



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



Université Echahid Hamma Lakhdar. El Oued
Faculté de la Technologie

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

MASTER ACADEMIQUE

Domaine: Sciences et Technologies

Filière: Industrie pétrochimique

Spécialité: Raffinage et Pétrochimie

Présenté par:

KHECHEKHOUCHE.Aderrazak

RAHAL.Mohamed El-Habib

Thème

***Détermination des paramètres opératoires
de dépropaniseur dans le but d'augmenter
la production du propane***

Soutenu le 01/06/2017

Devant le Jury:

Mr BENMEYA.Omar	Président	Université d'El Oued.
Mr BOUGHEZELA .Abdessalem	Examineur	Université d'El Oued.
Mr ATIA.Abdelmalek	Rapporteur	Université d'El Oued

2016/2017

REMERCIEMENTS

*Nous voudrions exprimer notre profonde
gratitude en vers notre encadreur M.A TIA
pour son aide et sa contribution tout au long
de l'élaboration de ce travail*

*Nos vifs remerciements s'adressent également
au corps Professionnel du département
Pétrochimie et génie des procédés, aussi qu'au
personnel de la raffinerie d'Alger en
particulier : Mr. RAOUF, MOHAMED.*

*Un grand merci à tous ce qui nous a soutenus
durant nos études*

*Toutes nos salutations au Ms. membres de
jury*

dédicace

*J'ai le grand honneur de dédier ce travail A celui qui ma fait de moi un
homme, mon père.*

A l'être le plus cher de ma vie, ma mère.

A mes frères et sœurs.

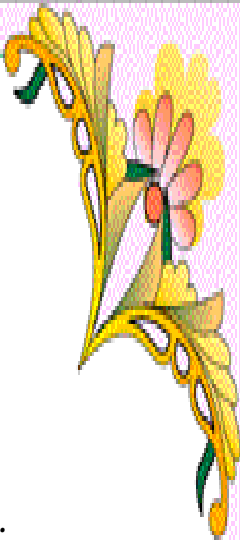
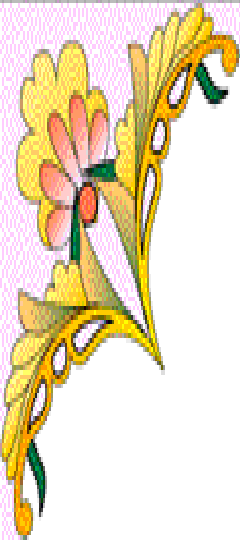
A toute ma famille

Mon binôme

A tous mes amis, à tous ceux qui sèment le bonheur dans mon chemin.

*A tous les enseignants et toutes les enseignantes de génie des procédés
chimiques.*

Mohamed



DEDICACES

J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail à:

Mon père et ma mère pour leurs soutiennent

durant toutes mes années d'études.

Mes chers frères

Mes chères sœurs

Toute ma famille

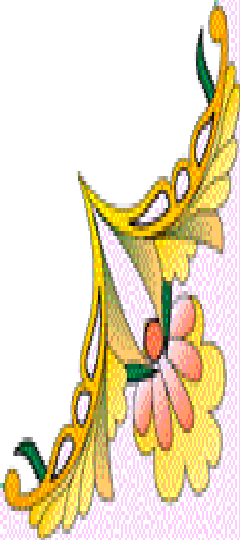
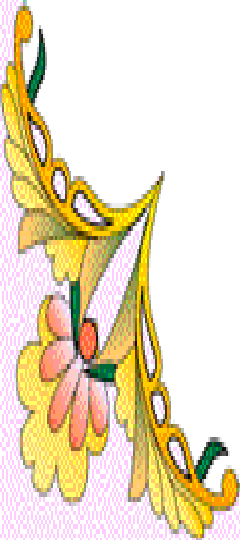
Mon binôme

Tous mes amis

A tous ceux qui m'ont aidé de loin ou de près

durant les moments difficiles.

Abderrazak



LISTE DE FIGURE

<i>Figure I.1: Tensions de vapeur du butane et propane à la température ambiante.....</i>	<i>05</i>
<i>Figure I.2: Principales transformations du propane.....</i>	<i>12</i>
<i>Figure I.3: principales transformations du butane.....</i>	<i>12</i>
<i>Figure I.4: Évolution de la production mondiale des GPL par région (2000-2012).....</i>	<i>13</i>
<i>Figure I.5 : le procédé simple.....</i>	<i>14</i>
<i>Figure I.6: le procédé GSP.....</i>	<i>15</i>
<i>Figure I.7 : le procédé OHR.....</i>	<i>16</i>
<i>Figure I.8 : le procédé IOR.....</i>	<i>18</i>
<i>Figure I.9 : le procédé SCORE.....</i>	<i>18</i>
<i>Figure I.10 : le taux de récupération de propane en fonction de l'énergie de compression..</i>	<i>19</i>
<i>Figure I.11 : Colonne de distillation.....</i>	<i>26</i>
<i>Figure II.1 : Dessin schématique de la colonne à plateau avec les notations.....</i>	<i>27</i>
<i>Figure II.2 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification.....</i>	<i>28</i>
<i>Figure II.3 : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement.....</i>	<i>30</i>
<i>Figure II.4 :Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation.....</i>	<i>31</i>
<i>Figure III.1 : Situation géographique de raffinerie d'Alger.....</i>	<i>37</i>
<i>Figure III.2 : Simulation de la colonne de dépropanisationC302.....</i>	<i>42</i>
<i>Figure III.3 : Simulation Cas actuel.....</i>	<i>44</i>
<i>Figure III.4 : Simulation de la colonne de dépropanisation cas désigne</i>	<i>45</i>
<i>Figure III.5: Simulation de cas optimisés de la colonne C302.....</i>	<i>49</i>
<i>Figure III.6: Profil de température.....</i>	<i>49</i>
<i>Figure III.7: Profil de Pression.....</i>	<i>49</i>
<i>Figure III.8: Le Profil des débits liquide et vapeur.....</i>	<i>50</i>

Liste des tableaux

<i>Tableau I.1: Comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence.</i>	06
<i>Tableau I.2: Résumé général des caractéristiques des GPL commerciaux</i>	08
<i>Tableau I.3 : Les performances des différents procédés</i>	17
<i>Tableau III.1 : les paramètres de fonctionnement de la colonne C302.</i>	43
<i>Tableau III.2 : Les propriétés physiques du propane et du butane.</i>	45
<i>Tableau III.3 : La composition et le débit molaire de la colonne C302.</i>	46
<i>Tableau III.4 : La composition et le débit molaire du propane dans la colonne C302.</i>	47
<i>Tableau III.5: La composition et le débit molaire du butane dans la colonne C302</i>	48
<i>Tableau V.11 : les résultats de simulation du 1^{er} cas.</i>	51
<i>Tableau V.12 : les résultats de simulation du 2^{ème} cas.</i>	51
<i>Tableau V.13 : les résultats de simulation du 3^{ème} cas.</i>	52
<i>Tableau V.14 : les résultats de simulation du 4^{ème} cas.</i>	52

Liste des symboles

<i>Symbole</i>	<i>Signification</i>	<i>Unité</i>
X'_A	concentration molaire du constituant « A » en phase liquide.	-
X'_B	concentration molaire du constituant « B » en phase liquide.	-
Y'_i	concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.	-
Y'_A	concentration molaire du constituant « A » en phase vapeur.	-
Y'_B	concentration molaire du constituant « B » en phase vapeur.	-
p_i^L	la pression partielle de constituant « i » en phase liquide.	bar
p_i^V	la pression partielle de constituant « i » en phase vapeur.	bar
P_i	la pression de vapeur du constituant « i »	bar
p_t	la pression total	bar
E_i	Constante d'Henry.	-
L	Débit molaire de la charge.	kmol /h
D	Débit molaire du distillat.	kmol /h
R	Débit molaire du résidu.	kmol /h
Q_R	Charge thermique de rebouilleur.	kcal/h
Q_C	Charge thermique de condenseur.	kcal/h
h_L	Enthalpie de la charge biphasique.	kcal/kmole
H_0	Enthalpie de la phase vapeur de la charge.	kcal/kmole
h_0	Enthalpie de la phase liquide de la charge.	kcal/kmole
h_D	Enthalpie du distillat en état liquide.	kcal/kmole
H_D	Enthalpie de distillat en état vapeur (vapeur de tête de colonne).	kcal/kmole
H_R	Enthalpie de la phase vapeur provenant du rebouilleur.	kcal/kmole
h_r	Enthalpie de résidu en état liquide.	kcal/kmole
g_x	Débit de reflux froid.	kmole/h
r_f	Le taux de reflux	
G_R	Débit de la vapeur (reflux chaud) provenant du rebouilleur.	kmole/h
r_b	Le taux de rebouillage	
g_o	Débit de la phase liquide dans l'alimentation.	kmole/h
G_o	Débit de la phase vapeur dans l'alimentation.	kmole/h
h'_L	Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur.	kcal/Kmole
M_L	Masse moléculaire de la charge.	kg/kmol
M_i	Masse moléculaire de l'élément « i ».	g/mol
T	Température.	°C
P	Pression.	bar
P_s	pression au sommet de la colonne.	bar
P_b	pression dans le ballon de reflux.	bar
ΔP_1	pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur	bar
P_L	pression de la zone d'alimentation	bar
P_f	la pression au fond de la colonne.	bar
ΔP_2	pertes de charges dues aux résistances des plateaux dans la colonne.	bar
X_{Li}	Fraction massique de l'élément « i » dans la charge.	-
X'_{Li}	Fraction molaire de l'élément « i » dans la charge.	-
Y'_{Di}	Fraction molaire de l'élément « i » dans le distillat.	-
X'_{Ri}	Fraction molaire de l'élément « i » dans le résidu.	-
K_i	Constante d'équilibre de l'élément « i » à la température et à la pression fixée	-

X'_{oi}	Fraction du constituant «i» dans la phase liquide.	-
Y'_{oi}	Fraction du constituant «i» dans la phase vapeur.	-
e'_o	Taux de vaporisation de la charge.	-
α_i	Volatilité relative du constituant «i».	-
K_R	Constante d'équilibre de l'élément de référence.	-
α_{Li}	Volatilité relative de l'élément «i» dans la zone d'alimentation.	-
α_{Di}	Volatilité relative de l'élément «i» dans la zone de rectification.	-
α_{Ri}	Volatilité relative de l'élément «i» dans la zone d'épuisement.	-
$\alpha_{i,m}$	Volatilité relative moyenne	-
$R_{f \min}$	Taux de reflux minimal.	-
$R_{b \min}$	Taux de rebouillage minimal.	-
$(R_f)_{opt}$	Taux reflux optimal	-
$(R_b)_{opt}$	Taux de rebouillage optimal	-
Φ	flux de chaleur (W).	-
Y'_{DV}	concentration molaire de constituant léger du distillat.	-
Y'_{DL}	concentration molaire de constituant lourd du distillat.	-
X'_{LV}	concentration molaire de constituant léger en alimentation.	-
X'_{LL}	concentration molaire de constituant lourd en alimentation.	-
$\alpha_{V,m}$	volatilité moyenne de l'élément C ₃ .	-
N_{th}	Nombre de plateaux théoriques	-
N_{Rmin}	Nombre de plateaux minimal.dans la zone de rectification .	-
N_{Emin}	Nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement .	-
$N_{R \text{ réel}}$	Nombre de plateaux réels dans la zone de rectification .	-
$N_{E \text{ réel}}$	Nombre de plateaux réels dans la zone d'épuisement .	-
$N_{T \text{ réel}}$	Nombre de plateaux total réels dans la colonne .	kmol /h
V_R	La quantité des vapeurs sortantes du four	kmol /h
L_F	La quantité des liquides sortants du four	kcal/kmol
H_L	H_t^v : l'enthalpie de la phase vapeur considérée.	kcal/kmol
h_i	l'enthalpie de constituant « i »	(m ³ /s).
V_I	Débit volumique de la phase vapeur	(m/s).
W	Vitesse admissible des vapeurs dans la section droite de la colonne	(m).
D	diamètre de la colonne	kg/h
G_I	Quantité de vapeur quittant le sommet de la colonne .	(K°).
$T_{c,m}$	c'est la température critique moyenne	(bars)
$P_{c,m}$	pression critique moyenne	-
$P_{r,m}$	Pression réduite	-
$T_{r,m}$	Température réduite	-
C	coefficient déterminé graphiquement en fonction de la distance (H_D) entre les plateau.	-
ρ_Y	masse volumique des vapeurs	Kg/m ³
ρ_L	Masse volumique de la phase liquide	Kg/m ³
ρ_{moy}	Masse volumique moyenne	Kg/m ³
H_P	distance entre deux plateaux	m
H_N	la hauteur de la colonne	m
V_1	retenue correspondante à 5 min. de soutirage de distillat (D)	m ³
V_2	retenue correspondante à 3min. de reflux de tête (g_x)	m ³
V_D	Débit volumique du distillat	m ³ /hr
V_T	La retenue totale	m ³
D_b	le diamètre du ballon	m
V'	le volume entre le point bas et la point haut	m ³
L_b	la longueur du ballon de reflux.	m

SOMMAIRE

Remerciements

Dédicaces

Résumé

Liste des tableaux

Liste des figures

Symboles et Annotation

Sommaire

Partie théorique

Chapitre I : Généralités sur les GPL

I.1.Introduction.....	03
I.2. Définition des GPL.....	03
I.3. Origine des GPL.....	03
I.4. Composition des GPL.....	03
I.5. Caractéristiques principales des GPL	04
I.6. Caractéristiques du butane et du propane commerciaux.....	08
I.7. Spécification des Produits:	09
I.8- Utilisation du GPL.....	10
I.9. La production mondiale des GPL	13
I.10. Les procédés de récupération du GPL	13
I.10.1. Le procédé simple	14
I.10.2. Le procédé GSP (Gas Subcooled Process)	15
I.10.3. Les procédés améliorés de récupération de propane	16
I.10.3.1. Le procédé OHR (overhead recycle)	16
I.10.3.2. Le procédé IOR (Improved Overhead Recycle)	17
I.10.3.3. Le procédé SCORE (Single Column Overhead Recycle)	18
I.11. Conclusion	19

Chapitre II : Distillation et Rectification

II-1- Introduction	20
II-2-Types de distillations	20
II-3- Lois fondamentales de transfert de matière	22
II-4- Description d'une colonne de rectification	24
II-5- Classification des colonnes	25
II-6-Bilan matière et thermique de la colonne	27
II-7- Calcul de la pression	32
II-8-Calcul de la température	33
II-9-Calcul de la volatilité relative	34
II-10- Calcul de taux de vaporisation de la charge.....	34
II-11- Calcul de reflux minimal.....	34
II-12-Calcul du nombre de plateaux par la méthode de GILLILAND.....	36

Partie simulation

Chapitre III : La simulation

III.1.Situation géographique	37
III.2.l'unité GAS-PLANT	37
III -3-La Simulation	37
IV.Le but de notre mémoire fin d'étude	42
IV.1. Bilan matière : L'entrée de la colonne.....	43
IV.2.Propriétés des courants de la colonne C302	46
IV.3. Bilan matière : A -L'entrée de la colonne.....	47
IV.3.B -La sortie de la colonne	47
IV. 4. Détermination des nouveaux paramètres de fonctionnement de la colonne C302...	48

Conclusion	54
-------------------------	----

Références bibliographique

Annexe

Introduction générale

Le gaz naturel joue un rôle énergétique croissant, l'importance de ses réserves et les avantages qu'il présente sur le plan environnemental favorisent son utilisation, notamment dans les secteurs ont forte valeur ajoutée : l'industrie de précision, production de l'électricité.

Au cours de ces dix dernières années, la consommation mondiale du gaz naturel a connu une croissance particulièrement rapide. Les besoins mondiaux annuels en énergie devraient passer de 182 millions de tonnes équivalents pétrole par jours (M tep/j) en 1995 à 317 (Mtep/j) en 2020, ce qui présente une augmentation de 75% avec 3,3% de croissance annuelle, le gaz naturel aura une plus grande croissance et pourrait être la première source d'énergie. [1]

Ainsi le gaz naturel est considéré comme un combustible plus propre et plus respectueux de l'environnement que la plupart des autres combustibles fossiles son avantage comparatif en matière d'environnement par rapport au charbon ou au pétrole réside dans le fait que les émissions de dioxyde de soufre sont négligeables et que les niveaux d'oxydes d'azote et de dioxyde de carbone sont plus faible. Un plus grand recoure a cette source d'énergie permettrait notamment de limiter les impacts négatifs sur l'environnement tels que : les pluies acides, la détérioration de la couche d'ozone ou les gaz à effet de serre. [2]

Le gaz naturel est également une source d'énergie très sûre tant en ce qui concerne son transport et son stockage, que son utilisation.

L'un des principaux produits de gaz naturel : le GPL qui est considéré comme un produit important, car il dépend des activités pétrolière et gazière, présente des qualités intrinsèques et des avantages multiples qui devraient le hisser à un haut niveau d'utilisation.

Se trouvant parmi les principales régions productrices de GPL dans le monde, l'Algérie qui sera la deuxième zone exportatrice de GPL après l'Arabie Saoudite, est contrainte d'adopter en parallèle à sa stratégie de promotion de GPL sur le marché international par la recherche de nouveaux marché et débouchés, une stratégie de développement du marché national de GPL. Elle doit ainsi s'intéresser aux axes stratégiques en cherchant des créneaux alternatifs, tel que la carburation et la génération électrique. [3]

Introduction générale

Notre étude intervient au niveau de l'unité de Gaz plant (la colonne de dépropanisation C302).

Notre travail a pour objectif de déterminer des nouveaux paramètres de fonctionnement de dépropaniseur dans le but de maximiser la production de propane.

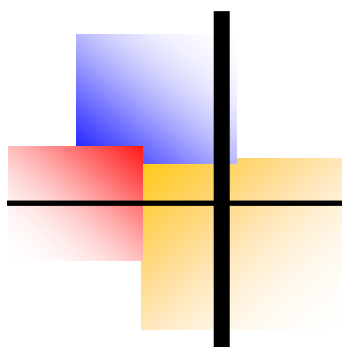
Nous avons structuré notre mémoire en trois chapitres :

Le premier chapitre présente des généralités sur le GPL et ses procédés de récupération.

Le deuxième chapitre la théorie de la distillation et rectification et la méthode de calcul.

Le troisième chapitre est consacré aux simulation et discussions des résultats.

Nous terminerons cette étude par une conclusion.



CHAPITRE I

Généralités sur les GPL

I.1.Introduction:

L'appellation « Gaz de Pétrole Liquéfiés » est exclusivement réservée au Propane et au Butane, car ils sont à l'état gazeux à pression et température ambiante (1,013 bar et 15°C) et se liquéfient sous faible pression. Ceci, présente l'avantage de son stocker et son transport plus facile comparativement avec les gaz non condensables (méthane, éthane) qui exigent des pressions très élevées.

- L'utilisation des GPL présente des avantages par rapport au diesel permettant de réduire
- 50% les émissions d'oxyde d'azote.
 - 60% les émissions des monoxydes de carbone.
 - 90% les émissions des hydrocarbures et particules. [3]

I.2. Définition des GPL

Le GPL ou Gaz de Pétrole Liquéfiés ; représente les fractions légères d'hydrocarbures paraffiniques qui sont des hydrocarbures gazeux liquéfiées composés majoritairement de propane (C_3H_8) et de butane (C_4H_{10}).

Les GPL sont issus à plus de 60% des champs de gaz naturel. Le reste provient du raffinage du pétrole brut dont il représente entre 2 et 3% de l'ensemble des produits raffinés. [3]

I.3. Origine des GPL

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

- Fractions lourdes de l'extraction de gaz naturel.
- Fractions légères du raffinage du pétrole, 1tonne de pétrole brut raffiné produit 30 kg de GPL, dont 2/3 de Butane et 1/3 de Propane. [4]

I.4. Composition des GPL

Les GPL sont des molécules pures, dites saturées, car elles possèdent des relations stables entre les différents atomes. En effet, les GPL ne sont rien d'autre que des chaînes hydrocarbonées, c'est-à-dire qu'elles sont constituées uniquement de molécules de Carbone et d'Hydrogène. Ces hydrocarbures mélangés répondent à des règles officielles, clairement définies par la loi.

La composition chimique des GPL est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays. Il peut contenir le propylène, butène, une faible quantité de méthane, éthylène, pentane, et exceptionnellement des hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacétylène. [1]

I.5. Caractéristiques principales 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.

I.5.1. Odeur et couleur :

Le GPL est incolore, soit en phase vapeur ou en phase liquide, pur il est pratiquement inodore, pour des raisons de sécurité, un odorant doit être ajouté dans des limites à des fins de commercialisation, à l'état vapeur il est légèrement toxique.

I.5.2. Densité :

A l'état gazeux, il est plus lourd que l'air, la densité diminue avec l'augmentation de la température, à titre d'exemple à 38°C la densité est égale à 0,534, elle est très importante pour les GPL commerciaux. La densité de propane est 0.51 et celle du butane est de 0.58. [4]

I.5.3. Tension de vapeur :

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

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

Le graphique (figure I-1) donne les tensions de vapeur relatives en fonction de la température ambiante.

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. [1]

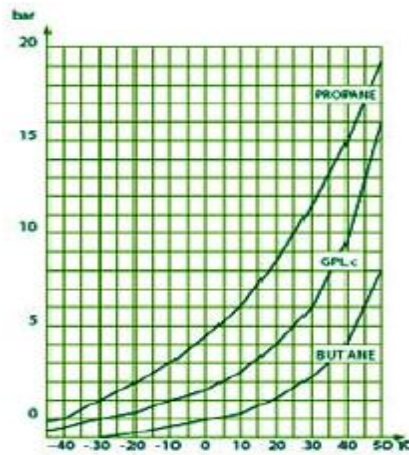


Figure I.1: Tensions de vapeur du butane et propane à la température ambiante. [1]

I.5.4. Point d'ébullition :

Il s'agit, par définition, de la température à laquelle un liquide se met à bouillir et passe en phase gazeuse (vapeur). La température d'ébullition à 1013 mbar (pression atmosphérique) pour le propane est de -42°C , et de $-0,5^{\circ}\text{C}$ pour le butane. Autrement dit, le propane liquéfié se transforme en gaz (vapeur) à partir d'une température Supérieure à -42°C et pour le butane à partir de $-0,5^{\circ}\text{C}$.

I.5.5. Chaleur latente de vaporisation :

A l'ouverture du robinet d'une bouteille le gaz sort et au fur et à mesure est remplacé par du nouveau gaz produit par le liquide qui s'évapore. Cette évaporation exige de la chaleur au même titre que l'eau nécessite de la chaleur pour bouillir.

Chaleur latente de vaporisation à $+15^{\circ}\text{C}$: PROPANE = 356 kJ BUTANE = 362 kJ

Lorsque la quantité de chaleur augmente, le débit augmente, ce qui provoque une diminution de température de la masse du liquide. En effet, l'évaporation va d'abord chercher sa chaleur (calories) dans la masse même du liquide, ce qui fait automatiquement baisser la température. Si le débit est peu important, et si la température de l'air ambiant est élevée, la différence de température entre l'extérieur et l'intérieur permettra un apport suffisant de chaleur (calories) à travers les parois mouillées intérieurement par le liquide pour que la température se stabilise. Si au contraire, le débit est important et la température ambiante faible, l'apport de chaleur ne sera pas suffisant, et la température de la masse liquide baissera progressivement jusqu'à atteindre -42°C pour le propane et $-0,5^{\circ}\text{C}$ pour le butane. A cette température, les bouteilles ne pourront plus débiter ; elles sont dites givrées. Toutefois, ce risque est plus faible

Chapitre I : Généralités sur le GPL et ses procédés de récupération

avec le propane qu'avec le butane. C'est pourquoi, d'une façon générale, les bouteilles qui restent dehors en hiver doivent contenir du propane et non du Butane. [5]

I.5.6. Pouvoir calorifique supérieur :

Le pouvoir calorifique des GPL est pratiquement égal à celui de l'essence, si on l'exprime en kilocalories par kilogramme de carburant, mais ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15°C (voir tableau I.1). Cette diversité provient de la différence des densités entre le GPL et l'essence. En moyenne,

La densité à 15°C des GPL est de 0,555 kg/litre et celle de l'essence de 0,730 kg/litre. Un moteur alimenté avec l'essence développe une puissance supérieure de 10 à 12%.

L'augmentation du rendement global des GPL par rapport à l'essence peut s'expliquer par une meilleure combustion due à une plus grande homogénéité du mélange gaz/air. [4]

Tableau I.1: Comparaison de pouvoir calorifique entre les GPL et l'essence.

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

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

Un mélange GPL doit respecter les spécifications suivantes :

- Moins de 50% de propane et plus de 19% de butane en volume.
- Pression de vapeur comprise entre 7,5 et 11,5 bars à 50°C. [1]

I.5.7. Inflammabilité :

Les GPL doivent être mélangés dans une certaine proportion d'air pour s'enflammer. En l'occurrence, la combustion de 1 m³ de propane nécessite une quantité de 23 m³ d'air. La température d'auto-inflammation dans l'air pour le propane est de 490°C. Les limites d'inflammabilité sont de 4 à 10 % de volume de gaz pour 90 à 96 % de volume d'air. Ainsi, le

Chapitre I : Généralités sur le GPL et ses procédés de récupération

gaz mélangé à l'air dans une proportion de 5 % de Propane et 95 % d'air constitue un mélange inflammable. Par contre, 50 % de gaz et 50 % d'air ne constituent pas de mélange inflammable (explosif). [6]

I.5.9. Dilatation :

A l'état liquide, il a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de son emmagasinage dans des récipients qui ne doivent jamais être remplis complètement.

I.5.9. La corrosion :

Le GPL est nom corrosif à l'acier ; et généralement au cuivre ; alliage de cuivre ou d'aluminium.

I.5.10. Lubrification :

Le GPL n'a aucune propriété de lubrification cet effet doit être pris en considération lors de la conception des équipements de GPL, pompe et compresseur. [6]

I.5.11. Impuretés:

a) **Teneur en éléments légers :** La limitation en éléments légers à forte tension de vapeur est nécessaire pour des raisons de sécurité; d'une part, il ne faut pas dépasser la pression d'épreuve des bouteilles, d'autre part, pour l'utilisateur, le pouvoir calorifique ne doit pas s'écarter de certaines limites et le réglage des brûleurs n'est correct que pour un excès d'air bien défini.

b) **Teneur en éléments lourds :** La teneur en éléments lourds est caractérisée par l'essai d'évaporation qui consiste à laisser évaporer en éprouvette ouverte le gaz liquéfié en notant l'abaissement de température. Le butane commercial doit laisser un résidu liquide inférieur à 5% quand la température atteint plus de 1°C, alors que pour le propane commercial le résidu ne doit pas excéder 2% lorsque la goutte de mercure solidifiée dans l'éprouvette commence à fondre. Les essais d'évaporation assurent à l'usager la possibilité d'utiliser intégralement le gaz liquéfié de la bouteille sans laisser de résidu liquide invaporisable à température ordinaire. [3]

c) **Teneur En composés sulfurés :** La teneur en composés sulfurés tels que H₂S et mercaptans doit donner un test satisfaisant. Il n'y a pas lieu d'éliminer totalement les mercaptans malodorants qui permettent de déceler les fuites éventuelles de l'installation. [3]

I.5.12. Indice d'octane :

Le GPL est caractérisé par un indice d'octane recherché (RON) naturellement élevé atteignant aisément 98. Cette propriété découle en fait directement de des valeurs de RON de chacun de ces constituants. Par ailleurs, son indice d'octane moteur (MON) est, lui aussi légèrement plus élevé que celui des essences classiques. [2]

I.6. Caractéristiques du butane et du propane commerciaux

Le butane et le propane commercialisés ne sont pas des produits chimiquement purs mais des mélanges d'hydrocarbures répondant à des spécifications officielles bien définies.

I.6.1.le butane commercial:

Le butane commercial est essentiellement constitué d'hydrocarbures en butane, avec moins de 19% (volume) de propane. La masse volumique doit être égale ou supérieure à 0,559 kg/l à 15°C (0,513 kg/l à 50°C). La pression de vapeur maximale sera 6,9 bar à 50°C, et le point final d'ébullition inférieur ou égal à 1°C.

I.6.2.le propane commercial :

Le propane commercial est défini comme un mélange renfermant environs 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 [8]

Tableau I.2: Résumé général des caractéristiques des GPL commerciaux

CARACTERISTIQUES	PROPANE COMMERCIAL	BUTANE COMMERCIAL
Nom Chimique	Propane	Butane
Formule Empirique	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀
Composition de la substance	82% C et 18% H	83% C et 17% H
Masse volumique moyenne :		
- à l'état liquide à 15 °C	0,51 kg/dm ³	0,58 kg/dm ³
- à l'état gazeux de 15° C et 1013mbar	1,87 kg/m ³	2,44 kg/m ³
Densité par rapport à l'air	1,56	2,07
Temperature d'ébullition à 1013 mbar	- 42°C	- 0,5 °C
Pression de vapeur relative		
A-5 °C	5,2 bar	0,8 bar
A +15 °C	7,5 bar	1,7 bar
Chaleur latente de vaporisation	356 Kj / 98,8 Wh /	362 Kj / 100,5 Wh /
à 15°C / kg	85 Kcal	86,5 kcal
Pouvoir comburivore	24,8 m ³ /m ³	29,5 m ³ /m ³

Chapitre I : Généralités sur le GPL et ses procédés de récupération

Limite d'inflammabilité dans l'air		
- inférieure	2,4%	1,8%
- supérieure	9,3%	8,8%
Composition théorique des produits d'une combustion neutre (eau condensée)		
- CO ₂	13,7%	14%
- N ₂	86,3%	86%
Température d'auto-inflammation	490°C	510°C
Vitesse de combustion	30 cm/sec	30 cm/sec
Température de décomposition	425- 460°C	400- 435°C

I.7. Spécification des Produits:

les spécifications sur les produits sont les suivantes :

I.7.1. Gaz Résiduel :

- Valeur calorifique supérieur: 9200/9800 kcal/Sm³.
- Humidité : 50 ppm max.
- CO₂ : 2mol%Max
- Pression : 71 barg max. aux conditions design au raccordement du pipeline.
- Température : 60°C

I.7.2.GPL :

- Teneur en (C2-) : 3 % Mol max.
- Teneur en (C5+) : 0.4 % Mol max.
- Teneur en Eau : 100 ppm max.
- Récupération de C3/C4 : > 75 % Mol en C3 et C4 de la charge d'alimentation.
- Pression : 45 barg max. au point de raccordement au niveau du pipeline.

I.7.3. Condensât :

- Tension de vapeur Reid (TVR) : 10 psi max hiver; 7 psi max été.
- Récupération de C5+ : > 95 % Mol de C5+ de la charge d'alimentation. [2]

I.8. Utilisation du GPL :

Les principaux domaines d'utilisation du GPL sont :

I.8.1. Application domestique :

I.8.1. 1- Comme combustible :

Cuisine, production d'eau chaude ou chauffage, livré par les distributeurs sous forme liquide, en bouteilles ou en vrac. Dans certains cas, les clients sont alimentés à partir de réseaux propane ou d'air propané ou butané comme en Corse. Il est utilisé par des particuliers ou des industriels comme gaz de combustion.

L'utilisation dans le secteur résidentiel tertiaire (cuisson) est concentrée principalement en Espagne, France, Italie et Turquie. Dans le monde, près de 500 millions de ménages et un sur deux dans l'Union Européenne l'utilisent.

I.8.1. 2- la climatisation:

Dans les climatiseurs ou les réfrigérateurs.

Soit le GPL absorbe la chaleur de l'environnement pour s'évaporer et crée un froid.

Soit un moteur fonctionnant au GPL peut entraîner un compresseur qui comprime le gaz (GPL) et la détente absorbe la chaleur.

I.8.1.3- Comme carburant :

La combustion du GPL est assez propre, elle ne produit pas de suies, peu de monoxyde de carbone, relativement peu d'hydrocarbures imbrûlés, et assez peu de dioxyde de carbone, par rapport aux autres carburants et combustibles dérivés du pétrole. Par ailleurs, les hydrocarbures imbrûlés issus de la combustion du GPL sont des chaînes carbonées courtes, donc moins toxiques que leurs homologues issus de l'essence, de gasoil ou de fuel.

C'est un carburant qui préserve les performances du véhicule et réduit même l'usure du moteur.

Le GPL représente près de 60% du parc essence en Hollande, plus de 30% en Italie, de 40 à 60% aux Etats-Unis et au Canada. [1]

I.8.1.4 - Le GPL dans le secteur agriculture :

L'utilisation des GPL dans ce secteur sera orientée vers l'aviculture et certaines cultures sans serres. Même si le niveau de consommation prévu est relativement faible (40.000t/an) pour le court terme, il est attendu, une évolution plus significative à moyen et long terme, particulièrement par l'introduction dans le domaine de l'élevage et dans l'introduction de certaines cultures telle que la banane, ananas.....etc.

I.8.1.5 Utilisation de GPL pour la production d'électricité :

Parmi les différents secteurs d'utilisation des GPL la génération d'électricité pourrait constituer un secteur de développement et promotion important. [2]

I.8.2 Application pétrochimique

Les 18% de la production mondiale des GPL sont destinés à l'industrie pétrochimique dans le but d'une utilisation dans le vapocraquage pour l'obtention de bases oléfiniques et aromatique. Il existe cependant d'autres usages pétrochimiques des GPL. [1]

I.8.2.1- Utilisation de l'éthane dans le domaine pétrochimique :

L'éthane n'est pas utilisé de façon extensive comme charge pétrochimique, à l'exception des USA, plusieurs projets éthylène au Moyen Orient, en Amérique latine et en Asie. Prés de 25% à 30% de l'éthylène produit mondialement est à partir de l'éthane. Les disponibilités d'éthane sont supposées croître à travers le monde pour lui préserver sa part de production d'éthylène. [1]

I.8.2.2- Utilisation de propane dans le domaine pétrochimique :

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

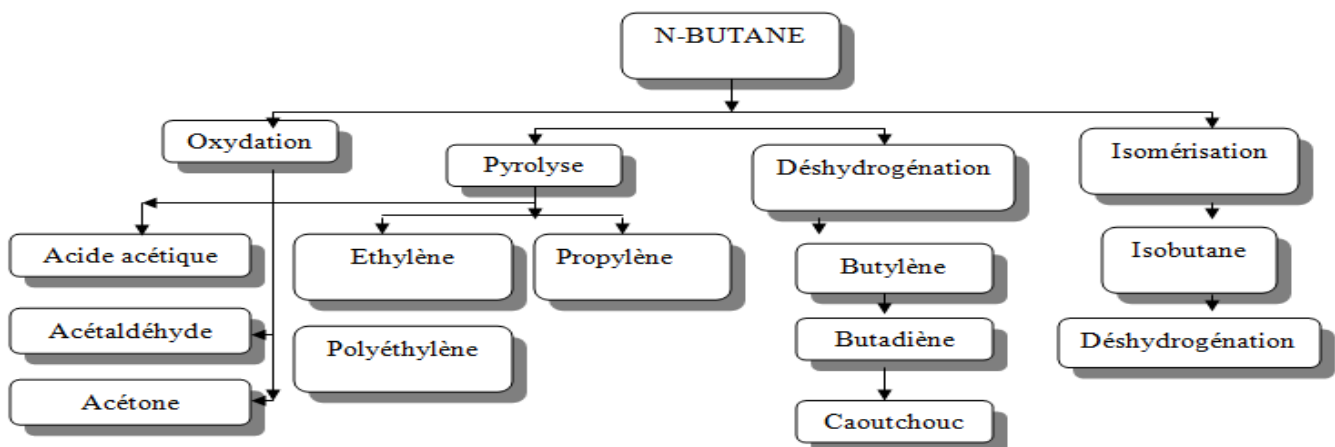
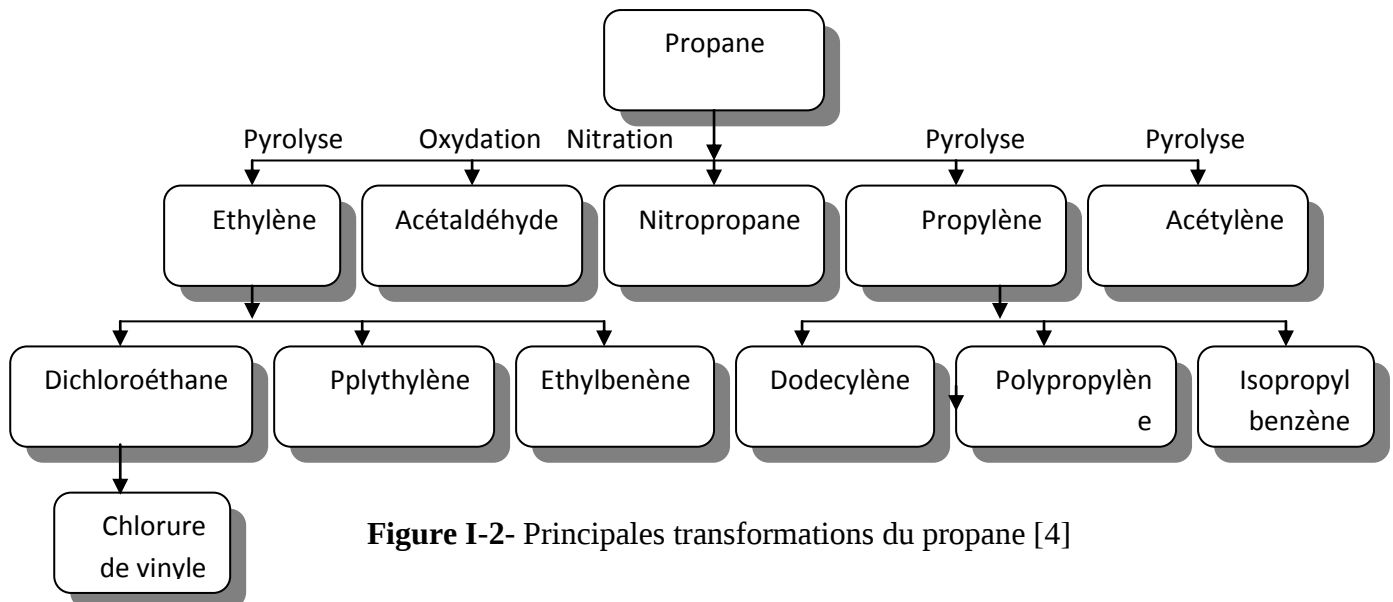
I.8.2.2- Utilisation de n-butane dans le domaine pétrochimique :

Chapitre I : Généralités sur le GPL et ses procédés de récupération

On utilise pour produire nombreuses oléfines comme, l'éthylène, le propylène et divers butylènes ou bien acétylène. Les n-butane s'oxydent en donnant l'acétaldéhyde, l'acide acétique et formaldéhyde ; l'acétoneetc.lors de la nitration du butane on obtient les nitrobutanes-1 et nitrobutanes-2. L'isomérisation du butane le transforme en isobutane. [4]

I.8.2.2- Utilisation de l'isobutane dans le domaine pétrochimique :

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



I.9. La production mondiale des GPL:

La production mondiale des GPL est passée de 120 millions de tonnes en 1985, à 164,7 millions de tonnes en 1994, à 177,8 millions de tonnes en 1997 et à 210 millions de tonnes en 2002. La compagnie Purvin & Gertz a estimé que les ressources atteindront approximativement 270 million tonnes en 2012 (figure II.1)

La production a augmenté dans presque chaque région du monde en 2008 et l'offre mondiale était d'environ 239 millions de tonnes (7,7 millions de barils/jour), de près de 4% avant l'année 2007, "Purvin & Gertz" estime qu'approximativement 45% des ressources du GPL du monde viendront d'est du canal de suez en 2012.

Depuis 2000, la production globale des GPL a augmenté de plus de 41 millions de tonnes sur une base de la production absolue, la plus grande augmentation de la provision est venue du Moyen-Orient qui a augmenté à autour de 47 millions de tonnes en 2008. [3]

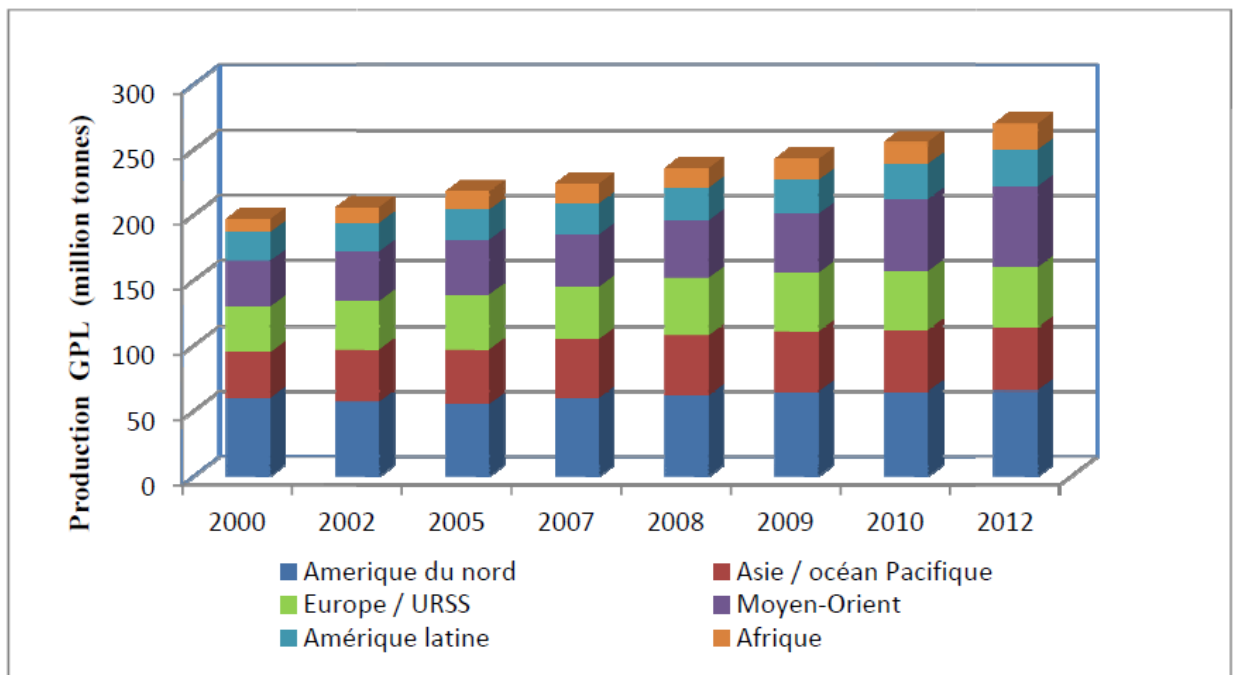


Figure I.4: Évolution de la production mondiale des GPL par région (2000-2012). [3]

I.10. Les procédés de récupération du GPL

A partir des années 1970, plusieurs compagnies spécialisé dans l'engineering des procédés de récupération des liquides de gaz naturel utilisant le turbo-expander qui devenue plus en plus intéressant ont développé plusieurs modèles afin d'avoir une meilleure valorisation de ce gaz naturel.

Parmi ces procédés on trouve :

I.10.1. Le procédé simple:

Ce procédé est considéré comme le plus simple parmi ceux utilisant le turbo-expander et le moins efficace. Il est représenté sur la figure (I.5) suivante :

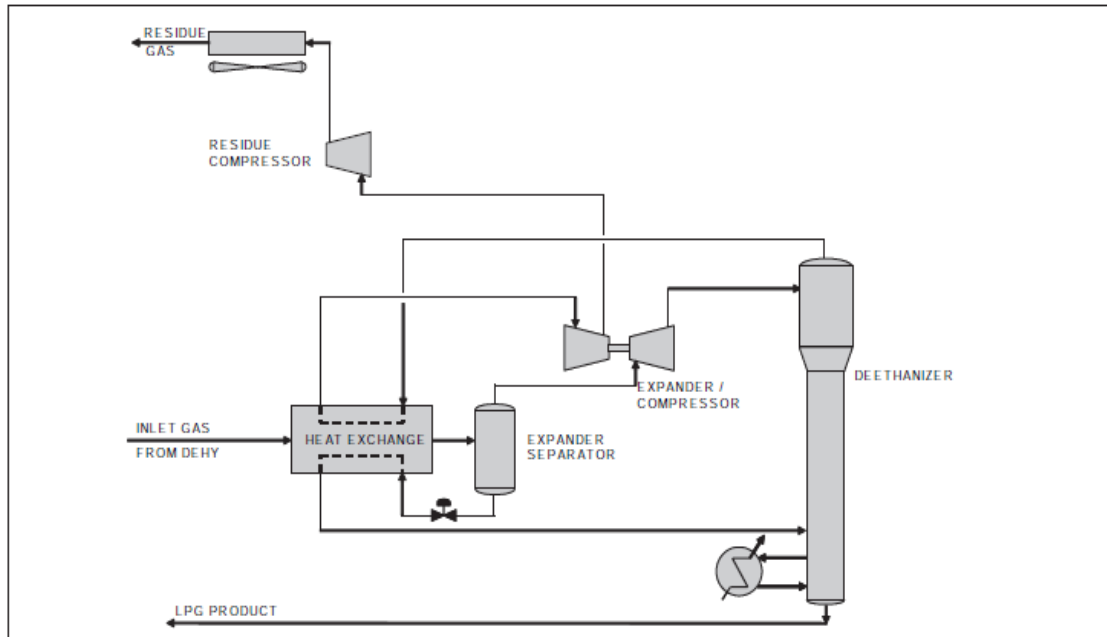


Figure I.5 : le procédé simple [3]

Après la déshydratation du gaz d'entrée, une partie de ce gaz entre dans un échangeur de chaleur (gaz d'alimentation/gaz résiduel froid) où il est refroidi par l'échange croisé avec le gaz résiduel froid provenant de tête du dééthénéseur alors que la partie restante est refroidie dans un échangeur de chaleur (gaz d'alimentation/liquide de séparateur de charge).

Le gaz entre ensuite dans le séparateur de charge de l'expander qui sépare les liquides condensés du gaz d'alimentation pendant le refroidissement.

Les liquides éliminés dans le séparateur de charge de l'expander après être passé à travers une vanne de détente sont envoyés avec régulation du niveau vers l'échangeur de chaleur (gaz d'alimentation/liquides de séparateur de charge).

Les vapeurs quittent le séparateur de charge s'écoulent vers l'expander où elles subissent une détente qui provoque un refroidissement du flux. Ce flux de reflux de l'expander s'écoule ensuite vers la colonne de dééthénéseur en tant que charge de tête. Ces liquides de reflux condensent le propane et les hydrocarbures plus lourds des vapeurs montant dans la colonne.

I.10.3. Les procédés améliorés de récupération de propane

Le procédé simple utilisant le turbo-expander et le GSP (Gas Subcooled Process) décrits ci-dessus ne sont pas aussi efficaces pour la haute récupération des liquides notamment le propane car ils sont le synonyme de l'argent. Pour cela, les compagnies spécialisées dans ce domaine ont développé des procédés spécifiquement pour ce but à savoir :

I.10.3.1. Le procédé OHR (overhead recycle)

Ce procédé utilise une colonne d'absorption et un dééthaniseur distinct comme la figure (I.7) le montre.

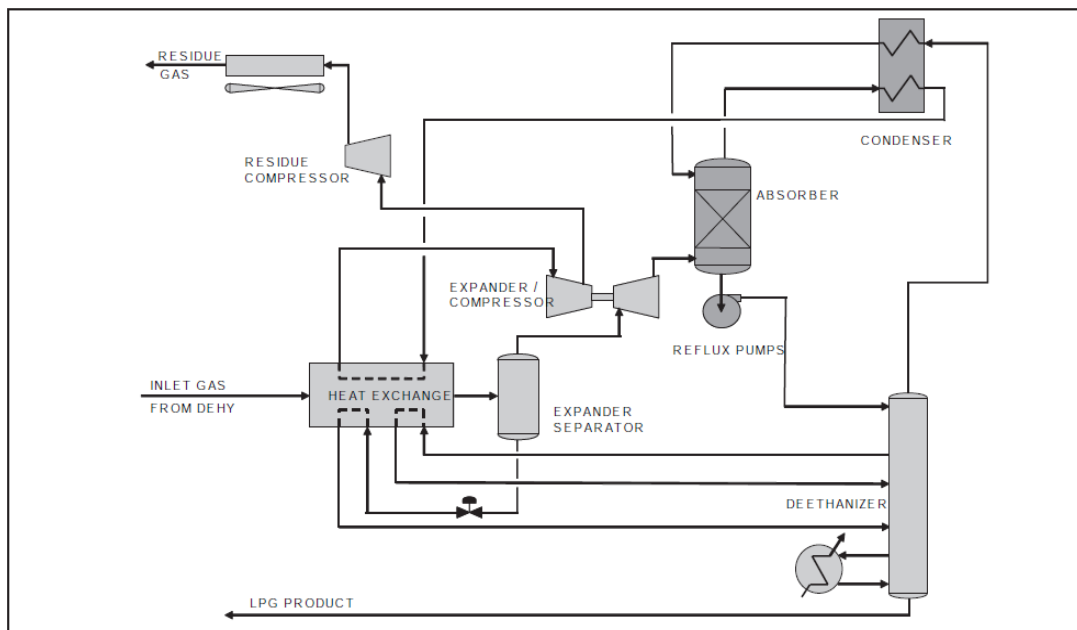


Figure I.7 : le procédé OHR [6]

Dans l'expander, la détente de gaz provoque le refroidissement du flux et le produit extrait est utilisé également pour le fonctionnement du turbo-expander. Le flux de refoulement de l'expander s'écoule ensuite vers la colonne de l'absorbeur en tant que charge près du fond.

Les liquides du fond de l'absorbeur sont envoyés vers la tête du dééthaniseur comme reflux; Ces liquides de reflux condensent le propane et les hydrocarbures plus lourds des vapeurs quittant la tête du dééthaniseur.

Le flux des vapeurs de tête sortant du dééthaniseur est refroidi et partiellement condensé dans le condenseur de tête du dééthaniseur par l'échange croisé avec le gaz froid de tête de l'absorbeur puis envoyé vers l'absorbeur comme reflux. Les liquides de reflux condensent le propane et les hydrocarbures plus lourds montant dans la colonne de

Chapitre I : Généralités sur le GPL et ses procédés de récupération

l'absorbeur, augmentant ainsi la concentration d'éthane dans le gaz de tête. La température du gaz de tête est également réduite sous l'effet du phénomène d'absorption.

Le flux de fond riche en GPL est envoyé avec la commande de niveau vers l'unité de stabilisation et débutanisation de condensat. [6]

Les conséquences des améliorations et l'intégration des dispositifs d'échange thermique efficace des différents procédés cités auparavant (le procédé simple, GSP, OHR) sont montrées dans le tableau qui suit:

Tableau I.3 : Les performances des différents procédés

Le procédé	unité	simple	GSP	OHR
Taux de récupération de C₃ calculé	%	77.1%	86.4%	94.8%
Les liquides totaux récupérés	m ³	2146	2191	2266
L'énergie de l'expander	KW	2386	3145	3667
Température de tête de la colonne	°C	-64	-69	-75
Température de fond de la colonne	°C	116	109	107
L'énergie de rebouilleur	MW	4.5	5.1	5.6
Débit de gaz résiduel	MMSM ³ /jour	6.71	6.68	6.68

Constats :

Le rapport C₂/C₃ est fixé à 2% en mole pour les 3 procédés.

Débit de gaz d'entrée est 7.1 MMSM³/jour, propane 2,8%.

L'énergie de recompression est fixée à 8799 KW. [6]

I.10.3.2. Le procédé IOR (Improved Overhead Recycle)

Le processus de base OHR (overhead recycle) a été modifié par Ortloff pour un meilleur usage du froid disponible. Cette version modifiée a montré de bons résultats prouvés par rapport l'OHR.

Dans ce procédé, le reflux de tête de dééthaniseur est assuré par un soutirage de l'absorbeur près de tête comme le montre la figure (I.8).

Chapitre I : Généralités sur le GPL et ses procédés de récupération

L'ajout de ce reflux au dééthaniseur permet de minimiser la quantité de propane à la tête. Les liquides de fond de l'absorbeur est envoyé pour refroidir le gaz d'entré avant d'être envoyé au dééthaniseur.

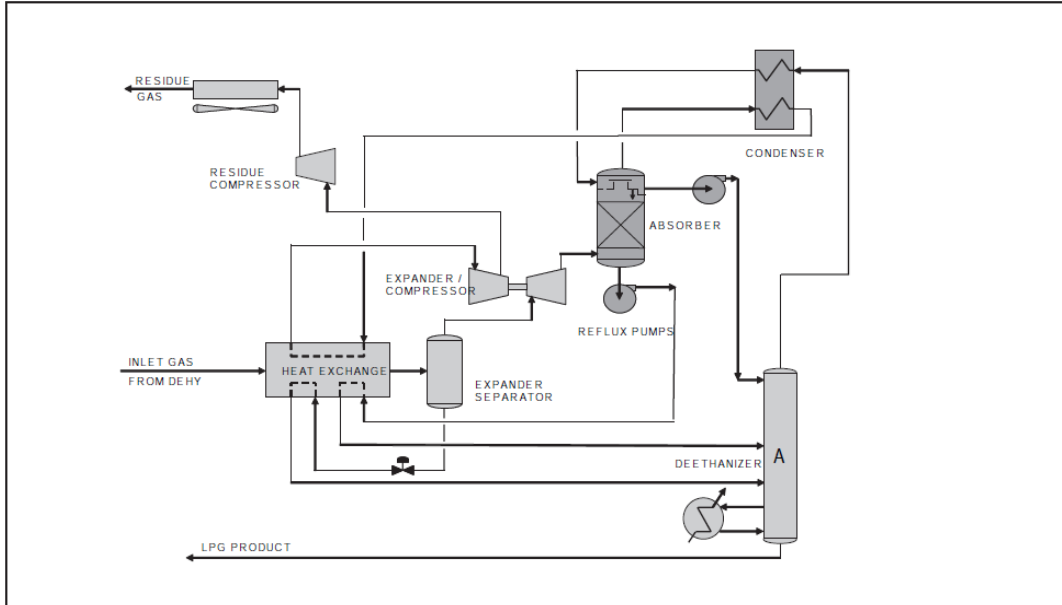


Figure I.8 : le procédé IOR [5]

Ce procédé est conçu pour récupérer jusqu'à 99% de propane, tout en rejetant 98% de l'éthane.

De plus, cette intégration améliorée de l'échange thermique et l'utilisation de reflux résultent de minimiser l'énergie de recompression de gaz résiduel de 5 à 15% par rapport le procédé de base OHR. [5]

I.10.3.3. Le procédé SCORE (Single Column Overhead Recycle)

Ortloff a développé plus tard une version simplifiée du processus IOR en combinant l'absorbeur et le dééthaniseur dans une seule colonne et on assure le reflux grâce à un condenseur de tête qui condense les vapeurs sortant de tête de la colonne et les envoyer comme reflux en deux niveaux comme représenté sur la figure (I.9).

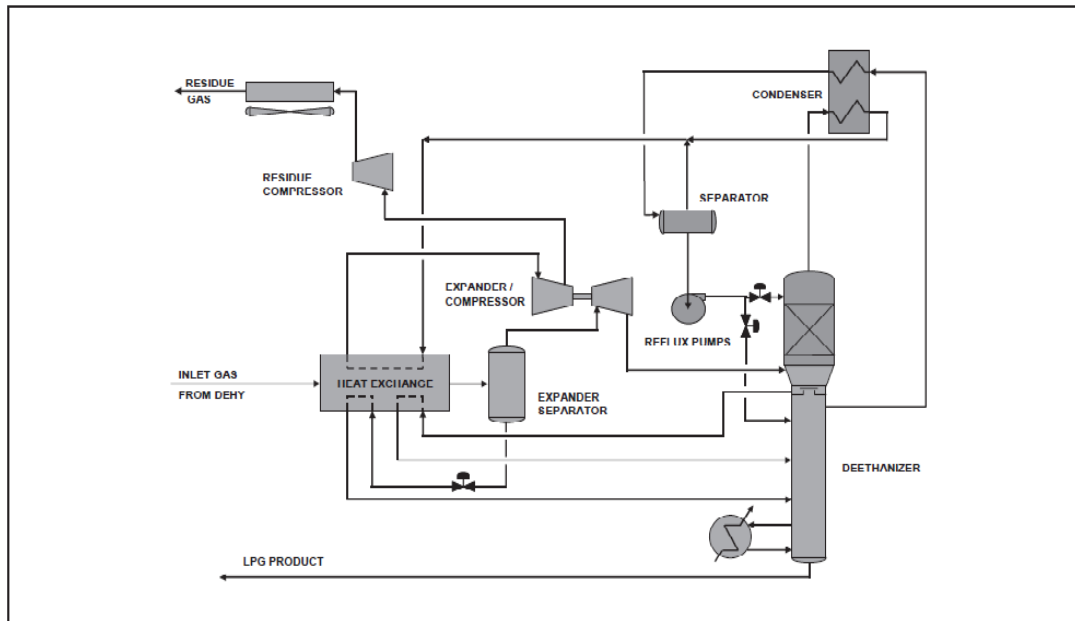


Figure I.9 : le procédé SCORE[8]

Les performances des procédés précédents (GSP, OHR, IOR, SCORE) sont montrées en termes de taux de récupération de propane sur la figure (I.10) en prenant le GSP comme référence. [8]

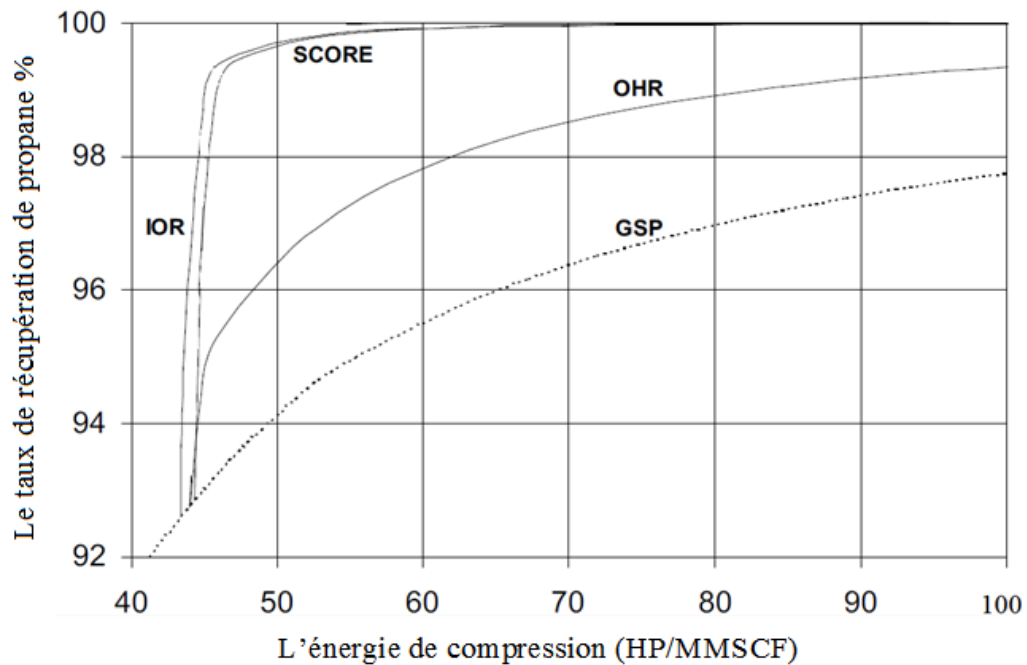
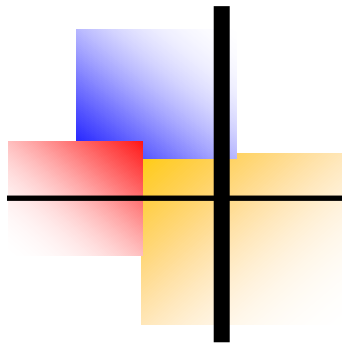


Figure I.10 : le taux de récupération de propane en fonction de l'énergie de compression. [8]

I.11. Conclusion :

Les GPL s'est imposé essentiellement grâce à ses caractéristiques propres, sa souplesse d'utilisation en tant que combustible dans de nombreuses applications, le coût raisonnable que présente son stockage et son transport, sa sécurité d'approvisionnement, son prix compétitif, et d'autres avantages d'un point de vue écologique.



CHAPITRE II

Distillation et Rectification

Chapitre II : Distillation et Rectification

II-1- Introduction :

Les procédés de traitement, basés sur le transfert de matière sont très importants pour la séparation du pétrole et du gaz. Ainsi par la rectification on obtient à partir du pétrole brut une gamme très variable de produits légers et du mazout. Par ce procédé également on fractionne les produits issus de diverses opérations en obtenant à partir des mélanges du gaz liquéfiés du butane, propane,...etc.

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.

A la suite de telle mise en contact, la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus volatil et la phase liquide en constituant le plus lourd.

Une telle opération est réalisée à contre-courant, soit par étage dans une colonne à plateaux, soit en continu dans une colonne à garnissage. [9]

II-2-Types de distillations:

II-2-1- Distillation ASTM (American Society for Testing Materials) :

C'est la distillation la plus utilisée dans l'industrie, en distillant le produit à analyser dans un appareillage simple, les conditions (vitesse de chauffage, vitesse d'évaporation, etc...) sont normalisées.

Ces distillations ASTM sont utilisées pour fournir les spécifications distillatoires des produits pétroliers. Cela présente l'avantage d'être assez rapide alors que la distillation TBP (plus précise et plus représentative de la composition des produits) est très longue (24 heures) [10].

II-2-2- Distillation Parfaite TBP (True Boiling Point) :

C'est la distillation ASTM avec la rectification, elle s'effectue dans une colonne à garnissage qui équivaut à environ " 10 plateaux théoriques" et fonctionne avec un taux de

Chapitre II : Distillation et Rectification

reflux bien déterminé .Au sommet de la colonne, passe tout d'abord la totalité du constituant le plus volatil et ensuite les constituants Plus lourds par ordre de volatilité.

Cette distillation est dite parfaite à cause du phénomène de reflux qui revient dans la colonne, ce dernier assure la condensation des hydrocarbures lourds entraînés par les légers, et dans ces conditions il y'a correction de la composition.

La TBP sert à analyser des nouveaux gisements et évaluer la composition des produits extraits du pétrole brut et de fixer le rendement de certaines fractions. Ces renseignements seront directement exploités par le raffineur et ainsi ils permettent le dimensionnement des unités de raffinage. [10]

II-2-3- Distillation Progressive Simple :

Dans ce type de distillation, on opère dans un ballon, placé dans un bain chauffant de telle sorte que la température soit toujours la même en phase liquide et en phase vapeur.

A chaque instant, nous avons un équilibre entre le liquide qui bout dans le ballon et la vapeur émise. On note les températures (température de vapeur, température du liquide) en fonction de la quantité recueillie dans l'éprouvette de recette.

La courbe de distillation obtenue est composée entre la température de bulle du mélange et la température d'ébullition du constituant le moins volatil.

Evidemment, ce procédé ne représente aucun intérêt théorique puisqu'il ne permet pas d'isoler les deux constituants (A, B) dans le cas d'un mélange binaire. [9]

II-2-4- Distillation par la méthode de flash :

Cette distillation est caractéristique de celle à l'échelle industrielle. La charge chauffée à une température donnée dans un four sous une pression entre dans la colonne, dans la zone d'expansion où elle subit une détente et se divise en deux phases liquide et vapeur.

Cette distillation nous permet de tracer une courbe montrant la variation de la température en fonction du rendement des fractions.

Chapitre II : Distillation et Rectification

Cette courbe portant le nom de courbe de flash détermine le régime thermique de la tour de distillation.

Mais, étant donné que cette distillation prend une longue durée pour la faire, alors le tracé de la courbe se fait à partir de la TBP, en utilisant les méthodes de :

- S. N. OBRYATCHICOV , E. V. SMIDOVITCH
- W. L .NELSON R. J. KHARVI
- W. C. EDMISTER , K. K. OKAMOTO

Remarque : les méthodes de construction de CF sont basées sur la dépendance entre la TBP et CF, les angles d'inclinaison et on admet que la CF est une ligne droite.

II-2-5 La distillation atmosphérique:

C'est la première opération subie par le pétrole dans la raffinerie. L'unité de distillation est l'unité maîtresse de la raffinerie, car elle fournit toutes les fractions pétrolières qui deviendront des matières premières pour des procédés de conversion et de prétraitement. La séparation est généralement réalisée dans une colonne unique, fonctionnant sous une pression à peine supérieure à 1 atm, et possédant des soutirages latéraux. [10]

II-2-6-La distillation sous vide :

C'est réservé au fonctionnement de produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient au seuil du craquage. Elle est utilisée surtout pour les produits nobles pour lesquels il faut éviter toute trace d'altération par décomposition thermique.[11]

II-3- Lois fondamentales de transfert de matière :

II-3-1- Lois de DALTON :

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

$$p_i^V = P_T Y'_i \quad (\text{II-1}) [12].$$

II-3-2- Lois de RAOULT et d'HENRY :

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

D'après la loi de RAOULT la pression partielle (p_i^L) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur (P_i) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide[12] :

$$p_i^L = P_i \cdot X'_i \quad (\text{II-2})$$

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

$$p_i^L = E_i \cdot X'_i$$

Avec:

Les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur sont

égales :

$$p_i^L = p_i^V$$

Donc :

$$Y'_i = (P_i / P_T) \cdot X'_i \quad (\text{II-3})$$

C'est l'équation d'équilibre

Avec :

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

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

$$Y'_A = Y'_B = (K_A / K_B) \cdot (X'_A / X'_B)$$

$$\alpha = (K_A / K_B)$$

Avec :

α_i : Coefficient de volatilité relative qui caractérise la capacité de A de passer en phase vapeur par rapport à B [11].

II-4- Description d'une colonne de rectification :

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

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

Le mélange à distiller est introduit dans la colonne à un niveau déterminé de façon à obtenir au mieux la séparation désirée.

Le liquide arrivant en fond de la colonne est partiellement vaporisé dans le four qui crée la phase vapeur nécessaire à la distillation. Le liquide non vaporisé est extrait au fond de la colonne et constitue le résidu (au produit de fond).

La vapeur arrivant en tête de colonne est condensée dans un condenseur, une partie de condensat est envoyée en tête de colonne et constitue la phase liquide dans la partie supérieure de colonne, et c'est le reflux.

Le reste est soutiré en tant que distillat (ou produit de tête). Ce distillat peut être entièrement liquide ou partiellement si la colonne est équipée d'un condenseur partiel. Si l'on doit distiller plusieurs mélanges comportant les mêmes constituants dans des proportions différentes, on alimente la colonne à différents niveaux.

Chapitre II : Distillation et Rectification

Dans une colonne comportant un seul point d'alimentation, on appelle tronçon de concentration (ou de rectification) la partie de la colonne située au-dessus de l'alimentation et tronçon d'épuisement la partie de la colonne située au-dessous.

La colonne reçoit généralement une dénomination particulière en fonction du type d'opération qui y est réalisée.

Lors de calcul de rectification des mélanges complexes, on fixe habituellement la concentration désirée d'un constituant dans le distillat et du deuxième constituant dans le résidu (constituants clés).

Souvent les constituants clés, sont choisies : l'un des constituants les plus volatils dans le résidu (constituant clé volatil) et l'un des constituants les moins volatils dans le distillat (constituant clé lourd). Les constituants clés dans ce cas, sont déterminées comme les constituants limites entre lesquels s'effectue une opération spécifiée.[12]

II-5- Classification des colonnes :

A. Colonne à plateau:

Sont des colonnes qui contiennent des plateaux à l'intérieur d'après lesquels on assure le contact intime des phases vapeur et liquide. Ce contact est discontinu.

Ce type est utilisé pour l'obtention des grandes capacités de production et les plateaux à cloches qui se rencontrent le plus souvent dans l'industrie et parmi les plateaux utilisés dans l'industrie, on peut citer :

- à calottes.
- plateau à jets directionnels (jet tray).
- les plateaux à cloches.
- les plateaux à grilles .

Vue 3d des écoulements dans une colonne

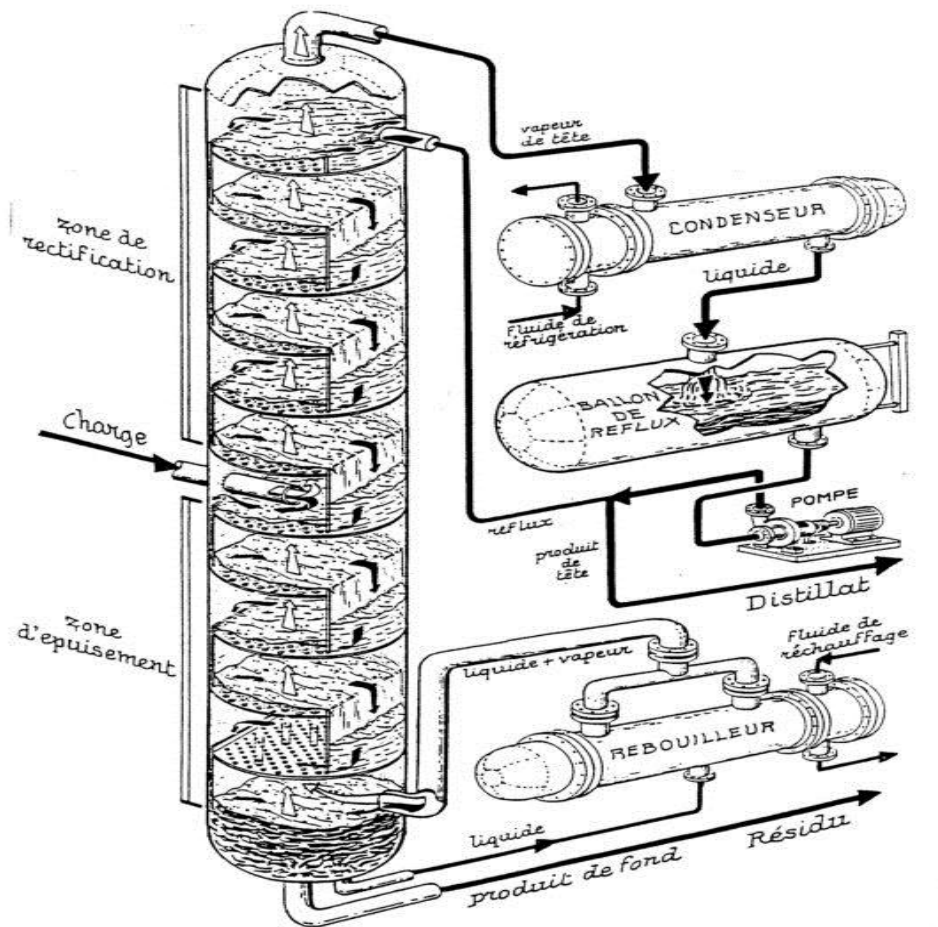


Figure (III-1) : Colonne de distillation. [12]

B.Colonnes à garnissage :

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent un contre-courant 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'être particulièrement bon marché. Le garnissage efficace doit

être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution du liquide et du gaz et faibles pertes de charges. [14]

Le garnissage sont utilisés dans l'industrie sont de « RASHING » qui sont des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

- **Avantage :**

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

- **Inconvénients :**

- Faible flexibilité.

Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre. [13]

II-6-Bilan matière et thermique de la colonne :

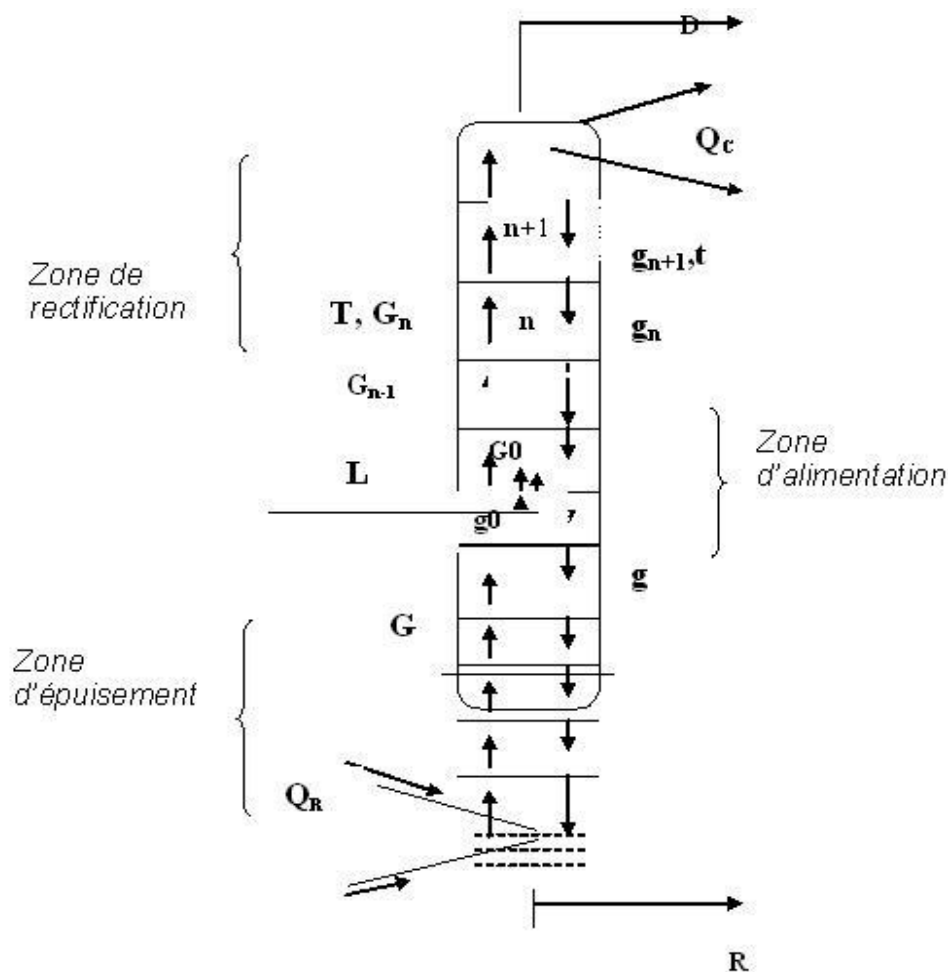


Figure (II-1) : Dessin schématique de la colonne à plateau avec les notations. [10]

II-6-1-la colonne entière :

A. Bilan matière global :

$$L' = D' + R' \quad (II-4)$$

B. Bilan matière partiel :

$$L' X_{Li} = D' Y'_{Di} + R' X'_{Ri} \quad (\text{II-5})$$

C. Bilan thermique:

$$L' h_L + Q_R = D' H_D + R' h_R + Q_C \quad (\text{II-6})$$

$$L' h_L = D'(Q_C / D' + H_D) + R'(h_R - Q_R / R') \quad (\text{II-7})$$

$$L' h_L = D' H'_D + R' h'_R. \quad (\text{II-8})$$

II-6-2-Zone de la rectification:

A. Bilan matière global :

Le bilan matière pour la zone de rectification pour le constituant le plus volatil « n » s'écrit :

$$G'_n = g'_{n-1} + D' \quad (\text{II-9})$$

B. Bilan matière partiel :

$$G'_n Y'_{n,i} = g'_{n-1} X'_{n-1,i} + D' Y'_{D,i} \quad (\text{II-10})$$

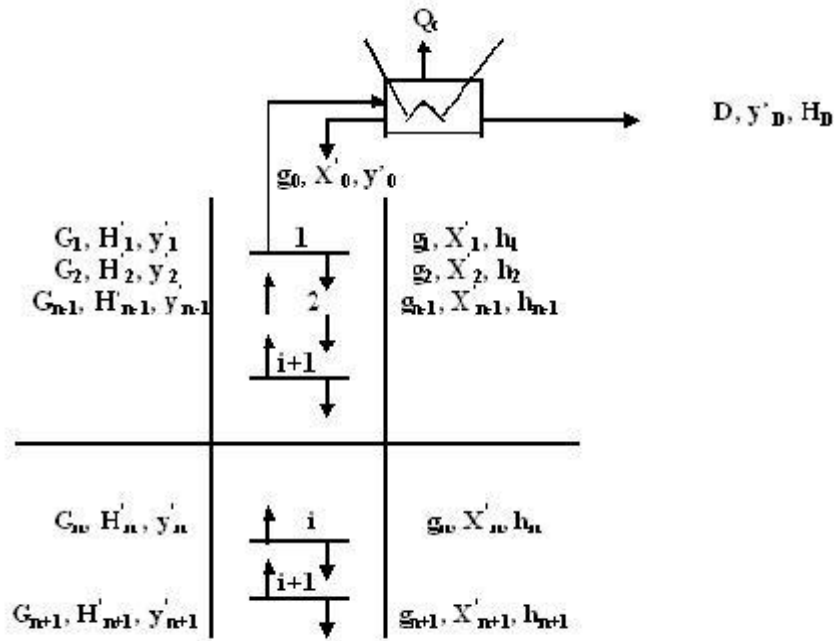


Figure (II-2) : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone de rectification.[10]

C. Le taux de reflux r_f :

Le reflux froid a pour but de réguler la température en tête de colonne, de corriger la composition et de ne permettre qu'aux éléments légers de quitter l'appareillage, le reflux froid prend la chaleur des vapeurs et provoque une condensation des constituants lourds.

Il est égal au rapport de la quantité de reflux renvoyé dans la colonne sur la quantité du distillat D' [10].

$$r_f = g'_x / D' \quad (II-11)$$

En admettant que les débits liquides et vapeurs sont constants le long de la colonne c-à - d que : $g'_{n-1} = g'_n = g'_x = g'$

$$\text{et } G'_{n-1} = g'_n = G' = D' + g'$$

$$\text{équation (II-10)} \quad \Rightarrow \quad Y'_n = (g' / G') X'_{n-1} + (D' / G') Y'_D$$

$$Y'_n = (g' / D' + g') X'_{n-1} + (D' / D' + g') Y'_D$$

$$Y'_n = (r_f / 1 + r_f) X'_{n-1} + (1 / 1 + r_f) Y'_D \quad (II-12)$$

D. Bilan thermique:

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' H'_D + Q_C \quad (II-13)$$

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' [H'_D + (Q_C / D')]$$

$$G'_n H_n = g'_{n-1} h_{n-1} + D' H^*_D \quad (II-14)$$

II-6-3-La zone d'épuisement :

A. Bilan matière globale :

Admettant que :

Le bilan matière pour la zone d'épuisement et pour le constituant « n » le plus volatil s'écrit :

$$G'_{n+1} = G'_n + R' \quad (II-15)$$

B. Bilan matière partiel:

$$G'_{n+1} X'_{n+1,i} = G'_n Y'_{n,i} + R' X'_{R,i} \quad (II-16)$$

C. Bilan thermique:

$$g'_{n+1} h_{n+1} + Q_R = G'_n H_n + R' h_R \quad (II-17)$$

$$g'_{n+1} h_{n+1} + Q_R = G'_n H_n + R' [h_R - (Q_R / R')] \quad (\text{II-18})$$

$$g'_{n+1} h_{n+1} + Q_R = G'_n H_n + R' H_R^* \quad (\text{II-19})$$

D. Le taux de rebouillage « r_b » (reflux chaud) :

Le reflux chaud a pour but d'apporter la chaleur, de maintenir la température au fond de la colonne et d'assurer la vaporisation des légers entraînés par le produits de fond. Il est

égal au rapport de la quantité de reflux chaud provenant du rebouilleur à la quantité de résidu

$$r'_b = G'_R / R' \quad (\text{II-20})$$

Si on considère que la quantité du liquide et de la vapeur est constante le long de la colonne c- à -d :

$$G'_n = G' \quad g'_n = g' = G' + R'$$

$$\text{Alors : } X'_{n+1} = (G'_n / G'_n + R') Y'_R + (R' / G'_n + R') X'_R$$

$$X'_{n+1} = (r'_b / r'_b + 1) Y'_n + (1 / 1 + r'_b) X'_R, \quad (\text{II-21})$$

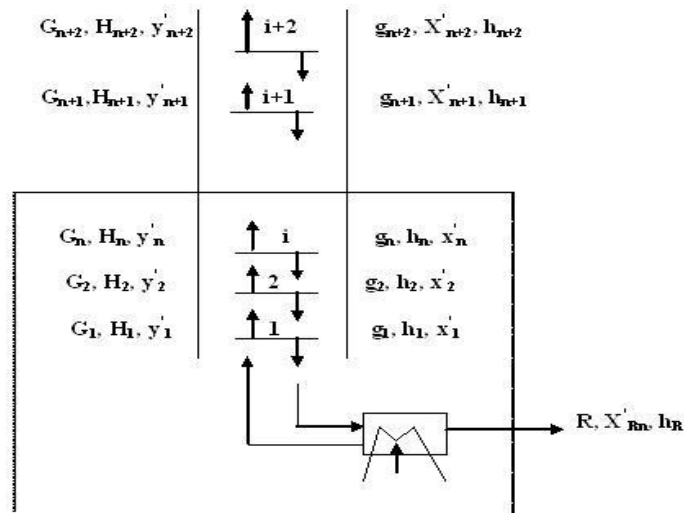


Figure (II-3) : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'épuisement. [10]

II-6-4-La zone de flash :

A. Bilan matière globale :

Le bilan matière de la zone d'alimentation est donné comme suit :

$$L' = G'_0 + g'_0 \quad (\text{II-22})$$

B. Bilan matière partiel :

$$L' X'_{L,i} = G'_0 Y'_{0,i} + g'_0 X'_{0,i} \quad (\text{II-23})$$

C. Bilan thermique:

$$L' h_{L,i} = G'_0 H_0 + g'_0 h_0 \quad (\text{II-24})$$

D. Taux de condensation :

$$r'_0 = g'_0 / L' \quad (\text{II-25})$$

E. taux de vaporisation

Soit le taux de vaporisation de la charge:

$$\epsilon'_0 = G'_0 / L' \quad (\text{II-26})$$

De l'équation (II-24) on peut déduire que :

$$h_{L,i} = (G'_0 / L') H_0 + g'_0 h_0 \quad (\text{II-27})$$

$$\Rightarrow h_{L,i} = \epsilon'_0 H_0 + (1 - \epsilon'_0) h_0$$

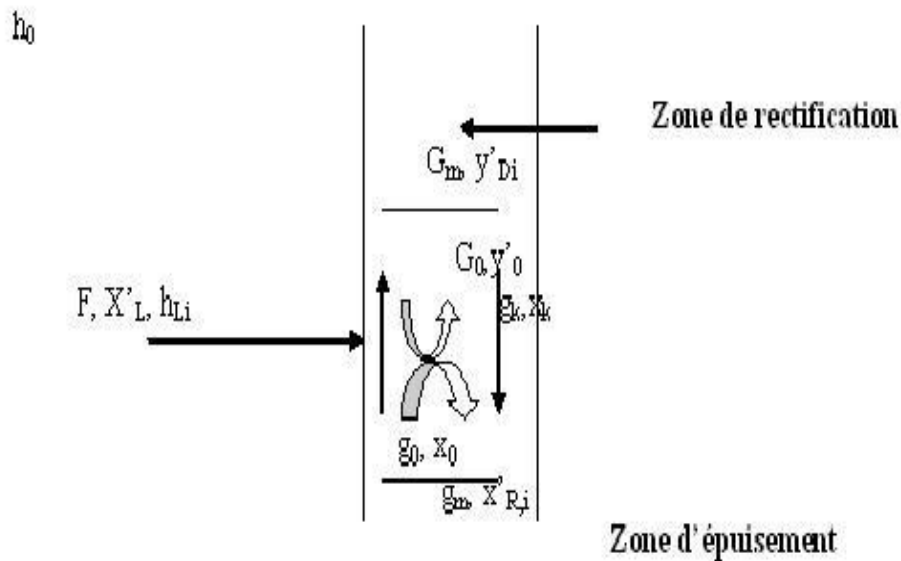


Figure (II-4) : Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation. [8]

II-6-5-Le condenseur :

Bilan matière :

$$(D' + g'_x) = D' + g'_x \quad (\text{II-28})$$

Bilan thermique :

$$(D' + g'_x) H_D = D' h_D + g'_x h_D + Q_C \quad (\text{II-29})$$

II-6-6-Le Rebouilleur :

Dans le cas où la température du fond de la colonne est relativement élevée, l'apport de chaleur s'effectue à l'aide d'un four tubulaire. Une partie du résidu est pompée à travers le four où elle reçoit la chaleur nécessaire et se vaporise partiellement. Ce mélange liquide-vapeur est envoyé dans la colonne et se mélange avec le liquide g_1 . La quantité de chaleur apportée au fond de la colonne est admise au-dessous du dernier plateau. : [14]

Bilan matière :

$$g'_1 = G'_R + R' \quad (\text{II-30})$$

Bilan thermique :

$$g'_1 h_1 + Q_R = G'_R h_R + R' H_R$$

$$(G'_R + R') h_1 + Q_R = G'_R h_R + R' H_R \quad (\text{II-31})$$

$$Q_R = G'_R (H_R - h_1) + R' (h_R - h_1) \quad (\text{II-32})$$

II-7- Calcul de la pression :



Au sommet de la colonne :

La pression au sommet de la colonne est calculée comme suit :

$$P_S = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{II-33})$$

P_S : pression au sommet de la colonne.

P_b : pression dans le ballon de reflux.

ΔP_1 : pertes de charges dues aux résistances des conduites et du condenseur.

$$\Delta P_1 = (0.2 \text{ à } 0.4) \text{ atm}$$

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase liquide (II-31), la pression dans

le ballon de reflux est calculée par approximations successives d'après l'équation

suivante :

$$\sum K_i X'_{D,i} = 1 \quad (\text{II-34})$$



Au fond de la colonne :

La pression au fond de la colonne est calculée comme suit :

$$P_f = P_S + \Delta P_2 \quad (\text{II-35}) \quad P_f : \text{la pression au fond de la colonne.}$$

ΔP_2 : pertes de charges dues aux résistances des plateaux dans la colonne.

$$\Delta P_2 = (0.3 \text{ à } 0.5) \text{ atm}$$



Dans la zone d'alimentation :

La pression dans la zone d'alimentation est calculée comme suit :

$$P_L = (P_S + P_f) / 2 \quad (\text{II-36})$$

P_L : pression de la zone d'alimentation.

II-8-Calcul de la temperature :



Au sommet de la colonne :

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase vapeur (II-32), la température

en tête de colonne est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum Y'_{D,i} / K_i = 1 \quad (\text{II-37})$$

K_i : constante d'équilibre du constituant « i » dans les conditions de service (température et pression).



au fond de la colonne :

En se basant sur l'équation de l'isotherme de la phase liquide (II-31), la température au fond de la colonne est calculée par approximations successives d'après l'équation suivante :

$$\sum X'_{R,i} K_i = 1 \quad (\text{II-38})$$



Température d'alimentation :

Dans notre cas la température de l'alimentation se fait par approximations successives

d'après l'équation suivante :

$$\sum X'_{0,i} = \sum (Y'_{0,i} / K_i) = \sum (X'_{L,i} / [1 + \epsilon (K_i - 1)]) \quad (\text{II-39})$$

✓

Si l'alimentation est purement gazeuse, on utilise l'équation de l'isotherme de la phase vapeur.

✓

Si l'alimentation est purement liquide, on utilise l'équation de l'isotherme de la phase liquide[11]..

II-9-Calcul de la volatilité relative :

La volatilité relative α_i est le rapport du coefficient d'équilibre de constituant « i » sur celui de constituant de référence « r » (le moins volatil du mélange) [11].

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad (\text{II-40})$$

A. Dans la zone de rectification :

$$\alpha_{i,m} = 0.5 (\alpha_{D,i} + \alpha_{L,i}) \quad (\text{II-41})$$

B. Dans la zone d'épuisement :

$$\alpha_{i,m} = 0.5 (\alpha_{R,i} + \alpha_{L,i}) \quad (\text{II-42})$$

II-10- Calcul de taux de vaporisation de la charge:

Le taux de vaporisation molaire de la charge est calculé d'après l'équation (II-25).

- Le taux de condensation molaire de la charge est calculé d'après l'équation suivante :

$$r'_0 = g'_0 / L' \quad (\text{II-43})$$

- Le taux de vaporisation est déterminé par approximations successives d'après l'équation de **TREGOUBOV** :

$$\sum X'_{0,i} = \sum (X'_{L,i} / [1 + \epsilon (K_i - 1)]) \quad (\text{II-44})$$

II-11- Calcul de reflux minimal:

Le reflux minimal est calculé d'après la formule d'**UNDERWOOD** :

$$(r\phi)_{\min} + 1 = \sum (\alpha_{L,i} Y'_{D,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \quad (\text{II-45})$$

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

Φ est calculé par approximations successives d'après l'équation suivante:

$$\epsilon_0 = \sum (\alpha_{L,i} X'_{L,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) \quad (\text{II-47})$$

$$\alpha_L < \Phi < \alpha_V$$

Φ : flux de chaleur (W) [10].

A - Calcul de reflux optimal:

D'après la formule de **GILLILAND** on a le rapport :

$$[(r_f)_{\text{opt}} - (r_f)_{\min}] / [(r_f)_{\text{opt}} + 1] = (0.1 - 0.3) \quad (\text{II-48})$$

Pour le rapport moyen de 0.23, on aura:

$$(r_f)_{\text{opt}} = 1.3 (r_f)_{\min} + 0.3 \quad (\text{II-49})$$

B -Taux de rebouillage minimal :

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

$$\sum^n (\alpha_{L,i} X_{R,i}) / (\alpha_{L,i} - \Phi) = - (rb)_{\min} \quad (\text{III-50})$$

C -Taux de rebouillage minimal opératoire :

Le taux de rebouillage opératoire est calculé par l'équation :

$$(rb)_{\text{opt}} = (r_f)_{\text{opt}} \cdot D/R + (1 - \epsilon_o) - L/R - 1. \quad (\text{III-51})$$

II-12-Calcul du nombre de plateaux par la methode de Gilliland:

Gilliland propose une corrélation empirique unique, entre les taux de reflux et le nombre d'étages théoriques pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers.

Chapitre II : Distillation et Rectification

Si $N_{\min}$ est le nombre minimal d'étages théoriques à reflux total, $(r_f)_{\min}$ est le taux de reflux minimal, le taux de reflux pour un nombre i infini d'étages.

N : un nombre d'étages finis associés à un taux de reflux fini [10].

Le nombre minimale de plateaux est déterminé comme suit :

- Dans la zone de rectification :

$$N_{\min R} = \log [(Y'_{D,V} X'_{L,L}) / (Y'_{L,L} X'_{R,V})] \log \alpha_{V,L} \quad (\text{II-52})$$

- Dans la zone d'épuisement :

$$N_{\min E} = \log [(X'_{L,V} X'_{R,L}) / (X'_{L,L} X'_{R,V})] \log \alpha_{V,L} \quad (\text{II-53})$$

Avec :

$$\alpha_{V,L} = (\alpha_{(V,L)} T_s - \alpha_{(V,L)} T_a) \quad (\text{II-54})$$

Le nombre de plateaux théoriques est déterminé comme suit :

D'après le diagramme de Gilliland, on a :

$$F(N) = N_{\text{th}} - N_{\min} / N_{\text{th}} + 1 \quad (\text{II-55})$$

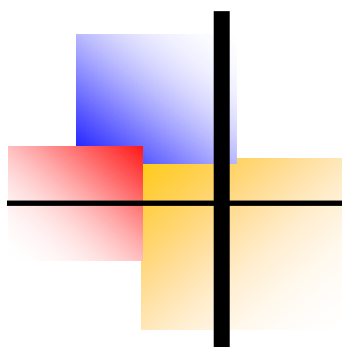
$$F(r_f) = (r_f - (r_f)_{\min}) / (r_f + 1) \quad (\text{II-56})$$

Le nombre de plateaux réel est déterminé comme suit :

$$N_{\text{reel}} = N_{\text{th}} / \varepsilon \quad (\text{II-57})$$

ε : efficacité de plateaux.

Pour la colonne entière : $N_{\text{ree,t}} = N_{\text{reeE}} + N_{\text{reeR}}$.



CHAPITRE III

La simulation

Géographiquement la raffinerie d'Alger est située à 5 Km au sud d'El Harrach à Sidi



2.4 GAS PLANT

$$T_2 = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{\lambda_1} + \frac{1}{\lambda_2} \right) = \frac{1}{2} \left(\frac{1}{1} + \frac{1}{1} \right) = 1$$

En plus de cette séquestration, le Gac plante également pour but de tuer le myxoma et le

III.2.2.Tour de dépropaniseur C301 :

Le produit de fond de la tour C301 alimente un splitter C3/C4, la tour C302.cette tour d'une hauteur de 21.3m et d'un diamètre de 1.25m est constituée de 30 plateaux double passe à clapets. Le propane est récupéré en tête et le butane au fond.

L'alimentation peut se faire aux plateaux 14ème. Le propane qui

Quitte le sommet de la tour à 49°C, et sous une pression de 16 bars, est entièrement condensé dans le condenseur E303. Le liquide est collecté dans le ballon C303 ou une pression de 15.5bar.

Une partie du liquide est envoyée en reflux par la pompe P303 au sommet de

La tour sur le plateau 30, le reste est envoyé vers le stockage à travers le réfrigérant et les tamis moléculaire C303Aet C305 qui éliminent les produits sulfurés et l'eau dissous.

Le butane sortant au fond de la tour est réchauffé dans le rebouilleur E304 par

Échange avec le kérosène provenant de l'unité 100. La partie gazeuse quitte le sommet de rebouilleur pour retourner au fond de la tour par le système du rebouilleur ; tandis que la partie liquide quitte le fond de rebouilleur pour être refroidit partiellement par l'aéroréfrigérant E305AR puis totalement refroidi dans E305 (échangeur à eau), à 38°C sous une pression de 15 bars environ, ce produit liquide est finalement traité au tamis moléculaire C307 et C303 afin de le débarrasser des produits sulfurés et de l'eau avant le stockage. [14]

III -3-La Simulation :

III-3-1-Généralités sur la Simulation :

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

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

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

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

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

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

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

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

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

1. Une bibliothèque à modèles de calcul des propriétés physiques et thermodynamiques, des corps purs et des mélanges, couplée à une banque de données de corps purs ;
2. Une bibliothèque des modules standards de simulation des opérations unitaires les plus couramment présentées dans un procédé de fabrication :
 - Opérations unitaires de séparation des constituants (flash, colonnes à distiller).
 - Echangeurs de chaleur ;
 - Pompes et compresseurs ;
 - Réacteurs.
3. Une bibliothèque de modules à méthodes numériques algébriques ;
4. Une bibliothèque de modules de génération de diagnostics (utilitaires). [4]

III-3-2-Description du simulateur HYSYS :

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

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

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

- Des calculs rapides de différents designs en utilisant des modèles efficaces et des techniques optimales pour s'assurer que des équipements des procédés sont correctement spécifiés afin de déterminer les spécifications des produits voulus aux rendements de la production désirée,

- Création de modèles qui peuvent être appliqués tout le temps durant la durée de fonctionnement de l'unité à partir du design de conception jusqu'aux détails : Estimation, formation et optimisation.

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

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

III -3-3-Les modèles thermodynamiques :

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

Dans ce qui suit, les trois classes des modèles thermodynamiques et leurs applications vont être présentées.

IV -3-3-1-Modèles d'activité :

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

III -3-3-2-Modèles hétérogènes :

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

Leurs utilisations restent limitées à cause de la nature empirique des corrélations proposées et qui nécessitent des extrapolations en dehors des conditions expérimentales. [4]

III -3-3-3-Modèles basés sur les équations d'état :

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

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

Les équations d'Etat les plus utilisées sont :

- Soave-Redlich-Kwong (SRK),
- SRK– Kabadi –Donner (SRKKD),
- SRK- Huron Vidal (SRKH),
- SRK- Panagiotopoulos- Reid (SRKP)

- SRK- Modified Panagiotopoulos -Reid (SRKM),
- SRK- SIMSCI (SRKS),
- SRK- Hexamèr (HEXAMER),
- Peng - Robinson (PR),
- PR- Huron -Vidal (PRH),
- PR Panagiotopoulos Reid (PRP),
- PR- Modified Panagiotopoulos – Reid (PRM).

L'équation la plus recommandée pour le système d'hydrocarbures est l'équation de Peng Robinson, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations. - Domaines d'application de l'équation de Peng - Robinson :

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

Où:

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

Z : Coefficient de compressibilité,

n_j : Nombre de moles du compressibilité i ,

R : Constante des gaz parfaits,

TCI : Température critique du constituant i ,

PCI : Pression critique du constituant i ,

K_{ij} : Coefficient d'interaction binaire,

X_i, X_j : Fractions molaires des constituants i et j ,

Tr_i : Température réduite,

W_i : Facteur acentrique du constituant i ,

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

IV. Le but de notre mémoire fin d'étude :

Nous avons procédé la vérification des calculs obtenus par le logiciel de simulation Hysys.

L'unité (300) comportée deux équipements principales le déethaniseur pour séparer la fraction C1, C2 à partir d'une charge GPL, le depromaniseur pour séparer C3, C4 est produire le propane et le butane.

Le but de ce travail est donc l'élaboration d'un flow-sheet sur le logiciel HYSYS V9.0 qui simule les opérations dans cette section de la raffinerie a fin de déterminé des nouveaux paramètres de fonctionnement de depromaniseur dans le but de maximiser la production de propane.

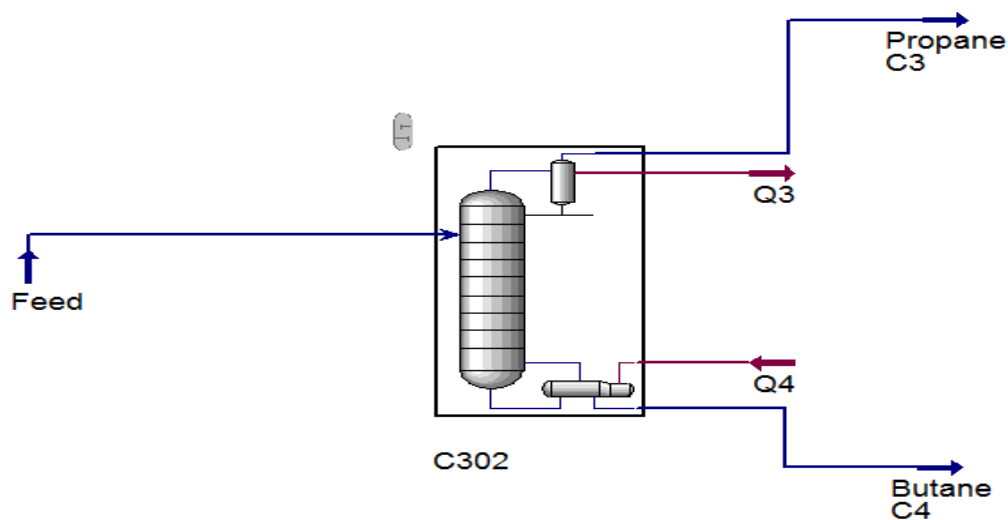


Figure III.2 : Simulation de la colonne de depromanisation C302

IV.1. Bilan matière :

IV.1.A - L'entrée de la colonne :

Chapitre III : La simulation

La composition et le débit molaire de la colonne C302.

Tableau III-1 : les paramètres de fonctionnement de la colonne C302.

Condition opératoires		Cas désigne	Cas actuel
Pression (kg/cm ²)	Entrée	15.5	15.2
	Sommet	15.2	12
	Fond	15.8	13.2
Température (C°)	Entrée	95	92.35
	Sommet	49	39.40
	Fond	91	80.19
Débit molaire (kmole/h)	Charge	361	351.2
	Propane	115.7	97.77
	Butane	254.9	252.3
Débit massique (kg/h)	Charge	19318	18850
	Propane	5240	4447.35
	Butane	14530	14299
Taux de reflux		3.6	2.47
Taux de rebouillage		1.37	0.89
Plateau d'alimentation		14	14

Si nous comparons les paramètres de marches de la colonne C302 on remarque la variation dans toutes les données de tableau entre les deux cas.

- Les débits :

- Diminution de débit d'alimentation (plus de 10 kmole/h).
- La diminution du débit du propane (plus de 17 kmole/h) et du butane (plus de 02 kmole/h)

- Les pressions :

Nous remarquons aussi que la colonne de dépropanisation marche actuellement avec une pression inférieure à celle du design.

- La diminution de pression de sommet de plus de 3 barg.
- La diminution de pression de fond de plus de 2 barg.

- Les températures :

Nous remarquons aussi que la colonne de dépropanisation marche actuellement avec une température inférieure à celle du design.

- La diminution de température de sommet plus de 10 C°.
- La diminution de pression de fond plus de plus de 11 C°.

Toute cette variation dans les paramètres de fonctionnement de depropaniseur joue sur la qualité (le degré de pureté) et la quantité de distillat et résidu obtenu.

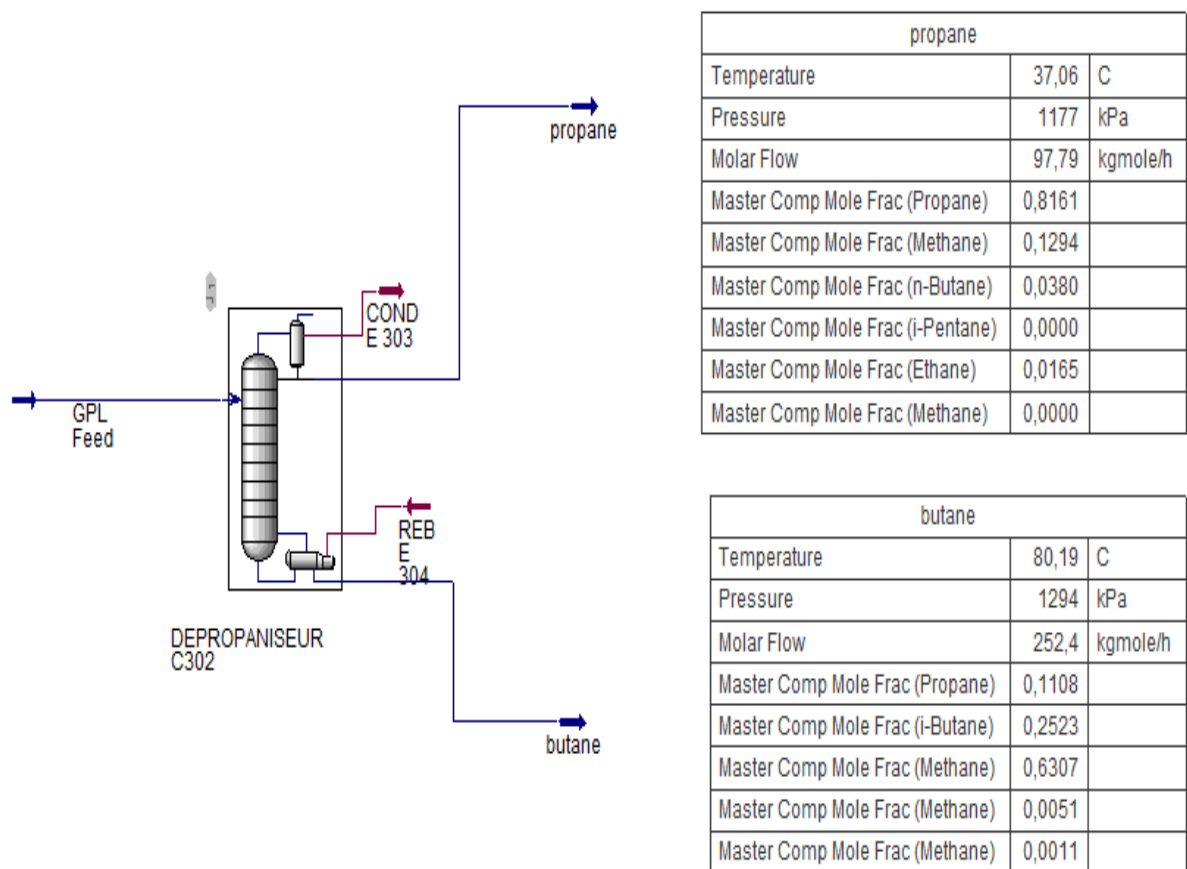
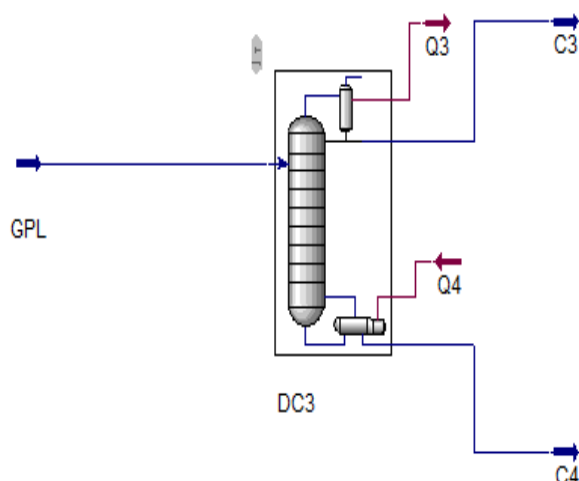


Figure III.3 : Simulation Cas actuel.



C3		
Temperature	46,02	C
Pressure	1491	kPa
Molar Flow	106,7	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (Methane)	0,9203	
Master Comp Mole Frac (Methane)	0,0000	
Master Comp Mole Frac (Ethane)	0,0010	
Master Comp Mole Frac (i-Butane)	0,0680	
Master Comp Mole Frac (n-Butane)	0,0107	

C4		
Temperature	91,00	C
Pressure	1549	kPa
Molar Flow	256,0	kgmole/h
Master Comp Mole Frac (i-Butane)	0,2273	
Master Comp Mole Frac (Methane)	0,0916	
Master Comp Mole Frac (Methane)	0,6705	
Master Comp Mole Frac (i-Pentane)	0,0063	
Master Comp Mole Frac (Methane)	0,0044	

Figure III.4 : Simulation de la colonne de dépropanisation cas design

IV.2. Propriétés des courants de la colonne C302 :

Tableau III-2 : Les propriétés physiques du propane et du butane.

Propriétés	Propane		Butane	
	Cas design	Cas actuel	Cas design	Cas actuel
Densité (kg/cm ³)	513.7	522.3	574.79	572.4
Viscosité (CP) 10 ⁻²	8.561	9.803	8.840	9.649
Masse moléculaire (kg/mol)	44.93	46.79	54.82	56.85
Conductivité thermique (w/m.k)10 ⁻²	8.217	8.505	6.449	6.968
Tension superficielle (dyne/cm)	4.779	5.931	4.058	4.984
Enthalpie molaire (kj/kg)	-12.00	-12.43	-13.72	-13.8
Enthalpie massique (kj/kg)	-2651.7	-2659.0	-2388.7	-2439

Chapitre III : La simulation

Pouvoir calorifique molaire (kg/kmole.C)	173.75	141.5	188.75	178.2
Pouvoir calorifique massique (kg/kg.C)	3.1752	3.014	3.2872	3.150

Les résultats du tableau précédant illustre que les valeurs des propriétés physique du propane dans le cas actuel ne coïncident pas à ceux du design ; ce qui veut dire que le propane produit actuellement ne procède pas les mêmes propriétés que celles exigées par le constructeur.

Nous remarquons que le propane produit actuellement :

- 1- légèrement plus lourd que propane de désigne.
- 2- la diminution de pouvoir calorifique que désigne.
- 3- Possède une viscosité, une conductivité et une tension superficielle relativement plus grande.

En examinant les résultats du tableau, il apparaît une différence entre les propriétés du butane produit actuellement et les propriétés du butane exigées par le constructeur. Comme la première remarque, nous constatons que le butane produit actuellement est plus lourd. Nous tenons à signaler l'augmentation de la conductivité, la viscosité et la tension superficielle du butane produit actuellement.

IV.3. Bilan matière :

IV.3.A - L'entrée de la colonne :

La composition et le débit molaire de la colonne C302.

Tableau III-3 : La composition et le débit molaire de la colonne C302.

Propriétés	Fraction molaire				Débit molaire (kmole/h)	
	Cas design	design simulé	Cas actuel	Cas actuel simulé	Cas design simulé	Cas actuel simulé
Methane	0	0	0.000002	0	0	0
Ethane	0.0003	0.0003	0.007535	0.0052	0.1056	2.1602
Propane	0.3345	0.3348	0.306790	0.3048	121.1395	105.5839
Iso-butane	0.1803	0.1803	0.237453	0.2201	62.2528	76.4103
N-butane	0.4774	0.4771	0.442556	0.4665	172.6196	162.9536
N-peantane	0.0043	0.0044	0.004648	0.0035	1.5920	1.2819
Iso-pentane	0.0030	0.0031	0.000917	0.0008	1.1187	0.2874
Total	1	1	1	1	361.8281	348.6775

Chapitre III : La simulation

Après ce tableau nous remarquons que :

- la fraction molaire de désigne simulé et désigne donnée par la constructeur est la même.
- la fraction molaire de cas actuel simulé et cas actuel donnée par les analyses est la même.
- la fraction molaire de propane dans le cas actuel pas la même dans le cas désigne (Diminution jusqu'à 3%).
- la fraction molaire de iso-butane dans le cas désigne pas la même dans le cas actuel (Augmentation jusqu'à 3%).

IV.3.B -La sortie de la colonne :

Tableau III-4 : La composition et le débit molaire du propane dans la colonne C302.

Propriétés	Fraction molaire				Débit molaire (kmole/h)	
	Cas design	design simulé	Cas actuel	Cas actuel simulé	Cas design simulé	Cas actuel simulé
Methane	0	0	0.	0	0	0
Ethane	0.0010	0.0010	0.016483	0.0165	0.1091	1.6107
Propane	0.9510	0.9203	0.762840	0.8161	98.2448	79.8091
Iso-butane	0.0246	0.0680	0.173592	0.1294	7.2537	76.4103
N-butane	0.02054	0.0107	0.052505	0.0380	1.1420	12.6551
N-peantane	0.0035	0.0156	0.048135	0	0	0
Iso-pentane	0	0	0	0	0	0
Total	1	1	1	1	106.7496	97.97

Après ce tableau nous remarquons que :

- La fraction molaire de éthane dans le cas désigne pas la même dans le cas actuel (Augmentation jusqu'à 13%).
- La fraction molaire de propane dans le cas actuel pas la même dans le cas désigne (Diminution jusqu'à 15%).
- La fraction molaire de iso butane dans le cas désigne pas la même dans le cas actuel (augmentation jusqu'à 13%).

Chapitre III : La simulation

Tableau III-5: La composition et le débit molaire du butane dans la colonne C302.

Propriétés	Fraction molaire				Débit molaire (kmole/h)	
	Cas design	design simulé	Cas actuel	Cas actuel simulé	Cas design simulé	Cas actuel simulé
Methane	0	0	0.	0	0	0
Ethane	0	0	0	0	0	0.2801
Propane	0.0398	0.0916	0.11055	0.1108	23.4432	27.9717
Iso-butane	0.2249	0.2273	0.252994	0.2523	58.1727	63.6809
N-butane	0.7040	0.6705	0.626992	0.6307	171.6070	159.1840
Iso-peantane	0.0065	0.0063	0.006538	0.0051	1.6002	1.2819
N-pentane	0.0045	0.0044	0.002224	0.0011	1.1274	0.2874
Total	1	1	1	1	255.9505	252.3986

Après ce tableau nous remarquons que :

Nous constatons également qu'il y'a un peu plus de produit lourds dans le propane actuellement par rapport au design.

Nous Constatons d'après le tableau (III-5)la présence de propane dans le butane à 11.05% sachant que sa teneur ne doit pas dépasser 6% d'après le constructeur ce qui explique la diminution du débit du propane en tête de colonne.

IV. 4. Détermination des nouveaux paramètres de fonctionnement de la colonne C302 :

Dans tout ce qui à précéder nous avons simulé les deux cas présents ; le cas design et le cas actuel. D'après les résultats trouvés on a pu conclure qu'il y'avait une mauvaise séparation au niveau de la colonne C 302 ; la quantité de propane entraînée par le butane est de 11.055 % sachant qu'il ne faut pas dépasser les 6% pour cela nous avons proposé une modification des paramètres de fonctionnement de la colonne afin d'obtenir des produits conformes.

Chapitre III : La simulation

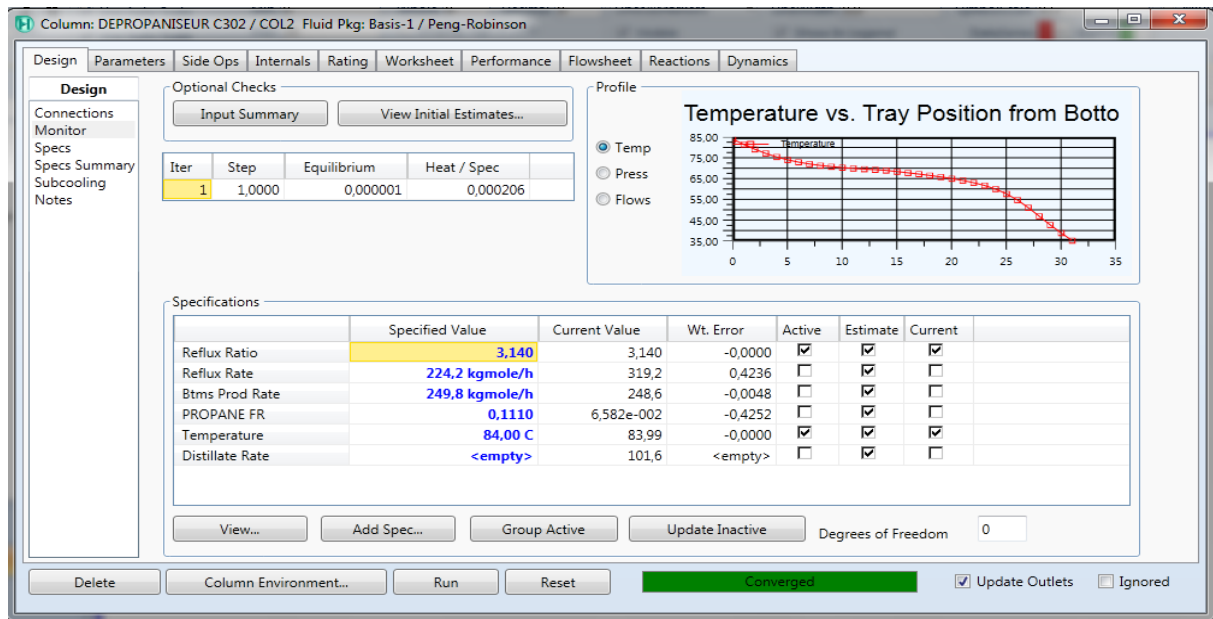


Figure III.5: Simulation de cas optimisés de la colonne C302.

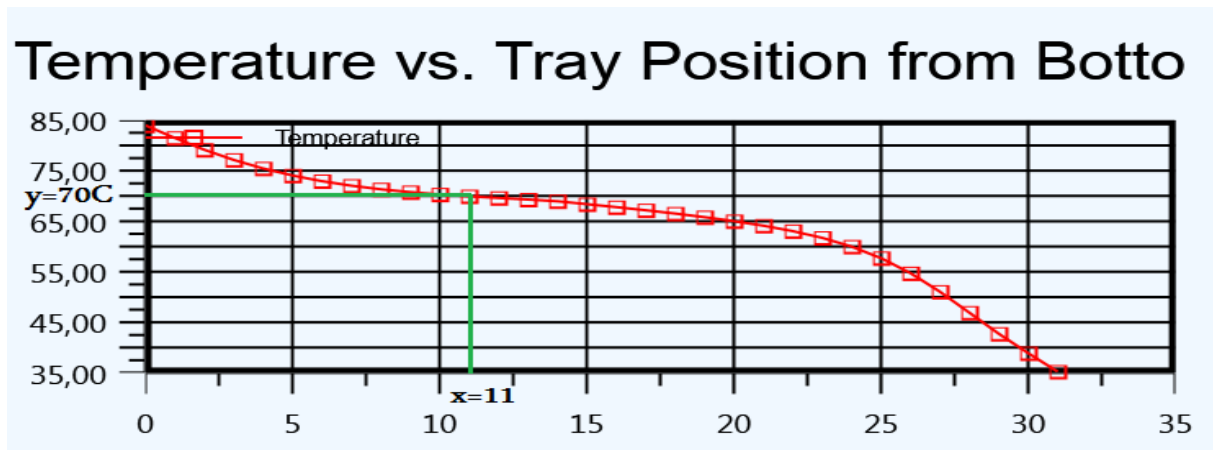


Figure III.6: Profil de température.

x: Numéro de plateau

y= Température dans le plateau

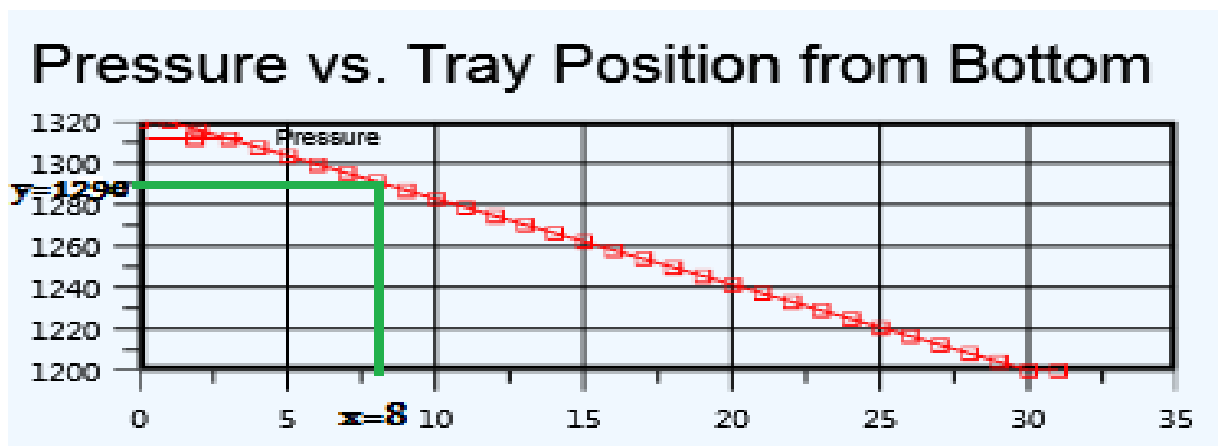


Figure III.7: Profil de Pression.

x:Numéro de plateau

y= Pression du plateau

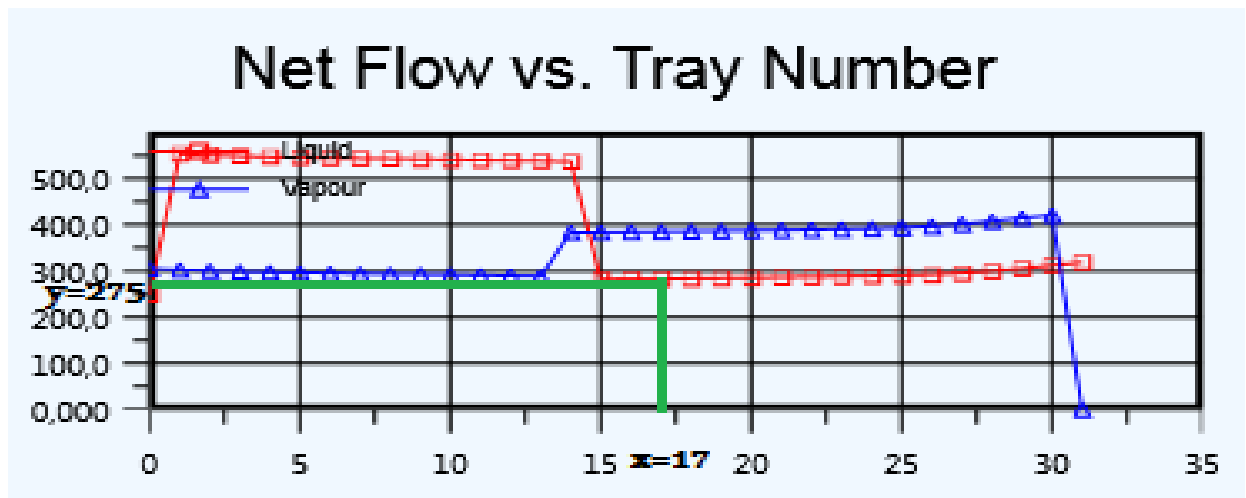


Figure III.8: Le Profil des débits liquide et vapeur.

x:Numéro de plateau

y= Composition du débit dans le plateau

Lecture sur les profils :

- Profil de température :

La figure (Figure III. 6) montre que le profil de température présente une diminution graduelle le long de la colonne .

- Profil de pression :

La figure (Figure III.7) montre que le profil de pression présente croissance linéaire le long de la colonne (augmentation de la pression de premier plateau en tête jusqu'à au dernier plateau du fond)

- Profil des débits liquide et vapeur :

La figure (Figure III.8) montre que le profil des débits molaires liquide et vapeur présente une variation parallèle cela prouve une stabilité dans le fonctionnement de la colonne.

Les tableaux V-11, 12, 13, 14 : Conditions de fonctionnement et caractéristiques des produits obtenus.

Chapitre III : La simulation

1^{er} cas :

Le tableau V-11 : les résultats de simulation du 1^{er} cas.

Conditions		Sommet (propane)	Fond (butane)
Température (°C)		37	81
Pression (kg / cm ²)		12	13.2
Débit molaire (Kmole/h)		101.5	248.7
Constituants	Méthane	0	0
	Ethane	0.0158	0
	Propane	0.820	0.098
	Iso- butane	0.127	0.257
	N-butane	0.035	0.64
	Iso-pentane	0	0.005
	N-pentane	0	0.0011
Taux de reflux		2.5	

2^{ème} cas :

Le tableau V-12 : les résultats de simulation du 2^{ème} cas.

Conditions		Sommet (propane)	Fond (butane)
Température (°C)		36	82
Pression (kg / cm ²)		12	13.2
Débit molaire (Kmole/h)		102.6	247.7
Constituants	Méthane	0	0
	Ethane	0.0156	0
	Propane	0.85	0.083
	Iso- butane	0.112	0.271
	N-butane	0.02	0.643
	Iso-pentane	0	0.005
	N-pentane	0	0.001
Taux de reflux		2.5	

Chapitre III : La simulation

3^{ème} cas :

Le tableau V-13 : les résultats de simulation du 3^{ème} cas.

Conditions		Sommet (propane)	Fond (butane)
Température (°C)		35	83
Pression (kg / cm ²)		12	13.2
Débit molaire (Kmole/h)		103.4	246.9
Constituants	Méthane	0	0
	Ethane	0.0155	0
	Propane	0.8880	0.067
	Iso- butane	0.091	0.27
	N-butane	0.01	0.655
	Iso-pentane	0	0.005
	N-pentane	0	0.001
Taux de reflux		2.89	

4^{ème} cas optimisées :

Le tableau V-14 : les résultats de simulation du 4^{ème} cas.

Conditions		Sommet (propane)	Fond (butane)
Température (°C)		34.5	84
Pression (kg / cm ²)		12	13.2
Débit molaire (Kmole/h)		105.9	244.3
Constituants	Méthane	0	0
	Ethane	0.015	0
	Propane	0.899	0.051
	Iso- butane	0.079	0.278
	N-butane	0.007	0.663
	Iso-pentane	0	0.0052
	N-pentane	0	0.0011
Taux de reflux		3.14	

Chapitre III : La simulation

Notre optimisation est basée sur la modification des deux paramètres principales : la température de fond et température de sommet.

D'après la comparaison entre les valeurs obtenue dans les tableaux précédente on constate que le 4^{ème} cas c'est le cas optimal.

Conclusion générale

L'étude de l'unité de séparation des gaz (Gaz-Plant) à l'aide du logiciel HYSYS, version 9.0, HYPROTECH a été d'une grande utilité, En effet l'application a montré une fiabilité du logiciel et une grande performance dans le domaine du raffinage et en particulier la distillation.

Notre étude nous a permis de comparer les paramètres de marche de colonne dépropaniseur dans les deux cas design et actuel, ainsi que les propriétés des produits séparés dans les deux colonnes.

Pour le cas actuel on a remarqué au niveau de la colonne C 302 (dépropaniseur) une mauvaise séparation des produits (propane-butane).

A l'aide du simulateur HYSYS nous avons fait une détermination des nouveaux paramètres de fonctionnement de la colonne pour obtenir des produits conformes aux spécification.

les résultats obtenus sont :

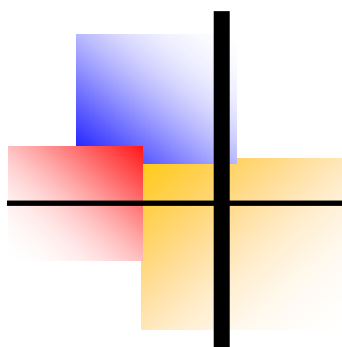
- Température au sommet de la colonne : $T_s = 34.5^\circ\text{C}$.
- Pression au sommet de la colonne : $P_s = 12 \text{ Kg/cm}^2$
- Température au fond de la colonne : $T_F = 84^\circ\text{C}$
- Pression au fond de la colonne : $P_F = 13.2 \text{ Kg/cm}^2$
- Débit molaire du propane : $D_d = 105.9 \text{ Kmol/h}$
- Débit molaire du butane : $D_r = 244.3 \text{ Kmol/h}$
- Taux de reflux : $r_f = 3.14$

Ces paramètres ont permis d'obtenir une fraction de l'ordre de 5.01% de propane dans le butane et d'augmenter la production de propane de 8.29%.

Cette étude a permis de montrer l'influence du changement d'un variable opératoire de la colonne de séparation sur la quantité et la qualité des produits.

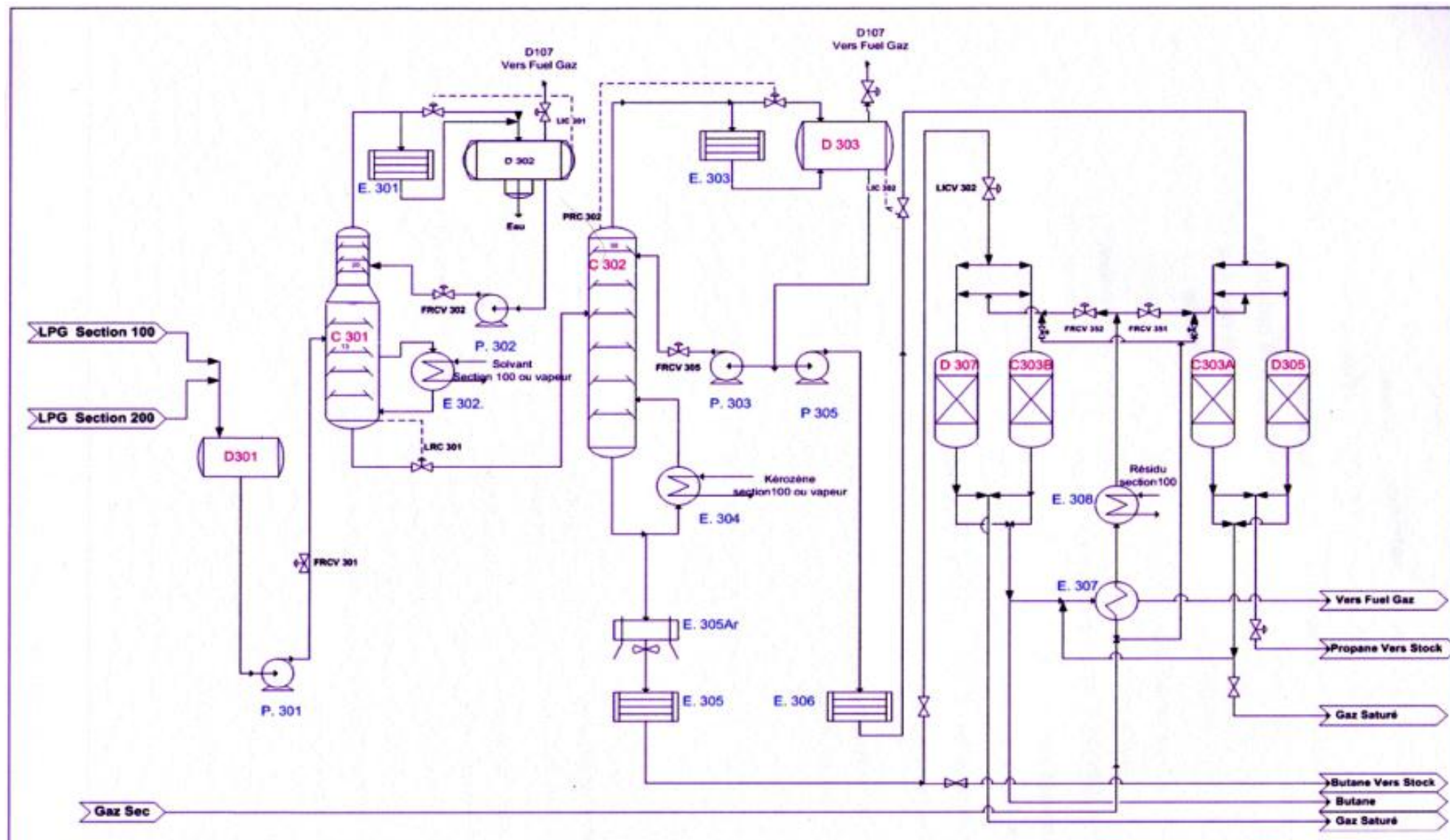
REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] Conférence sur Le GPL. HASSI MESSAOUD.SONATRACH. Janvier2000.
- [2] KHIRI.R. 2015.Intégration de process au niveau de champs de Gassi Taouil. Page 85.
- [3] Documentation Web Gaz de pétrole liquéfiés, site web www.naftal.dz.
- [4] Pitman .Q, Richard N 2015. Gas Processors Suppliers Association GPSA Engineering Data Book 13th Edition.FPS Volume II.
- [5] Wilkinson, John D., Hudson, Hank M., Cuellar,Kyle T., May 2002 "Next Generation Processes for NGL/LPG Recovery",Hydrocarbon Engineering.
- [6] Lynch, Joe T. and Pitman, Richard N. March 10, 2003, " PROCESS RETROFITS MAXIMIZE THE VALUE OF EXISTING NGL AND LPG RECOVERY PLANTS"
Presented at the 82nd Annual Convention of the Gas Processors Association San Antonio, Texas Ortloff Engineers.
- [7] J.P MOULIN, 2004-2005 ,Ecole central paris, Génie des procédés génie chimique.
- [8] Hank M. Hudson, P.E. John D. Wilkinson, P.E. Kyle T. Cuellar Michael C. Pierce March 11, 2003 «INTEGRATED LIQUIDS RECOVERY TECHNOLOGY IMPROVES LNG PRODUCTION EFFICIENCY» Presented at the 82nd Annual Convention of the Gas Processors Association San Antonio, Texas Ortloff Engineers. Midland, Texas.
- [10] J. P. WAUQUIER Edition technip 1998 .Procédés de séparation, tome II,. page :95-234.
- [9] P .WHUITIER tome I Edition technip 1972.Raffinage et génie chimique.paris.publication de l'institut français Page: 391-544.
- [11] J.P. WAUQUIER, Edition Technip Tome I (1994), Le raffinage du pétrole, produits pétroliers, schémas de fabrication .Paris : publication de l'institut français de pétrole.Page : 375-377.
- [12] R. ABDOULAEV : Calcul de rectification des mélanges complexes « Edition : INHC 1977 Boumerdes ».
- [13] PIERRE TRAMBUOZE, Edition technip 1999, matériel et équipements. Tome 4. page : 84-82.
- [14] Documentation de la raffinerie d'Alger .Février 2001, Manuel opératoire général du Unité de gaz plant C300.



ANNEXE

ANNEXE



Ballon	Tamis	Colonne	Raffinerie d'Alger RA1G		Dessiné par	Service fabrication	95-103805
D 301 : ballon tampon	C 301 A : tamis pour épuration du propane (soufre et eau)	C 301 : colonne de distillation			Vérifié par		
D 302 : Ballon de condensation C1 et C2	D 302 : tamis pour épuration du butane (soufre et eau)	C 302 : colonne de distillation			Approuvé par		
D 303 : ballon de condensation de propane							
SCHÉMA PROCESS DE LA SECTION 300 « GAS PLANT »							

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: cas designe 2.hsc		
	Unit Set: SI		
	Date/Time: Sat May 20 15:31:38 2017		

Distillation: DEPRPANISEUR @Main (continued)			
--	--	--	--

SUMMARY			
---------	--	--	--

	C3	C4	
i-Pentane (kgmole/h)	0.0000 *	1.5917 *	
n-Pentane (kgmole/h)	0.0000 *	1.1185 *	
Flow Basis:	Molar	The composition option is selected	

Product Recoveries			
--------------------	--	--	--

	C3	C4	
Flow Rate (kgmole/h)	106.9854	255.7146	
	---	---	
Methane (%)	100.0000	0.0000	
Ethane (%)	99.9977	0.0023	
Propane (%)	80.8048	19.1952	
i-Butane (%)	10.9842	89.0158	
n-Butane (%)	0.6472	99.3528	
i-Pentane (%)	0.0000	100.0000	
n-Pentane (%)	0.0000	100.0000	

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 9 Page 9 of 9



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: cas designe 2.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat May 20 15:31:38 2017

Distillation: DEPRANISEUR @Main (continued)

SUMMARY

Products

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Compositions

	C3	C4	
Flow Rate (kgmole/h)	106.9854	255.7146	
	---	---	
Methane	0.0000	0.0000	
Ethane	0.0010	0.0000	
Propane	0.9215	0.0916	
i-Butane	0.0670	0.2272	
n-Butane	0.0104	0.6707	
i-Pentane	0.0000	0.0062	
n-Pentane	0.0000	0.0044	

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Flows

	C3		C4	
Flow Rate (kgmole/h)	106.9854	*	255.7146	*
	---		---	
Methane (kgmole/h)	0.0000	*	0.0000	*
Ethane (kgmole/h)	0.1121	*	0.0000	*
Propane (kgmole/h)	98.5887	*	23.4197	*
i-Butane (kgmole/h)	7.1676	*	58.0862	*
n-Butane (kgmole/h)	1.1171	*	171.4984	*

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: cas designe 2.hsc
2			Unit Set: SI
3			Date/Time: Sat May 20 15:31:38 2017
4			
5			
6	Distillation: DEPRPANISEUR @Main (continued)		
7			
8			
9	SUMMARY		
10			
11	Feed Composition		
12		C3 C4	
13	Flow Rate (kgmole/h)	362.7000	
14		---	
15	Methane	0.0000	
16	Ethane	0.0003	
17	Propane	0.3364	
18	i-Butane	0.1799	
19	n-Butane	0.4759	
20	i-Pentane	0.0044	
21	n-Pentane	0.0031	
22	Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
23	Feed Flows		
24		C3 C4	
25	Flow Rate (kgmole/h)	362.7000	
26		---	
27	Methane (kgmole/h)	0.0000	
28	Ethane (kgmole/h)	0.1121	
29	Propane (kgmole/h)	122.0084	
30	i-Butane (kgmole/h)	65.2537	
31	n-Butane (kgmole/h)	172.6155	
32	i-Pentane (kgmole/h)	1.5918	
33	n-Pentane (kgmole/h)	1.1185	
34	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 9	Page 7 of 9

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: cas designe 2.hsc							
2										
3							Unit Set: SI			
4							Date/Time: Sat May 20 15:31:38 2017			
5										
6	Distillation: DEPRPANISEUR @Main (continued)									
7										
8										
9	PROPERTIES									
10										
11	Name	C3 C4 @Main	C4 @Main	C3 @Main						
12	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	244.8	178.0	135.2						
13	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	4.576	3.123	2.993						
14	Cv (kJ/kgmole-C)	244.8	178.0	135.2						
15	Mass Cv (kJ/kg-C)	4.576	3.123	2.993						
16	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---						
17	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---						
18	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---						
19	Reid VP at 37.8 C (kPa)	651.5	454.5	1227						
20	True VP at 37.8 C (kPa)	674.6	462.8	1235						
21	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m3/h)	34.69	25.36	9.413						
22	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.647e+006	2.810e+006	2.259e+006						
23	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.948e+004	4.931e+004	5.000e+004						
24	CO2 Loading	---	---	---						
25	CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m3)	---	---	---						
26	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---						
27	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	4.212e-003	0.0000	0.0000						
28	Mass Exergy (kJ/kg)	99.95	64.67	114.1						
29	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000						
30	Viscosity Index	---	---	---						
31	SUMMARY									
32										
33	Flow Basis:	Molar	The composition option is selected							
34	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9		Page 6 of 9					

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: cas designe 2.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat May 20 15:31:38 2017

Distillation: DEPRPANISEUR @Main (continued)

PROPERTIES

Name	C3 C4 @Main	C4 @Main	C3 @Main		
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	0.2092	---	---		
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.39	10.05	11.33		
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	253.1	186.3	143.5		
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8576	6046	2530		
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	556.1	572.6	511.8		
Act. Liq. Flow (m3/s)	1.374e-002	8.663e-003	2.895e-003		
Z Factor	---	6.241e-002	5.473e-002		
Watson K	13.88	13.65	14.61		
User Property	---	---	---		
Cp/(Cp - R)	1.034	1.047	1.061		
Cp/Cv	1.034	1.047	1.061		
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	9992	1.519e+004	1.360e+004		
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.1899	0.1842		
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	559.5	574.7	513.4		
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	34.69	25.36	9.413		
Liquid Fraction	0.9991	1.000	1.000		
Molar Volume (m3/kgmole)	0.1369	0.1220	9.741e-002		
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	186.8	266.5	301.0		
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0009	0.0000	0.0000		
Surface Tension (dyne/cm)	1.753	4.122	4.781		
Thermal Conductivity (W/m-K)	---	6.517e-002	8.234e-002		
Viscosity (cP)	---	8.873e-002	8.542e-002		

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 9 Page 5 of 9



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: cas designe 2.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat May 20 15:31:38 2017

Distillation: DEPRPANISEUR @Main (continued)

CONDITIONS

Molar Flow	(kgmole/h)	362.7000 *	255.7146	106.9854	---	---
Mass Flow	(kg/h)	19405.0358	14572.6617	4832.3740	---	---
Std Ideal Liq Vol Flow	(m3/h)	34.8925	25.4500	9.4425	---	---
Molar Enthalpy	(kJ/kgmole)	-1.257e+005	-1.367e+005	-1.198e+005	---	---
Molar Entropy	(kJ/kgmole-C)	118.6	98.98	101.1	---	---
Heat Flow	(kJ/h)	-4.5597e+07	-3.4956e+07	-1.2820e+07	4.5126e+06	6.6908e+06

PROPERTIES

Name		C3 C4 @Main	C4 @Main	C3 @Main		
Molecular Weight		53.50	56.99	45.17		
Molar Density	(kgmole/m3)	7.302	8.200	10.27		
Mass Density	(kg/m3)	390.7	467.3	463.7		
Act. Volume Flow	(m3/h)	49.67	31.19	10.42		
Mass Enthalpy	(kJ/kg)	-2350	-2399	-2653		
Mass Entropy	(kJ/kg-C)	2.217	1.737	2.239		
Heat Capacity	(kJ/kgmole-C)	253.1	186.3	143.5		
Mass Heat Capacity	(kJ/kg-C)	4.731	3.269	3.177		
LHV Molar Basis (Std)	(kJ/kgmole)	2.456e+006	2.608e+006	2.091e+006		
LHV Mass Basis (Std)	(kJ/kg)	4.590e+004	4.577e+004	4.630e+004		
Phase Fraction [Vol. Basis]		9.123e-004	0.0000	0.0000		
Phase Fraction [Mass Basis]		9.004e-004	0.0000	0.0000		
Partial Pressure of CO2	(kPa)	0.0000	0.0000	0.0000		
Cost Based on Flow	(Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

<

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

aspentech

Company Name Not Available

Bedford, MA

USA

Case Name:cas designe 2.hsc

Unit Set:SI

Date/Time:Sat May 20 15:31:38 2017

Distillation: DEPRPANISEUR @Main (continued)

Specifications Summary

Distillate Rate

1.000e-002

1.000 kgmole/h

Off

On

Off

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet:DEPRPANISEUR (COL2)

Number of Stages:30 *

Profile Estimates

	Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
Condenser	49.00 *	385.1	7.961e-007
30 Main TS	48.32	377.4	492.1
29 Main TS	51.45	369.0	484.4
28 Main TS	55.21	361.0	476.0
27 Main TS	59.24	354.5	468.0
26 Main TS	63.09	350.0	461.5
25 Main TS	66.41	347.0	457.0
24 Main TS	69.09	345.0	454.0
23 Main TS	71.16	343.5	452.0
22 Main TS	72.75	342.3	450.5
21 Main TS	73.97	341.2	449.3
20 Main TS	74.95	340.2	448.2
19 Main TS	75.74	339.3	447.2
18 Main TS	76.42	338.4	446.3
17 Main TS	77.01	337.5	445.4
16 Main TS	77.55	336.7	444.5

Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 9

Page 2 of 9

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

</

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

 Company Name Not Available Bedford, MA USA	Case Name: cas actuell.hsc		
	Unit Set: SI		
	Date/Time: Sat May 20 15:59:26 2017		

Distillation: DEPROPANISEUR C302 @Main (continued)

SUMMARY

	C3	C4	
n-Pentane (%)	0.0000	100.0000	

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 9 Page 10 of 10



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: cas actuell.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat May 20 15:59:26 2017

Distillation: DEPROPANISEUR C302 @Main (continued)

SUMMARY

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Flows

	C3		C4	
Flow Rate (kgmole/h)	97.7785	*	252.4590	*
	---		---	
Methane (kgmole/h)	0.0000	*	0.0000	*
Ethane (kgmole/h)	1.6060	*	0.0000	*
Propane (kgmole/h)	79.8264	*	27.9727	*
i-Butane (kgmole/h)	12.6415	*	63.6935	*
n-Butane (kgmole/h)	3.7046	*	159.2234	*
i-Pentane (kgmole/h)	0.0000	*	1.2819	*
n-Pentane (kgmole/h)	0.0000	*	0.2874	*

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Recoveries

	C3		C4	
Flow Rate (kgmole/h)	97.7785		252.4590	
	---		---	
Methane (%)	100.0000		0.0000	
Ethane (%)	99.9972		0.0028	
Propane (%)	74.0511		25.9489	
i-Butane (%)	16.5606		83.4394	
n-Butane (%)	2.2737		97.7263	
i-Pentane (%)	0.0001		99.9999	



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: cas actuell.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat May 20 15:59:26 2017

Distillation: DEPROPANISEUR C302 @Main (continued)

SUMMARY

	C3 C4		
Flow Rate (kgmole/h)	350.2375		

Methane (kgmole/h)	0.0000		
Ethane (kgmole/h)	1.6061		
Propane (kgmole/h)	107.7991		
i-Butane (kgmole/h)	76.3350		
n-Butane (kgmole/h)	162.9280		
i-Pentane (kgmole/h)	1.2819		
n-Pentane (kgmole/h)	0.2874		

Products

Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Compositions

	C3	C4	
Flow Rate (kgmole/h)	97.7785	252.4590	
	---	---	
Methane	0.0000	0.0000	
Ethane	0.0164	0.0000	
Propane	0.8164	0.1108	
i-Butane	0.1293	0.2523	
n-Butane	0.0379	0.6307	
i-Pentane	0.0000	0.0051	
n-Pentane	0.0000	0.0011	

1

2

3

4

5

6

7

8

9

10

11

12

13

14

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

25

26

27

28

29

30

31

32

33

34

<



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: cas actuell.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat May 20 15:59:26 2017

Distillation: DEPROPANISEUR C302 @Main (continued)

PROPERTIES

Name	C3 C4 @Main	butane @Main	propane @Main		
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m ³ /h)	33.62	24.98	8.708		
Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000		
Molar Volume (m ³ /kgmole)	0.1222	0.1173	9.520e-002		
Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	248.2	285.8	327.0		
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	0.0000		
Surface Tension (dyne/cm)	2.993	5.008	6.015		
Thermal Conductivity (W/m-K)	6.166e-002	6.974e-002	8.660e-002		
Viscosity (cP)	7.703e-002	9.673e-002	9.741e-002		
Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	185.6	166.2	127.1		
Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	3.454	2.933	2.750		
Cv (kJ/kgmole-C)	185.6	166.2	127.1		
Mass Cv (kJ/kg-C)	3.454	2.933	2.750		
Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---		
Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---		
Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---		
Reid VP at 37.8 C (kPa)	644.9	474.6	1169		
True VP at 37.8 C (kPa)	671.1	484.3	1197		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (m ³ /h)	33.62	24.98	8.708		
HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.658e+006	2.794e+006	2.307e+006		
HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.946e+004	4.932e+004	4.992e+004		
CO2 Loading	---	---	---		
CO2 Apparent Mole Conc. (kgmole/m ³)	---	---	---		



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: cas actuell.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat May 20 15:59:26 2017

Distillation: DEPROPANISEUR C302 @Main (continued)

PROPERTIES

Name	C3 C4 @Main	butane @Main	propane @Main		
Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	193.9	174.5	135.4		
Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.609	3.080	2.930		
LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	2.466e+006	2.594e+006	2.137e+006		
LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.589e+004	4.578e+004	4.624e+004		
Phase Fraction [Vol. Basis]	6.495e-006	0.0000	0.0000		
Phase Fraction [Mass Basis]	6.367e-006	0.0000	0.0000		
Partial Pressure of CO2 (kPa)	0.0000	0.0000	0.0000		
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	2.257e-003	---	---		
Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	10.35	10.07	11.16		
Specific Heat (kJ/kgmole-C)	193.9	174.5	135.4		
Std. Gas Flow (STD_m3/h)	8281	5969	2312		
Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	556.3	570.5	515.8		
Act. Liq. Flow (m3/s)	1.189e-002	8.225e-003	2.586e-003		
Z Factor	---	5.168e-002	4.344e-002		
Watson K	13.88	13.68	14.55		
User Property	---	---	---		
Cp/(Cp - R)	1.045	1.050	1.065		
Cp/Cv	1.045	1.050	1.065		
Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.334e+004	1.619e+004	1.511e+004		
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.2003	0.2007		
Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	559.8	572.7	518.9		

1

2

3

4

5



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: cas actuell.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat May 20 15:59:26 2017

6

7

8

Distillation: DEPROPANISEUR C302 @Main (continued)

9

Profile Estimates

10

11

12

	Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
Reboiler	80.19 *	252.5 *	230.4 *

13

14

CONDITIONS

15

16

17

18

19

20

21

22

23

24

Name	C3 C4 @Main	butane @Main	propane @Main	REB E 304 @Main	COND E 303 @Main
Vapour	0.0000	0.0000	0.0000	---	---
Temperature (C)	92.3498	80.1896	37.0561	---	---
Pressure (kPa)	2108.4302	1294.4781	1176.7982	---	---
Molar Flow (kgmole/h)	350.2375	252.4590	97.7785	---	---
Mass Flow (kg/h)	18822.0657	14303.5671	4518.4986	---	---
Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	33.8317	25.0718	8.7599	---	---
Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.302e+005	-1.381e+005	-1.236e+005	---	---
Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	109.8	95.64	99.04	---	---
Heat Flow (kJ/h)	-4.5591e+07	-3.4875e+07	-1.2083e+07	3.7599e+06	5.1273e+06

25

26

PROPERTIES

27

28

29

30

31

32

33

Name	C3 C4 @Main	butane @Main	propane @Main		
Molecular Weight	53.74	56.66	46.21		
Molar Density (kgmole/m3)	8.184	8.526	10.50		
Mass Density (kg/m3)	439.8	483.1	485.4		
Act. Volume Flow (m3/h)	42.79	29.61	9.309		
Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2422	-2438	-2674		
Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.042	1.688	2.143		

34

Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS Version 9Page 4 of 10

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: cas actuell.hsc		
2					
3					Unit Set: SI
4					Date/Time: Sat May 20 15:59:26 2017
5					
6	Distillation: DEPROPANISEUR C302 @Main (continued)				
7					
8					
9	Profile Estimates				
10		Temperature	Net Liquid	Net Vapour	
11		(C)	(kgmole/h)	(kgmole/h)	
12	22 Main TS	65.17 *	219.5 *	317.6 *	
13	21 Main TS	65.74 *	219.2 *	317.3 *	
14	20 Main TS	66.22 *	219.0 *	317.0 *	
15	19 Main TS	66.63 *	218.8 *	316.7 *	
16	18 Main TS	67.00 *	218.6 *	316.6 *	
17	17 Main TS	67.34 *	218.5 *	316.4 *	
18	16 Main TS	67.65 *	218.4 *	316.3 *	
19	15 Main TS	67.95 *	218.3 *	316.2 *	
20	14 Main TS	68.26 *	471.1 *	316.1 *	
21	13 Main TS	68.53 *	472.1 *	218.6 *	
22	12 Main TS	68.75 *	472.9 *	219.6 *	
23	11 Main TS	68.96 *	473.6 *	220.4 *	
24	10 Main TS	69.16 *	474.3 *	221.1 *	
25	9 Main TS	69.38 *	474.9 *	221.8 *	
26	8 Main TS	69.63 *	475.6 *	222.4 *	
27	7 Main TS	69.95 *	476.2 *	223.1 *	
28	6 Main TS	70.36 *	476.9 *	223.8 *	
29	5 Main TS	70.94 *	477.7 *	224.5 *	
30	4 Main TS	71.75 *	478.5 *	225.2 *	
31	3 Main TS	72.93 *	479.6 *	226.1 *	
32	2 Main TS	74.62 *	480.9 *	227.1 *	
33	1 Main TS	77.02 *	482.9 *	228.4 *	
34	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 9		

Page 3 of 10



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: cas actuell.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat May 20 15:59:26 2017

Distillation: DEPROPANISEUR C302 @Main (continued)

Specifications Summary

PROPANE FR	1.000e-002	1.000e-003	Off	On	Off
Temperature	1.000e-002	1.000 C	On	On	On
Distillate Rate	1.000e-002	1.000 kgmole/h	Off	On	Off

SUBCOOLING

	Condenser	
Degrees of Subcooling	---	
Subcool to	---	

PROFILES

General Parameters

Sub-Flow Sheet:	DEPROPANISEUR C302 (COL2)	Number of Stages:	30 *
-----------------	---------------------------	-------------------	------

Profile Estimates

	Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
Condenser	37.05 *	241.5 *	3.124e-006 *
30 Main TS	43.26 *	233.7 *	339.3 *
29 Main TS	49.05 *	227.9 *	331.5 *
28 Main TS	54.00 *	224.4 *	325.7 *
27 Main TS	57.77 *	222.5 *	322.2 *
26 Main TS	60.44 *	221.5 *	320.3 *
25 Main TS	62.27 *	220.8 *	319.3 *
24 Main TS	63.54 *	220.3 *	318.6 *
23 Main TS	64.47 *	219.8 *	318.0 *



Company Name Not Available
Bedford, MA
USA

Case Name: cas actuell.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Sat May 20 15:59:26 2017

Distillation: DEPROPANISEUR C302 @Main

CONNECTIONS

Inlet Stream

STREAM NAME

Stage

FROM UNIT OPERATION

Q4

Reboiler

C3 C4

14 Main TS

Distillation

DEETHANISEUR C301

Outlet Stream

STREAM NAME

Stage

TO UNIT OPERATION

Q3

Condenser

C4

Reboiler

C3

Condenser

MONITOR

Specifications Summary

Specified Value

Current Value

Wt. Error

Reflux Ratio

2.470 *

2.470

-8.374e-005

Reflux Rate

224.2 kgmole/h *

241.5 kgmole/h

7.719e-002

Btms Prod Rate

249.8 kgmole/h *

252.5 kgmole/h

1.083e-002

PROPANE FR

0.1110 *

0.1108

-1.883e-003

Temperature

80.19 C *

80.19 C

-8.622e-007

Distillate Rate

97.78 kgmole/h

Wt. Tol.

Abs. Tol.

Active

Estimate

Used

Reflux Ratio

1.000e-002

1.000e-002

On

On

On

Reflux Rate

1.000e-002

1.000 kgmole/h

Off

On

Off

Btms Prod Rate

1.000e-002

1.000 kgmole/h

Off

On

Off

Aspen Technology Inc.

Aspen HYSYS Version 9

Page 1 of 10

RESUME :

l'énergie a un rôle important dans notre vie quotidienne, car elle est la responsable principale du développement des pays à cause de leur utilisation très large dans tous les domaines.

L'énergie peut être renouvelable ou non renouvelable, le gaz naturel est la principale énergie non renouvelables, c'est pourquoi il joue un rôle énergétique croissant au niveau mondial. En raison de ses avantages économiques, le gaz naturel devient chaque jour plus attractif pour beaucoup de pays.

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

Les unités de traitement du gaz sont conçues pour plusieurs objectifs, parmi ses

Objectifs est de maximiser la récupération de propane.

Durant ce travail, nous proposons de faire une étude sur la détermination des nouveaux paramètres de dépropaniseur dans le but de maximiser la production de propane.

MOTS-CLE : GPL, optimisation paramètres de marche, propane, dépropaniseur.

ABSTRACT:

The energies have an important role in our daily life, they are principal responsible for the development of all countries because of their widespread use in all domains.

The energies are classified into renewable, and nonrenewable, the natural gas is the main nonrenewable energy because it's play's a critical and important role all over the world.

The natural gas has many economic advantages which allow it to because attracting means for many countries.

The LPG is considered as a important product since all petroleum and gaseous activities depend on it. Also it presents interesting qualities and multiple advantages which leads to a high level of use

the units of treatment of gas have many objectives one them is to augment the recuperation of propane.

In this work, we suggest to make a study about the setting of depropanizer in order to increase the production of propane.