



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: Raffinage et Pétrochimie
Spécialité: Raffinage et Pétrochimie

Présenté par:
Lissioued Ahmed
Berrehouma Mahmoud

Thème

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

Soutenu le /05/2016

Devant le Jury:

Mr	Berrani Djamel	Président	M.A.A	Université d'El Oued.
Mr	Salemi Said	Examineur	M.A.A	Université d'El Oued.
Mr	Guerram Abdelmadjid	Rapporteur	M.A.A	Université d'El Oued.

2015/2016

Remerciement

Ce travail a été réalisé au département de génie des procédés de procédé et hydrocarbure à l'Université de Hamma Lakhdher –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 directeur de thèse Mr.GUERRAM 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 remercions également tous les professeurs du département de génie des procédés et raffinage.

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

Dédicace

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

dédier à :

♥ *Mes chers parents.*

♥ *Mon frère et soers .*

♥ *Toute la famills : Berrehouma ,Zouina,Atzzouz
et Meraghni.*

♥ *Tous mes amis enparticulier :*

Ahmed ,Messaoud ,Abbes, Wadod, Nabil,

Rzouga, Said, Imad.

Berrehouma Mahmoud

Dédicace

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

dédier à :

♥ *Mes chers parents.*

♥ *Mes soeurs .*

♥ *Toute la famille Lissioued , Souid .*

♥ *Tous mes collègues et mes camarades .*

♥ *Tous mes amis en particulier Mahmoud,
Faroussi , Abdelbasset, Abdallah .*

Lissioued Ahmed .

Liste des tableaux

Tableau II-1: Caractéristiques des composants des GPL	10
Tableau II-2: Le point d'ébullition et la masse volumique des GPL.....	10
Tableau II-3: Caractéristiques des condensats.....	15
Tableau III-1: Différentes valeurs des pressions dans la colonne de rectification.....	21
Tableau III-2: Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne...	22
Tableau IV-1: Caractéristiques de la charge	25
Tableau IV-2: 1 ^{er} Charge (charge froide)	26
Tableau IV-3 : 2 ^{ème} charge (charge chaude).....	26
Tableau IV-4 : Composition et débits massique et molaire du distillat.....	28
Tableau IV-5 : Composition et débits massique et molaire du résidu.....	29
Tableau IV-6 : Pression dans le ballon de reflux	30
Tableau IV-7 : Température de rosée au sommet de la Colonne.....	31
Tableau IV-8 : Température de bulle au fond de la colonne	32
Tableau IV-9: Zone d'alimentation.....	33
Tableau IV-10 : Zone de rectification.....	33
Tableau IV-11: Zone d'épuisement.....	34
Tableau IV-12 : 1 ^{ère} Charge (charge froide).....	35
Tableau IV-13 : 2 ^{ème} Charge (charge chaude).....	35
Tableau IV-14: Alimentation froide	36
Tableau IV-15: Alimentation chaude.....	36
Tableau IV-16: Calcul du reflux minimal.....	37
Tableau IV-17: Calcul du taux de rebouillage.....	37
Tableau IV-18 : Alimentation de la charge froide.....	39
Tableau IV 19: Alimentation de la charge chaude.....	40
Tableau IV-20: Composition et masse moléculaire du résidu et de distillat.....	40
Tableau IV-21: Les résultats obtenus.....	43
Tableau IV-22: Les résultats de ce calcul.....	44

Liste des figure

Figure I-1: Répartition des réserves gazières en Algérie.....	5
Figure II-1: Évolution de la production mondiale des GPL par région (2000-2012).....	12
Figure II-2 : Évolution de la demande mondiale des GPL par région (2000).....	13
Figure II-3 : Consommation mondiale des GPL par secteur (2007).....	14
Figure III-1 : Schéma synoptique de la colonne de rectification.....	17
Figure V-1: Variation de débit de reflux en fonction de débit de la charge chaude.....	48
Figure V-2: Variation de débit de GPL en fonction de débit de la charge chaude.....	49
Figure V-3: Variation de débit de condensât en fonction de débit de la charge chaude.....	49
Figure V-4: Variation de C2- en fonction de débit de la charge chaude.....	50
Figure V-5: variation de la densité de condensât en fonction de débit de la charge chaude.....	51
Figure V-6: variation de C5 ⁺ en fonction de débit de la charge chaude.....	51
Figure V-7: Variation de débit de reflux en fonction de la température de la charge froide.....	52
Figure V-8: Variation de débit de condensât en fonction de la température de la charge froide.....	53
Figure V-9: Variation de débit de GPL (T/j) en fonction de la température de la charge froide.....	53
Figure V-10: Variation de C2- en fonction du de la température de la charge froide.....	54
Figure V-11: Variation de C5+ en fonction de la température de la charge froide.....	54
Figure V-12: Variation de la densité de condensât en fonction de la température de la charge froide.....	55
Figure V-13: Variation de débit de reflux en fonction du débit de la charge froide.....	56
Figure V-14: Variation de débit de GPL en fonction de débit de la charge froide.....	56
Figure V-15: Variation de débit de condensât en fonction de débit de la charge froide.....	57
Figure V-16: Variation de C2- en fonction de débit de la charge froide.....	58
Figure V-17: Variation de C5+ en fonction de débit de la charge froide.....	58
Figure V-18: Variation de la densité de condensât en fonction du débit de la charge froide.....	59

NOMENCLATURE

Symboles	Désignation	Unité
L'_F	Débit molaire de la 1 ^{ère} charge (charge froide) .	[kmol/h]
L'_{Ch}	Débit molaire de la 2 ^{ème} 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
$X'_{Ch,i}$	Concentration molaire du constituant « i » dans la charge chaude.
$X'_{F,i}$	Concentration molaire du constituant « i » dans la charge froide.
$y'_{D,i}$	Concentration molaire du constituant « i » dans le distillat.
$x'_{R,i}$	Concentration molaire du constituant « i » dans le résidu.
$X'_{O,i}$	Concentration molaire du constituant i dans la phase liquide
$Y'_{O,i}$	Concentration molaire du constituant i dans la phase vapeur
$X'_{L,i}$	Concentration molaire du constituant i dans la charge
e'_0	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 chargefroide	(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).
ΔQ	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 »

ΔP_1	Perte de charge .	[atm]
ΔP_2	Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.	[atm]
ΔP_{ϕ}	Pertes de charges au niveau de chaque plateau .	[atm]
nP	Nombre de plateaux entre le sommet et l'Alimentation
α_i	Volatilité relative du constituant « i »
α_{im}	La volatilité relative moyenne du constituant (i)
α_{Di}	Volatilité relative moyenne dans la zone de rectification
α_{Li}	La volatilité relative moyenne du constituant (i) dans l'alimentation.
α_{Ri}	La volatilité relative moyenne du constituant (i) dans la zone d'épuisement.
Φ	Constante d'UNDERWOOD
G_r	Quantité de rebouillage	[kmol/h]

sommaire

Introduction générale.....	1
----------------------------	---

Chapitre I : GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL

I-1 Le gaz naturel dans le monde.....	3
I-1-1 Réserves de gaz naturel.....	3
I-1-2 Production mondiale du gaz naturel.....	3
I-1-3 Demande actuelle de gaz naturel.....	3
I-2 Le gaz naturel en Algérie.....	4
I-2-1 Introduction.....	4
I-2-2 Les réserves gazières en Algérie.....	4
I-3 Les types de gaz naturel.....	5
I-4- Caractéristiques du gaz naturel.....	6
I-5- Traitement du gaz naturel.....	7

Chapitre II : GENERALITES SUR LES GPL ET LE CONDENSAT

II-1- Le GPL.....	9
II-1-1 Définition de GPL.....	9
II-1-2 Les caractéristiques des GPL.....	9
II-1-3 Production mondiale.....	11
II-1-4 GPL en Algérie.....	13
II-1-5 Domaines d'utilisation.....	13
II-2 Le condensât.....	15
II-2-1 Définition de condensât.....	15
II-2-2 Caractéristiques des condensâts.....	15
II-2-3 Domaine d'utilisation de condensât.....	15

Chapitre III: THEORIE DE LA RECTIFICATION

III-1 Définition de la rectification.....	16
III-2 Colonne de rectification.....	16
III-2-1 Description et fonctionnement.....	17
III-3 Types des colonnes de rectification.....	19
III-3-1 Colonnes à plateaux.....	19
III-3-2 Colonnes à garnissage.....	20
III-4 Bilan matière de la colonne.....	20
III-5 Choix de la pression dans la colonne.....	21
III-6 Régime de température de la colonne de rectification.....	22
III-7 Taux de vaporisation et composition des phases liquide-vapeur de la charge..	22
III-8 Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal.....	23
III-9 Taux de reflux optimal.....	23
III-10 Bilan thermique de la colonne.....	24
Chapitre IV : CALCUL DU DEBUTANISEUR.....	25
Chapitre V: SIMULATION DE LA COLONNE DE DEBUTANISEUR.....	46
Conclusion générale.....	59

Bibliographie

Annexe

Introduction générale

Introduction général

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.

Le gaz naturel soit traité de ses constituants indésirables (H_2S , CO_2 , ...etc.). D'après, il traverse à l'unité de traitement pour séparer la partie liquide (condensât +GPL) de la partie gazeuse (gaz humide) en première étape, et de le traite séparément, en deuxième étape, en vue de produire du condensât, du GPL et du gaz sec conformes à certaines spécifications. Celles-ci doivent être respectées dans le but de faciliter le transport et le stockage, d'une part, et la commercialisation de ces produits entant que produits finis ou semi –finis d'autre part.

La partie liquide (GPL + Condensat) soit séparée dans une colonne de la distillation appelée (Débutaniseur), afin d'obtenir deux produits finis ; GPL au sommet de la colonne (distillat) et Condensat au font de la colonne (résidu). Tout en respectant les spécifications et les normes qui commandé par les conditions opératoire (Débit de charge, température et pression).

On appliqué notre étude sur l'unité de la séparation du gaz au niveau du débutaniseur qui existe dans la région de TIGUENTOURINE. Cette dernière représente l'une des principales zones productrices de gaz Algérien.

Pour cela nous avant étudier l'effet de la variation du débit de la charge froide et la charge chaude ainsi la température de la charge froide entrer à le débutaniseur sur la qualité et la quantité de GPL et de condensât produite afin de mettre à leur disposition quelques recommandations sur le bon fonctionnement de cette colonne.

pour l'expose de notre mémoire et de nos principaux calcules nous procédons comme suit :

Après une introduction général , on présente dans le premier chapitre une généralité sur le gaz naturel . cette dernière met en considération les principales caractéristique du gaz naturel .

Après dans le deuxième chapitre une généralité sur le GPL et le Condensât, et il parles sur leur caractéristique et 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 et une série de calcul afin d'étude les variations paramétriques sur la qualité et la quantité des produits finis .

Après on va simuler la description de débutaniseur pour remarquer les variations , en finirons notre travail par une conclusion.

PARTIE THEORIQUE

Chapitre -I-
GENERALITE SUR LE GAZ NATUREL

I-1 Le gaz naturel dans le monde :**I-1-1 Réserves de gaz :**

A fin 2014, les réserves prouvées de gaz naturel dans le monde sont de 187 100 milliards de m³ selon BP. Les cinq pays disposant des plus importantes réserves de gaz au monde sont : [2]

L'Iran : 33 800 milliards de m³ de réserves prouvées à fin 2013 (soit 18,2% des réserves mondiales) ;

La Russie : 31 300 milliards de m³ de réserves prouvées (16,8%) ;

Le Qatar : 24 700 milliards de m³ de réserves prouvées (13,3%) ;

Le Turkménistan : 17 500 milliards de m³ de réserves prouvées (9,4%) ;

Les États-Unis : 9 300 milliards de m³ de réserves prouvées (5%).

I-1-2 Production mondiale du gaz naturel :

Les États-Unis sont les premiers producteurs de gaz naturel, fournissant 21,4 % de la production mondiale. Grâce au développement des gaz de schiste, les États-Unis ont connu en 2014 une importante production de gaz naturel (+ 6,1 % de croissance).

Malgré la baisse de 4,3 % de sa production, la Russie reste en 2014 le deuxième producteur mondial, suivie de l'Iran et du Canada. Le retour en 2015 de l'Iran dans le jeu diplomatique mondial est susceptible d'avoir des conséquences à moyen terme.

Avec 11,1 %, le Turkménistan enregistre la plus forte croissance de cette année 2014. Le pays détient la quatrième plus importante réserve de gaz de la planète. Depuis plusieurs années, le pays exporte l'essentiel de sa production vers la Chine par un gazoduc qui traverse l'Ouzbékistan et le Kazakhstan. [2]

I-1-3 Demande actuelle de gaz naturel :

En 2014, le gaz reste la troisième source d'énergie la plus utilisée dans le monde (22 %), après le pétrole (32 %) et le charbon (27 %). Énergie fossile la moins émettrice de gaz à effet de serre, la consommation de gaz devrait croître dans la perspective d'un bouquet énergétique plus durable. Dans la production d'électricité et la mobilité en tant que carburant, le gaz est appelé à jouer un rôle grandissant.

Les États-Unis restent les premiers consommateurs de gaz au monde (695,3 Mtep). Leur consommation dépasse celles de la Russie, de l'Iran et de la Chine réunis, lesquels sont respectivement 2e, 3e et 4e plus importants consommateurs de gaz dans le monde.

Soumis à des températures plus clémentes qu'en 2013, les pays européens, Allemagne, France, Italie, ont moins consommé de gaz. 2014 est considérée comme l'année la plus chaude que la France ait connue depuis que les statistiques météorologiques existent. [2]

I-2 Le gaz naturel en Algérie :

I-2-1 Introduction :

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 a mené 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. [3]

I-2-2 Les réserves gazières en Algérie:

En dépit d'un redressement de la situation en 2010 – 55,28 milliards de mètres cubes de gaz naturel exportés contre 52,67 milliards de mètres cubes en 2009 – l'Algérie peine toujours à maintenir le niveau des volumes exportés au-dessus de 60 milliards de mètres cubes, un seuil qui était bien conservé entre 2001 et 2008. La production à un rythme rapide des gaz non conventionnels aux USA et en Europe explique en partie cette situation alors que l'Algérie tablait sur des exportations de l'ordre de 85 milliards de mètres cubes pour 2011/2012. [4]

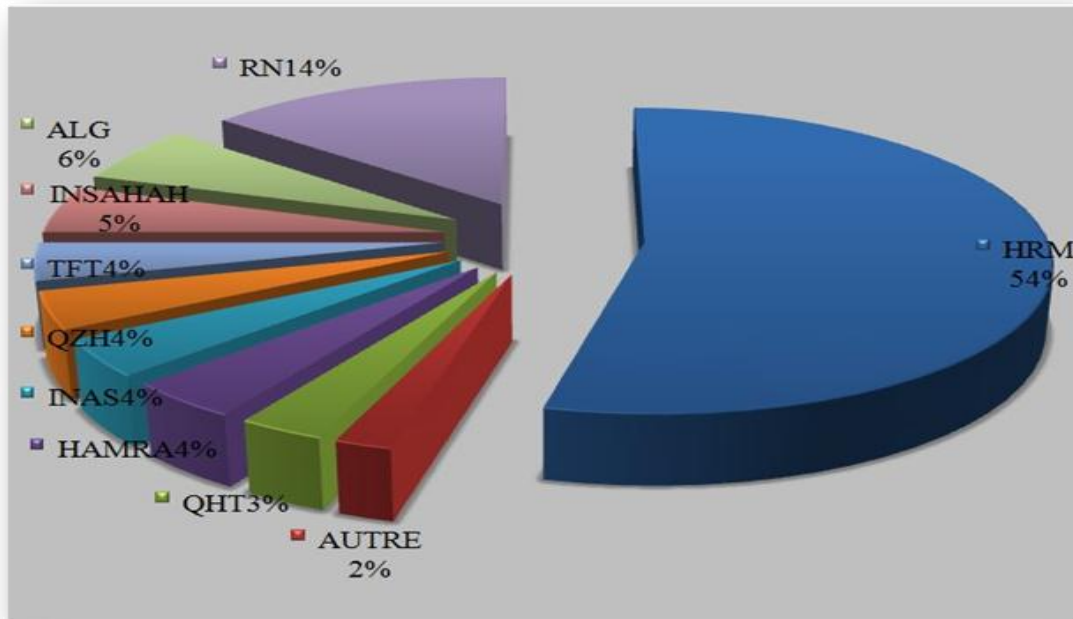


Figure I-1 : Répartition des réserves gazières en Algérie[4]

I-3 Les types de gaz naturel :

La présence et l'apparition d'une phase liquide avec le gaz selon les conditions de pression et la température dans le réservoir de gisement et en surface conduit à distinguer. [5]

I-3-1 Le gaz sec :

Dans les conditions de production de ce gaz, il n'y a pas une formation de phase liquide et le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures plus lourds que l'éthane.

I-3-2 Le gaz humide :

Dans les conditions de production de ce gaz, il y'a une formation de phase liquide dans les conditions de surface et le gaz est moins concentré en méthane.

I-3-3 Le gaz à condensât :

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

I-3-4 Le gaz associé :

C'est un gaz de couverture qui existe avec la phase d'huile dans le réservoir d'huile (Gisement de pétrole).

I-4 Caractéristiques du gaz naturel :

Au stade final de son exploitation, le gaz naturel peut être caractérisé par les propriétés suivantes : [5]

a) La masse volumique :

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en Kg / 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 : $T = 15 \text{ }^\circ\text{C}$, $P = 1\text{atm}$.

b) 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 m^3 / Kg .

c) 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 :

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

d) 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 $\text{Joules} / \text{m}^3$.

On distingue deux pouvoirs calorifiques :

1) 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.

2) 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.

e) Composition chimique :

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

Les hydrocarbures (C3- C4) forment fraction GPL (gaz de pétrole liquéfié) la fraction la plus lourde correspond aux hydrocarbures à cinq atomes de carbone ou plus (fraction C5+) appelée gazoline.

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

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.

I-5 Traitement du gaz naturel :

Au cours d'un procédé de traitement du gaz naturel, 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, il peut être nécessaire d'éliminer au moins partiellement :

- L'hydrogène sulfuré H_2S toxique et corrosif.
- Le dioxyde de carbone CO_2 corrosif et de valeur thermique nulle.
- Le mercure corrosif dans certains cas.
- L'eau conduisant à la formation des hydrates.
- Les hydrocarbures lourds condensant dans les réseaux de transport.
- L'azote de valeur thermique nulle.

C'est la raison pour laquelle des opérations de séparation, de déshydratation et de fractionnement des condensats sont envisagées dont le but est de fournir un produit conforme aux exigences. [5]

Pour réaliser ces opérations, il existe des procédés de traitement de gaz naturel. Parmi ces procédés, nous avons :

I-5-1 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. [6]

I-5-2 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. [6]

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.

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 d coupe en C3 et C4, le propane (C_3H_8) et le butane (C_4H_{10}) étant les principaux composants.

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 raffiné. [7]

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. [8]

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

- Pouvoir calorifique par (kcal/kg) :
 - Supérieur : 11850 .
 - Inferieur : 11000 .
- Pouvoir calorifique par (kcal/litre) :
 - Supérieur :6480 .
 - inferieur : 6050 .

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-1: Caractéristiques des composants des GPL [9], [10].

	<i>Propane</i>	<i>isobutane</i>	<i>n-butane</i>
<i>Formule chimique</i>	<i>C3H8</i>	<i>iC4H10</i>	<i>nC4H10</i>
<i>Tension de vapeur à 10°C (kg/cm2)</i>	6,2	1,3	1,5
<i>Point d'ébullition à 760mm Hg (°C)</i>	-42	-11,7	-0,5
<i>Densité du liquide à 15°C</i>	0,51	0,56	0,58
<i>Litres de gaz obtenus à partir d'un litre de liquide</i>	272,7	229,3	237,8
<i>Densité de la vapeur à 15°C</i>	1,86	2,45	2,45
<i>Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)</i>	11980	11828	11586
<i>Température d'auto inflammation (°C)</i>	480	480	420
<i>Kg d'air comburant par kg de gaz</i>	15,8	15,6	15,6
<i>Nombre d'octane</i>	96	97	89
<i>Limite d'explosion (%)</i>	2,2 à 9,4	--	1,9 à 8,5
<i>TVR à -20°C</i>	2,6	0,6	0,5
<i>TVR à 0°C</i>	5	1,7	1,1
<i>TVR à +20°C</i>	9	2,3	2,2
<i>TVR à +40°C</i>	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-2: Le point d'ébullition et la masse volumique des GPL

	Point d'ébullition (°C)	Masse volumique du liquide (kg/m³) à 15°C	Masse volumique du gaz (kg/m³) à 15°C
Butane	0	585	2,50
Propane	-42	515	1.85

Ces caractéristiques physiques confèrent à cette énergie un avantage certain du point de vue du stockage et du transport. [11]

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.

Il faut une température supérieure à :

- 0°C pour obtenir un débit gazeux en butane,
- - 40°C en propane. [11]

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. [12]

➤ 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. [13]

II-1-3 Production mondiale :

La production mondiale des GPL est passée de 120 millions de tonnes en 1985 [14], à 164,7 millions de tonnes en 1994, à 177,8 millions de tonnes en 1997 [15] et à 210 millions de tonnes en 2002. [14]

La compagnie Purvin & Gertz a estimé que les ressources atteindront approximativement 270 million tonnes en 2012 (figure II.1) [16].

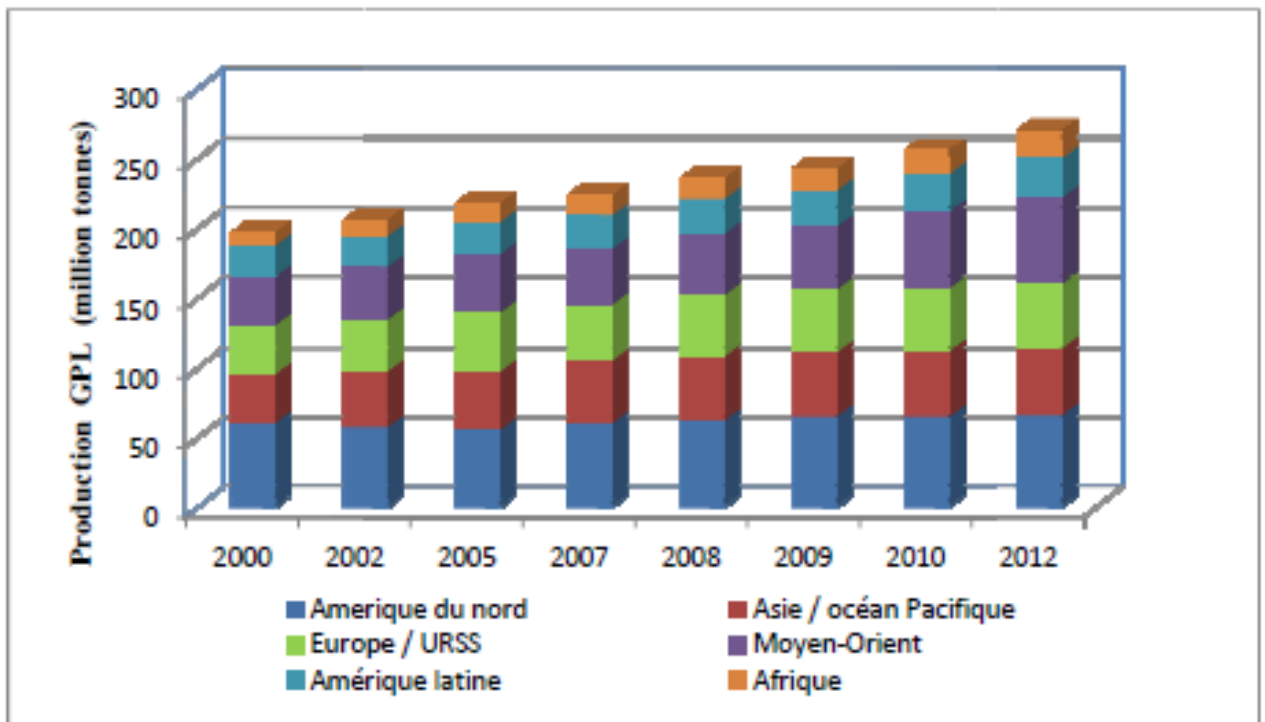


Figure II-1: Évolution de la production mondiale des GPL par région (2000-2012)

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.2). [16]

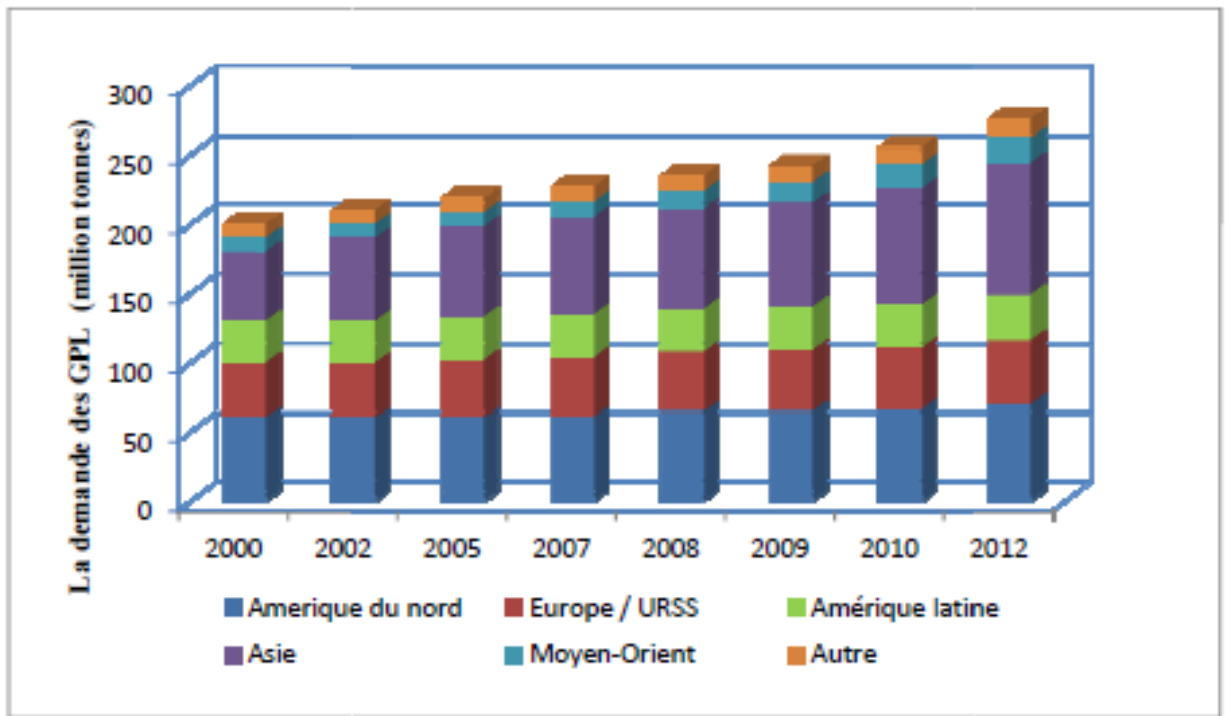


Figure II-2 : Évolution de la demande mondiale des GPL par région (2000)

II-1-4 GPL en Algérie :

L'Algérie est encore la plus grande productrice des GPL en Afrique avec production dépassent 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. Ils est attendu la plus grande augmentation de la production de l'Algérie et du Nigeria. [16]

II-1-5 Domaines d'utilisation :

Le secteur domestique est le segment de consommation le plus important avec 52% de la consommation mondiale des GPL ; soit près de 105 millions de tonnes. Le secteur pétrochimie occupe la deuxième place, avec une part de 26% évaluée à 52 m tonnes et qui a atteint 57 millions de tonnes en 2010, suivi par le secteur de l'industrie avec une part de 12% La croissance de la consommation de GPL/c a été de 9%, enfin le secteur agricole qui occupe la dernière place avec une part de 1%. [17]

➤ **La combustion :**

La combustion c'est l'objectif le plus important de ces gaz. Ils sont utilisés dans la vie domestique, la cuisine, l'eau chaude, le chauffage et dans la vie artisanale. La répartition de la demande des GPL comme combustible est très variable d'un continent à l'autre, et d'un pays à l'autre. [18]

➤ **Les GPL_c (carburants) :**

Les GPL sont utilisés comme carburant automobile depuis des décennies. Ils constituent des produits exceptionnels au plan de la préservation de la qualité de l'air. Ils ne contiennent ni soufre, ni benzène, ni autres substances toxiques. Ils sont également d'une qualité de combustion complète et ne génèrent aucune particule. [19]

➤ **Dans le domaine de la pétrochimie :**

Les 18% de la production mondiale des GPL sont destinés à l'industrie pétrochimique dans le but d'obtenir des produits finaux ou des produits semi finaux pour les autres industries chimiques, 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. [20]

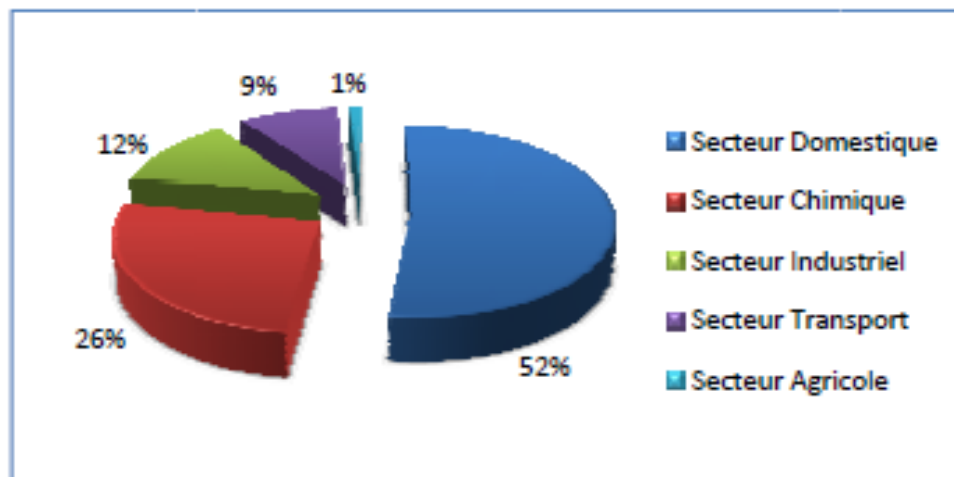


Figure II.3 : Consommation mondiale des GPL par secteur (2007)[17].

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 (iC5H12) jusqu'au (C12H26) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât avec (pression atm et température). [21]

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. [21]

Tableau II-3 : Caractéristiques des condensats.[21]

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

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

- utilisé pour la production des oléfines dans la pétrochimie.
- Les condensats de gaz naturel sont utilisés pour diluer le pétrole brut lourd ou le bitume.
- Les condensats de gaz naturel sont utilisés matières de base industrielles, ou comme composé de fluidification dans la production de l'essence.
- Les condensats de gaz naturel sont utilisés comme composant fluide dans les opérations de forage des puits de pétrole et de gaz. [21]

Chapitre -III-

THEORIE DE LA RECTIFICATION

III-1 Définition de la rectification :

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. [22]

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 suivant :

- Les concentrations de l'élément dans les deux phases.
- La température et la pression.

Le transfert est plus grand lorsque la surface et le temps de contact sont grands et se termine lorsque l'état d'équilibre dynamique est atteint. [23]

III-2 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. [23]

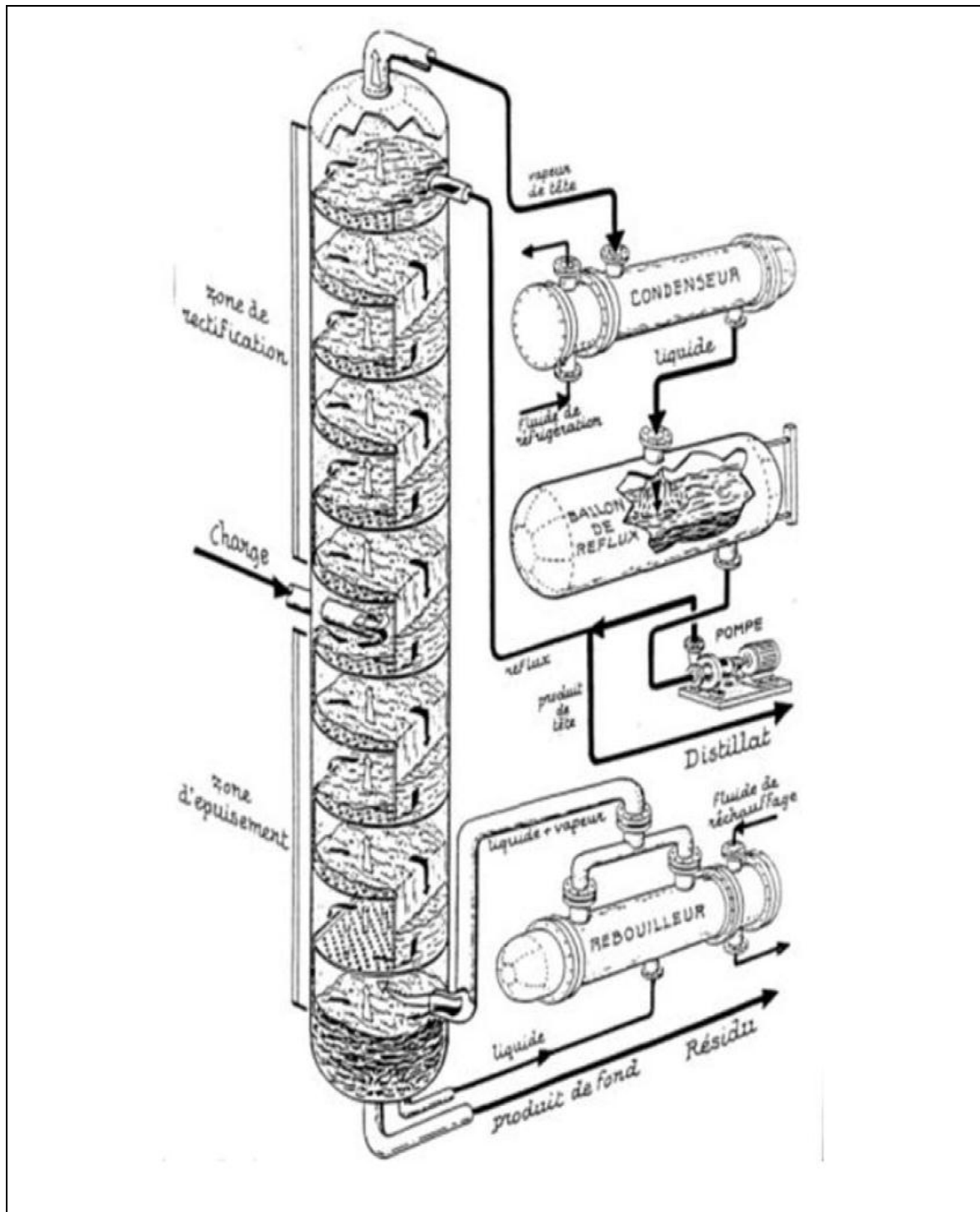


Fig III-1: Schéma synoptique de la colonne de rectification. [23]

III-2-1 Description et fonctionnement :

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 de constituants que le mélange initial.

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (virole) qui renferme des dispositifs permettant d'assurer un contact intime entre les flux liquide et gazeux qui les traversent à contre-courant. Ce sont des plateaux ou des garnissages. [23]

- **Zone de flash** : La partie de la colonne où s'effectue l'alimentation.
- **Zone de rectification** : Elle se trouve au-dessus de la zone de flash, son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.
- **Zone d'puisement** : Elle se trouve au-dessous de la zone de flash, son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par liquide. [23]

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

- ✓ **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.
- ✓ **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 inférieur se vaporise partiellement.

La vapeur obtenue retourne dans la colonne en qualité de « **reflux chaud** » et le résidu quitte l'appareil. [23]

❖ La quantité de matière échangée dépend de :

- Concentration initial et finale.
- Surface de l'élément (plateau).
- Pressions partielles.
- Nature de l'écoulement (vitesse).

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

❖ La charge peut être envoyée dans la colonne à :

- Etat **liquide** : $e'_0 = 0$.
- Etat **vapeur** : $e'_0 = 1$.

- Etat **liquide-vapeur** : $0 < e'_0 < 1$ [23]

* **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-3 Types de colonnes de rectification :

On distingue deux types de colonnes selon leurs plateaux :

- Colonne à plateaux.
- Colonne à garnissage.

III-3-1 Colonnes à plateaux :

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue en discontinu sur des plateaux. Les paramètres (T, P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre ; sont fonction des bilans massiques et thermiques et des équations d'équilibres. [24]

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

1. Plateau perforé à déversoirs (seive **tray**).
2. Plateau sans déversoir.
3. Plateau à calottes (bubble **cap tray**).
4. Plateau (**Uni flux**).
5. Plateau à clapets (valve **tray**).
6. Plateau à jet directionnel (jet **tray**).

* **Plateau à clapets (valve tray)** :

Il constitue un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets, la hauteur de soulèvement de ce dernier est fonction de la vapeur

qui s'échappe horizontalement dans le liquide, Exactly comme aux fentes des calottes, dans les marques «Flexi tray» 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]

III-3-2 Colonnes à garnissage :

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent un contrecourant continu. 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'autre 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. [24]

* **Avantage :**

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

* **Inconvénient :**

- Faible flexibilité.

III-4 Bilan matière de la colonne :

➤ **Bilan matière global : [23]**

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

➤ **Bilan matière partielle : [23]**

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

III-5 Choix de la pression dans la colonne :

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

A faible pression, la sélectivité de la séparation est meilleure, on peut éviter l'altération thermique des produits, mais en contre partie, à faible pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression de la colonne. [24]

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

Quelle que soit la température de service, la température de la combustion totale des vapeurs du distillat doit être prise au moins de **15 à 20 °C** plus grande que celle du fluide réfrigérant.

La pression dans le ballon de reflux **P_b** est déterminée par approximation successive d'après l'équation d'**isotherme** de la phase **liquide**. [24]

$$\Sigma (K_i \cdot X'_{D,i}) = 1 \quad (\text{III .3})$$

Les valeurs de la pression sont résumées dans le tableau **(III-1)**

Tableau III.1: Différentes valeurs des pressions dans la colonne de rectification. [24]

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

Où : **Δ P₁** : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur.

ΔP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

III-6 Régime de température de la colonne de rectification :

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

Tableau III.2: Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne. [24]

Température Phase	Phase	Equation d'isotherme	
Au sommet de la colonne	Vapeur	$\Sigma (Y'_{D,i} / K_i) = 1$	1
Au fond de la colonne Liquide	Liquide	$\Sigma (K_i \cdot X'_{R,i}) = 1$	2
De la charge	Vapeur	$\Sigma (Y'_{L,i} / K_i) = 1$	3
	Liquide	$(K_i \cdot X'_{L,i}) = 1$	4
	Liquide	$\Sigma X'_{o,i} = \Sigma X'_{L,i} / 1 + e^{(K_i - 1)} = 1$	5
	-		-
	Vapeur	$X'_{o,i} = Y'_{o,i} / K_i$	6

III-7 Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge :

Dans le calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquide et vapeur de la charge. [23]

- Taux de vaporisation :

$$e'_0 = D' / L$$

- Taux de condensation :

$$r' = R' / L$$

D'où :

$$D' = e'_0 \cdot L \quad (\text{III} . 10)$$

Où :

$$R' = r' \cdot L \quad (\text{III} . 11)$$

Remarque :

A une température et une pression donnée, le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par l'équation de **TREGOUBOV** :

$$\sum X'_{oi} = \sum X'_{Li} / (1 + e'_o(K_i - 1)) = 1 \quad (\text{III .12})$$

$$\text{Avec:} \quad e'_o + r' = 1 \quad (\text{III .13})$$

III-8 Fonctionnement d'une colonne 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'**UNDERWOOD** : [25]

$$(r_f)_{\min} = \varphi \sum (Y_{Di} / \alpha_{Li} - \varphi) \quad (\text{III .14})$$

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

α_{Li} : Coefficient de volatilité d'un constituant **i** par rapport au constituant clé lourd déterminé à la température d'entre de la charge.

- Autre formule déterminé $(r_b)_{\min}$:

$$(r_b)_{\min} = [(D(r_f)_{\min}/L) + (1 - e'_o) - (R/L)] / (R/L) \quad (\text{III .15}).$$

III-9 Taux de reflux optimal :

A partir du taux de reflux opératoire choisi, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux, correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît. Pour cela on utilise la formule proposée par **GILLILAND**. [26]

$$[(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\min}] / [(r_f)_{\text{opt}} + 1] = 0,1 \div 0,33 \quad (\text{III .16})$$

Pour le rapport, on aura : $(r_f)_{\text{opt}} = 1.3 (r_f)_{\min} + 0.30$.

III-10 Bilan thermique de la colonne :

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur. [25]

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

$$Q_{Ch} + Q_F + Q_{Rb} = Q_R + Q_D + Q_{Con} + \Delta Q \dots\dots\dots(VI-17)$$

$$Q_{Ch} = L_{Ch} \cdot h_{Ch} \dots\dots\dots(VI-18)$$

$$h_{Ch} = \epsilon_{Ch} \cdot H_{0,Ch} + (1 - \epsilon_{Ch}) \cdot h_{0,Ch} \dots\dots\dots(VI-19)$$

$$Q_F = L_F \cdot h_F \dots\dots\dots(VI-20)$$

$$h_F = \epsilon_F \cdot H_{0,F} + (1 - \epsilon_F) \cdot h_{0,F} \dots\dots\dots(VI-21)$$

$$Q_R = R \cdot h_R \dots\dots\dots(VI-22)$$

$$Q_{Rb} = G_r \cdot (h'_R - h_R) \dots\dots\dots(VI-23)$$

$$Q_D = D \cdot h_D \dots\dots\dots(VI-24)$$

$$Q_{Con} = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D) \dots\dots\dots(VI-25)$$

A partir du bilan thermique de la colonne on a : [25]

$$g_x = (\mathbf{r}_f)_{opt} \cdot D' \quad (III - 26)$$

$$G_R = (\mathbf{r}_f)_{opt} \cdot R' \quad (III - 27)$$

$(\mathbf{r}_b)_{opt}$: taux de rebouillage optimal défini par :

$$(\mathbf{r}_f)_{opt} = (D / R) \cdot (\mathbf{r}_f)_{opt} + (F / R) (1 - e^{\gamma}) - 1 \quad (III - 28)$$

PARTIE CALCUL

Chapitre -IV-

CALCUL DU DEBUTANISEUR

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 · Y' _{io}	X' _{io}	M _i · 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
Somme		1,000	53.150	1,000	67.885

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	$M_i \cdot X'_i$
C2	30,070	0,012	0,349	0,002	0,067
C3	44,097	0,180	7,929	0,049	2,178
C4	58,124	0,055	3,214	0,020	1,167
C4	58,124	0,118	6,842	0,047	2,707
C5	72,151	0,077	5,566	0,041	2,935
C5	72,151	0,069	4,954	0,038	2,751
C6	86,178	0,122	10,549	0,095	8,165
C7+	111,000	0,367	40,771	0,708	78,608
Somme		1,000	80.174	1,000	98,578

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
Somme		0.999	48,478	1,000	94,705

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

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

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

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

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

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

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

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 $M = 48,50 \text{ Kg/ Kmole}$

On à:

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

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

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

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

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 $t_a = 240.0 \text{ }^\circ\text{C}$

et $P_a = 19,70 \text{ bar}$

Avec:

$$M = 80.17 \text{ Kg/ mole}$$

On a :

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

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

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

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

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

A la température $t_{a,Ch} = 240,0 \text{ }^\circ\text{C}$

Et $P_{a,Ch} = 19,7 \text{ bar}$

Avec :

$$M = 98,57 \text{ Kg/ kmole}$$

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:

$$M = 53,15 \text{ Kg/kmol}$$

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:

$$M = 67,85 \text{ Kg/kmol}$$

On à:

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

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

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

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

Donc l'enthalpie de la charge froide

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

IV-13-6 Calcul de l'enthalpie du résidu:**1- Calcul de l'enthalpie du résidu au fond de la colonne :**

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

Et $P_f = 17 \text{ bar}$.

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

On à:

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

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

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

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

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

A la température $t_f = 215,9 \text{ }^\circ\text{C}$.

Et $P_f = 17,4 \text{ bar}$.

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

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 :

$$r_f = g_x / D' \dots\dots\dots(\text{IV-31})$$

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

Taux de Reflux optimal	2,325
Quantité du reflux froid g_x(kmol/h)	1752.213
Quantité du reflux froid g_x(kg/h)	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

Taux de rebouillage (r_b)	1.65
Quantité de rebouillage (kmol/ h)	953.106
Quantité de rebouillage (kg/h)	90096,157

IV-13-9 Calcul des charges thermiques:**1-Charge thermique de distillat Q_D :**

$$Q_D = D' \cdot h_D$$

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

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

2- Charge thermique de condenseur Q_C :

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

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

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

3- Charge thermique de l'alimentation froid Q_F :

$$Q_F = L' \cdot h_F$$

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

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

4- Charge thermique de l'alimentation Chaud Q_{Ch} :

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

$$Q_{Ch} = 380,8 \cdot 3629,88$$

$$Q_{Ch} = \mathbf{138261,42 \text{ Kcal / h}}$$

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

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

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

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

6- Charge thermique de résidu Q_R :

$$Q_R = R \cdot h_R$$

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

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

IV- CALCUL DU DEBETANISEUR V-231 :

IV-1 Données de départ:

Tableau IV-1: caractéristiques de la charge :

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

- On choisit comme constituant clé volatile: **nC₄H₁₀**.
- On choisit comme constituant clé lourd : **iC₅H₁₂**.
- La teneur en nC₄H₁₀ dans le résidu : **X'_{RnC4} = 0.04129**.
- La teneur en iC₅H₁₂ 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^{ère} et de la 2^{ème} charge ainsi que les débits molaires et massiques des constituants sont représentés dans les tableaux suivants :

Tableau IV-2: 1^{ère} Charge (charge froide):

	X'_{Li}	M_i (kg/kmol)	$M_i X'_i$	X_{Li}	L'_i (Kmol/h)	L_i (Kg/h)
C2	0,016	30,070	0,481	0,008	15,238	432,084
C3	0,491	44,097	21,651	0,382	467,628	20632,050
iC4	0,095	58,124	5,521	0,097	90,478	5239,028
nC4	0,167	58,124	9,706	0,171	159,050	9235,813
iC5	0,072	72,151	5,194	0,091	68,572	4914,964
nC5	0,055	72,151	3,968	0,069	52,382	3726,731
C6	0,056	86,178	4,825	0,085	53,334	4590,901
C7+	0,049	111,000	5,439	0,095	46,667	5131,007
Somme	1,000	----	56,789	1,000	952,4	54010,604

Tableau : IV-3 : 2^{ème} charge (charge chaude) :

	X'_{Li}	M_i (kg/kmol)	$M_i X'_i$	X_{Li}	L'_i (Kmol/h)	L_i (Kg/h)
C2	0,002	30,070	0,060	0,001	0,923	27,761
C3	0,052	44,097	2,293	0,023	19,886	876,912
iC4	0,021	58,124	1,220	0,012	7,939	461,423
nC4	0,048	58,124	2,789	0,028	18,328	1065,278
iC5	0,041	72,151	2,958	0,030	15,794	1139,499
nC5	0,039	72,151	2,813	0,029	14,773	1065,883
C6	0,095	86,178	8,186	0,084	36,310	3129,080
C7+	0,701	111,000	77,811	0,792	266,845	29619,164
Somme	1,000	----	98,133	1,000	380,799	37385,000

M_i : masse moléculaire de chaque constituant de la charge.

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

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

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

IV-3- Bilan matière :

IV-3.1-Calcul du débit et de la composition du distillat et du résidu :

On doit prendre 2éléments clés qui sont le :(n-Butane, i-pentane)
(nC₄H₁₀ et iC₅H₁₂) et que :

- Teneur max en iC₅H₁₂. dans le distillat : Y'_{DiC5} = **0.00042**
- Teneur max en nC₄H₁₀. dans le résidu : X'_{RnC4} = **0,04129**

Dans ces conditions on peut admettre que, vu la concentration en iC₅H₁₂ dans le distillat est faible, on peut estimer que les concentrations des nC₅⁺ sont nulles dans le distillat :

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

De même, étant donne que la concentration admise du nC₄ dans le résidu n'est pas importante, on peut négliger les concentrations des constituants iC₄⁻ dans le résidu :

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

- Bilan matière global :

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

- Bilan matière partiel :

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

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:

$$15.999 = D' \cdot Y'_{D,C2} \dots\dots\dots (1)$$

$$487.4 = D' \cdot Y'_{D,C3} \dots\dots\dots (2)$$

$$98.474 = D' \cdot Y'_{D,iC4} \dots\dots\dots (3)$$

$$177.3 = D' \cdot Y'_{D,nC4} + R' \cdot 0.04129 \dots\dots\dots (4)$$

$$84.18 = D' \cdot 0.00042 + R' \cdot X'_{R,iC5} \dots\dots\dots (5)$$

$$67.23 = R' \cdot X'_{R,nC5} \dots\dots\dots (6)$$

$$89.51 = R' \cdot X'_{R,C6} \dots\dots\dots : (7)$$

$$313.60 = R' \cdot X'_{R,C7^+} \dots\dots\dots (8)$$

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

$$779.23 = D' (Y'_{D,C2} + Y'_{D,C3} + Y'_{D,iC4} + Y'_{D,nC4}) + R'(0.04129).$$

Où:

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

$$779.23 = D'(1 - 0,00042) + R'(0.04129) \dots\dots\dots (A)$$

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

On obtient:

$$554.53 = R' (X''_{NiC5} + X'_{R,nC5} + X'_{R,C6} + X'_{R,C7^+} + D'(0.00042) .$$

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:

- $D' = 755.68 \text{Kmol/h}$
- $R' = 578.02 \text{Kmol/h}$

Les résultats que nous avons obtenue sont présentées dans les tableaux suivant :

Tableau : IV-4 : Composition et débits massique et molaire du distillat:

Constituant	Mi (kg/kmol)	Y'Li	Mi.Y'Li	YLi	D'i (Kmol/h)	Di (Kg/h)
C2	30,070	0,021	0,631	0,013	15,869	477,180
C3	44,097	0,645	28,442	0,587	486,413	21449,354
i C4	58,124	0,130	7,556	0,154	96,238	5593,737
n C4	58,124	0,203	11,799	0,244	153,403	8916,395
i C5	72,151	0,0004	0,028	0,001	0,302	22,789
n C5	72,151	0,00005	0,000	0,000	0,037	2,669
Somme			48,436	0,999	755.68	36462,124

Tableau : IV-5 Composition et débits massique et molaire du résidu:

Constituant	M _i (kg/kmol)	X' _{Li}	M _i .X' _{Li}	X _{Li}	R' _i (Kmol/h)	R _i (Kg/h)
nC4	58,124	0,041	2,400	0,025	23,698	1377,422
iC5	72,151	0,145	10,448	0,111	83,812	6047,119
nC5	72,151	0,115	8,308	0,088	66,472	4796,021
C6	86,178	0,155	13,349	0,141	89,593	7720,945
C7+	111,000	0,542	60,018	0,635	313,286	34774,746
Somme		0,998	94,523	1,000	578.02	54716,253

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 moyenne.

$$t^{\circ}_c = 40^{\circ}\text{C}$$

$$T_b = T_c + 20$$

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

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

$P_b=16,3\text{bar}$			
$T_b=60^\circ\text{C}$			
Constituants	K_i	$Y'_{Di}=X'_i$	$K_i \cdot X_{Di}$
C2	2,6942	0,0212	0,0571
C3	1,1697	0,6461	0,7558
iC4	0,6388	0,1283	0,0819
nC4	0,5147	0,2038	0,1049
iC5	0,2802	0,0004	0,0001
nC5	0,2364	0,0000	0,0000
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 :

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \dots\dots\dots(\text{IV-11})$$

Ou :

P_S : pression au sommet de la colonne

ΔP_1 : pertes de charges.

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

$$P_S = 16.3 + 0,3$$

$P_S = 16.6 \text{ bar.}$

IV-5.2 - La pression au fond de la colonne :

$$P_f = P_S + \Delta P_2 \dots\dots\dots(\text{IV-12})$$

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

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

$P_f = 17.3 \text{ bar}$

IV-5.3- La pression dans la zone d'alimentation :

$$P_L = P_S + \Delta P_{\diamond} \cdot nP \dots\dots\dots (\text{IV-13})$$

ΔP_{\diamond} : pertes de charges au niveau de chaque plateau, égale à :

$$\Delta P_{\diamond} = 0,7 / 36$$

$\Delta P_{\diamond} = 0,019.$

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 chaude 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

$$\text{la phase vapeur : } \sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1$$

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

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

Tableau IV-7 : Température de rosée au sommet de la Colonne

$P_s = 16,6 \text{ bar}$			
$t_s = 71,48 \text{ }^\circ\text{C}$			
	K_i	Y_i'	Y'_{Di}/K_i
C2	2,90790	0,02120	0.0073
C3	1,32867	0,64613	0.487
iC4	0,75085	0,12829	0.171
nC4	0,61362	0,20377	0.3321
iC5	0,34562	0,00042	0.00122
nC5	0,29555	0,00005	0.00017
Somme	-----	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.

$$\sum_{j=1}^n K_j \cdot X'_{Rj} = 1$$

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

$P_f=17\text{bar}$			
$t_f=203,7^\circ\text{C}$			
	K_i	X_i'	$K_i * X_i'$
iC4	2,474	0,003	0,008
nC4	2,232	0,041	0,092
IC5	1,615	0,145	0,234
nC5	1,513	0,115	0,174
C6	1,036	0,155	0,160
C7+	0,613	0,541	0,331
Somme	-----	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-C₅H₁₂.

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- 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		α_{Li}
	K_i	K_i/K_{iC5}	K_i	K_i/K_{iC5}	
C2	4,0150	6,8259	4,3482	2,4676	4,6468
C3	1,9875	3,3790	3,1410	1,7825	2,5808
iC4	1,1877	2,0193	2,4585	1,3952	1,7072
nC4	0,9906	1,6841	2,2722	1,2895	1,4868
iC5	0,5882	0,9999	1,7621	1,0000	1,0000
nC5	0,5140	0,8739	1,6814	0,9542	0,9141
C6	0,2724	0,4632	1,2536	0,7114	0,5873
C7+	0,1159	0,1970	0,8306	0,4714	0,3342

Tableau : IV-10 : Zone de rectification :

Constituants	K_i	K_i/iC_5	α_{Li}	α_{im}
C₂	2,9057	8,4200	4,6468	6,5334
C₃	1,3273	3,8463	2,5808	3,2135
iC₄	0,7500	2,1732	1,7072	1,9402
nC₄	0,6129	1,7759	1,4868	1,6313
iC₅	0,3451	1,0001	1,0000	1,0000
nC₅	0,2951	0,8552	0,9141	0,8846

Tableau IV-11 Zone d'épuisement:

constituants	K_i	K_i/K_{iC_5}	α_{Li}	α_{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 :

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

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

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^{ère} Charge (charge froide) :

	X'_{Li}	e_o	X'_{io}	K_i	$1+e*(K_i-1)$	$Y'=K_i*X'_{io}$
C₂	0,016	0,759	0,005	4,0150	3,287	0,019
C₃	0,491	0,759	0,281	1,9875	1,750	0,559
iC₄	0,095	0,759	0,084	1,1877	1,143	0,099
nC₄	0,167	0,759	0,169	0,9906	0,993	0,167
iC₅	0,072	0,759	0,105	0,5882	0,688	0,062
nC₅	0,055	0,759	0,086	0,5140	0,632	0,044
nC₆	0,056	0,759	0,125	0,2724	0,448	0,034
C₇₊	0,049	0,759	0,146	0,1159	0,330	0,017
Somme	1,000	----	1,000	----	----	1,002

Tableau IV-13 : 2^{ème} Charge (charge chaud) :

	X'_{Li}	e_o	X'_{io}	K_i	$1+e*(K_i-1)$	$Y'=K_i*X'_{io}$
C₂	0,002	0,868	0,002	4,348	3,907	0,010
C₃	0,052	0,868	0,049	3,141	2,859	0,155
iC₄	0,021	0,868	0,020	2,458	2,266	0,049
nC₄	0,048	0,868	0,047	2,272	2,105	0,106
iC₅	0,041	0,868	0,041	1,762	1,662	0,072
nC₅	0,039	0,868	0,038	1,681	1,592	0,064
nC₆	0,095	0,868	0,095	1,254	1,220	0,119
C₇₊	0,701	0,868	0,708	0,831	0,853	0,588
Somme	1,000	----	1,000	----	-----	1,003

IV-9- Calcul du taux de reflux minimal :

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

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

φ : paramètre conventionnel déterminer par approximation successives a partir de l'équation et sa valeur comprise entre les valeurs des volatilités des constituants clé.

1- Alimentation froide :

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

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

Tableau IV-14

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

2- Alimentation chaude :

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

Tableau IV-15

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

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

Tableau IV-16

Constituants	y'_{Di}	α_{Li}	$\alpha_{Li} - \phi$	$y'_{Di}/\alpha_{Li} - \phi$
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
Somme		----	----	1,6033

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

$(rf)_{\min} = 1,990$

IV-10- Calcul du taux de reflux optimal :

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

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

Donc le taux de reflux optimal est :

$(rf)_{\text{opt}} = 2,325$

V-11- Calcul du taux de rebouillage :

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

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

Tableau IV-17

Constituants	X'_{Ri}	α_{Li}	$\alpha_{Li} * X'_{Ri}$	$\alpha_{L,i} - \phi$	$\alpha_{Li} * X'_{Ri} / (\alpha_{L,i} - \phi)$
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
Somme		----	----	----	-1,00283

Allore :

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

$$\text{➤ } (rb)_{\min} = 1,2467$$

IV-12- Calcul de taux de rebouillage optimal :

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

$$(r_b)_{\text{opt}} = ((D \cdot (r_f)_{\text{opt}} / R) + L (1 - e'_0) / R) - 1 \dots \dots \dots (\text{IV- 20})$$

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

PARTIE SIMULATION

Chapitre -V-

SIMULATION DE LA COLONNE DU DEBUTANISEUR

V SIMULATION DE LA COLONNE DE DEBUTANISEUR

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 :

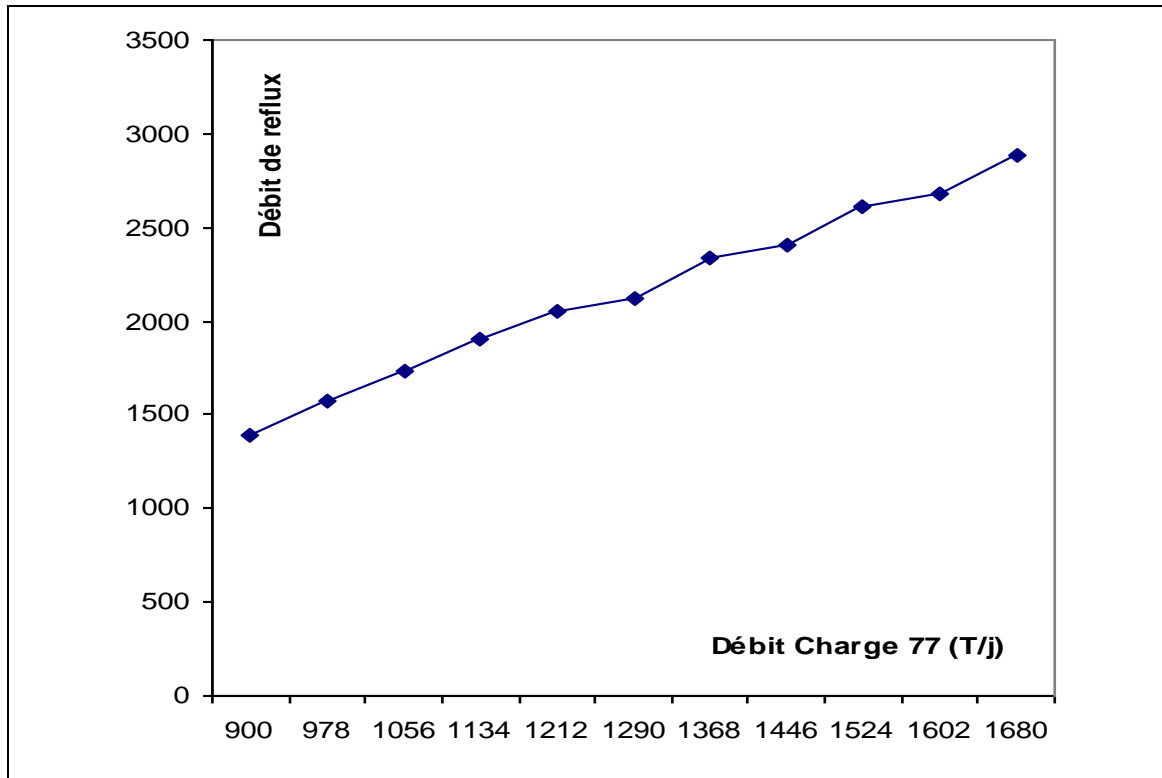


Figure V-1: Variation de débit de reflux en fonction de débit de la charge chaude

- a) **Figure 1** : 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 c'est-à-dire quand le débit de la charge chaude augmente on a obligé d'augmenter le débit de reflux afin de garder le distillat et le résidu sous spécification demandées.

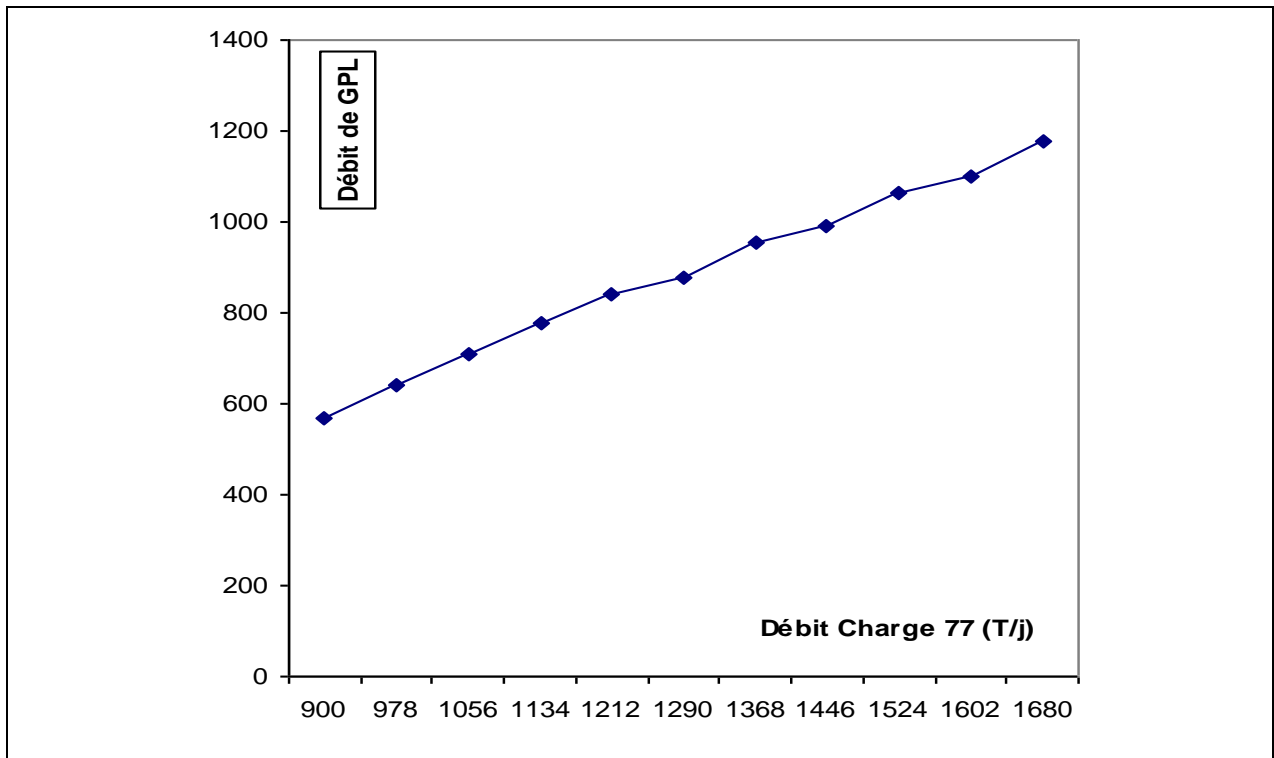


Figure V-2: Variation de débit de GPL en fonction de débit de la charge chaude

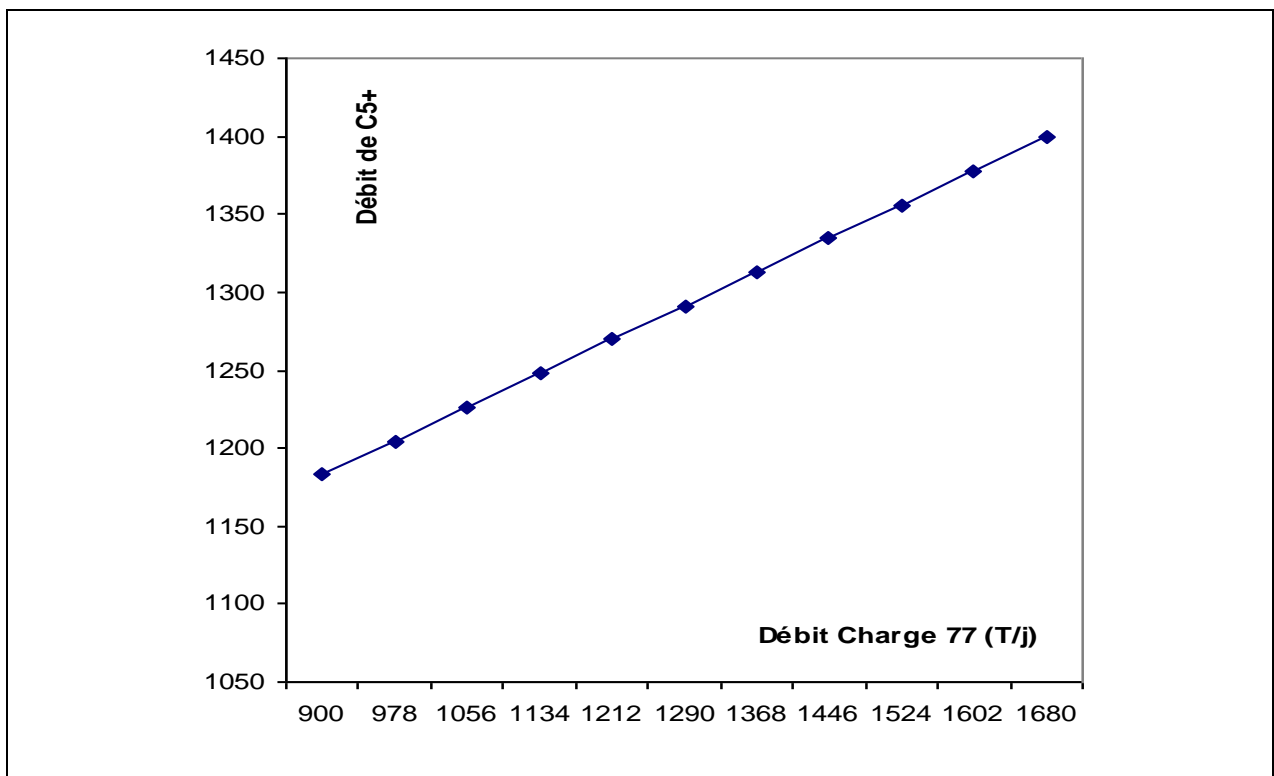


Figure V-3: Variation de débit de condensât en fonction de débit de la charge chaude

- b) **Figure V-2 et Figure V- 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.

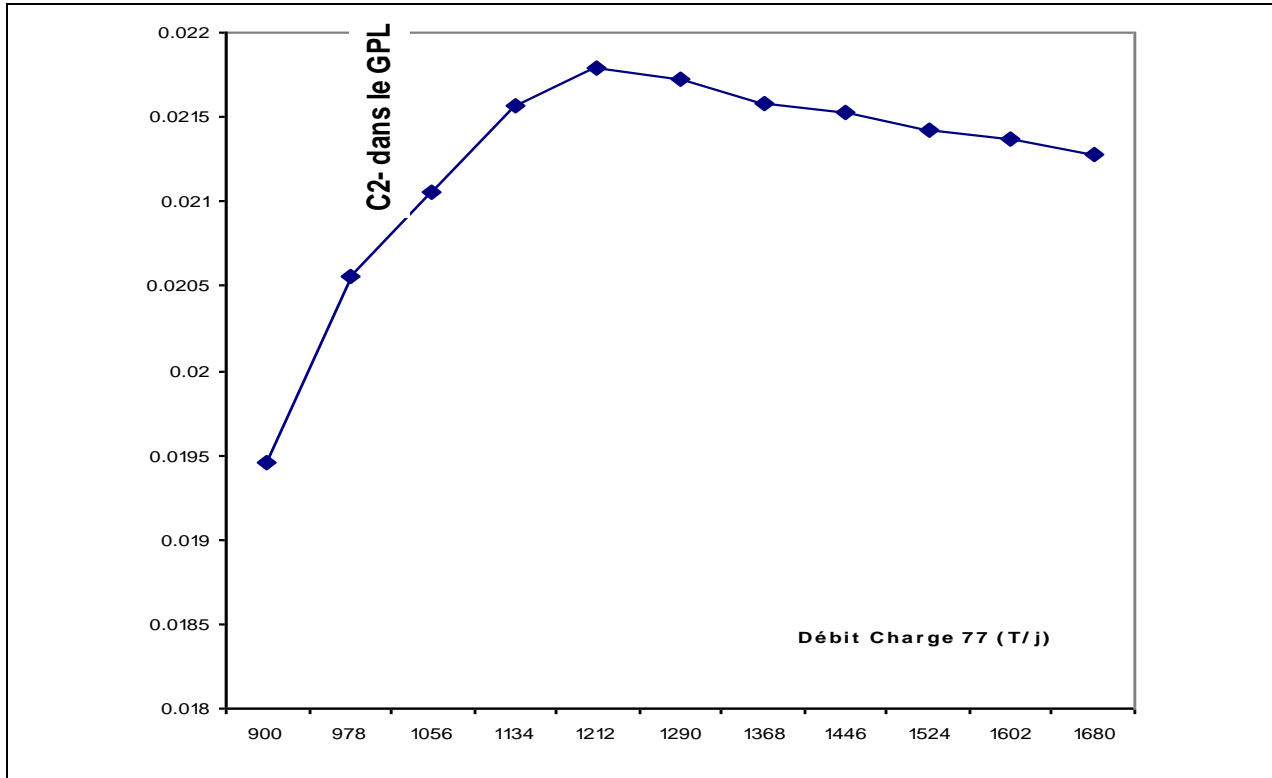


Figure V-4: Variation de C₂- en fonction de débit de la charge chaude

- c) **Figure 4** : 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 à 1212 T/j on a une concentration du C₂ dans le GPL la plus élevée.

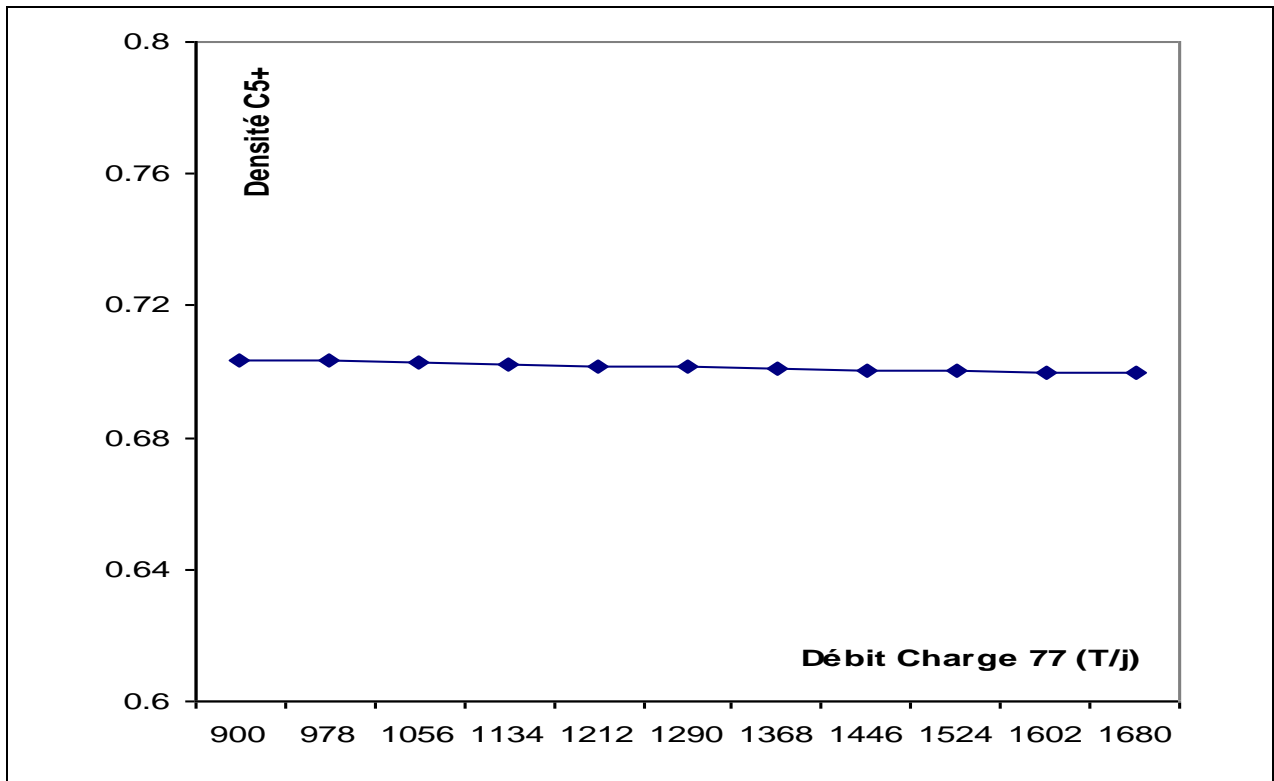


Figure V-5: variation de la densité de condensât en fonction de débit de la charge chaude

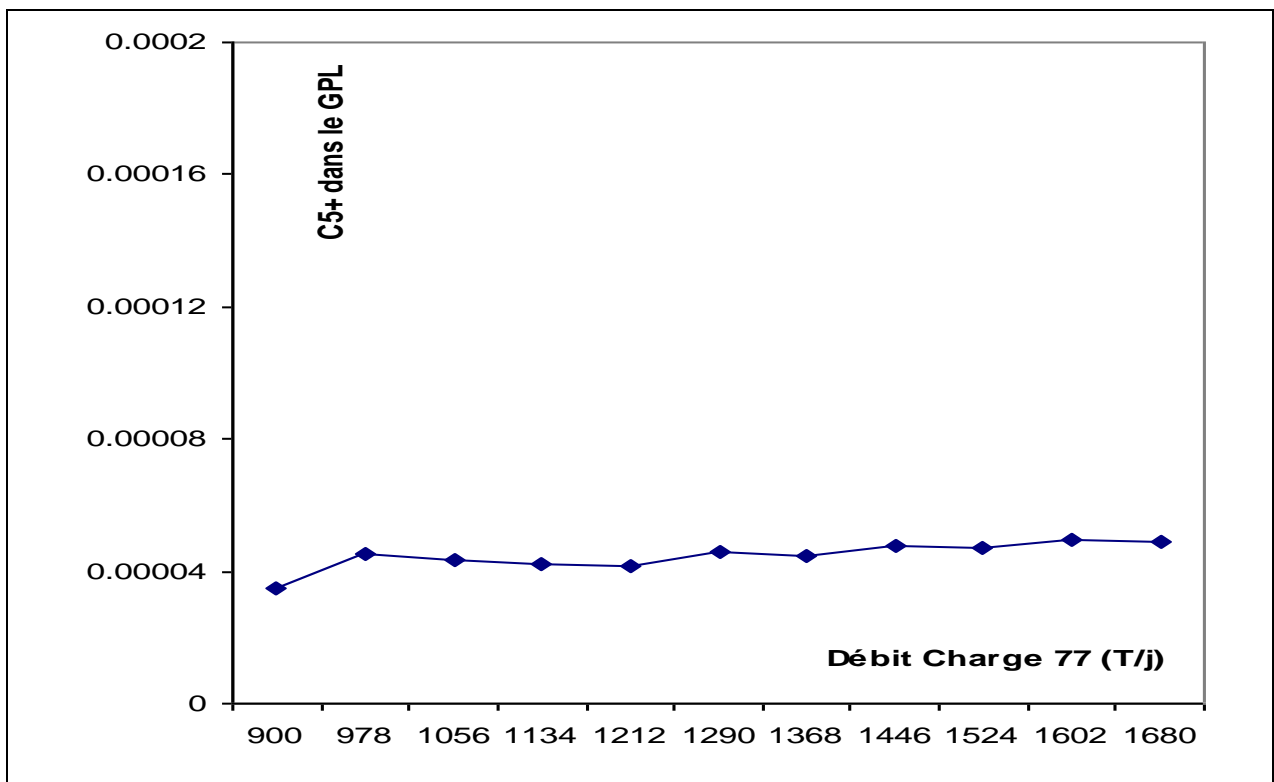


Figure V-6: variation de C5⁺ en fonction de débit de la charge chaude

- d) **Figure 5 et 6** : L'allure de la variation de la concentration des C^+_5 dans le GPL et la densité du condensât en fonction du débit de la charge chaude est constante ou 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 :

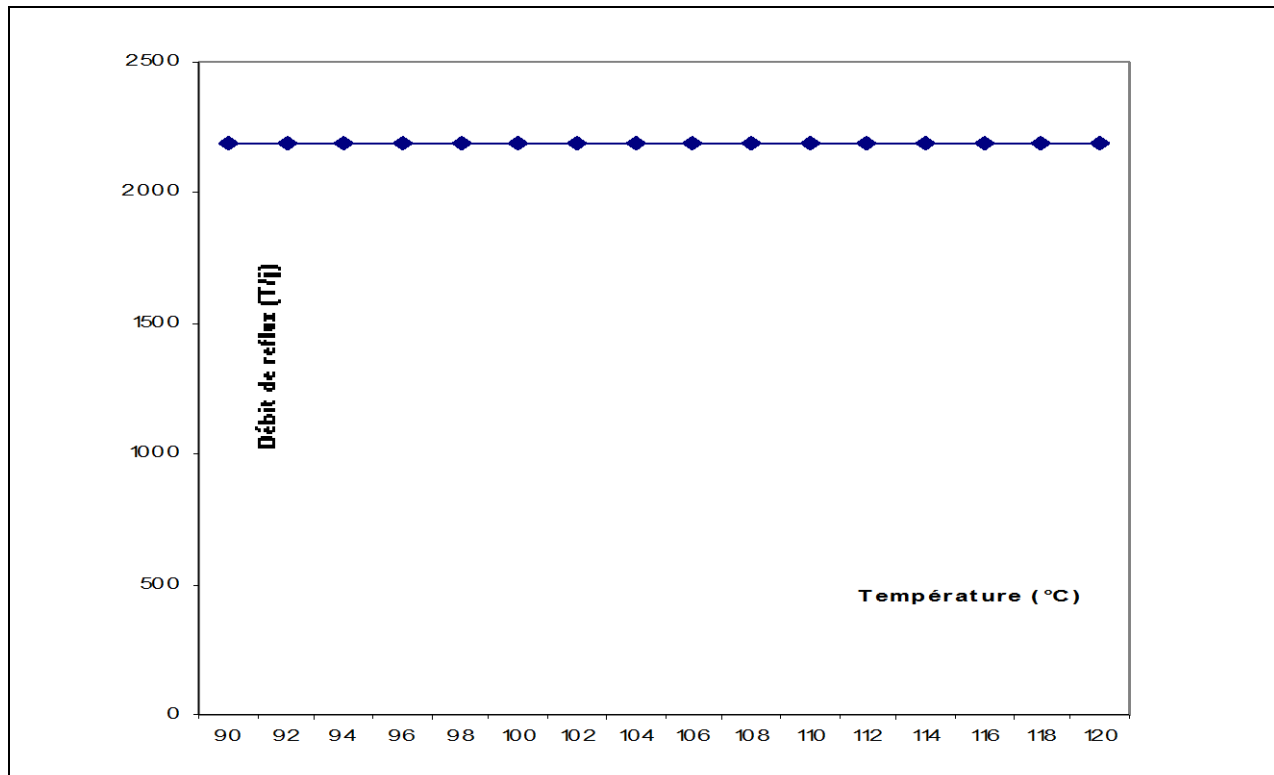


Figure V-7: Variation de débit de reflux en fonction de la température de la charge froide.

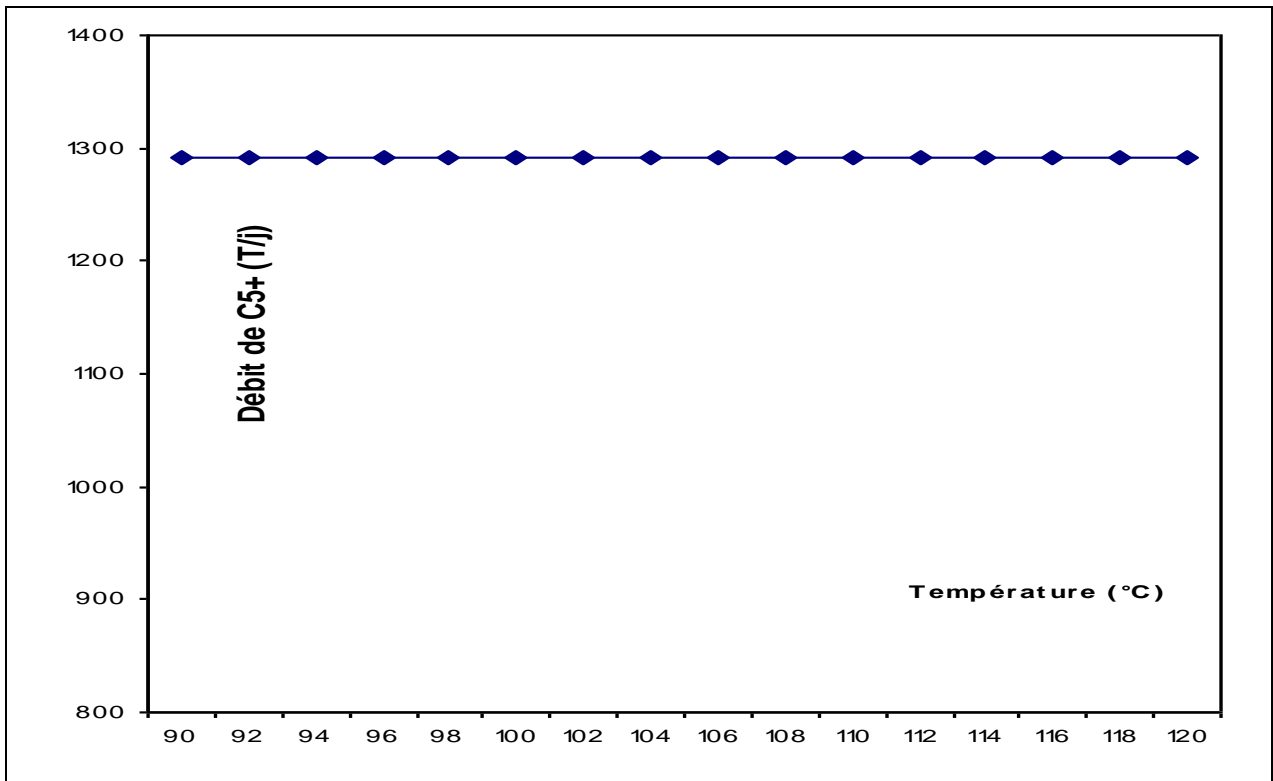


Figure V-8: Variation de débit de condensât en fonction de la température de la charge froide

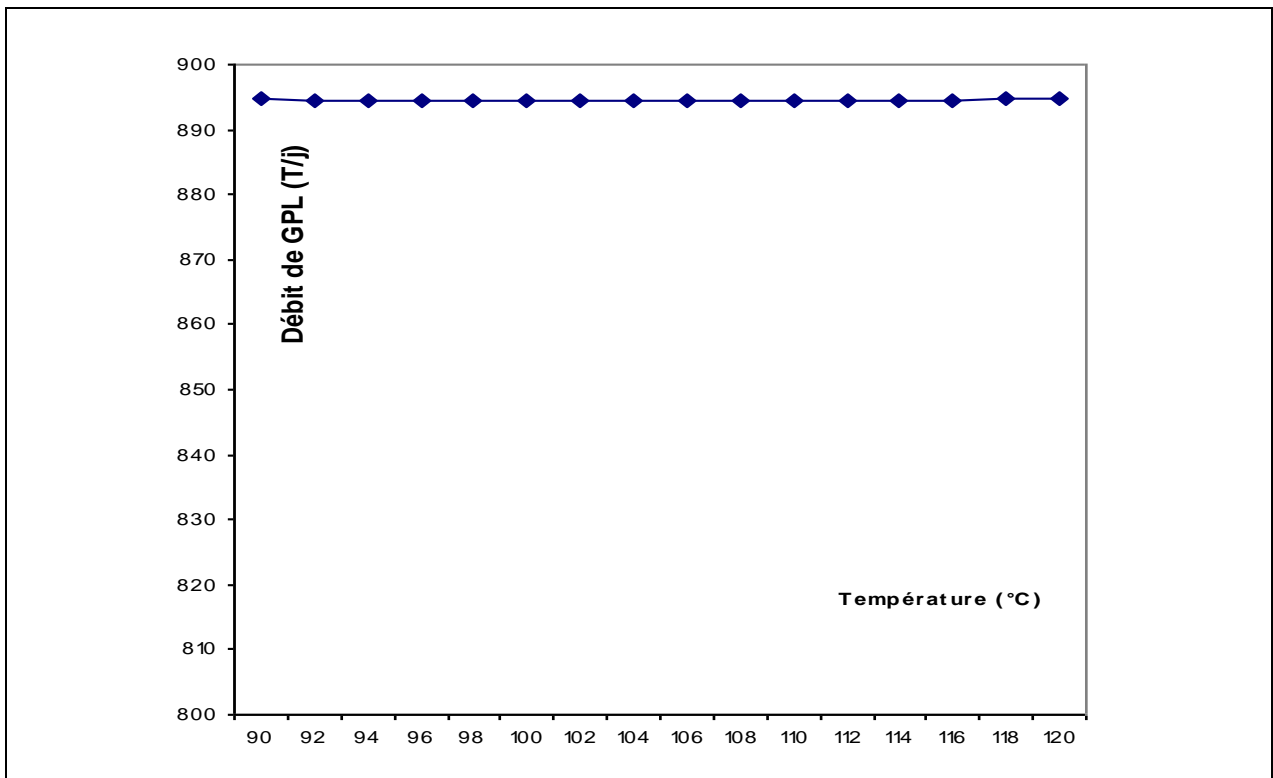


Figure V-9: variation de débit de GPL (T/j) en fonction de la température de la charge froid

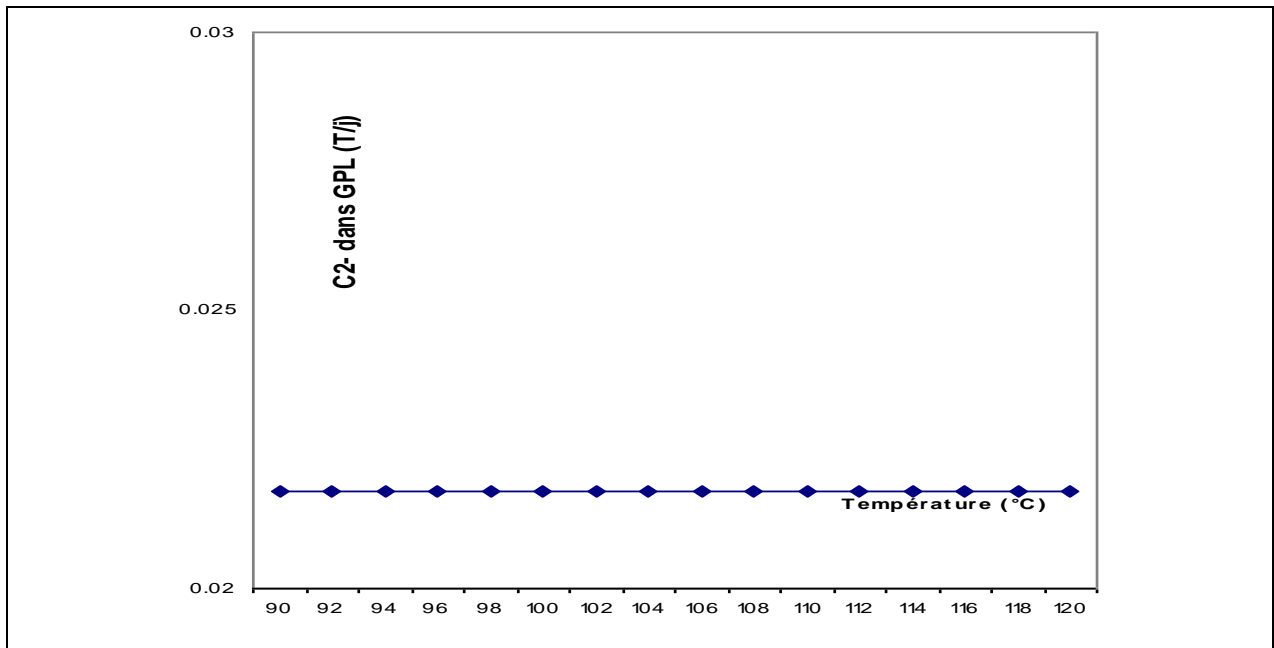


Figure V-10: Variation de C2- en fonction du de la température de la charge froide.

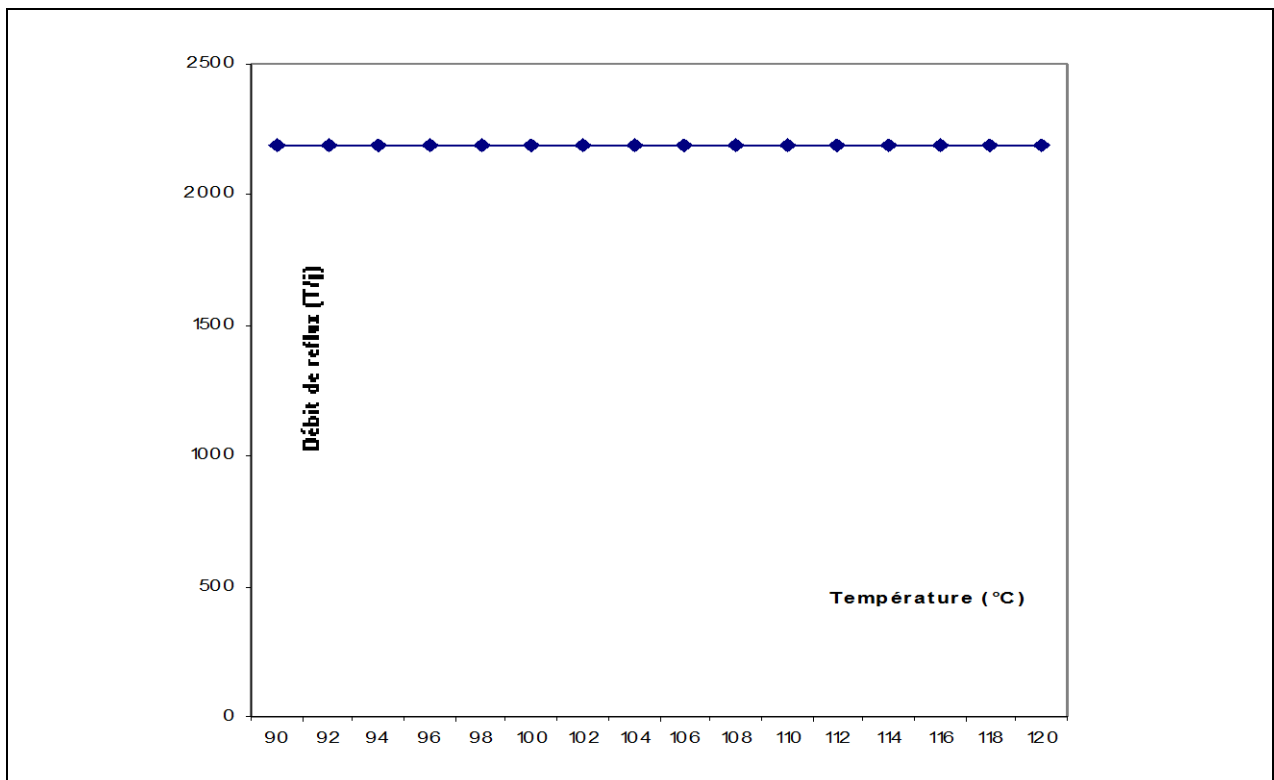


Figure V-11: Variation de C5+ en fonction de la température de la charge froide

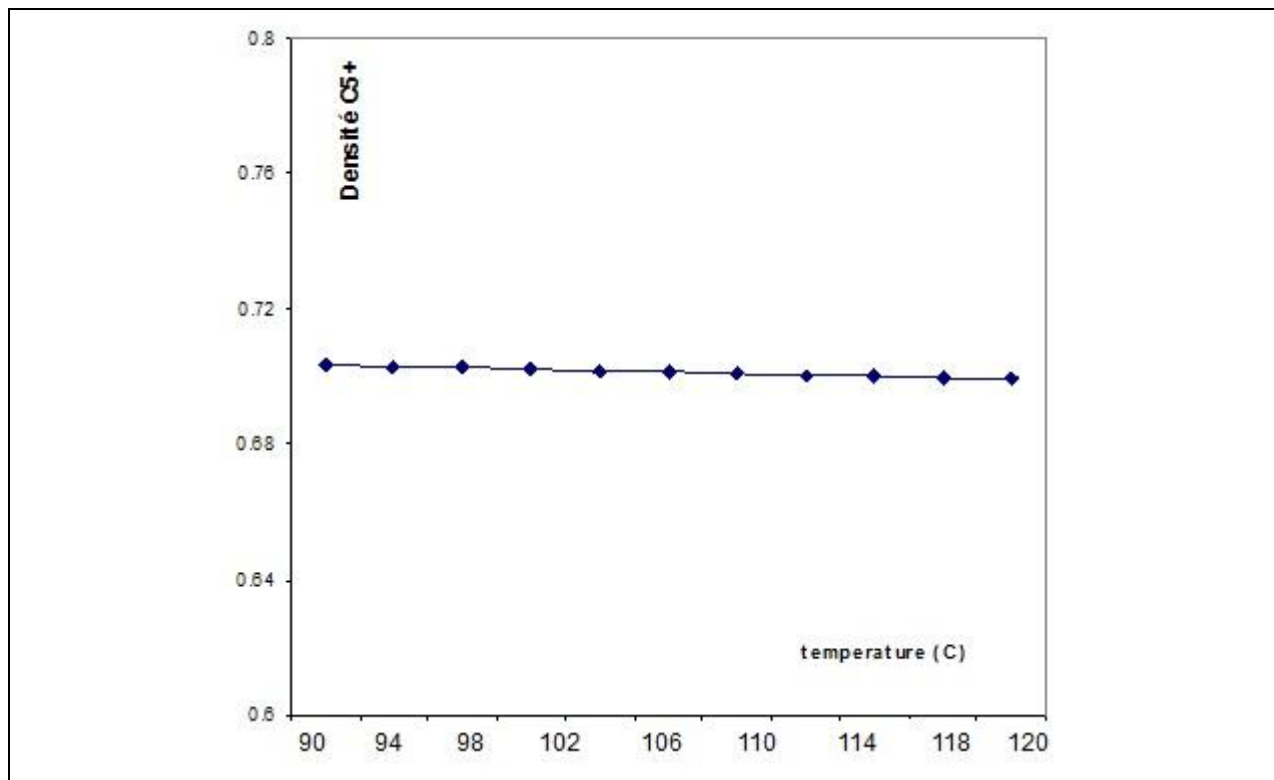


Figure V-12: Variation de la densité de condensât en fonction de la température de la charge froide

a) **Figure V- 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_2^- dans le GPL.
- Densité du résidu (condensât).
- Concentration du C_5^+ dans le GPL.

En fonction de la température de la charge froide est constante ,en peut conclue qu'il n'a pas l'influence entre la température froide T (90 – 120) C.

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

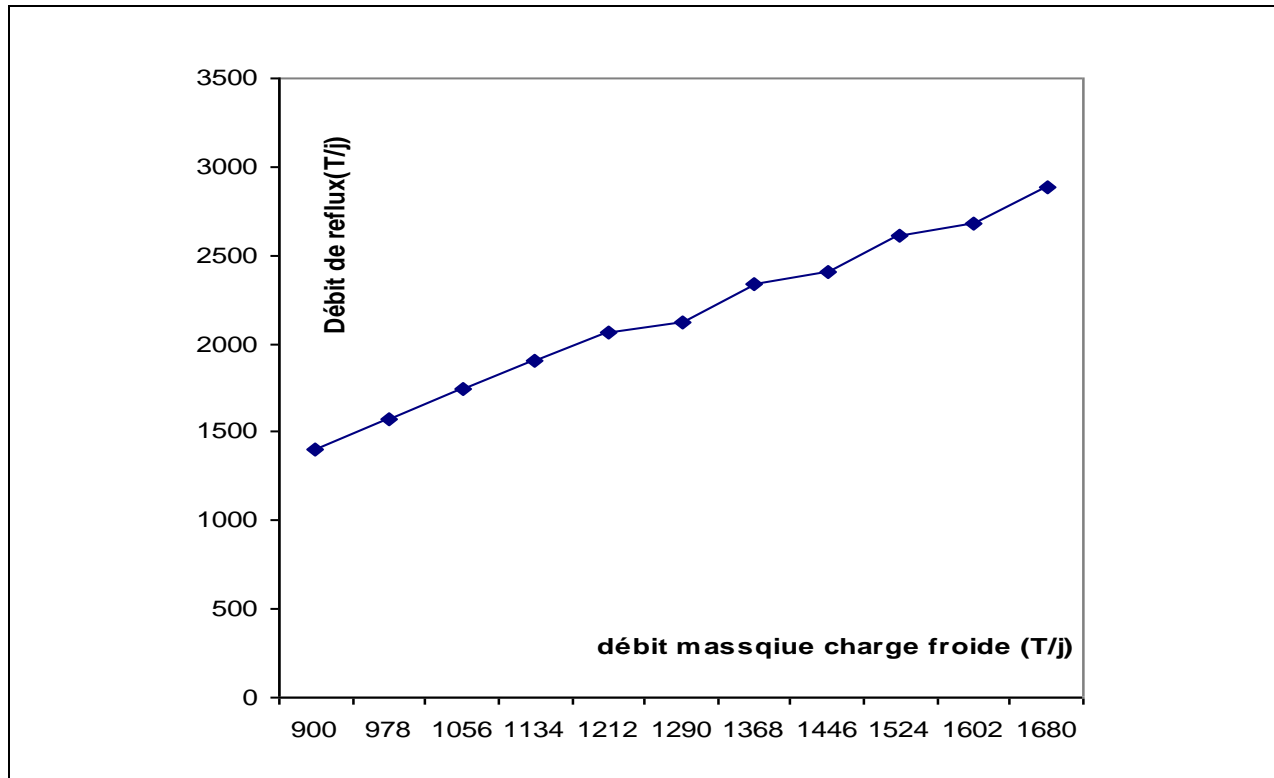


Figure V-13: Variation de débit de reflux en fonction du débit de la charge froide

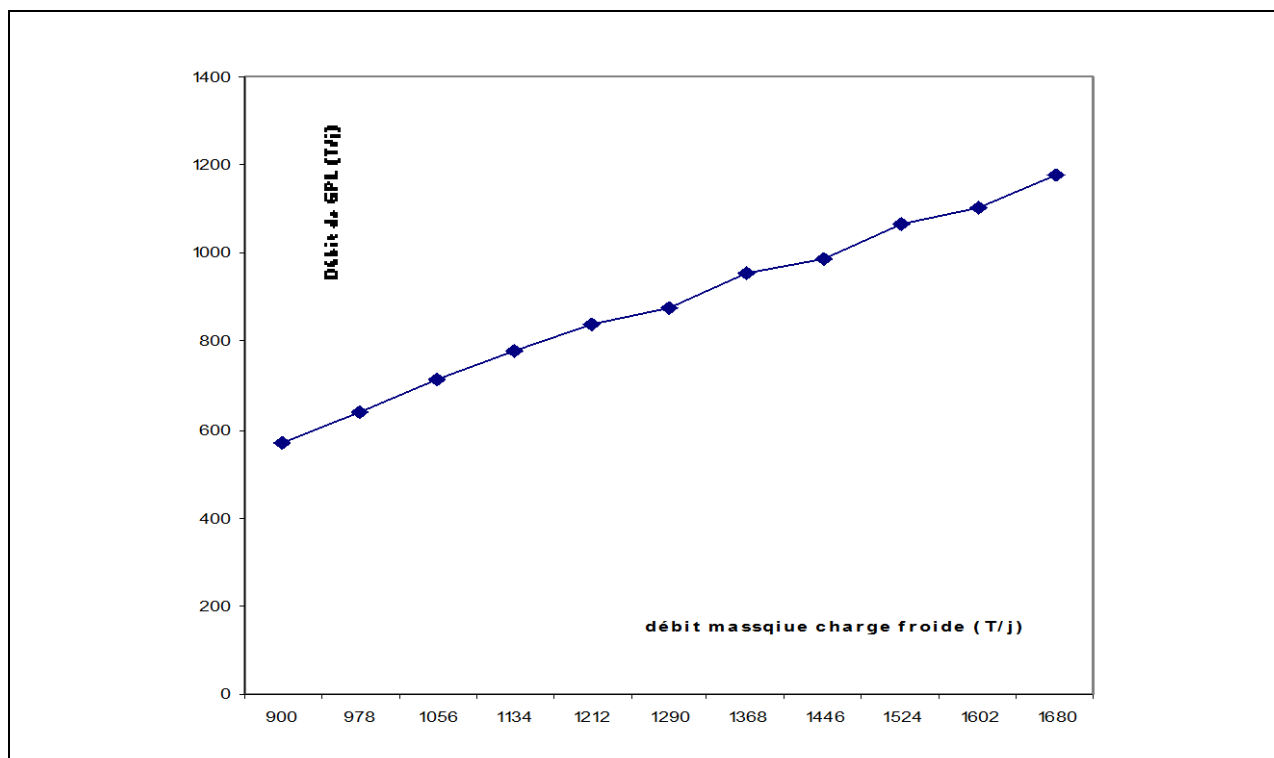


Figure V-14: Variation de débit de GPL en fonction de débit de la charge froide.

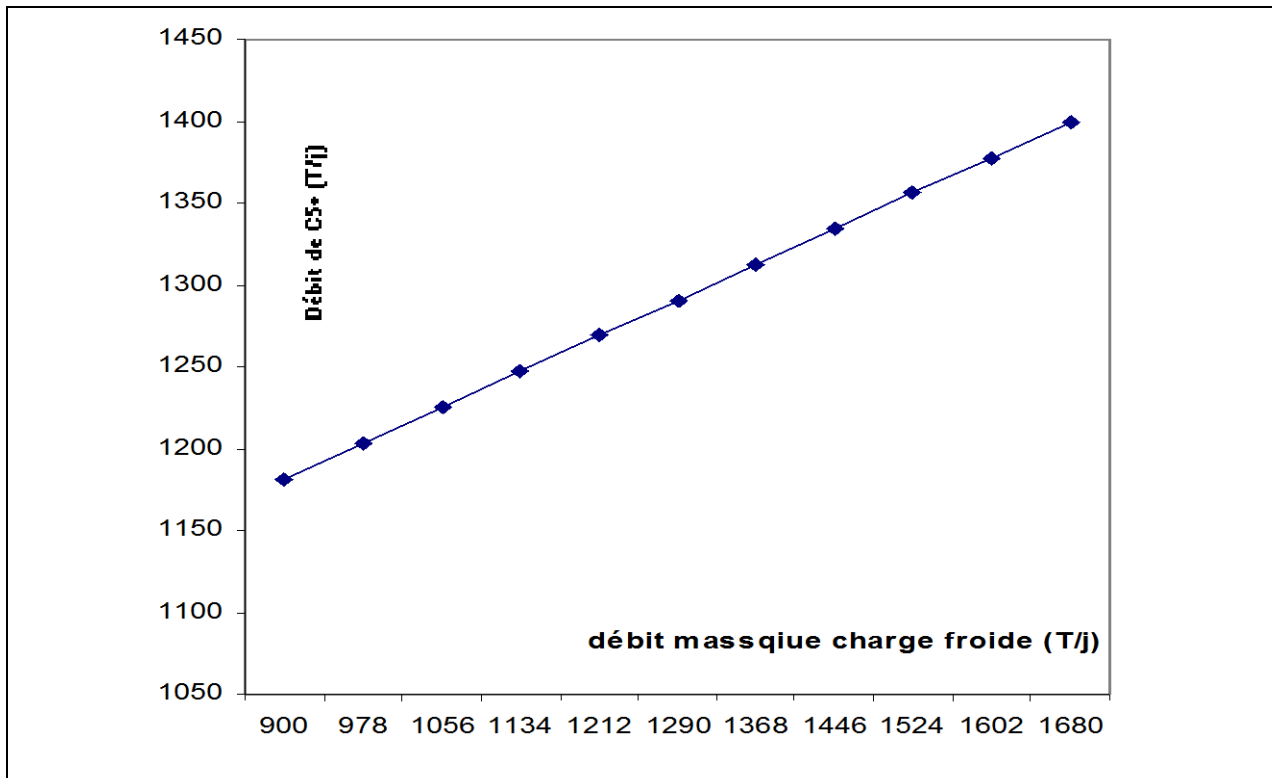


Figure V-15: Variation de débit de condensât en fonction de débit de la charge froide

a) **Figure V-13, 14, et 15** : L'allure de la variation de :

- Débit de reflux.
- Débit de distillat.
- Débit du résidu.

En fonction du débit de la charge froide est linéaire et directement proportionnelle. C'est lorsque le débit de la charge froide augmente.

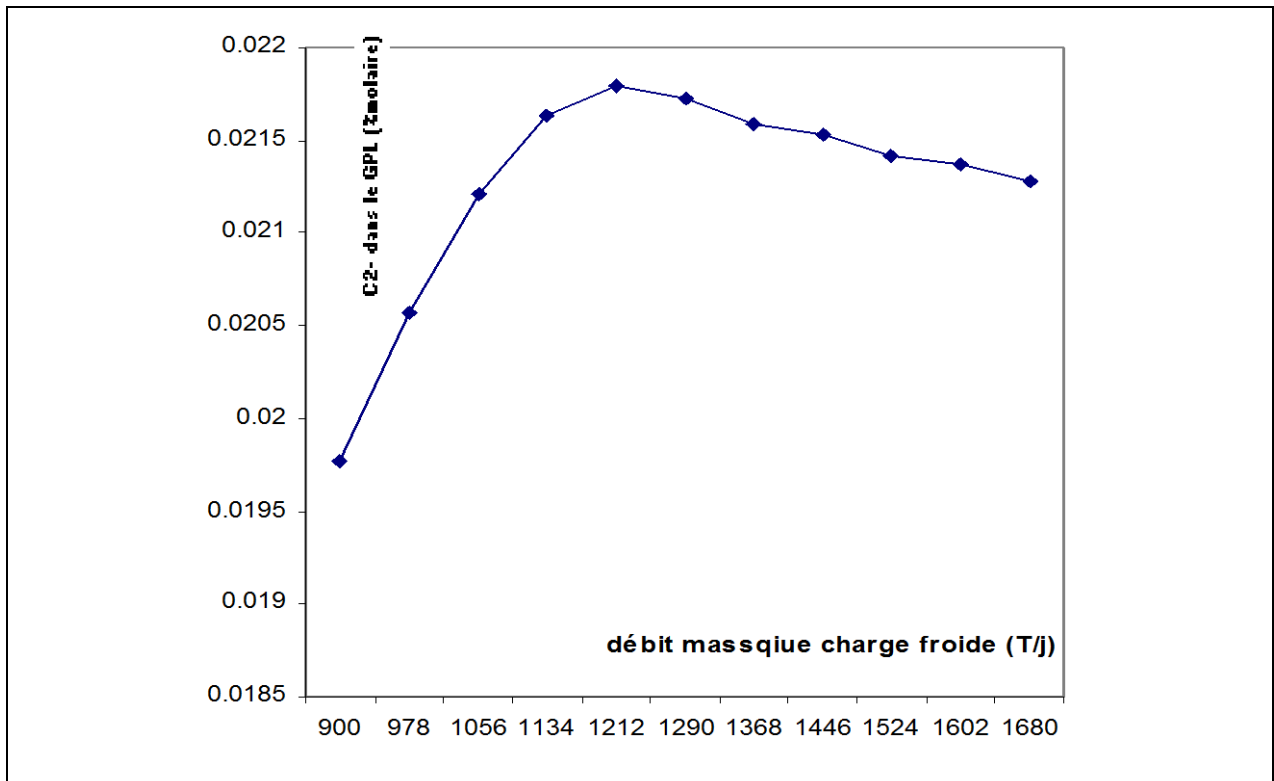


Figure V-16: Variation de C2- en fonction de débit de la charge froide

b) **Figure V- 16 :** L'allure de la variation de la concentration du C₂ dans le distillat (GPL) en fonction de la charge froide est parabolique et à 1212 T/j de la charge froide on a la concentration du C₂ la plus élevée.

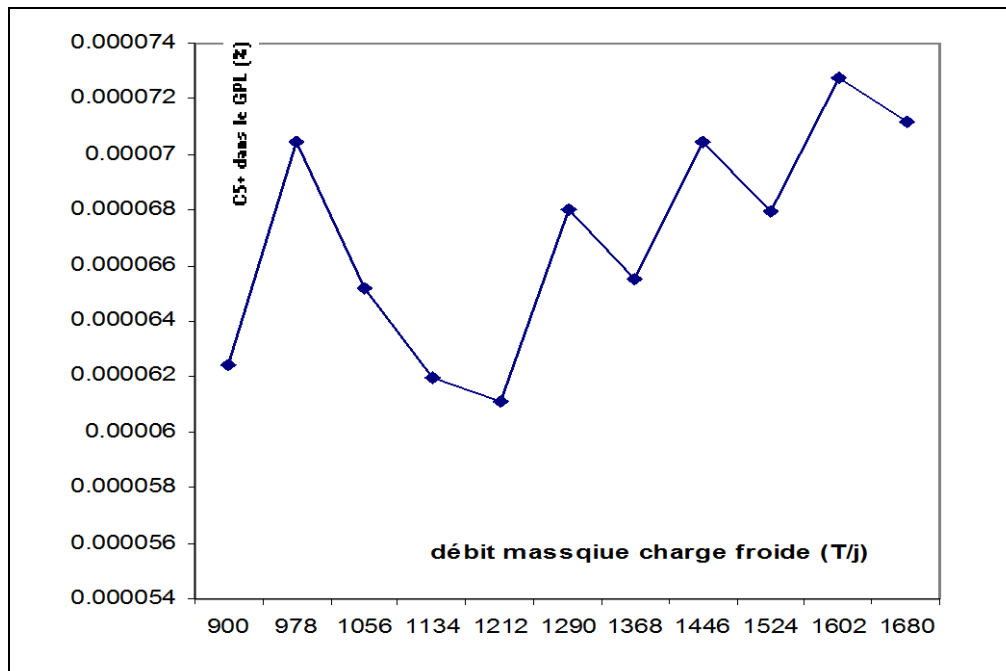


Figure V-17: Variation de C5+ en fonction de débit de la charge froide

- c) **Figure V-17** : L'allure qui représente la variation de la concentration de C_5^+ dans le GPL en fonction du débit de la charge froide est non linéaire et on peut remarquer qu'à 1212 T/j du débit de la charge froide on a la concentration la plus basse dans le distillat.

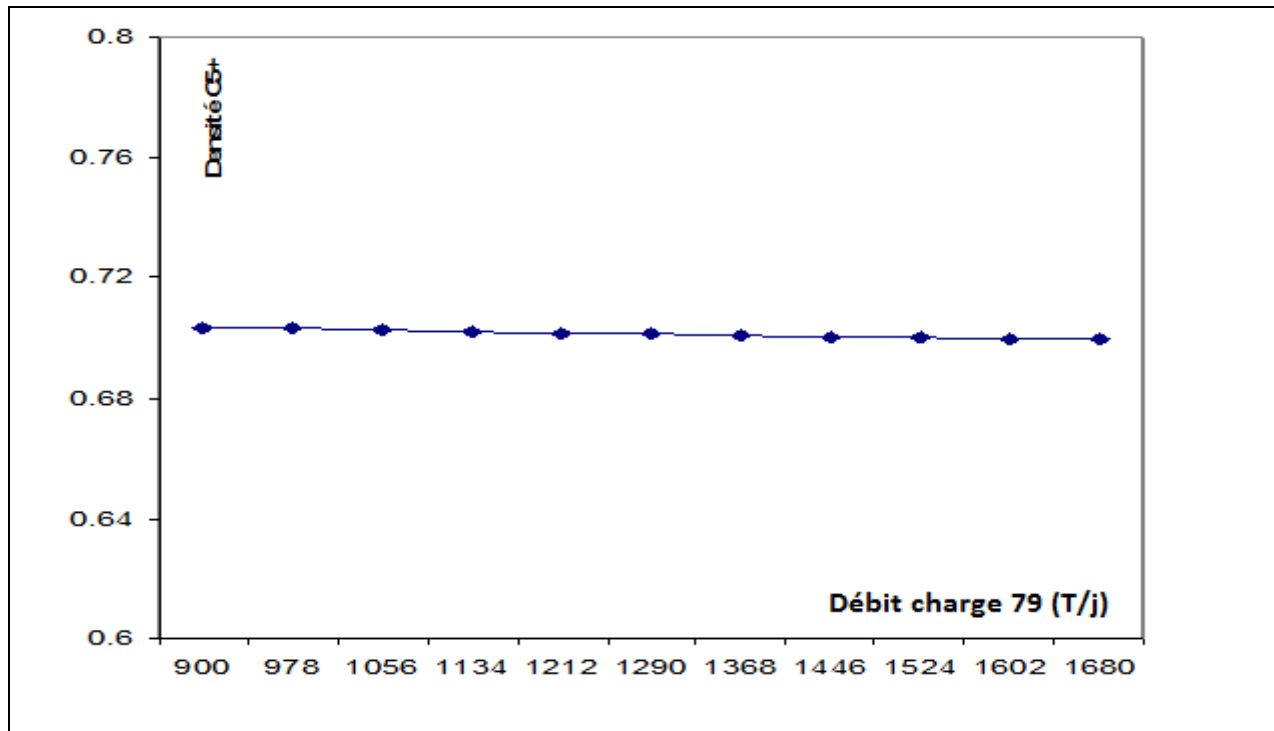


Figure V-18: Variation de la densité de condensât en fonction du débit de la charge froide

- d) **Figure V-18** : L'allure de la variation de la densité du condensât en fonction du débit de la charge froide est constante c'est dire que l'influence du débit de la charge froide est négligeable sur la valeur de la densité du condensât.

Conclusion :

Suite aux résultats de la simulation on peut conclure que :

- L'effet de la variation de la température de la charge froide sur la production et la qualité du distillat (GPL) et résidu (condensât) est négligeable dans un intervalle de 90°C – 120°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 est presque négligeable pour les autres paramètres (débit de condensât, densité de condensât et les concentrations de C_2^- et C_5^+ dans le (GPL) dans un intervalle 900 T/j – 1680 T/j.
- L'effet de la variation du débit de la charge chaude est important sur la production de la colonne (débit du GPL et du condensât) et l'influence est présentée par une relation proportionnelle directe. Pour les concentrations des C_2^- et C_5^+ dans le GPL l'effet est non linéaire et la valeur optimale du débit de la charge chaude est de **1212 T/j**.

La densité du résidu (condensât) ne change pas avec la variation du débit de la charge chaude.

Conclusion générale

Conclusion générale

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.
- Débit de charge la charge chaude.
- Débit de charge la charge froide.

Les résultats obtenus par simulation ; 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°C – 120°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 C2 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

Bibliographie

- [1] : L.CHEBLI, Y.ABBASSI ; « Rapport de stage de centre de formation » ; Hassi R'mel ; Mars 2012.
- [2] : Le site de « BP Statistical Review of World Energy » PLANET ENERGIE une initiative de total, juin 2015.
- [3] : Francis Gldes . Correspondant pour l'Afrique du Nord au Q Financial Times. **1993** p 60.
- [4] : Abderrahmane Mebtoul, expert international. LE Matin d'algerie .Journal des débats et des idées. **2013** .
- [5] : A.ROJEY, B.DURAND, C.JAFFRET, S. JULLIAN, M. VALAIS ; «Le gaz naturel : production, traitement, transport»; Editions Technip-Paris ; 1994. P 430
- [6]: A. MOKHTAB; A. POE; G. PEIGHT, Handbook of natural gas transmission and processing, Gulf Professional Publishing. USA 2006. 607 p.
- [7] : 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), p. 05.
- [8] : W.L Nelson, journal pétrole et gaz, Vol. 02, (Septembre 1955), p. 129.
- [9] : J.B. Maxwell, Data Book des hydrocarbures, édition D. Ven Nostrand compagnie, Vol. 04, (1950), p. 10.
- [10] : A. Van Tiggelen, Collaborateurs Oxydations et combustions, édition Technip, (1968), p. 301.
- [11] : Comité français du butane et du propane, les gaz Butane Propane, site web www.cfbp.fr, (Mai 2010).
- [12] : J.P. Wauquier, Raffinage et génie chimique, (tome I), édition Technip, (1972), p. 220.
- [13] : J.P. Wauquier, pétrole brut, produit pétrolières, schémas de fabrication, (tome I) édition Technip, (1994), p. 184.
- [14]: F. Detlef, Drive test, atelier presenter au clean Energy Seminar, Sacramento (2002).

Bibliographie

[15] : J.P. favennec, Raffinage du Pétrole, exploitation et gestion de la raffinerie, édition Technip. Paris 1998 .

[16]. K. Otto, Global LPG Market Outlook, Purvin&GertzInc, LP Gas exceptional energy Journal, Edition of International Systems and Communications Limited (ISC) & the World LP Gas Association (WLPGA), (September 2009), p. 12.

[17]. US, Energy information administration, site web www.eia.gov, (Mars 2010).

[18]. L'office national canadienne de l'énergie 2005, site web, www.one-neb.gc.ca, (Mai 2010).

[19]. P. Daverat, moteurs à gaz et cogénération, revue générale de thermique, Vol. 383, (1993), pp. 59-64.

[20]. P. Belov, Principes technologiques de synthèse pétrochimique, édition école supérieure Moscou, (1954).

[21] H ROBERT H. PERRY, Perry's chemical engineer 'shand book. Mc Graw Hill, 7th edition. New York 1999.

[22] : Ibrahim younouss Wakai ; Mémoire Développement des corrélations pour le calcul des propriétés du pétrole et des fractions.2012 . p 85 .

[23] : A.SKOBLO, I.TREGOUBOV, N.EGOROV; «Méthode et appareils de l'industrie du pétrole» ; Edition Technip-Paris ; 1986.

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

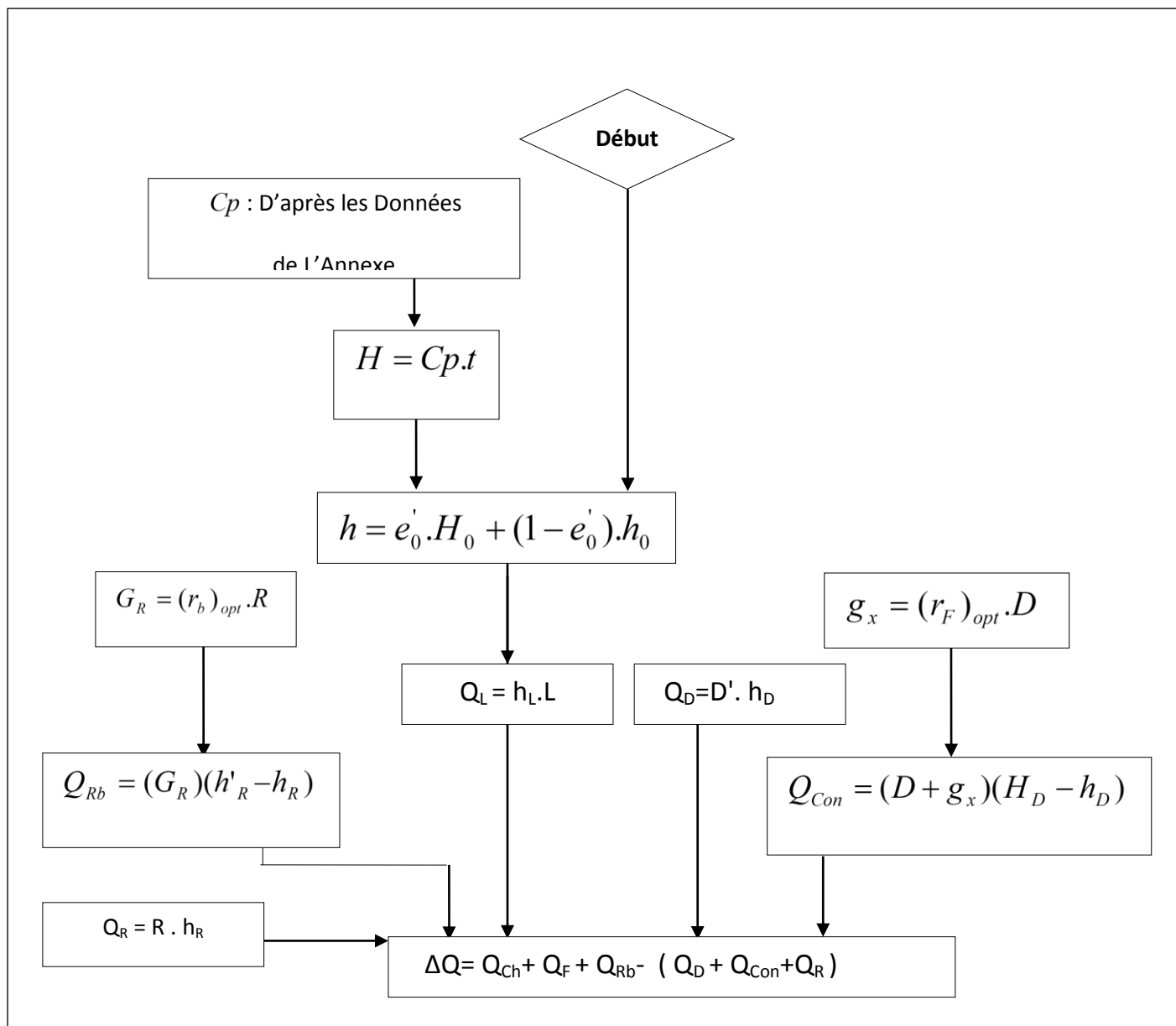
[25] : WAUQUIER, J.P., Le Raffinage du pétrole, procédés de séparation, Tome 2/Edition technip1998, Pages : 95-236.

[26] : J-C GUIBET carburant et moteurs, Tome 1 ; Edition technip, paris (1997).

[27]: Y.D. Peng, D.B.A. Robinson, New two constant equation of state, I.E.C fundamentals, (1976).

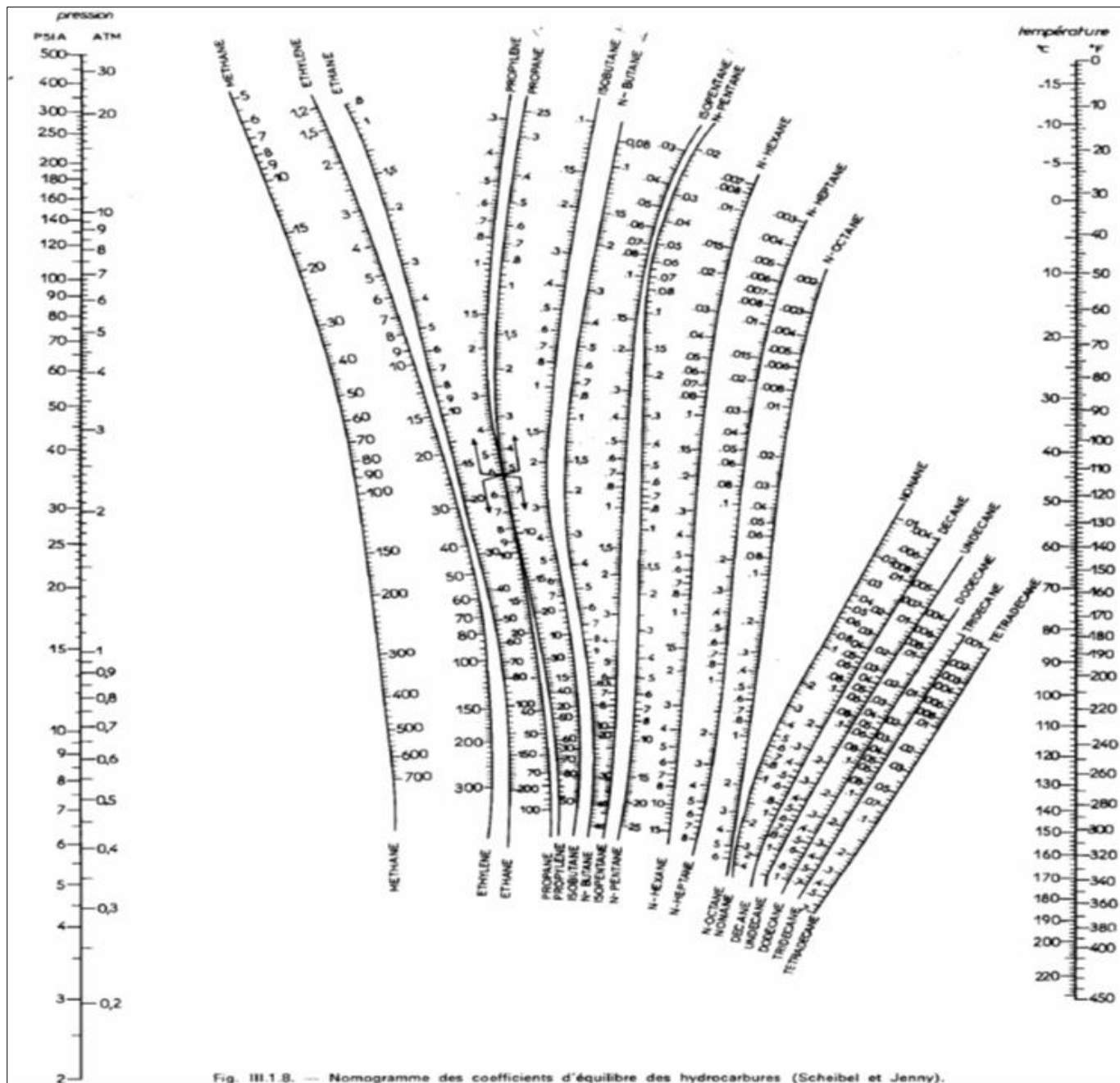
Annexe

Figure 01



Organigramme de calcul du bilan thermique de la colonne V-231

Figure 02



*Monogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures
(Scheibel et Jenny)[24]*

Figure 03

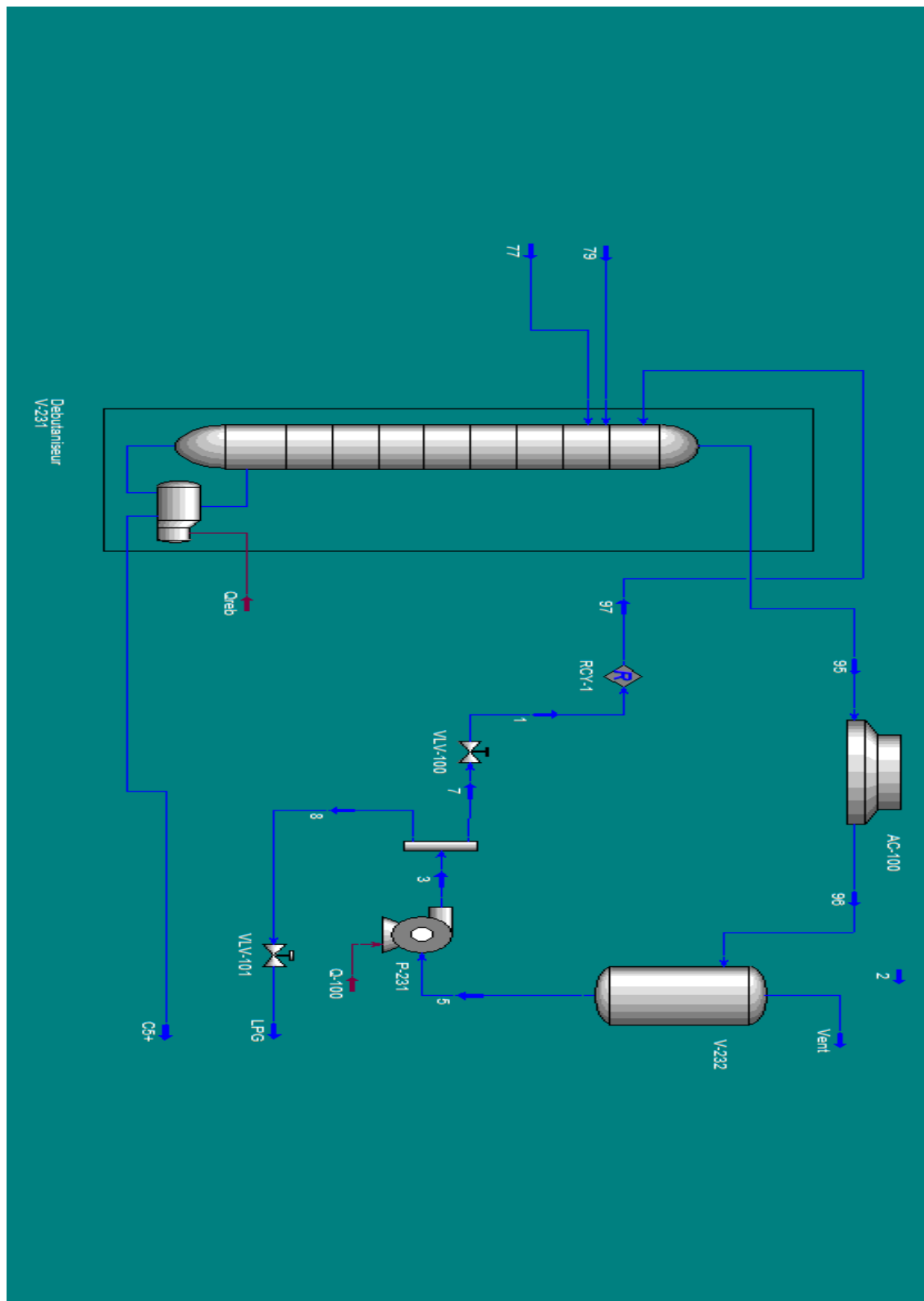


Schéma de description de débutaniseur dans le simulateur (HYSIS)

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 produits finis du gaz naturel est en croissance continue, due à son bilan économique fiable entant que des carburants propres et très chère et efficace pour l'avenir. La production de ces produits doit répondre à des quelques condition opératoire déterminé la meilleur quantité et la qualité de ces produits.

L'objectif de ce travail est d'étudier l'effet de variation de ces condition débit chaude et débit froide et température de charge froide) sur la qualité et la quantité de GPL et de condensât. Pour cette raison ; nous avons choisi l'unité de la séparation du gaz de la région de TIGUENTOURINE comme un exemple de travail.

Nous avons utilisé le simulateur 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-CLE : pétrole; Gaz naturel; HYSYS; condensât; GPL.

ملخص

إن الاستهلاك العالمي للمواد المستخرجة من الغاز الطبيعي في تزايد مستمر ، باعتبارها حصيللة اقتصادية مربحة وبما انه أوقدة نظيفة و غالية الثمن و فعال للغد، لذا يخضع إنتاج هذه المواد إلى عدة شروط و عوامل تقيد جودة و كمية المواد المنتجة .

الهدف من هذه العمل هو دراسة تأثير تغير هذه الشروط (الدفق الساخن والدفق البارد ودرجة حرارة الدفق البارد) على جودة وكمية غاز البترول المميع و سائل الغاز الطبيعي، ولهذا الغرض قمنا باختبار وحدة فصل الغاز لمنطقة تيقتورين كمثال عملي .

لقد قمنا بإستخدام برنامج المحاكاة أسبنتاك هايسيس من اجل محاكات تأثير تغير الشروط للتمكن من اضافة بعض الاقتراحات بغرض الحصول على أحسن الوظائف لهذا العمود.

الكلمات المفتاحية: البترول: الغاز الطبيعي ; هايسيس ; غاز البترول المميع: سائل الغاز الطبيعي