquons la même allure que celle de la **figureV.4** et présente une concentration maximale de **C2**-dans le GPL pour un débit de charge froide de 1212 T/j.



*Figure V.31: variation de C5+ en fonction de débit de la charge froide*

◆ **L'interprétation :**

L'allure de la courbe qui représente la variation de la concentration de C5+ dans le GPL en fonction du débit de la charge froide est non linéaire et nous remarquons que la concentration de C5+ dans le distilla atteint sa valeur minimale pour un débit de charge froide de 1212 T/j.



*Figure V.32: variation de la densité de condensât en fonction du débit de la charge froide*

◆ **L'interprétation :**

L'allure de la courbe ci-dessus est une droite ce qui traduit que le débit de la charge froide n'a pas d'influence sur la densité du condensât.

# Conclusion générale

## **CONCLUSION GENERALE**

Ce travail fait partie des études consacrées à l'optimisation des paramètres du débutaniseur d'unité de séparation de gaz de *TUIGUENTOURINE*. Visant à étudier l'effet de la variation des paramètres opératoire sur la qualité et quantité de *GPL* et Condensât.

- ▲ La température de la charge froide.
- ▲ Le débit de charge la charge chaude.
- ▲ Le débit de charge la charge froide.

Les résultats de simulation obtenues par le logiciel *HYSYS*, nous ont permis de conclure ce qui suit:

- L'effet de la variation de la température de la charge froide est négligeable dans un intervalle de  $90^{\circ}C - 120^{\circ}C$ .
- L'effet de la variation du débit de la charge froide est plus grand sur la production de *GPL* (débit) et le débit de reflux dans un intervalle  $900 T/j - 1680 T/j$ .
- L'effet de la variation du débit de la charge chaude est important sur Les débits du *GPL* et du condensât et l'influence est présentée par une relation proportionnelle directe.
- la valeur optimale du débit de la charge chaude est de  $1212 T/j$  ; Pour les concentrations des  $C_2$  et  $C_{+5}$  dans le *GPL*.
- La densité du résidu (condensât) ne change pas avec la variation du débit de la charge chaude ni la charge froide.

Par la suite ; nous pouvons déterminés les paramètres d'entrée optimaux qui permettent d'obtenir les spécifications voulues de *GPL* et de condensats.

A la lumière de notre travail nous recommandons de faire la même étude ou plus sur une autre unité pour le but de maximiser la production national des produits pétroliers.

# *Bibliographie*

## REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1]:L.CHEBLI, Y.ABBASSI ; « Rapport de stage de centre de formation » ; HassiR'mel ;Mars 2012,page : 18
- [2]:A.ROJEY, B.DURAND, C.JAFFRET, S. JULLIAN, M. VALAIS ; «Le gaz naturel : production, traitement, transport»; Editions Technip-Paris ; 1994,Page: 430
- [3]:*bp.com/statistical review*,BP Statistical Review of World Energy, BP, juin2016,Pages: [20...28]
- [4]:*International Energy Agency - IEA*, Key World Energy Statistics 2016 , 16 octobre 2016, Pages: [6 ...13]
- [5] : Web site : <http://www.planete-energies.com/>, 24 février 2017, 04 :00 AM
- [6] : Web site : <http://www.connaissancedesenergies.org/>, 23 février 2017, 11 :30 PM
- [7]:*Marie Françoise Chabrelie*, CEDIGAZ : Panorama 2006 : « le point sur l'industrie gazière à l'horizon 2020 ». Manuscrit remis le 26 / 01/ 2006 (IFP), Pages : 6...9
- [8]:*IFP*, Trainaig, Gaz naturel, production, traitement et transport. Publication d.Edition Technique2003 Pages: [23...47].
- [9] :Algeria : Balances for 2014, Agence internationale de l'énergie, 16 octobre 2016.
- [10] :*Abderrahmane Mebtoul*, expert international. LE Matin d'Algérie .Journal des débats et des idées,2013, Page : 15
- [11] :*Francis Glides*.Correspondant pour l'Afrique du Nord au Q Financial Times. 1993, Page : 60.
- [12] :*Alexandre ROJEY*, *Le GAZ NATUREL - Production Traitement Transport*, EditionsTechnip, Paris, 1994, Pages : 74-76.
- [13] :*J.FGravier*propriétés des fluides de gisements –cours deproduction TOME 2, EdtionsTechnip, paris 1986, Pages : 5-6.
- [14] :A.ROJEY, B.DURAND, C.JAFFRET, S. JULLIAN, M. VALAIS ; «Le gaz naturel : production, traitement, transport»; Editions Technip-Paris ; 1994. Page: 430
- [15]:A. MOKHTAB; A. POE; G. PEIGHT, Handbook of naturalgastransmission and processing, Gulf Professional Publishing. USA 2006, page : 607
- [16] :*M. Reece*, *A. Gikas*, Pétrole questionnaire annuel 2010 et révisions rétrospectives, revue de l'agence international de l'énergie (AIE/OCDE), Vol. 01, (Juillet 2011), page : 05.
- [17] :*W.L Nelson*, journal pétrole et gaz, Vol. 02, (Septembre 1955), page : 129.
- [18] :*J.B. Maxwell*, Data Book des hydrocarbures, édition D. Ven Nostrand compagnie, Vol. 04, (1950), page : 10.

- [19]: A. Van Tiggelen, Collaborateurs Oxydations et combustions, Edition Technip, (1968), page : 301.
- [20]: Comité français du butane et du propane, les gaz Butane Propane, site web [www.cfbp.fr](http://www.cfbp.fr), (Mai 2010).
- [21]: J.P. Wauquier, Raffinage et génie chimique, (tome I), Edition Technip, (1972), Page : 220.
- [22]: J.P. Wauquier, pétrole brut, produit pétrolières, schémas de fabrication, (tome I) édition Technip, (1994), Page : 184.
- [23]: F. Detlef, Drive test, atelier presenter au clean Energy Seminar, Sacramento (2002).
- [24]: J.P. Favennec, Raffinage du Pétrole, exploitation et gestion de la raffinerie, édition Technip. Paris 1998; Pages: [395...400]
- [25]: K. Otto, Global LPG Market Outlook, Purvin&Gertz Inc, LP Gas exceptional energy Journal, Edition of International Systems and Communications Limited (ISC) & the World LP Gas Association (WLPGA), (September 2009), page : 12.
- [26]: Exceptional Energy in Action the Global portal on LPG Application, 2015, pages : [2;3;4;5]
- [27]: P. Belov, Principes technologiques de synthèse pétrochimique, Edition école supérieure Moscou, (1954).
- [28]: Website: [www.lpg-apps.org](http://www.lpg-apps.org), LPG Exceptional Energy, 10 march 2017, 9:30 PM
- [29]: US, Energy information administration, site web [www.eia.gov](http://www.eia.gov), (Mars 2010).
- [30]: P. Daverat, moteurs à gaz et cogénération, revue générale de thermique, Vol. 383, (1993), pages : 59-64.
- [31]: H ROBERT H. PERRY, Perry's chemical engineer's hand book. McGraw Hill, 7th Edition. New York 1999 ; Page : 55
- [32]: B. LOGBI ; «Optimisation des paramètres de fonctionnement d'une débutaniseuse» ; Mémoire de fin d'étude, Université de Boumerdes ; 2006 ; Page: 34
- [33]: Brochures: R.ABOULLAEV, V.KOSSIAKOV. «Théorie et calcul de la rectification des mélange complexes » ; 2005 ; Page : 35
- [34]: A.SKOBLO, I.TREGOUBOV, N.EGOROV; «Méthode et appareils de l'industrie du pétrole» ; Edition Technip-Paris ; 1986 ; Page : 466
- [35]: Ibrahim younousse Wakai ; Mémoire Développement des corrélations pour le calcul des propriétés du pétrole et des fractions. 2012. Page : 85
- [36]: J.P MOULIN, Ecole central paris, Génie des procédés génie chimique , 2004-2005 tome I ; Page : 69

[37] :*J.P. WAUQUIER*, Le raffinage du pétrole, produits pétroliers, schémas de fabrication, Paris : Edition Technip, publication de l'institut français de pétrole Tome I (1994) ; pages: 375-377

[38] :Web site : <http://www.azprocede.fr/> ; Cour de Rectification ; 12/02/2017 ; 02 :06 AM

[39] :*P. WHUITIER*, Raffinage et génie chimique tome I Edition technip1972, Pages : 391-544.

[40] :*WAUQUIER, J.P.*, Le Raffinage du pétrole, procédé de séparation, Tome 2/Edition technip1998, Pages : 95-236.

[41] :*J-C GUIBET* carburant et moteurs, Tome 1 ; Edition Technip, paris (1997), Page : 360

[42] :*G.Crabol* : Transfert de matière et de transfert de chaleur, « Les équipements des unités pétrolières ».

[43] :*S. MERGUI*, Cours Complet de Transfert de chaleur, Université de Sorbonne, 2012, pages : 2-3

***Annexe***

**Figure 01**

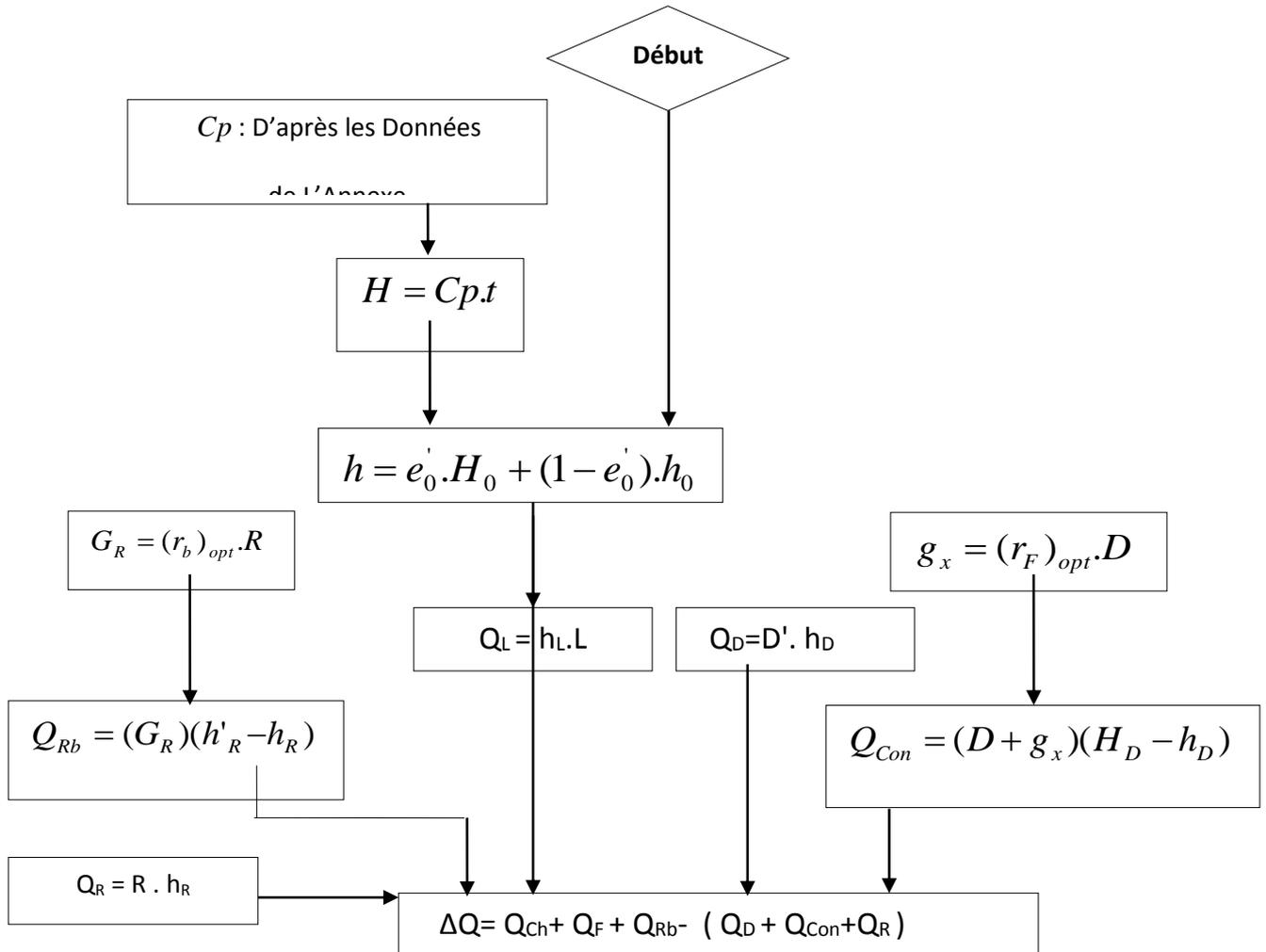


Figure 02

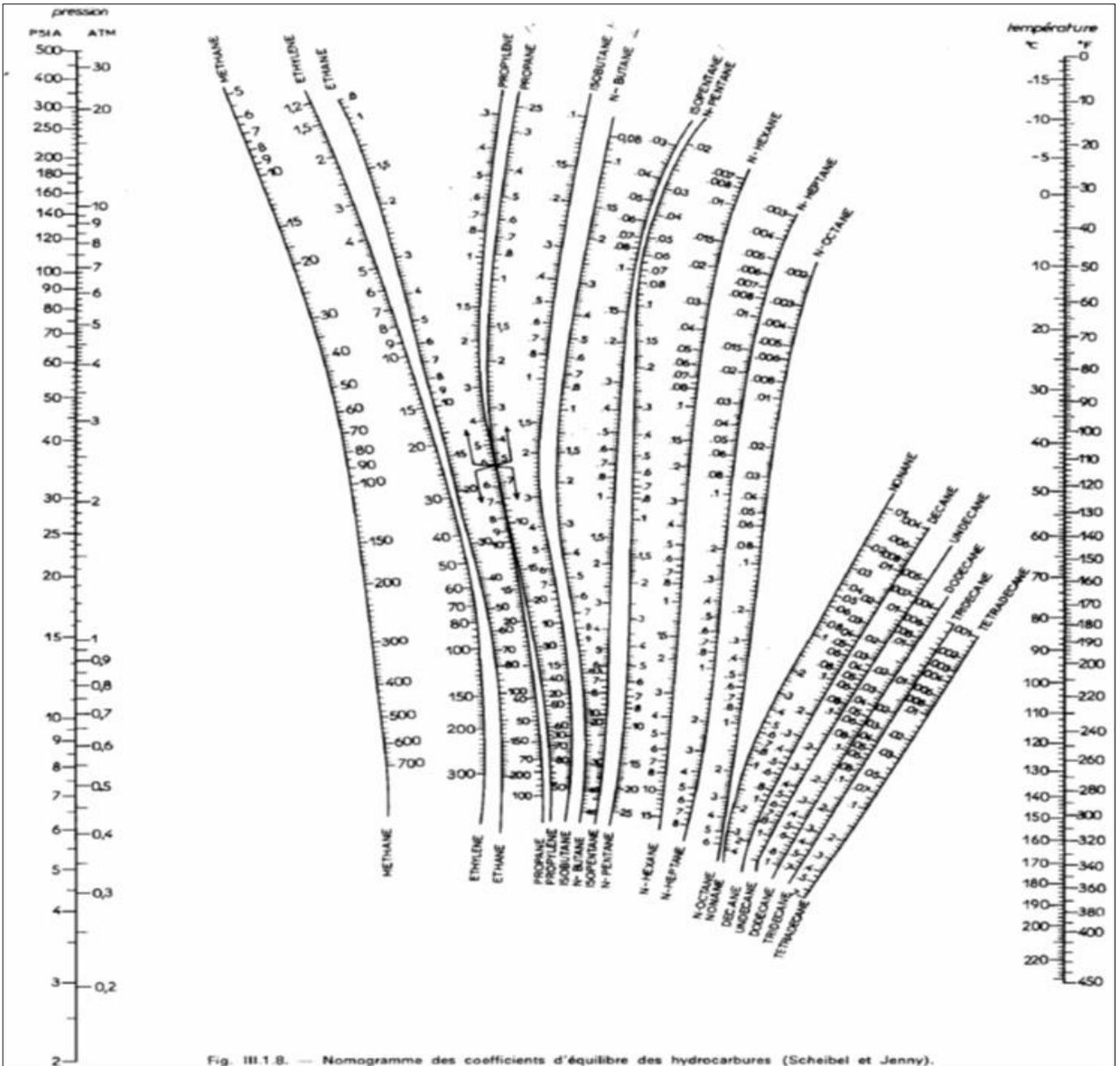
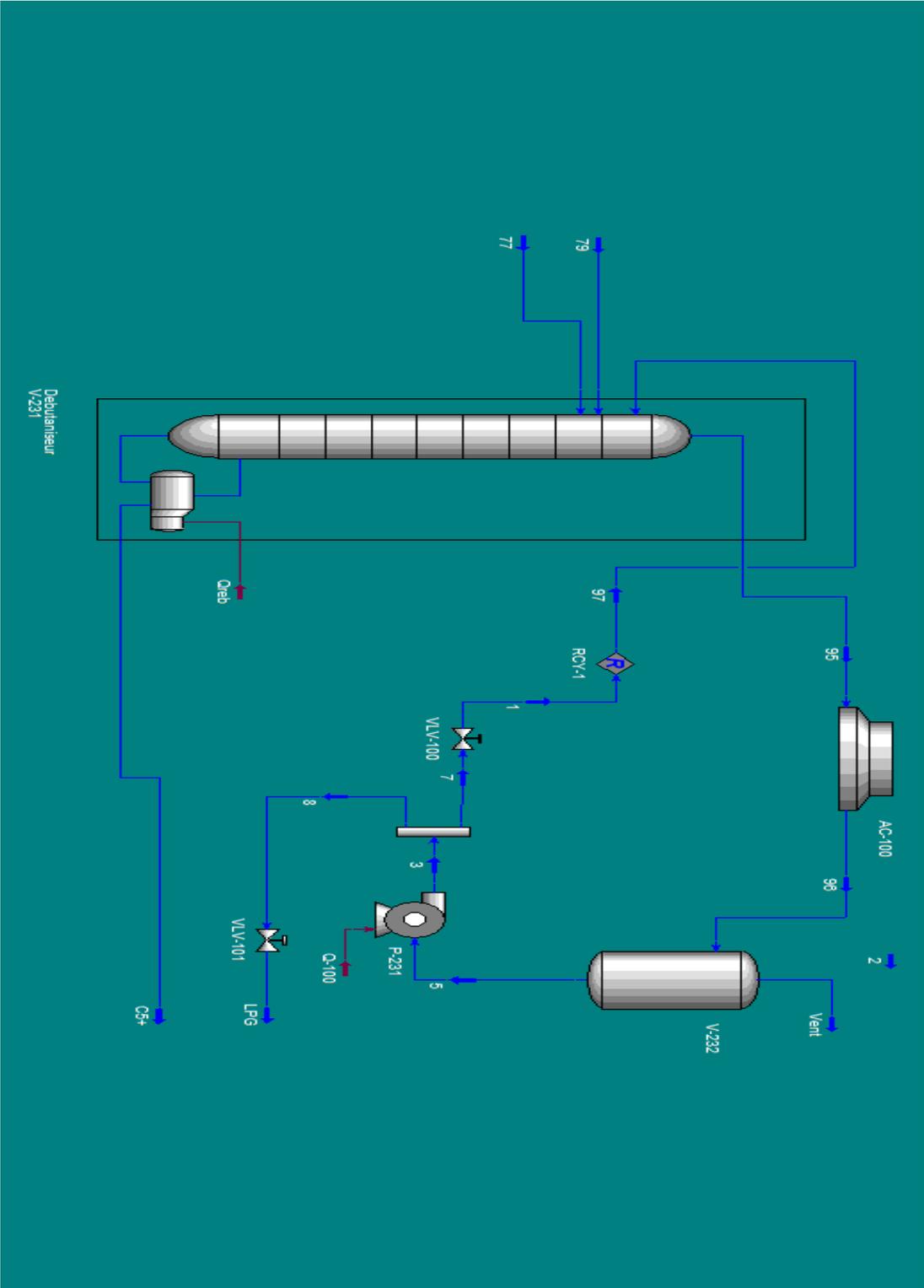


Fig. III.1.B. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

Monogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)[21]

# Figure 03



*Schéma de description de débutaniseur dans la le simulateur(HYSIS)*

# Tableau 01

*Effet du débit massique de la charge chaude :*

State	State 1	State 2	State 3	State 4	State 5	State 6	State 7	State 8	State 9	State 10	State 11
77 - Mass Flow [tonne/d]	900	978	1056	1134	1212	1290	1368	1446	1524	1602	1680
97 - Mass Flow [tonne/d]	1386,8	1577,6	1733,5	1902,7	2057,4	2125,3	2333,4	2401,1	2609,2	2676,9	2885,4
LPG - Mass Flow [tonne/d]	566,8	642,8	707,9	777,0	840,3	876,4	953,0	989,0	1065,8	1101,7	1178,5
LPG - Comp Mole Frac (C7+*)	5,03E-17	5,06E-17	5,17E-17	5,21E-17	5,36E-17	6,09E-17	5,90E-17	6,57E-17	6,41E-17	7,00E-17	6,82E-17
LPG - Comp Mole Frac (CO2)	7,64E-06	8,71E-06	9,30E-06	9,96E-06	1,03E-05	1,03E-05	1,03E-05	1,02E-05	1,02E-05	1,02E-05	1,02E-05
LPG - Comp Mole Frac (Ethane)	1,95E-02	2,05E-02	2,10E-02	2,16E-02	2,18E-02	2,17E-02	2,16E-02	2,15E-02	2,14E-02	2,14E-02	2,13E-02
LPG - Comp Mole Frac (H2O)	2,11E-07	2,11E-07	2,09E-07	2,05E-07	1,99E-07	1,91E-07	1,76E-07	1,70E-07	1,58E-07	1,52E-07	1,43E-07
LPG - Comp Mole Frac (H2S)	1,16E-06	1,14E-06	1,13E-06	1,11E-06	1,09E-06	1,07E-06	1,02E-06	1,00E-06	9,68E-07	9,54E-07	9,25E-07
LPG - Comp Mole Frac (i-Butane)	0,1364	0,1331	0,1316	0,1301	0,1290	0,1286	0,1278	0,1274	0,1268	0,1265	0,1259
LPG - Comp Mole Frac (i-Pentane)	3,26E-05	4,20E-05	4,07E-05	3,93E-05	3,89E-05	4,27E-05	4,17E-05	4,45E-05	4,36E-05	4,62E-05	4,55E-05
LPG - Comp Mole Frac (Methane)	6,15E-06	7,48E-06	8,34E-06	9,39E-06	1,00E-05	1,00E-05	9,99E-06	9,98E-06	9,96E-06	9,96E-06	9,94E-06
LPG - Comp Mole Frac (n-Butane)	0,18198	0,18727	0,18966	0,19216	0,19509	0,19733	0,20166	0,20341	0,20701	0,20835	0,21138
LPG - Comp Mole Frac (n-Hexane)	6,54E-11	6,90E-11	6,85E-11	6,76E-11	6,84E-11	7,75E-11	7,42E-11	8,21E-11	7,92E-11	8,61E-11	8,32E-11
LPG - Comp Mole Frac (n-Pentane)	2,51E-06	3,07E-06	2,98E-06	2,89E-06	2,87E-06	3,19E-06	3,09E-06	3,33E-06	3,24E-06	3,46E-06	3,37E-06
LPG - Comp Mole Frac (Nitrogen)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
LPG - Comp Mole Frac (Propane)	0,662	0,659	0,658	0,656	0,654	0,652	0,649	0,648	0,645	0,644	0,641
C5+ - Mass Flow [tonne/d]	1182,721	1204,201	1226,066	1247,802	1269,529	1291,054	1312,870	1334,444	1355,826	1377,783	1399,263
C5+ - Comp Mole Frac (C7+*)	0,572	0,566	0,560	0,554	0,548	0,543	0,537	0,532	0,528	0,523	0,519
C5+ - Comp Mole Frac (CO2)	1,98E-14	6,35E-15	3,13E-15	1,70E-15	1,08E-15	8,96E-16	5,70E-16	4,99E-16	3,53E-16	3,21E-16	2,45E-16
C5+ - Comp Mole Frac (Ethane)	8,87E-09	3,15E-09	1,65E-09	9,49E-10	6,23E-10	5,16E-10	3,39E-10	2,93E-10	2,10E-10	1,87E-10	1,42E-10
C5+ - Comp Mole Frac (H2O)	5,25E-14	1,71E-14	8,45E-15	4,62E-15	2,94E-15	2,43E-15	1,55E-15	1,35E-15	9,56E-16	8,66E-16	6,59E-16
C5+ - Comp Mole Frac (H2S)	1,33E-11	4,70E-12	2,43E-12	1,37E-12	8,87E-13	7,23E-13	4,66E-13	3,98E-13	2,79E-13	2,45E-13	1,82E-13
C5+ - Comp Mole Frac (i-Butane)	4,37E-03	3,03E-03	2,31E-03	1,78E-03	1,43E-03	1,22E-03	9,61E-04	8,24E-04	6,45E-04	5,51E-04	4,26E-04
C5+ - Comp Mole Frac (i-Pentane)	1,21E-01	1,26E-01	1,31E-01	1,36E-01	1,41E-01	1,46E-01	1,50E-01	1,54E-01	1,59E-01	1,62E-01	1,66E-01
C5+ - Comp Mole Frac (Methane)	1,37E-23	4,60E-24	2,42E-24	1,40E-24	9,57E-25	8,69E-25	5,87E-25	5,62E-25	4,26E-25	4,21E-25	3,46E-25
C5+ - Comp Mole Frac (n-Butane)	6,94E-02	6,44E-02	5,95E-02	5,45E-02	4,95E-02	4,43E-02	3,96E-02	3,48E-02	2,99E-02	2,57E-02	2,12E-02
C5+ - Comp Mole Frac (n-Hexane)	1,37E-01	1,40E-01	1,43E-01	1,46E-01	1,49E-01	1,51E-01	1,54E-01	1,56E-01	1,59E-01	1,61E-01	1,63E-01
C5+ - Comp Mole Frac (n-Pentane)	9,65E-02	1,00E-01	1,04E-01	1,08E-01	1,11E-01	1,15E-01	1,18E-01	1,21E-01	1,24E-01	1,27E-01	1,30E-01
C5+ - Comp Mole Frac (Nitrogen)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C5+ - Comp Mole Frac (Propane)	7,67E-05	3,32E-05	1,95E-05	1,22E-05	8,44E-06	6,95E-06	4,79E-06	4,05E-06	2,94E-06	2,53E-06	1,89E-06
C5+ - Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	7,04E+02	7,03E+02	7,03E+02	7,02E+02	7,02E+02	7,01E+02	7,01E+02	7,01E+02	7,00E+02	7,00E+02	7,00E+02
LPG C2- MOLE FRACTION	1,95E-02	2,06E-02	2,11E-02	2,16E-02	2,18E-02	2,17E-02	2,16E-02	2,15E-02	2,14E-02	2,14E-02	2,13E-02
LPG C5+ MOLE FRACTION	3,51E-05	4,51E-05	4,36E-05	4,22E-05	4,17E-05	4,59E-05	4,48E-05	4,79E-05	4,69E-05	4,96E-05	4,88E-05
C5+ densité	0,704	0,703	0,703	0,702	0,702	0,701	0,701	0,701	0,700	0,700	0,700





# Tableau 03

*Effet du débit massique de la charge froide :*

State	State 1	State 2	State 3	State 4	State 5	State 6	State 7	State 8	State 9	State 10	State 11
79 - Mass Flow [tonne/d]	900	978	1056	1134	1212	1290	1368	1446	1524	1602	1680
97 - Mass Flow [tonne/d]	1397,13	1568,63	1749,79	1906,36	2057,92	2125,66	2333,96	2401,47	2609,85	2677,28	2885,68
LPG - Mass Flow [tonne/d]	571,85	641,03	713,14	778,46	840,51	876,55	953,22	989,17	1065,89	1101,81	1178,67
LPG - Comp Mole Frac (C7+*)	8,19E-17	7,46E-17	7,62E-17	7,68E-17	7,87E-17	9,11E-17	8,62E-17	9,75E-17	9,26E-17	1,03E-16	9,93E-17
LPG - Comp Mole Frac (CO2)	7,91E-06	8,74E-06	9,47E-06	1,00E-05	1,03E-05	1,03E-05	1,03E-05	1,02E-05	1,02E-05	1,02E-05	1,02E-05
LPG - Comp Mole Frac (Ethane)	1,98E-02	2,06E-02	2,12E-02	2,16E-02	2,18E-02	2,17E-02	2,16E-02	2,15E-02	2,14E-02	2,14E-02	2,13E-02
LPG - Comp Mole Frac (H2O)	2,16E-07	2,14E-07	2,11E-07	2,08E-07	1,99E-07	1,91E-07	1,76E-07	1,70E-07	1,58E-07	1,52E-07	1,43E-07
LPG - Comp Mole Frac (H2S)	1,17E-06	1,14E-06	1,13E-06	1,12E-06	1,09E-06	1,07E-06	1,02E-06	1,00E-06	9,68E-07	9,53E-07	9,25E-07
LPG - Comp Mole Frac (i-Butane)	0,13308	0,13095	0,13007	0,12914	0,12844	0,12807	0,12751	0,12718	0,12660	0,12632	0,12577
LPG - Comp Mole Frac (i-Pentane)	5,80E-05	6,57E-05	6,08E-05	5,78E-05	5,69E-05	6,33E-05	6,10E-05	6,55E-05	6,33E-05	6,77E-05	6,63E-05
LPG - Comp Mole Frac (Methane)	6,48E-06	7,52E-06	8,59E-06	9,50E-06	1,00E-05	1,00E-05	9,99E-06	9,98E-06	9,96E-06	9,96E-06	9,94E-06
LPG - Comp Mole Frac (n-Butane)	0,18538	0,18905	0,19131	0,19308	0,19581	0,19796	0,20206	0,20374	0,20720	0,20854	0,21150
LPG - Comp Mole Frac (n-Hexane)	1,09E-10	1,07E-10	8,13E-11	9,84E-11	9,93E-11	1,14E-10	1,07E-10	1,20E-10	1,13E-10	1,26E-10	1,20E-10
LPG - Comp Mole Frac (n-Pentane)	4,41E-06	4,77E-06	4,40E-06	4,22E-06	4,18E-06	4,71E-06	4,49E-06	4,88E-06	4,68E-06	5,05E-06	4,89E-06
LPG - Comp Mole Frac (Nitrogen)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
LPG - Comp Mole Frac (Propane)	0,662	0,659	0,657	0,656	0,654	0,652	0,649	0,647	0,645	0,644	0,641
C5+ - Mass Flow [tonne/d]	1181,662	1203,799	1225,703	1247,573	1269,33	1290,80	1312,72	1334,26	1356,08	1377,65	1399,034
C5+ - Comp Mole Frac (C7+*)	0,573	0,566	0,560	0,554	0,548	0,543	0,538	0,533	0,528	0,523	0,519
C5+ - Comp Mole Frac (CO2)	4,22E-13	8,45E-14	2,46E-14	1,09E-14	5,73E-15	4,59E-15	2,33E-15	2,00E-15	1,20E-15	1,08E-15	7,22E-16
C5+ - Comp Mole Frac (Ethane)	1,40E-07	3,20E-08	1,03E-08	4,88E-09	2,69E-09	2,16E-09	1,16E-09	9,82E-10	6,10E-10	5,36E-10	3,63E-10
C5+ - Comp Mole Frac (H2O)	1,07E-12	2,19E-13	6,47E-14	2,88E-14	1,52E-14	1,22E-14	6,22E-15	5,32E-15	3,20E-15	2,86E-15	1,92E-15
C5+ - Comp Mole Frac (H2S)	2,02E-10	4,67E-11	1,51E-11	7,08E-12	3,87E-12	3,06E-12	1,62E-12	1,36E-12	8,29E-13	7,18E-13	4,77E-13
C5+ - Comp Mole Frac (i-Butane)	7,02E-03	5,11E-03	3,65E-03	2,75E-03	2,12E-03	1,80E-03	1,34E-03	1,14E-03	8,66E-04	7,27E-04	5,40E-04
C5+ - Comp Mole Frac (i-Pentane)	1,21E-01	1,26E-01	1,31E-01	1,36E-01	1,41E-01	1,46E-01	1,50E-01	1,54E-01	1,58E-01	1,62E-01	1,66E-01
C5+ - Comp Mole Frac (Methane)	3,17E-22	6,47E-23	1,93E-23	8,98E-24	5,00E-24	4,39E-24	2,31E-24	2,17E-24	1,37E-24	1,34E-24	9,60E-25
C5+ - Comp Mole Frac (n-Butane)	6,50E-02	6,17E-02	5,77E-02	5,32E-02	4,85E-02	4,34E-02	3,91E-02	3,43E-02	3,00E-02	2,55E-02	2,09E-02
C5+ - Comp Mole Frac (n-Hexane)	1,37E-01	1,40E-01	1,43E-01	1,46E-01	1,49E-01	1,51E-01	1,54E-01	1,56E-01	1,59E-01	1,61E-01	1,63E-01
C5+ - Comp Mole Frac (n-Pentane)	9,7E-02	1,0E-01	1,0E-01	1,1E-01	1,1E-01	1,1E-01	1,2E-01	1,2E-01	1,2E-01	1,3E-01	1,3E-01
C5+ - Comp Mole Frac (Nitrogen)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C5+ - Comp Mole Frac (Propane)	5,86E-04	1,95E-04	7,91E-05	4,26E-05	2,58E-05	2,07E-05	1,22E-05	1,02E-05	6,68E-06	5,68E-06	3,90E-06
C5+ - Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	7,04E+02	7,03E+02	7,03E+02	7,02E+02	7,02E+02	7,01E+02	7,01E+02	7,01E+02	7,00E+02	7,00E+02	7,00E+02
LPG C2- MOLE FRACTION	1,98E-02	2,06E-02	2,12E-02	2,16E-02	2,18E-02	2,17E-02	2,16E-02	2,15E-02	2,14E-02	2,14E-02	2,13E-02
LPG C5+ MOLE FRACTION	6,24E-05	7,05E-05	6,52E-05	6,20E-05	6,11E-05	6,80E-05	6,55E-05	7,04E-05	6,80E-05	7,28E-05	7,11E-05
C5+ densité	0,704	0,703	0,703	0,702	0,702	0,701	0,701	0,701	0,700	0,700	0,700

## **RESUME**

La consommation mondiale des *GPL* est en croissance continue due à son bilan économique fiable entant qu'un carburant propre et efficace pour l'avenir. La production de ce dernier doit répondre à desnormes et des spécifications bien déterminées.

Les unités de traitement de gaz naturel sont conçues pour plusieurs objectifs,tel que l'effet de la variation du débit de la charge froide et la charge chaude ainsi la température de la charge froide à l'entrée du débutaniseur sur la qualité et la quantité de *GPL* et de condensât. Notre objectif de travail consiste à étudier la séparation du gaz au niveau du débutaniseur de l'unité qui existe dans la région de *TIGUENTOURINE*. Cette dernière représente l'une des principales zones productrices de gazAlgérien. Notre projet a été réalisé et adopté par un logiciel de simulation AspenTech *HYSYS* pour simuler l'effet de la variation des conditions opératoire afin de mettre à leur disposition quelques recommandations sur le bon fonctionnement de cette colonne.

**Mots clés :** Pétrole; Gaz naturel; Débutaniseur ; *HYSYS*; Condensât; *GPL*.

## **ABSTRACT**

Global *LPG* consumption is growing steadily due to its reliable economic record as a clean and efficient fuel for the future. The production of the latter must meet specific standards and specifications.

Natural gas processing units are designed for several purposes, These objectives are to study the effect of the variation of the flow of the cold load and the hot load thus the temperature of the cold load enter the debutanizer on the quality and quantity of *LPG* and condensate. Our study on the gas separation unit at the debutanizer level in the *TIGUENTOURINE* region. The latter represents one of the main zones producing Algerian gas.

Our project was carried out and adopted by an AspenTech *HYSYS* simulation software to simulate the effect of the variation of the operating conditions in order to put at their disposal some recommendations on the proper functioning of this column.

**Key words:** Oil; Natural gas; Debutanizer; *HYSYS*; Condensate; *LPG*.