

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université de Saad Dahlab de Blida



Faculté de Technologie
Département de Génie des Procédés

MÉMOIRE DE FIN D'ÉTUDE

En vue de l'obtention du diplôme de Master en Génie des Procédés
Option : Génie Chimique

Thème

**Etude et calcul d'unité de traitement du gaz
pour avoir un rendement maximum de propane**

Réalisé par :

➤ M^{elle} .BOUMEKIAS AMINA

Soutenu le 11 Septembre 2014 devant le jury composé de :

Mr.SOUKANE
Mr.CHANANE et Mr.ELHADI
Pr.KHALAF

Président de jury
Examineurs
Encadreur

Promotion : 2014

Remerciements

Merci Allah (mon Dieu) de m'avoir donné la capacité d'écrire et de réfléchir, la force d'y croire, la patience d'aller jusqu'au bout du rêve et le bonheur de lever mes main vers le ciel et de dire

« Ya Kayoum »

Je tiens à remercier sincèrement le professeur monsieur KHALAF, qui en tant que promoteur, s'est toujours montré à l'écoute et très disponible tout au long de la réalisation de ce mémoire, ainsi pour l'inspiration, l'aide et le temps qu'il a bien voulu nous consacrer et sans qui ce mémoire n'aurait jamais vu le jour.

Mes remerciements s'adressent également à madame BOUKAZOUHA AMINA, mon encadreur au sein de la raffinerie d'Alger, pour ses précieux conseils, son aide, leur généreux et pertinent apport à la finalisation de ce travail, sa patience et sa grande gentillesse.

Je souhaite renouveler mes remerciements au personnel de la raffinerie d'Alger, pour leur générosité et leur grande patience dont ils ont su faire preuve malgré leurs charges professionnelles.

J'aimerais également remercier les membres du jury pour avoir accepté de participer à mon jury de mémoire.

Enfin, je ne peux également oublier de remercier mes enseignants de l'école primaire jusqu'à l'université dont les conseils précieux m'ont guidée, qu'ils trouvent ici l'expression de ma reconnaissance.

Dédicace

*Au terme de ce travail qu'il me soit permis a le dédier à celle qui a rêvé de ce jour, qui m'a donné la vie, le symbole de tendresse , qui s'est sacrifiée pour mon bonheur et ma réussite, et pour son amour infini en exprimant ma gratitude et mon profond amour , à toi ma très chère
maman.*

A mon père, école de mon enfance, qui a été mon ombre durant toutes les années des études, et qui a veillé tout au long de ma vie à m'encourager, à me donner l'aide et à me protéger. Que Dieu les garde et les protèges.

*A mes trois chers frères que j'adore plus que tout au monde :
Mohamed, Farouk et Fathi.*

*A mon adorable sœur : Farida, je le remercie de tout mon cœur car elle a toujours sues me rendre le sourire à chaque fois que je le perds.
En leur espérant beaucoup de succès dans la vie.*

A mon ami Adam, je te remercie, tu m'as longtemps encouragé et soutenu. Tas toujours su me remontait le moral à chaque fois que je n'en avais pas .merci d'être toujours la prêt à m'écouter et me conseiller.

Je le dédie aussi à tous mes oncles et tantes, cousins et cousines.

A Ghalia, merci pour tout, je vous souhaite beaucoup de réussite.

*A tous mes collèges de la promotion **2014**.*

Sommaire

Remerciements.
Dédicaces.
Nomenclature.
Liste des figures.
Liste des tableaux.
Liste des annexes.

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

Chapitre I : présentation de la raffinerie d'Alger

I.1. Historique de la raffinerie	3
I.2. Situation géographique	3
I.3. Capacité de production	4
I.4. Les principales installations	4
I.4.1. Unité de distillation atmosphérique (U100)	4
I.4.2. Unité de reforming catalytique (U200)	4
I.4.3. Unité de gaz (U300) « Gas plant »	4
I.4.4. Unité de mélange (Ethylation)	4
I.4.5. Parc de stockage	5
I.4.6. Salle de contrôle	5
I.4.7. Centre thermoélectrique	5
I.4.8. Le laboratoire	5

Chapitre II : Description de l'unité Gas-plant (U300)

II.1. Le rôle de l'unité Gas-plant	6
II.2. Capacité de production	6
II.3. Description du schéma technologique de l'unité 300	6
II.3.1. Description de la tour de dééthanisation C301	6
II.3.2. Description de la tour de dépropanisation C302	8
II.3.3. Système de purification	9
II.4. Contraintes de l'unité Gas-plant	9

Chapitre III : Généralité sur le GPL

III.1. Définition de GPL	11
III.2. Les source des GPL	11
III.3. Exigences des GPL	11
III.3.1. Général	11

III.3.2. La teneur en eau	11
III.3.3. Odeur	11
III.4. Les propriétés typiques de GPL	12
III.4.1. Pression de vapeur	12
III.4.2. Puissance calorifique	12
III.4.3. La teneur en soufre	12
III.4.4. Densité	12
III.4.5. Limites d'inflammabilité	12
III.4.6. Coefficient de dilatation	13
III.4.7. D'autres caractéristiques physiques	13
III.5. Transport et stockage	13
III.6. GPL traités à la raffinerie d'Alger	14
III.6.1. GPL issus du Platforming et Topping	14
III.6.2. GPL commerciaux (butane et propane)	14

Chapitre IV : Théorie sur le procédé de la rectification

IV.1. Introduction	16
IV.1.1. Définition	16
IV.2. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification	17
IV.3. Description d'une colonne de rectification	17
IV.4. Types des colonnes de rectification	19
IV.4.1. Colonnes à plateaux	19
IV.4.2. Colonnes à garnissage	22
IV.5. Choix de la pression dans la colonne	23

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

Problématique	24
Partie A : calcul à 100% de la charge	25
V.1. Les données de départ	25
V.1.1. Composition de la charge	25
V.2. Bilan de matière	26
V.2.1. Calcul des débits molaire et massique et la composition de la charge	26
V.2.2. Calcul des débits et de la composition du distillat et du résidu	27
V.3. Calcul de la pression et la température aux différentes zones de la colonne	29
V.3.1. La pression et la température dans le ballon de reflux	29
V.3.2. La pression et la température au sommet de la colonne	30
V.3.3. La pression et la température au fond de la colonne	31
V.3.4. La pression et la température dans la zone d'alimentation	31
V.4. Calcul des volatilités relatives	33
V.5. Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation	34
V.6. Calcul du taux et du débit de reflux	35

V.6.1. Calcul du taux et du débit de reflux minimaux	35
V.6.2. Calcul du taux et du débit de reflux optimaux	36
V.7. Calcul du taux et du débit de rebouillage	36
V.7.1. Calcul du taux et du débit de rebouillage minimal	36
V.7.2. Calcul du taux et du débit de rebouillage optimal	37
V.8. Calcul du nombre de plateaux théoriques	37
V.8.1. Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification	37
V.8.2. Calcul du nombre de plateaux dans la zone de d'épuisement	38
V.8.3. Calcul du nombre de plateaux total dans la colonne	39
V.9. Détermination du plateau d'alimentation	39
V.10. Bilan thermique de la colonne	40
V.10.1. Composition et masse molaire moyenne de la vapeur provenant du rebouilleur	41
V.10.2. Composition et masse molaire moyenne du liquide qui alimente le rebouilleur	41
V.10.3. Calcul des masses moléculaires moyennes des phases liquide et vapeur	42
V.10.4. Calcul des enthalpies des différents flux	43
V.10.5. Calcul des charges thermiques	44
V.11. Dimensionnement de la colonne	45
V.11.1. Diamètre de la colonne	45
V.11.2. Hauteur de la colonne	49
V.12. Description du simulateur HYSYS	51
Partie B : Calcul à 135% de charge	52
V.13. Calcul à 135% de charge	52
V.13.1. Calcul du débit molaire de la charge	52
V.14. Analyse des résultats	53

Conclusion générale	56
---------------------	----

Références bibliographiques.

Annexes.

Nomenclature

Symboles	Désignation	Unité
C	Coefficient qui dépend du type de plateau, de l'espacement entre plateaux	-
d_L	Densité de la charge	-
D	Diamètre de la colonne	m
D	Débit massique du distillat	Kg/h
D'	Débit molaire du distillat	Kmol/h
e_0	Taux de vaporisation de la charge	-
g_r	Débit de liquide qui alimente le rebouilleur	Kmol/h
g_{xmin}	Débit de reflux froid minimal	Kmol/h
g_{xop}	Débit de reflux froid optimal	Kmol/h
G_{Xmin}	Débit de reflux chaud minimal	Kmol/h
G_{Xop}	Débit de reflux chaud optimal	Kmol/h
G_R	Débit de vapeur provenant du rebouilleur	Kmol/h
h_R	Enthalpie de résidu en état liquide	Kcal/Kmol
h_D	Enthalpie de distillat en état liquide	Kcal/Kmol
h_L	Enthalpie de la charge	Kcal/Kmol
h_o	Enthalpie de la phase liquide de la charge	Kcal/Kmol
h_{gr}	Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur	Kcal/Kmol
h_1	Hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur	m
h_2	Hauteur de la zone de rectification	m
h_3	Hauteur de la zone d'expansion	m
h_4	Hauteur de la zone d'épuisement	m

h_5	Hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur	m
H_D	Enthalpie de distillat en état vapeur	Kcal/Kmol
H_R	Enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur	Kcal/Kmol
H_o	Enthalpie de la phase vapeur dans la charge	Kcal/Kmol
H_T	Hauteur totale de la colonne	m
K_i	Coefficient d'équilibre du constituant «i»	-
K_r	Coefficient d'équilibre du constituant de référence	-
L	Débit massique de la charge (Alimentation)	Kg/h
L'	Débit molaire de la charge	Kmol/h
L_v	Débit volumique de la charge	m ³ /h
M_m	Masse molaire du mélange	Kg/Kmol
M_i	Masse molaire du constituant «i»	Kg/Kmol
M	Nombre de plateaux situés au-dessus du plateau d'alimentation	-
N_{Rmin}	Nombre de plateaux minimal dans la zone de rectification	-
N_R	Nombre de plateaux théoriques dans la zone de rectification	-
N_{Rreel}	Nombre de plateaux réels dans la zone de rectification	-
N_{Emin}	Nombre de plateaux minimal dans la zone d'épuisement	-
N_E	Nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement	-
N_{Ereel}	Nombre de plateaux réels dans la zone d'épuisement	-
N_T	Nombre total de plateaux dans la colonne	-
P	Nombre de plateaux situés au-dessous du plateau d'alimentation	-
P_b	Pression dans le ballon de reflux	Atm
P_s	Pression au sommet de la colonne	Atm
P_f	Pression au fond de la colonne	Atm

P_A	Pression d'alimentation	Atm
P_{iC}	Pression critique du constituant « i »	Atm
P_r	Pression réduite	Atm
P_c	Pression critique	Atm
Q_L	charge thermique de l'alimentation	Kcal/h
Q_D	charge thermique du distillat	Kcal/h
Q_R	charge thermique du résidu	Kcal/h
Q_{Rb}	charge thermique fournie par le rebouilleur	Kcal/h
Q_c	charge thermique du condenseur	
R	Débit massique du résidu	Kg/h
R'	Débit molaire du résidu	Kmol/h
$(r_f)_{min}$	Taux de reflux minimal	-

$(r_f)_{op}$	Taux de reflux optimal	-
$(r_b)_{min}$	Taux de rebouillage minimal	-
$(r_b)_{op}$	Taux de rebouillage optimal	-
S	Section de la colonne	m^2
T_{iC}	Température critique du constituant « i »	$^{\circ}C$
T_r	Température réduite	$^{\circ}C$
T_c	Température critique	$^{\circ}C$
T_b	Température dans le ballon de reflux	$^{\circ}C$
T_s	Température au sommet de la colonne	$^{\circ}C$
T_f	Température au fond de la colonne	$^{\circ}C$
T_A	Température d'alimentation	$^{\circ}C$

V	Débit volumique des vapeurs au sommet de la colonne	m ³ /h
V _M	Débit massique des vapeurs	m ³ /h
V _m	Débit molaire des vapeurs	mol/h
V _L	Débit massique du liquide	Kg/h
W	Vitesse admissible des vapeurs	m/s
X' _{Ri}	Fraction molaire du constituant « i » dans le résidu	-
X' _{RC1}	Fraction molaire de CH ₄ dans le résidu	-
X' _{RC2}	Fraction molaire de C ₂ H ₆ dans le résidu	-
X' _{RC3}	Fraction molaire de C ₃ H ₈ dans le résidu	-
X' _{RiC4}	Fraction molaire de iC ₄ H ₁₀ dans le résidu	-
X' _{RnC4}	Fraction molaire de nC ₄ H ₁₀ dans le résidu	-
X' _{RiC5}	Fraction molaire de iC ₅ H ₁₂ dans le résidu	-
X' _{RnC5}	Fraction molaire de nC ₅ H ₁₂ dans le résidu	-
X' _{Li}	Fraction molaire du constituant « i » dans la charge	-
X' _{Oi}	Concentration molaire de l'élément « i » dans la phase liquide	-
Y' _{Di}	Fraction molaire du constituant « i » dans le distillat	-
Y' _{DC1}	Fraction molaire de CH ₄ dans le distillat	-
Y' _{DC2}	Fraction molaire de C ₂ H ₆ dans le distillat	-
Y' _{DC3}	Fraction molaire de C ₃ H ₈ dans le distillat	-
Y' _{DiC4}	Fraction molaire de iC ₄ H ₁₀ dans le distillat	-
Y' _{DnC4}	Fraction molaire de nC ₄ H ₁₀ dans le distillat	-
Y' _{DiC5}	Fraction molaire de iC ₅ H ₁₂ dans le distillat	-
Y' _{DnC5}	Fraction molaire de nC ₅ H ₁₂ dans le distillat	-
Y' _{Oi}	Concentration molaire de l'élément « i » dans la phase vapeur	-

Z	Facteur de compressibilité	-
α_{LC3}	volatilité relative moyenne du constituant clé-volatile dans la rectification	-
α_{LiC4}	volatilité relative moyenne du constituant clé-volatile dans la zone d'épuisement	-
α_{Dim}	Volatilité relative moyenne du constituant « i » par rapport à la clé lourde dans la zone de rectification	-
α_{Rim}	Volatilité relative moyenne du constituant « i » par rapport à la clé lourde dans la zone d'épuisement	-
α_{Li}	Volatilité relative entre le constituant clé lourde et le constituant « i » dans la zone d'alimentation	-
α_{Di}	Volatilité relative entre le constituant clé lourde et le constituant « i » dans la zone de rectification	-
α_{Ri}	Volatilité relative entre le constituant clé lourde et le constituant « i » dans la zone d'épuisement	-
α_i	Volatilité relative du constituant « i »	-
ϕ	Paramètre conventionnel relie au constituant clé dans l'alimentation	-
ρ^V	Masse volumique des vapeurs	Kg/m ³
ρ^L	Masse volumique du liquide	Kg/m ³
ρ_4^{20}	Masse volumique du liquide à 20°C	Kg/m ³
ρ_4^{38}	Masse volumique du liquide à 38°C	Kg/m ³
ρ_4^{88}	Masse volumique du liquide à 88°C	Kg/m ³
ρ_{eau}	Masse volumique de l'eau	Kg/L
ρ_i	Masse volumique de la charge	Kg/m ³
ΔP_1	Pertes de charges dues aux résistances des conduites du condenseur	Atm
ΔP_2	Perte de charge entre le sommet et le fond de la colonne	Atm

Indices	Désignation
L	Relatif à la charge (liquide)
R	Relatif au résidu
Di	Relatif au distillat
M	Relatif au mélange
v	Relatif aux paramètres volumiques
C ₁	Relatif au constituant méthane CH ₄
C ₂	Relatif au constituant éthane C ₂ H ₆
C ₃	Relatif au constituant propane C ₃ H ₈
iC ₄	Relatif au constituant isobutane iC ₄ H ₁₀
nC ₄	Relatif au constituant normal butane nC ₄ H ₁₀
iC ₅	Relatif au constituant isopentane iC ₅ H ₁₂
nC ₅	Relatif au constituant normal pentane nC ₅ H ₁₂
X'	Relatif à la fraction molaire du constituant dans l'alimentation ou dans le résidu
Y'	Relatif à la fraction molaire du constituant dans le distillat
b	Relatif au ballon de reflux
S	Relatif au sommet de la colonne
f	Relatif au fond de la colonne
a	Relatif à l'alimentation
R	Relatif à la référence
0	Relatif aux conditions initiales
Réel	Relatif au nombre réel
T	Relatif au nombre total
f	Relatif au taux de reflux

b	Relatif au taux de rebouillage
R	Relatif à la zone de rectification
E	Relatif à la zone d'épuisement
Rb	Relatif au rebouilleur
r	Réduite
C	Critique
1-5	Relatif à la hauteur dans la colonne

Exposant	Désignation
,	Relatif à la fraction molaire
V	Relatif à la vapeur
L	Relatif au liquide

Abréviations	Désignation
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfier
GN	Gaz Naturel
C302	Colonne de dépropaniseur de l'unité 300
D303	Ballon 303
P303	Pompe 303
E303	Condenseur 303
E304	Robouilleur 304
E305AR	Aéroréfrigérant 305
PRC	Pressure Regulator Controller (contrôleur régulateur de la pression)
FRC	Flow Regulator Controlle (contrôleur régulateur du débit)
TRC	Temperature Regulator Controller (contrôleur régulateur de la température)
LIC	Level Indicating Controller (contrôleur d'indication de niveau)
TIC	Temperature Indicating Controller (contrôleur d'indication de la température)
PC	Pressure Controller (contrôleur de la pression)
TC	Temperature Controller (contrôleur de la température)
LC	Level Controller (contrôleur de niveau)
FC	Flow Controller (contrôleur de débit)
FR	Régulateur de débit
ASTM	American Society for Testing and Materials (société américaine pour test et matériels)
BP	Société britannique de pétrole
SN Repal	Société Nationale de Recherche et d'Exploitation de Pétrole en Algérie
U100	Unité de distillation atmosphérique « Topping »

U200	Unité de reforming catalytique
U300	L'unité de gaz « Gas plant »
IO	Indice d'octane
C104	La colonne de débutaniseur de l'unité 100
C202	La colonne de débutaniseur de l'unité 200
D	Ballon
P	pompe
E301A et B	Condenseurs 301
E302	Rebouilleur 302
C301	Colonne de dééthaniseur
LRC	Contrôleur régulateur de niveau

Listes des figures

Les figures	page
Figure I.1 : Vue aérienne de la raffinerie d'Alger	3
Figure II.1 : Schéma de l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Alger	10
Figure III.2 : Camion-citerne	13
Figure III.3 : Stockage de GPL réfrigéré	13
Figure III.4 : Installation de stockage de GPL industrielle	14
Figure III.5 : Cuve de stockage de GPL pour une installation domestique	14
Figure IV.1 : Schéma simplifier de la rectification	16
Figure IV.2 : Schéma d'une colonne de rectification	19
Figure IV.3 : Schéma simplifier de plateaux perforé à déversoirs	20
Figure IV.4 : Schéma de calotte	21
Figure IV.5 : Plateaux à clapets	22
Figure IV.6 : Schéma de fonctionnement d'un clapet	22
Figure V.2 : Représentation du Flow-sheet de l'unité Gas-plant	51

Liste des tableaux

Les tableaux	Page
Tableau III.4 : Spécifications du butane et propane	15
Tableau V.1 : Données de départ	25
Tableau V.2 : Composition molaire de l'alimentation du dépropaniseur	26
Tableau V.3 : Composition et débit massique, molaire de la charge	27
Tableau V.4 : Débits et composition du distillat et du résidu	29
Tableau V.5 : Coefficient d'équilibre dans le ballon de reflux	29
Tableau V.6 : Coefficient d'équilibre au sommet de la colonne	30
Tableau V.7 : Coefficient d'équilibre au fond de la colonne (Résidu)	31
Tableau V.8 : Coefficient d'équilibre de l'alimentation	32
Tableau V.9 : Paramètres de marche du dépropaniseur aux différentes zones	32
Tableau V.10 : la constante d'équilibre de l'élément de référence pour chaque zone	33
Tableau V.11 : Coefficient d'équilibre, volatilités relatives et moyennes aux différentes zones de la colonne	34
Tableau V.12 : Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation	35
Tableau V.13 : Calcul du paramètre de l'équation d'Underwood	36
Tableau V.14 : Composition de la vapeur provenant du rebouilleur	41
Tableau V.15 : Composition du liquide qui alimente le rebouilleur	42
Tableau V.16 : Composition et masse moléculaire moyenne de la phase liquide de la charge	42
Tableau V.17 : Composition et masse moléculaire moyenne de la phase vapeur de la charge	43
Tableau V.18 : Composition et masses moléculaire moyenne du distillat et du résidu	43
Tableau V.19 : Enthalpies des différents flux	44
Tableau V.20 : Calcul de température et pression réduite	46
Tableau V.21 : Valeurs du coefficient C	47
Tableau V.22 : Concentrations massiques des constituants	48
Tableau V.23 : calcul de la masse volumique du liquide à 20 °C	48
Tableau V.24 : Comparaison entre les différents cas étudiés pour le dépropaniseur	53
Tableau V.25 : Comparaison entre le cas de 100% de la charge et le cas actuel	54

Liste des annexes

Annexe 1 : Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).
Annexe 2 : Correlation de Gilliland.
Annexe 3 : Enthalpie des hydrocarbures paraffiniques à l'état vapeur.
Annexe 4 : Enthalpie des hydrocarbures paraffiniques à l'état liquide.
Annexe 5 : Enthalpie des hydrocarbures paraffiniques à l'état liquide.
Annexe 6 : Tableau des coordonnées critiques.
Annexe 7 : Coefficient de compressibilité Z en fonction des coordonnées réduite
Annexe 8 : Paramètres de marche des équipements de l'unité gas-plant.
Annexe 9 : Plan de contrôle de qualité des produits.
Annexe 10 : Résultats obtenus par le simulateur HYSYS pour 100% de la charge
Annexe 11 : Résultats obtenus par le simulateur HYSYS pour 135% de la charge
Annexe 12 : Les tableaux des caractéristiques des GPL

Introduction générale

INTRODUCTION

Dans le cadre de la stratégie globale du développement de l'Algérie, l'industrialisation joue un rôle prépondérant par la création des industries nécessaires et indispensables à une économie nationale indépendante. Les branches de l'industrie sont nombreuses et parmi elles celle des hydrocarbures dont la matière de base est le pétrole et le gaz.

Le pétrole brut, sorti du puits, ne peut être utilisé tel quel, car c'est un mélange assez complexe de toutes sortes de constituants. Il est donc indispensable d'utiliser différents processus de traitements et de transformation afin de tirer le maximum de produits à haute valeur commerciale. L'ensemble de ces traitements et de ces transformations constituent le raffinage du pétrole [1].

Les gaz de pétrole liquéfiés sont considérés comme des sous-produits des activités pétrolières et gazières. Toutefois ; les qualités essentielles de ce produit et les avantages multiples qui lui sont reconnus devraient le hisser à un niveau de noblesse d'utilisation au même titre que les autres formes d'énergie. Et c'est à cet effet, que l'Algérie a été parmi les pionniers pour la valorisation des gaz de pétrole en les traitants dans les différentes raffineries du pays.

La raffinerie d'Alger est l'une des plus importantes industries pour l'économie nationale. Elle couvre la région centre du pays avec différents produits finis. Elle repose essentiellement sur la distillation atmosphérique, le reforming catalytique et le traitement de gaz.

Dans sa stratégie de valorisation des ressources d'hydrocarbures en Algérie. la SONATRACH a mis en place un important plan de développement actuellement en cours de réalisation. Ce plan prévoit des augmentations de production d'hydrocarbures en Algérie notamment celle du GPL. Il est clair que la consommation nationale de GPL, doit être encouragée que cela soit au travers de son utilisation en carburant auto, comme matière première pour les industries pétrochimiques ou pourquoi pas dans la génération électrique.

Le marché international GPL, est relativement limité et il sera à l'avenir de plus en plus concurrentiel et durant cette dernière année, l'offre en GPL n'a pas satisfait la demande du marché national. A cette fin, la raffinerie d'Alger s'est engagée à dynamiser sa politique de développement et trouver le meilleur moyen pour satisfaire les besoins de tous ses clients.

Introduction générale

Parmi les alternatives qui peuvent être envisagées pour augmenter la production ; celle qui consiste à augmenter la charge et vérifier la flexibilité des différents équipements laquelle est une possibilité ou une piste qui est toujours envisageable. Souvent, cette solution est applicable avec quelques légères modifications sur les circuits ou sur quelques équipements. Le but de ce travail est de répondre si une telle solution est applicable à l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Alger.

L'étude dans ce projet est faite pour l'unité 300 de la raffinerie d'Alger appelée, fréquemment : Gas-plant, spécialement la colonne de dépropaniseur C302 désignée pour la séparation et récupération de GPL.

Etant donnée l'augmentation de la demande sur les produits : propane et butane commerciaux, il a été jugé nécessaire d'augmenter la capacité de traitement de cette unité. A ce titre, notre étude consistera à faire un calcul de dimensionnement de la colonne de distillation (Splitter) C302 pour une augmentation de 35% par rapport à la charge nominale et de proposer toutes les recommandations possibles pour assurer le bon fonctionnement de l'installation.

Ce mémoire se compose de Cinq chapitres :

Le premier chapitre est consacré à la présentation de la raffinerie d'Alger en bref.

Dans le deuxième chapitre on a fait une description brève de l'unité Gas-plant.

Le troisième chapitre est consacré aux caractéristiques des GPL.

Le quatrième chapitre traite le théorème on expose les bases théorique de la rectification.

Le cinquième chapitre est consacré au calcul des différents paramètres de mesure de la colonne de dépropaniseur de l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Alger pour la charge actuelle et pour une augmentation de charge de 35%.

Ce travail s'achève par une conclusion générale où je mets en relief les principaux résultats de mon étude et des recommandations.

Chapitre I :
Présentation de la raffinerie
d'Alger

I.1. Historique de la raffinerie

Suite à la découverte du pétrole dans le sud algérien en septembre 1959, par sept compagnies pétrolières internationales, la construction de la raffinerie d'Alger a duré 03 ans (1961-1963) et sa mise en service a eu lieu le 16 février 1964.

Les compagnies ayant participé au projet sont :

- Société Shell Algérie 24%.
- Compagnie française de pétrole 20%.
- Esso méditerranéen 17,5%.
- Société britannique de pétrole BP 10,4%
- SN Repal 10%.

Le démarrage de sa construction par la société française FOSTER WHEELER remonte à juin 1961 et sa production a débuté en février 1964. Elle a été conçue pour traiter le brut de Hassi Messaoud soit pure ou mélangé avec des proportions variables de condensat de Hassi Rmel [2].

Le coût de sa construction est estimé à 210 millions de dinars dont 170 millions pour les installations et 40 millions des frais établis et autres.

Dans une première phase, l'Algérie a acquis des actions par l'intermédiaire de SONATRACH en suite, elle a procédé à la nationalisation dans une seconde phase. La raffinerie devient en 1972, propriété à 100% de l'état algérien.

I.2. Situation géographique

D'une superficie de 182 hectares, la raffinerie est située à 20km à l'est d'Alger et à 5Km au sud d'EL Harrach à Sidi Arcine-Baraki. Cet emplacement a été choisi après une étude du sol et la découverte d'une nappe d'eau nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement.



Figure I.1 : Vue aérienne de la Raffinerie d'Alger.

I.3. Capacité de production

Au démarrage, la capacité de production était de 1.5 Mt/an. Cette capacité a été portée à 2.7 Mt/an, elle atteint le plafond de production en 1991 avec 3 Mt/an. Actuellement la production est de 2.7 Mt/an [3].

I.4. Les principales installations

I.4.1. Unité de distillation atmosphérique (U100) « Topping »

C'est l'unité mère de la raffinerie d'Alger appelée aussi unité Topping. Ce procédé vient après le dégazage et le dessalage qui se font sur les sites d'extraction.

Cette unité de distillation primaire a une capacité de 2.7 millions de tonne par an et a pour but de fractionner le pétrole en un certain nombre de coupes ou fractions classés en fonction des températures d'ébullition des hydrocarbures. La distillation initiale s'effectue entre 30°C et 380°C.

Les produits de cette distillation sont soutirés aux plateaux suivant :

- Plateaux 10-12 : distillat à 335°C.
- Plateaux 17-19 : gasoil léger à 280°C.
- Plateaux 24-26 : kérosène à 223°C.
- Plateaux 45-49 : essence totale à 109°C.

I.4.2. Unité de reforming catalytique (U200)

Le fractionnement initial de pétrole brut par distillation fournit des coupes d'essences à indice d'octane faible, celui de l'essence lourd varie entre 30 et 50. Or les carburants autos commerciales exigent des indices élevés de 95 à 98.

L'unité 200 traite le solvant total de l'unité Topping dans le but est de produire une base carburants à indice d'octane élevé (reformat), du GPL et aussi un gaz riche en hydrogène, elle a une capacité de 2500 m³/jour.

I.4.3. L'unité de gaz (U300) « Gas plant »

Cette unité permet la séparation et les traitements des gaz liquéfiés, elle été dimensionnée pour traiter, le produit pure liquéfiable venant des accumulateurs de tête des debutaniseurs de l'unité de distillation atmosphérique et de l'unité de reforming catalytique afin d'obtenir du propane et butane commerciaux.

I.4.4. Unité de mélange (Ethylation)

Son rôle est de produire deux qualités d'essences : normal et super (IO=90, IO=96). Les deux essences normales et super sont fabriquées par mélange en ligne de trois constituants produits par l'unité 200 sont combinées et stockées dans les réservoirs.

I.4.5. Parc de stockage

On y trouve 33 bacs. Le nombre et la capacité des réservoirs ont été déterminés en fonction de la production et des enlèvements.

- Les bacs de pétrole brut directement alimentés par pipe-line.
- Les réservoirs à toit flottant pour produits légers.
- Les réservoirs à toit fixe pour les produits lourds (faible volatilité).

Les bacs à toit fixe disposent de soupapes de respiration ou évents.

Tous les réservoirs, sont équipés d'une mise à la terre, de purge d'eau, de purge de toit (pour les réservoirs à toit flottant), d'indicateurs et de transmetteurs de niveau et de température.

I.4.6. Salle de contrôle

Le nombre important d'appareils de mesure équipant une unité de raffinage a conduit à la nécessité de concentrer dans une salle de contrôle toutes les informations nécessaire à la marche de l'unité (températures, pression, débits, contrôle des vannes...etc).

I.4.7. Centre thermoélectrique

Elle a pour but d'assurer les besoins énergétique de la raffinerie (électricité, vapeur...etc). Ces besoins énergétiques sont fournis par des chaudières et des alternateurs et générateur de courant électrique. La raffinerie dispose aussi d'une ligne de courant secours SONALGAZ utilisée durant les périodes d'arrêt et de maintenance.

I.4.8. Le laboratoire

La raffinerie possède un laboratoire de contrôle où sont effectuées les analyses sur les différents produits intermédiaires ou finis.

Un certain nombre de test classique sont réalisés dans le but de contrôler les spécifications des produits pétroliers selon les normes mais aussi suivre l'évolution de la production [4].

Chapitre II :
Description de l'unité Gas-plant

II.1. Le rôle de l'unité Gas-plant

L'unité de Gas-plant est l'unité de traitement des GPL provenant des accumulateurs de débutaniseur de l'unité de distillation atmosphérique U100 et de l'unité de reforming catalytique U200. Elle a pour but de séparer le propane et le butane pour la commercialisation, on utilise un système de tamis moléculaire pour éliminer les impuretés contenues dans le propane et le butane.

II.2. Capacité de production

L'alimentation de cette unité sera au maximum de 960 m³/jour. Cette capacité correspond au mélange de 415 m³/jour de l'unité 100 avec 545 m³/jour venant de l'unité 200.

Comme l'unité de distillation atmosphérique a été étudiée pour traiter un mélange en proportions variables de Hassi-Messaoud et du condensat de Hassi-R'mel, et que l'unité de reforming catalytique peut être en service carburant ordinaire ou super, la charge du Gas-plant et sa composition peuvent varier dans une assez large mesure.

Il en sera de même pour les rendements en butane, propane et fuel gaz. La composition de ce dernier en outre sera variable.

Il est bon de signaler que les unités 100, 200, et 300 ont été étudiées telles que :

- Les unités 100 et 200 pourront marcher lors d'un arrêt de l'unité 300.
- Les unités 200 et 300 pourront marcher lors d'un arrêt de l'unité 100.
- Les unités 100 et 300 pourront marcher lors d'un arrêt de l'unité 200.

II.3. Description du schéma technologique de l'unité 300

Comparativement aux deux autres unités (distillation atmosphérique et reforming catalytique) du point de vue complexité d'installations et procédés utilisés, l'unité Gas-plant est l'unité la plus simple de la raffinerie, n'empêche qu'elle est considérée comme étant le leadership de production du propane et du butane commerciaux au niveau de la wilaya d'Alger. En effet cette unité assure d'une part la séparation des gaz liquéfiés provenant de l'unité 100 et 200 pour obtenir les C₃ et C₄ et d'autre part un traitement par tamis moléculaires qui retiennent les composés indésirables : le soufre et l'eau, afin de purifier le butane et propane obtenus pour amplifier leur valeur commerciale.

II.3.1. Description de la tour de dééthanisation C301

Le produit de tête liquide du débutaniseur C104 quittant l'unité de distillation atmosphérique se mélange à un courant d'hydrocarbures liquides venant du débutaniseur C202 de l'unité de reforming et le produit total est envoyé dans le ballon tampon D301. Le liquide venant de ce ballon, sous une pression de 13 à 14

Chapitre II : Description de l'unité Gas-plant (U300)

bars, est pompé par la pompe P301 est envoyé dans la tour C301 au niveau de 11^{ème}, 13^{ème} et 14^{ème} plateaux.

Cette tour comprend 20 plateaux double-passe à clapets. A son sommet, l'éthane et les plus légers sont entièrement éliminés à l'état gazeux ainsi qu'une petite quantité de propane. Le tout est partiellement condensé dans les deux condenseurs placés en série E301A et B, puis recueillie dans le ballon D302. La partie liquide est recyclée en reflux sur le plateau 20 de la tour par la pompe P302 tandis que la phase gazeuse (incondensable) est éliminée au sommet du ballon D302 pour être utilisée comme gaz combustible (fuel gaz).

Une partie des produits du 1^{er} plateau est soutirée, réchauffée à 104⁰C, dans le rebouilleur E302 alimenté par une partie du solvant de la tour C101, la partie liquide quitte le fond du rebouilleur pour retourner au fond du dééthaniseur, tandis que la partie gazeuse quitte le sommet du rebouilleur pour retourner au-dessous au niveau du 1^{er} plateau où il règne une pression de 30 bars.

II.3.1.1. Régulation

La tour C301 ainsi que les deux ballons D301 et D302 et le rebouilleur E302 sont contrôlés par un ensemble d'instruments de régulation qui permettent de maintenir les conditions de marche requises pour l'obtention de produits finis aux spécifications.

a. Ballon D301

En plus d'un enregistreur de niveau LR.301 qui permet de suivre l'évolution du niveau dans ce ballon, il existe aussi un HLA.301 qui déclencherait l'alarme en cas où le niveau montait dangereusement dans le ballon.

b. Tour C301

Le système de régulation de cette tour comprend principalement une PRC. Le contrôle de la pression effectuée par un enregistreur de pression PRC.301 qui actionne une vanne permettant de contrôler la quantité d'incondensables qui s'échappent du ballon D302 vers le réseau fuel gaz et dont le débit est enregistré par le FRC301. Le niveau de la tour, est maintenu constant à l'aide d'un enregistreur régulateur de niveau LRC301 qui permet de contrôler la quantité de liquide quittant le fond de cette tour.

De plus, la quantité de produit condensé se trouvant dans le ballon D302 est recyclée en reflux dans la colonne C301 par la pompe P302 sous l'action d'un régulateur enregistreur de débit (FRC302).

c. Rebouilleur E302

La quantité de résidu qui traverse ce rebouilleur est ajusté par un enregistreur de débit qui permet de contrôler les quantités de gaz et liquide formées et recyclées dans la tour ainsi que leur température.

d. Ballon D302

Le contrôle du niveau dans ce ballon est effectué par un indicateur régulateur de niveau (LIC.301) qui ajuste la quantité de gaz qui passe au condenseur E301 A/B.

II.3.2. Description de la tour de dépropanisation C302

Le produit de fond de la tour C301 alimente la tour C302, cette tour contient 30 plateaux double-passe à clapets, d'une hauteur de 21,3m et d'un diamètre de 1,25m. Le propane est récupéré en tête et le butane au fond. L'alimentation peut se faire aux plateaux 13^{ème} ou 17^{ème}. Le propane, qui quitte le sommet de la tour à 49°C sous une pression de 16 bars, est entièrement condensé dans le condenseur E303. Le liquide est collecté dans le ballon D303 où règne une pression de 15,5 bar.

Une partie du liquide est envoyée en reflux par la pompe P303 au sommet de la tour sur le plateau 30, le reste est pompé vers le stockage, à travers le réfrigérant et les tamis moléculaires C303A et D305 qui éliminent les produits sulfurés et l'eau dissous.

Le butane sortant du 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 partiellement refroidie par l'aéroréfrigérant E305Ar puis totalement refroidi dans E305 (échangeur à eau), à 38°C Sous une pression de 15 bar, ce produit liquide est finalement traité aux tamis moléculaires D307 et C303B afin de le débarrasser des produits sulfurés et de l'eau avant le stockage.

II.3.2.1. Régulation

a. Tour C302

Le système de régulation de cette tour est constitué par un seul instrument, une PRC qui actionne une vanne contrôlant la quantité de gaz qui passe au condenseur E303. La quantité de propane envoyée en reflux au sommet de cette colonne est contrôlée par un enregistreur contrôleur de débit FRC302.

b. Ballon D303

Le réglage du niveau dans ce ballon est effectué par un indicateur contrôleur de débit LIC 302 laisse partir vers les tamis moléculaires une quantité de propane telle que le niveau de D303 reste sensiblement constant.

c. Rebouilleur E304

La quantité de produit soutiré de ce rebouilleur est contrôlée par un contrôleur de niveau LC 302. La quantité de kérosène qui chauffe cet échangeur est ajusté par un enregistreur contrôleur de débit FRC 308.

II.3.3. Système de purification

Le rôle de cette section est de débarrasser le propane et le butane des produits sulfureux et de l'eau éventuellement entraînée pour les rendre utilisables dans le commerce. Les tamis moléculaires se présentent sous forme de lits adsorbants qui fixent sélectivement l'eau et les composés sulfurés.

Deux réacteurs sont prévus pour chaque produit à désulfurer, dont un seul est en opération alors que l'autre est en régénération: pour le propane : D305 et C303A et pour le butane : D307 et C303B.

A la sortie du réacteur, le propane ou le butane, se trouve débarrassé des produits sulfurés et de l'eau, est envoyé au stockage sous contrôle de pression PC-302 pour le propane et PC-301 pour le butane [4].

II.4. contraintes de l'unité Gas-plant

➤ En amont

Une faible production des GPL des unités Topping/Reforming fait baisser la production du propane à l'unité Gas-plant.

La quantité des GPL perdue est due à :

- L'entraînement des GPL avec l'essence SR suite à l'encrassement des rebouilleurs E121A/B, cela se voit par la tension de vapeur de l'essence SR très élevée.
- Le dégazage vers torche par FR109 entraine une perte des GPL, par conséquent la baisse de la charge traitée sur le FR 101.
- La nature du pétrole brut de densité de $0,805 \text{ g/cm}^3$ (lourd).

➤ En aval

- Faible débit d'alimentation FR 301.
- Encrassement du réfrigérant à eau E303.
- Les tubes du condenseur à eau E301 A/B **fuyards**.
- Une faible pression de l'eau de refroidissement entraine une mauvaise réfrigération.

Chapitre II : Description de l'unité Gas-plant (U300)

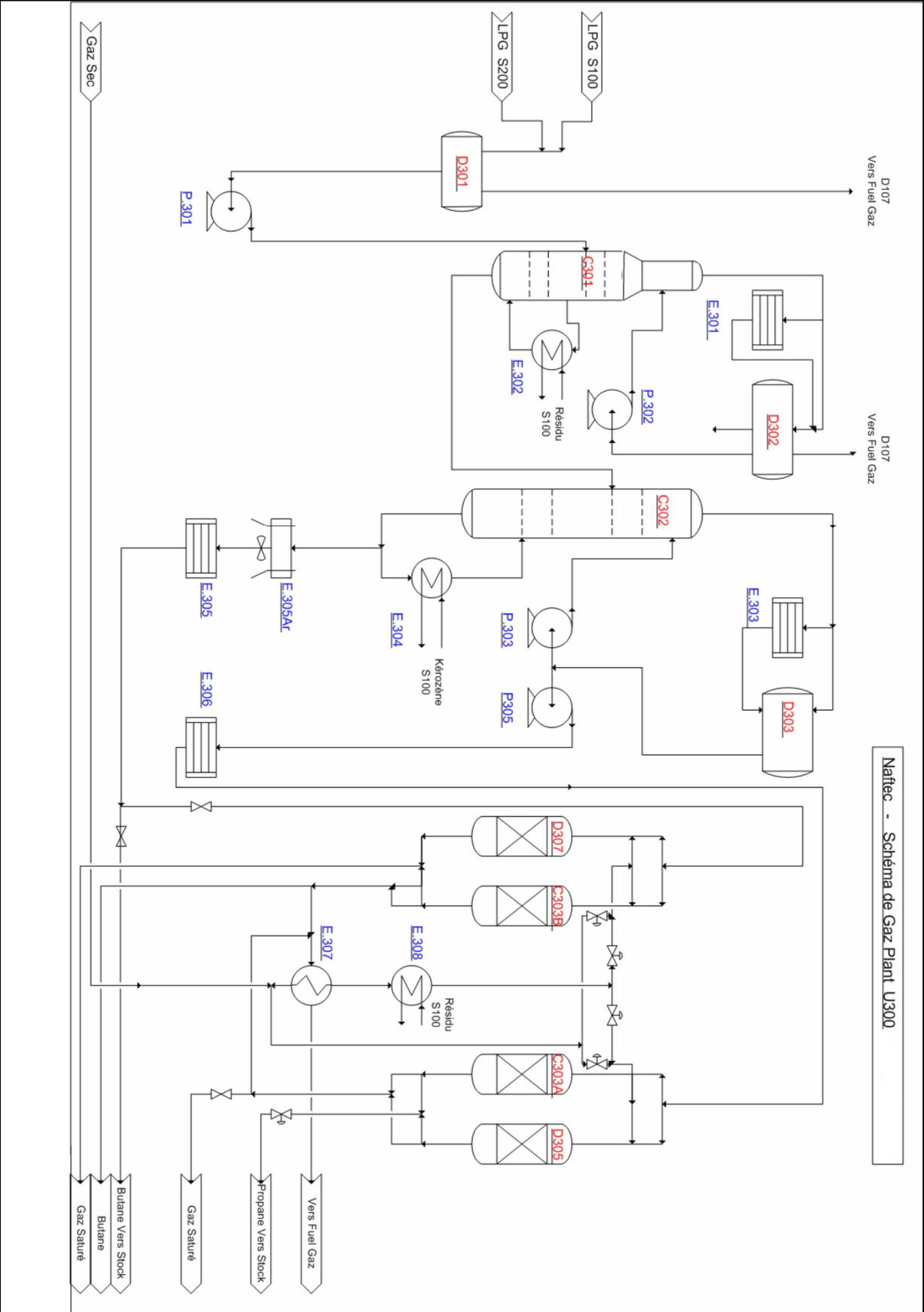


Figure II.1 : Schéma de l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Alger

Chapitre III :
Généralités sur le GPL

III.1. Définition de GPL

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

La composition chimique de GPL, est variable selon les normes et ses utilisations dans différent pays (50%,50% en France et 95%,5% aux état- unis). Il peut contenir ; le propylène, butène, et une faible quantité de méthane, éthylène, pentane, et exceptionnellement d'hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique.

Le GPL est également utilisé comme carburant efficace pour les véhicules, et dans diffèrent domaines tels que la pétrochimie, la production électrique, et la climatisation....etc.

III.2. Les sources des GPL

Les gaz de pétrole liquéfié (GPL) sont produits principalement :

- Dans les raffineries de pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole ; soit pendant le craquage thermique ou reforming catalytique des produits en vue de la production des essences.
- Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de recueillir les condensâts (propane, butane, essences légère etc.....)
- Par récupération directe des gaz séparés du brut [5].

III.3. Exigences des GPL

III.3.1. Général

Lors d'un essai conformément aux méthodes indiquées dans le tableau III.1 (voir l'annexe 12) les propriétés du butane commercial et propane commercial doivent être en conformité avec la limitation exigences indiquées dans ce tableau.

III.3.2. La teneur en eau

Butane commercial et propane commercial ne doivent pas contenir de l'eau libre ou en suspension sur l'inspection visuelle. En outre, pour le propane commercial, la teneur en eau ne doit pas être dissoute de manière à provoquer l'échec lorsqu'il est testé conformément à la méthode de congélation de la vanne.

III.3.3. Odeur

L'odeur du gaz doit être distinctive et désagréable, et l'odeur dans un mélange gaz / air est telle qu'elle est détectable jusqu'à une concentration de 20 pour cent de la concentration correspondant à la limite inférieure d'inflammabilité du mélange

d'hydrocarbures concerné. [6]

III.4. Les propriétés typiques de GPL

Les propriétés typiques sont présentées dans le tableau III.2 (voir l'annexe12). Elles sont importantes pour établir les exigences pour le stockage, la manipulation et l'utilisation du GPL.

III.4.1. Pression de vapeur

Il s'agit d'une des propriétés les plus importantes de GPL, car il détermine la pression qui va être exercée par le gaz à température ambiante, et donc influe sur les conditions de manipulation et de la conception des pressions de travail des récipients de stockage. La pression de vapeur est la pression à laquelle un liquide et sa vapeur sont en équilibre à une température donnée. Le point d'ébullition d'un liquide est, en effet, la température à laquelle la pression de vapeur est égale à la pression ambiante externe.

Figure III.1 montre les courbes de pression de vapeur / température pour le propane et le butane commercial. En raison de son faible point d'ébullition, des taux plus élevés de vaporisation pour de longues périodes peuvent être obtenus à partir de propane que de butane, et dans le même temps, les pressions appréciables sont maintenues mêmes à de basses températures ambiantes.

III.4.2. Puissance calorifique

Cela est défini comme la quantité de chaleur libérée lorsque le volume de l'unité (ou unité de masse) du gaz est brûlé à une température et une pression standard. Elle est généralement exprimée en termes de mégajoules par mètre cube à 15 °C et 1016 mbar, ou en mégajoules par kilogramme. Les Valeurs calorifiques typiques de GPL et autres combustibles gazeux sont présentés dans le tableau III.3 (voir l'annexe12).

III.4.3. La teneur en soufre

Par rapport à la plupart des autres combustibles largement disponibles à l'exception du gaz naturel, le GPL a très faible teneur en soufre qui est strictement contrôlée à l'intérieur des limites de spécification serrés. Cela fait un GPL de carburant particulièrement utile lorsque les produits de combustion sont destinés à être rejetés directement dans le logement vivant [6].

III.4.4. Densité

Aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourd que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre exemple : à 38 °C la densité est égale 0,534, la densité est très importante dans le GPL commerciale [7].

III.4.5. Limites d'inflammabilité

Le domaine d'inflammabilité à température et pression ambiantes s'étend entre environ 2 pour cent de la vapeur dans l'air à sa limite inférieure et approximativement 10 pour cent de la vapeur dans l'air à sa limite supérieure [6].

III.4.6. Coefficient de dilatation

À l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies) [7].

III.4.7. D'autres caractéristiques physiques

- GPL est à la fois incolore et inodore. Cependant, une odeur distinctive est ajoutée pour faciliter la détection dans le cas d'une fuite.
- Ni propane ni butane est toxique.
- Propane et le butane liquide se vaporise rapidement libérés dans l'air, et si elles entrent en contact avec la peau nue peuvent causer des brûlures de congélation douloureuses [6].

III.5. Transport et stockage

Le grand avantage de GPL qui est destiné à être utilisé, il peut être considéré comme un gaz, pour le transport, mais elle peut être traitée en tant que liquide. La méthode la plus courante pour le transport de GPL est par camion-citerne (jusqu'à 17 tonnes de produits) ou citerne wagon (à partir de 20 tonnes à 100 tonnes par wagon), comme illustré par la figure III.2. Afin de maintenir le produit à l'état liquide, cependant, il doit être maintenu sous pression et les réservoirs contiennent des appareils de pression. Cette pression doit être maintenue pendant toutes les activités, de stockage de la raffinerie, à transférer dans le camion-citerne ou wagon citerne, puis dans la cuve de stockage dans les locaux des utilisateurs.

Il y a aussi le transport et le stockage de GPL à l'état réfrigéré. Grandes cargaisons internationales de transport maritime sont généralement réfrigérés, tandis que le stockage réfrigéré des terres ne se justifie économiquement pour le stockage mesurée en milliers de tonnes et pour les terminaux d'importation / exportation, comme illustré par la figure III.3.



Figure III.2 : Camion-citerne.

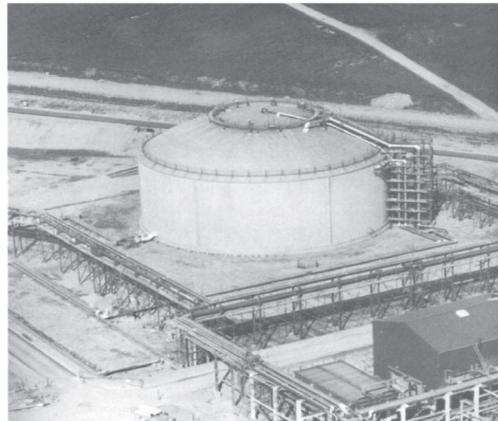


Figure III.3 : Stockage de GPL réfrigéré

Cuves de stockage pour la gamme GPL des grands utilisateurs industriels et les raffineries de 1000 tonnes de capacité ou plus bas pour les petits utilisateurs industriels ou commerciaux. Même les petits navires à 380 litres conçus pour un

Chapitre III : Généralité sur le GPL

remplissage sur site sont utilisés à des fins domestiques, pour le chauffage et la cuisine. Navires similaires sont utilisés pour des terrains de camping permanents et maisons de vacances. Les figures III.4 et III.5 illustrent une installation de stockage à usage industriel et domestique, respectivement [6].

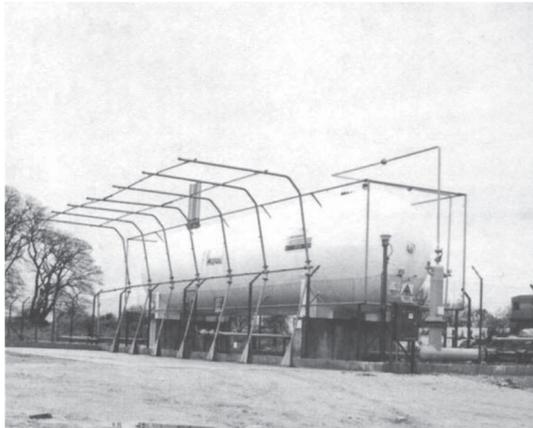


Figure III.4 : Installation de stockage de GPL industrielle.



Figure III.5 : cuve de stockage de GPL pour une installation domestique.

III.6. GPL traités à la raffinerie d'Alger

Dans ce qui suit, on décrira les deux types de gaz de pétrole liquéfiés :

- Le premier, issu de la distillation atmosphérique ;
- Et celui de l'unité Reforming catalytique.

Ces gaz sont communément appelés GPL dans le langage des raffineries et, à ce stade, ne sont pas considérés comme commercialisables, mais seulement comme charge pour l'unité Gas-plant séparant les GPL en butane et propane.

III.6.1. GPL issus du Platforming et Topping

Les GPL provenant du Platforming et Topping sont un mélange d'hydrocarbures, contenant essentiellement du méthane, éthane, propane, n-butane, dans des proportions variables selon la nature du brut traité. Il faut noter que la teneur en propane et butane est nettement supérieure par rapport aux autres constituants.

III.6.2. GPL commerciaux (butane et propane)

III.6.2.1. composition

Les GPL commerciaux peuvent contenir de faibles quantités de méthane, on trouvera aussi parfois des composés sulfurés (alkyles-sulfures) en quantités extrêmement faibles. La teneur en soufre du Butane et du Propane est très faible, ces gaz commerciaux ne contiennent, en effet, pas plus de 0.02% en poids de soufre sous forme de composés volatils, la détermination se fait suivant la méthode ASTM 1266.

III.6.2.2. Analyse et Spécifications

La création, puis l'implantation croissante des analyseurs industriels dans les unités de raffinage sont devenues une nécessité pour les raisons suivantes :

- ✓ L'évolution des quantités de matière première et des produits traités ;
- ✓ L'évolution des spécifications des produits finis ;
- ✓ Les diverses formes d'économies sur les matières premières, en particulier par le recyclage des produits hors spécifications ;
- ✓ La protection du matériel et la sécurité des personnels ;
- ✓ La protection de l'environnement ;

Un analyseur industriel est un ensemble d'instruments constituant une chaîne de mesure capable de fournir des informations qualitatives et quantitatives sur :

- ✓ La composition totale ou partielle de l'échantillon analysé (chromatographies en phase gazeuse et phase liquide) ;
- ✓ Les caractéristiques physiques des produits (courbe de distillation, tension de vapeur, viscosité, densité, point de trouble, point d'éclair,...) ;
- ✓ Les contrôles de l'eau (H_2S , silice et NH_3 dans l'eau, conductivité, PH, O_2 dissous) ;
- ✓ Les contrôles de rejets atmosphériques (détection de pollution de l'air).

Tableau III.4 : Spécification du butane et propane

Spécification	Butane	Propane
Odeur	Caractéristique	Caractéristique
Masse volumique	$\geq 0,513$ Kg/l à $50^{\circ}C$	$\geq 0,443$ Kg/l à $50^{\circ}C$
Tension de vapeur relative	$\geq 7,5$ bars à $50^{\circ}C$	$\leq 14,4$ bars à $37,8^{\circ}C$ (garantissant un max de $19,3$ bars à $50^{\circ}C$)
Teneur en soufre	-	$\leq 0,005\%$ en masse
Composés sulfurés	Absence de réaction à l'essai au plombite de sodium	-
Teneur en eau	Absence d'eau séparable par décantation	Non décelable à l'essai de bromure de cobalt
Point de fusion	$T_f \leq 1^{\circ}C$	$T_f \leq -15^{\circ}C$

III.1. Définition de GPL

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

La composition chimique de GPL, est variable selon les normes et ses utilisations dans différent pays (50%,50% en France et 95%,5% aux état- unis). Il peut contenir ; le propylène, butène, et une faible quantité de méthane, éthylène, pentane, et exceptionnellement d'hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique.

Le GPL est également utilisé comme carburant efficace pour les véhicules, et dans diffèrent domaines tels que la pétrochimie, la production électrique, et la climatisation....etc.

III.2. Les sources des GPL

Les gaz de pétrole liquéfié (GPL) sont produits principalement :

- Dans les raffineries de pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole ; soit pendant le craquage thermique ou reforming catalytique des produits en vue de la production des essences.
- Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de recueillir les condensâts (propane, butane, essences légère etc.....)
- Par récupération directe des gaz séparés du brut [5].

III.3. Exigences des GPL

III.3.1. Général

Lors d'un essai conformément aux méthodes indiquées dans le tableau III.1 (voir l'annexe 12) les propriétés du butane commercial et propane commercial doivent être en conformité avec la limitation exigences indiquées dans ce tableau.

III.3.2. La teneur en eau

Butane commercial et propane commercial ne doivent pas contenir de l'eau libre ou en suspension sur l'inspection visuelle. En outre, pour le propane commercial, la teneur en eau ne doit pas être dissoute de manière à provoquer l'échec lorsqu'il est testé conformément à la méthode de congélation de la vanne.

III.3.3. Odeur

L'odeur du gaz doit être distinctive et désagréable, et l'odeur dans un mélange gaz / air est telle qu'elle est détectable jusqu'à une concentration de 20 pour cent de la concentration correspondant à la limite inférieure d'inflammabilité du mélange

d'hydrocarbures concerné. [6]

III.4. Les propriétés typiques de GPL

Les propriétés typiques sont présentées dans le tableau III.2 (voir l'annexe12). Elles sont importantes pour établir les exigences pour le stockage, la manipulation et l'utilisation du GPL.

III.4.1. Pression de vapeur

Il s'agit d'une des propriétés les plus importantes de GPL, car il détermine la pression qui va être exercée par le gaz à température ambiante, et donc influe sur les conditions de manipulation et de la conception des pressions de travail des récipients de stockage. La pression de vapeur est la pression à laquelle un liquide et sa vapeur sont en équilibre à une température donnée. Le point d'ébullition d'un liquide est, en effet, la température à laquelle la pression de vapeur est égale à la pression ambiante externe.

Figure III.1 montre les courbes de pression de vapeur / température pour le propane et le butane commercial. En raison de son faible point d'ébullition, des taux plus élevés de vaporisation pour de longues périodes peuvent être obtenus à partir de propane que de butane, et dans le même temps, les pressions appréciables sont maintenues mêmes à de basses températures ambiantes.

III.4.2. Puissance calorifique

Cela est défini comme la quantité de chaleur libérée lorsque le volume de l'unité (ou unité de masse) du gaz est brûlé à une température et une pression standard. Elle est généralement exprimée en termes de mégajoules par mètre cube à 15 °C et 1016 mbar, ou en mégajoules par kilogramme. Les Valeurs calorifiques typiques de GPL et autres combustibles gazeux sont présentés dans le tableau III.3 (voir l'annexe12).

III.4.3. La teneur en soufre

Par rapport à la plupart des autres combustibles largement disponibles à l'exception du gaz naturel, le GPL a très faible teneur en soufre qui est strictement contrôlée à l'intérieur des limites de spécification serrés. Cela fait un GPL de carburant particulièrement utile lorsque les produits de combustion sont destinés à être rejetés directement dans le logement vivant [6].

III.4.4. Densité

Aux conditions normales de température et pression, le GPL est plus lourd que l'air, il est diminué avec l'augmentation de la température à titre exemple : à 38 °C la densité est égale 0,534, la densité est très importante dans le GPL commerciale [7].

III.4.5. Limites d'inflammabilité

Le domaine d'inflammabilité à température et pression ambiantes s'étend entre environ 2 pour cent de la vapeur dans l'air à sa limite inférieure et approximativement 10 pour cent de la vapeur dans l'air à sa limite supérieure [6].

III.4.6. Coefficient de dilatation

À l'état liquide, le GPL a un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies) [7].

III.4.7. D'autres caractéristiques physiques

- GPL est à la fois incolore et inodore. Cependant, une odeur distinctive est ajoutée pour faciliter la détection dans le cas d'une fuite.
- Ni propane ni butane est toxique.
- Propane et le butane liquide se vaporise rapidement libérés dans l'air, et si elles entrent en contact avec la peau nue peuvent causer des brûlures de congélation douloureuses [6].

III.5. Transport et stockage

Le grand avantage de GPL qui est destiné à être utilisé, il peut être considéré comme un gaz, pour le transport, mais elle peut être traitée en tant que liquide. La méthode la plus courante pour le transport de GPL est par camion-citerne (jusqu'à 17 tonnes de produits) ou citerne wagon (à partir de 20 tonnes à 100 tonnes par wagon), comme illustré par la figure III.2. Afin de maintenir le produit à l'état liquide, cependant, il doit être maintenu sous pression et les réservoirs contiennent des appareils de pression. Cette pression doit être maintenue pendant toutes les activités, de stockage de la raffinerie, à transférer dans le camion-citerne ou wagon citerne, puis dans la cuve de stockage dans les locaux des utilisateurs.

Il y a aussi le transport et le stockage de GPL à l'état réfrigéré. Grandes cargaisons internationales de transport maritime sont généralement réfrigérés, tandis que le stockage réfrigéré des terres ne se justifie économiquement pour le stockage mesurée en milliers de tonnes et pour les terminaux d'importation / exportation, comme illustré par la figure III.3.



Figure III.2 : Camion-citerne.

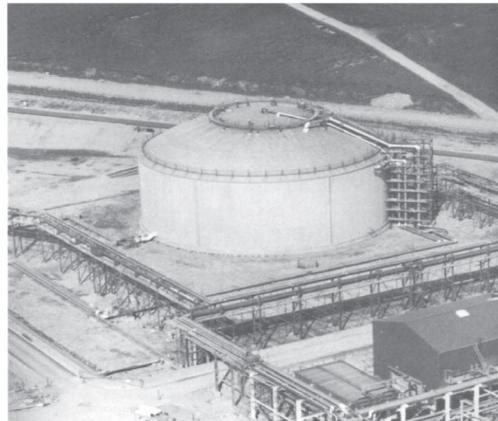


Figure III.3 : Stockage de GPL réfrigéré

Cuves de stockage pour la gamme GPL des grands utilisateurs industriels et les raffineries de 1000 tonnes de capacité ou plus bas pour les petits utilisateurs industriels ou commerciaux. Même les petits navires à 380 litres conçus pour un

Chapitre III : Généralité sur le GPL

remplissage sur site sont utilisés à des fins domestiques, pour le chauffage et la cuisine. Navires similaires sont utilisés pour des terrains de camping permanents et maisons de vacances. Les figures III.4 et III.5 illustrent une installation de stockage à usage industriel et domestique, respectivement [6].

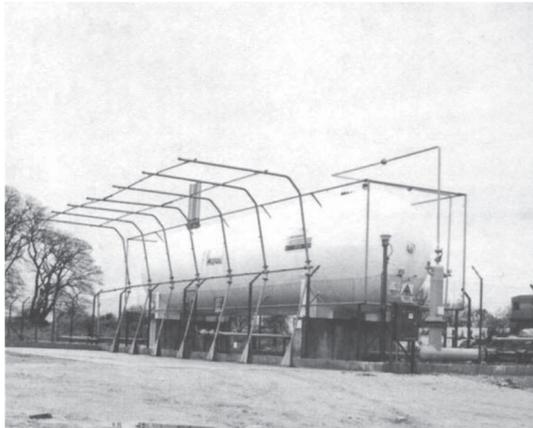


Figure III.4 : Installation de stockage de GPL industrielle.



Figure III.5 : cuve de stockage de GPL pour une installation domestique.

III.6. GPL traités à la raffinerie d'Alger

Dans ce qui suit, on décrira les deux types de gaz de pétrole liquéfiés :

- Le premier, issu de la distillation atmosphérique ;
- Et celui de l'unité Reforming catalytique.

Ces gaz sont communément appelés GPL dans le langage des raffineries et, à ce stade, ne sont pas considérés comme commercialisables, mais seulement comme charge pour l'unité Gas-plant séparant les GPL en butane et propane.

III.6.1. GPL issus du Platforming et Topping

Les GPL provenant du Platforming et Topping sont un mélange d'hydrocarbures, contenant essentiellement du méthane, éthane, propane, n-butane, dans des proportions variables selon la nature du brut traité. Il faut noter que la teneur en propane et butane est nettement supérieure par rapport aux autres constituants.

III.6.2. GPL commerciaux (butane et propane)

III.6.2.1. composition

Les GPL commerciaux peuvent contenir de faibles quantités de méthane, on trouvera aussi parfois des composés sulfurés (alkyles-sulfures) en quantités extrêmement faibles. La teneur en soufre du Butane et du Propane est très faible, ces gaz commerciaux ne contiennent, en effet, pas plus de 0.02% en poids de soufre sous forme de composés volatils, la détermination se fait suivant la méthode ASTM 1266.

III.6.2.2. Analyse et Spécifications

La création, puis l'implantation croissante des analyseurs industriels dans les unités de raffinage sont devenues une nécessité pour les raisons suivantes :

- ✓ L'évolution des quantités de matière première et des produits traités ;
- ✓ L'évolution des spécifications des produits finis ;
- ✓ Les diverses formes d'économies sur les matières premières, en particulier par le recyclage des produits hors spécifications ;
- ✓ La protection du matériel et la sécurité des personnels ;
- ✓ La protection de l'environnement ;

Un analyseur industriel est un ensemble d'instruments constituant une chaîne de mesure capable de fournir des informations qualitatives et quantitatives sur :

- ✓ La composition totale ou partielle de l'échantillon analysé (chromatographies en phase gazeuse et phase liquide) ;
- ✓ Les caractéristiques physiques des produits (courbe de distillation, tension de vapeur, viscosité, densité, point de trouble, point d'éclair,...) ;
- ✓ Les contrôles de l'eau (H₂S, silice et NH₃ dans l'eau, conductivité, PH, O₂ dissous) ;
- ✓ Les contrôles de rejets atmosphériques (détection de pollution de l'air).

Tableau III.4 : Spécification du butane et propane

Spécification	Butane	Propane
Odeur	Caractéristique	Caractéristique
Masse volumique	≥0,513 Kg/l à 50°C	≥0,443 Kg/l à 50°C
Tension de vapeur relative	≥7,5 bars à 50°C	≤14,4 bars à 37,8°C (garantissant un max de 19,3 bars à 50°C)
Teneur en soufre	-	≤0,005% en masse
Composés sulfurés	Absence de réaction à l'essai au plombite de sodium	-
Teneur en eau	Absence d'eau séparable par décantation	Non décelable à l'essai de bromure de cobalt
Point de fusion	T _f ≤ 1°C	T _f ≤ -15°C

Chapitre IV :
Théorie sur le procédé de la
rectification

IV.1. Introduction :

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

IV.1.1.Définition :

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

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

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

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

A la suite de telle mise en contact la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus léger.

L'opération de rectification est basée sur le phénomène de séparation par diffusion des constituants d'une phase à une autre phase par des mises en contacts des deux phases.

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

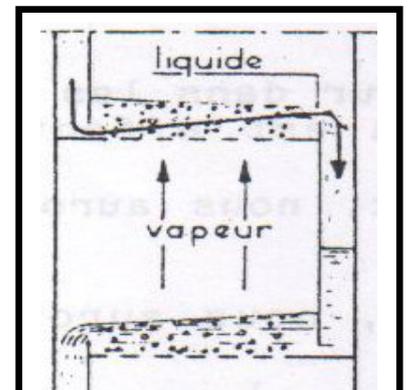


Figure IV.1 : Schéma simplifié de la Rectification

Chapitre IV : Théorie sur le procédé de la rectification

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

La rectification est une distillation fractionnée, autrement dit qualitative et cette augmentation de qualité par rapport à la distillation est due au placement soit des plateaux, soit des garnissages à l'intérieur de la colonne, par conséquent il y'a augmentation de la surface de contact qui implique l'augmentation du degré de pureté.

IV.2. Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification :

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

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

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

IV.3 .Description d'une colonne de rectification :

Chaque colonne de rectification compose toujours de trois zones :

Une zone d'alimentation dite (**zone de flash**) est introduite à l'état vapeur, liquide ou biphasique (selon la température de la charge).

Une zone située au-dessus de la zone de flash est appelée (**zone de rectification**), caractérisée par un condenseur qui sert à condenser partiellement ou totalement la vapeur sortante de la tête de colonne.

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

Chapitre IV : Théorie sur le procédé de la rectification

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

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

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

Généralement la charge peut être envoyée dans la colonne à :

➤ **Etat liquide ($e_0=0$) :**

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

➤ **Etat vapeur ($e_0=1$) :**

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

➤ **Etat biphasique liquide-vapeur ($0 < e_0 < 1$) :**

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

Le lieu exact de l'alimentation peut être déterminé en calculant le nombre de plateau de la zone de rectification et de l'épuisement. **[8]**

Vue 3d des écoulements dans une colonne

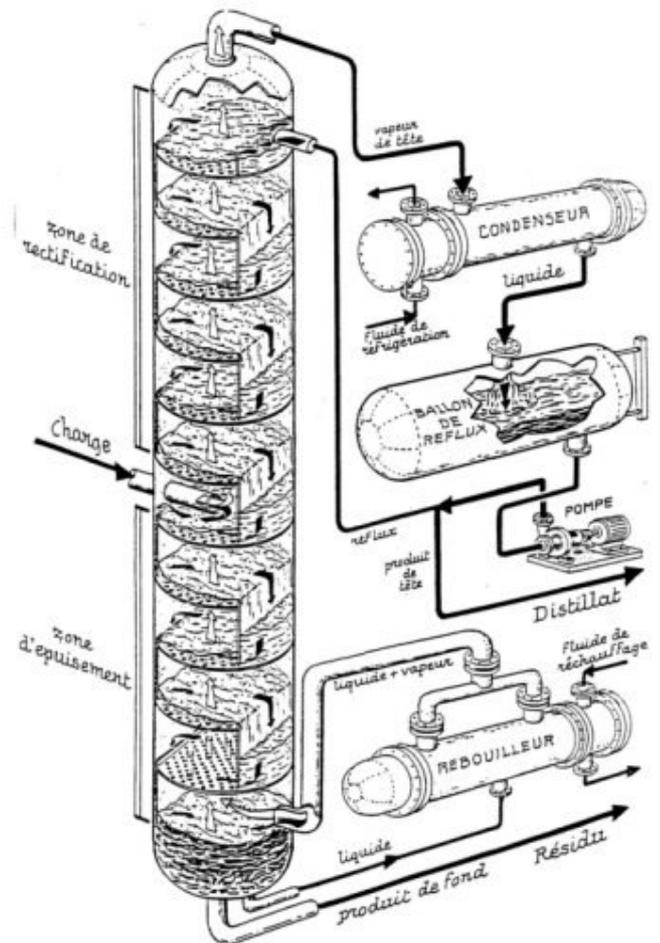


Figure IV.2 : Schéma d'une colonne de rectification

IV.4. Types des colonnes de rectification :

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

- les colonnes à éléments séparés (plateaux, grilles, cascade).
- Les colonnes à garnissage.

IV.4.1. Colonnes à plateaux :

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

Les paramètres opératoires (T , P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre ; sont en fonction des bilans massiques (matière) et thermiques et des équations d'équilibre.[10]

IV.4.1.1. Les différents types de plateaux :

➤ Plateaux perforé à déversoirs :

Ces plateaux gèrent le flux liquide de manière tout à fait classique à l'aide de déversoirs par contre le passage de la vapeur est assuré de simples perforations dans les plaques formant l'aire active.

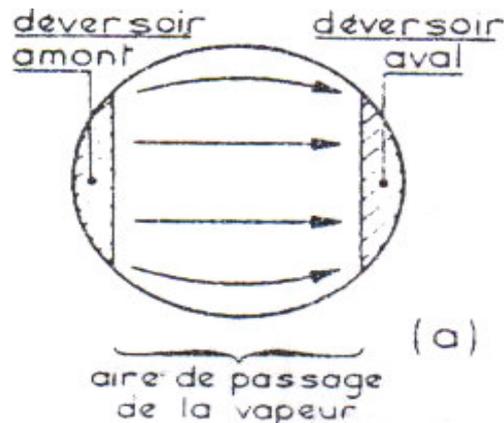


Figure IV.3 : Schéma simplifié de Plateaux perforé à déversoirs

Ce type de plateaux est moins cher que les autres technologies, leur défaut majeur est leur manque de flexibilité. Un débit de vapeur trop faible laisse se développer un phénomène de pleurage important, alors qu'une élévation de débit provoque rapidement des phénomènes de l'entraînement favorisés par le fait que les jets de vapeurs ne sont pas brisés comme dans les autres technologies. Un autre intérêt des plateaux perforés est leur faible perte de charge.

➤ Plateaux sans déversoirs :

Ces plateaux ne sont constitués que de simple plaques perforées et donc de construction peu onéreuse.

Le liquide et la vapeur s'écoulent à contre-courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes.

Les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul. Ces plateaux ont une efficacité acceptable. Ils sont réservés aux systèmes pouvant donner lieu à des encrassements ou des dépôts solides.

Tous ces plateaux qui sont construits soit en acier au carbone, soit en acier allié selon l'agressivité des produits, doivent être démontables, donc les plaques sont décomposés en éléments pouvant être introduire par un trou d'homme.

Chapitre IV : Théorie sur le procédé de la rectification

➤ Plateaux à calottes :

C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui, il se rencontre encore dans les industries pétrolières ou chimiques. Construite en fonte moulée, il est constitué d'une plaque perforée, chaque trou étant muni d'une cheminée, celle-ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un contre-écrou.

Une centaine de forme différente de calottes ont été imaginées est conduite à une efficacité de contact plus au moins bonnes. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur.

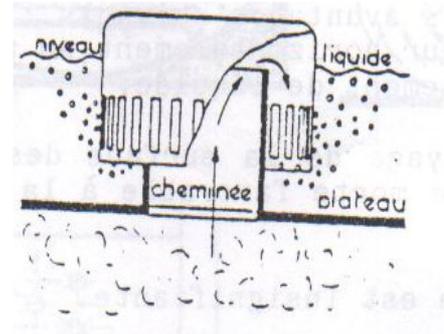


Figure IV.4 : Schéma de calotte

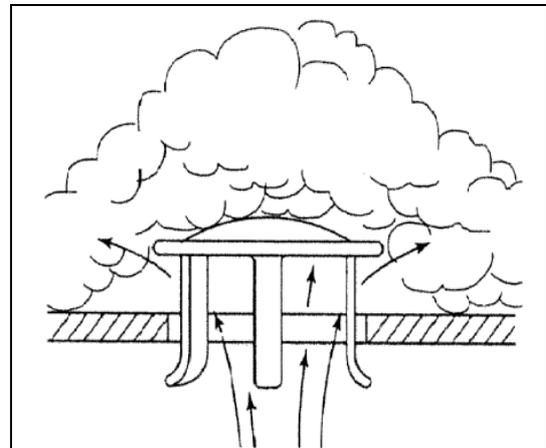
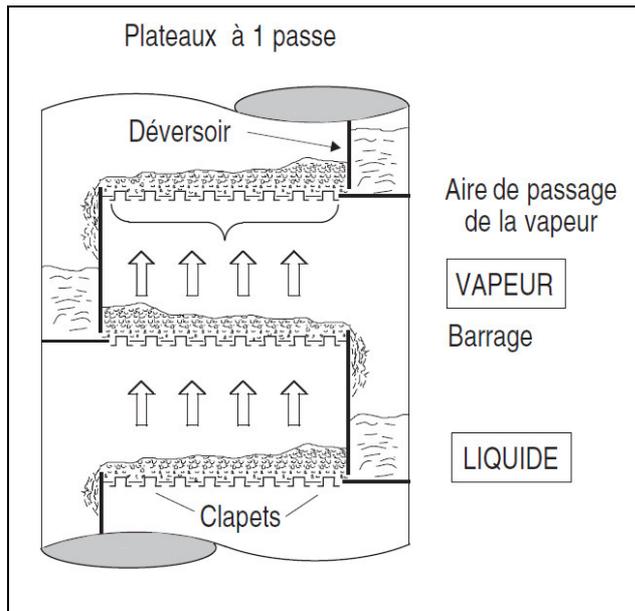
La qualité prédominante d'un plateau à calotte est large gamme de débits liquide et vapeur. Son coût élevé et fortes pertes de charge. On doit aussi noter la difficulté à vidanger.

➤ Plateaux à clapets :

C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets. La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide.

Ils sont progressivement substitués aux plateaux à calotte, car leurs performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible. Ils existent des clapets : ronds, triangulaires ou allongés.

Les clapets correspondent aux orifices de **38,9mm** ont un diamètre de **4,76cm** et leur hauteur de soulèvement est de **1cm** environ.



➤ Plateaux à jet dimensionnel :

C'est un plateau ou sa construction est inspirée de simplicité et faible prix de revient que les plateaux perforé et réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les linguets dans le modèle (Float valve tray), ces dernier sont mobiles et articulés au plateau par une charnière.[8]

IV.4.2. Colonnes à garnissage :

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

On emploi comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché.

Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible; distribution uniforme du liquide et du gaz et faible pertes de charges. Les garnissages les plus utilisés dans l'industrie sont de (**RASCHIG**) : des manchons de cylindres dont la hauteur est égalent au diamètre extérieur.

Chapitre IV : Théorie sur le procédé de la rectification

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

Avantage :

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

Inconvénients :

- ✓ Faible flexibilité.
- ✓ Faibles flexibilités des colonnes à grand diamètre. [9,8]

IV.5. Choix de la pression dans la colonne :

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

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

La température de la condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise moins **15 à 20°C** plus grande que celle du fluide réfrigérant. [11]

Chapitre V :
Vérification de la section de
séparation C302

Problématique

L'étude dans ce projet est faite pour l'unité 300 de la raffinerie d'Alger appelée fréquemment Gas-Plant spécialement la colonne de dépropaniseur (C302) désignée pour la séparation et récupération de GPL.

Etant donné l'augmentation de la demande sur les produits : propane et butane commerciaux, il a été envisagé d'augmenter la capacité de traitement de cette unité. A ce titre notre étude consistera à faire un calcul de dimensionnement de la colonne de distillation (Splitter) C302.

Objectif

Le but principal de cette étude comme décrit précédemment est axée sur le redimensionnement de la colonne C302 pour une augmentation de charge de 35 %. On commencera par un recalcul de dimensionnement pour la charge actuelle, ensuite on procédera pour un calcul vérification avec une charge augmentée de 35%. On vérifiera l'impact, de cette augmentation de charge sur les paramètres de marche (température et pression) et sur les dimensions de la colonne (nombre de plateaux, diamètre).

En dernier lieu, on propose toutes les recommandations possibles pour assurer le bon fonctionnement de l'installation.

Méthodologie

Dans ce chapitre nous avons étudié deux parties : la première partie analytique où nous avons utilisé la méthode algébrique d'UNDERWOOD qui consiste à déterminer les différents paramètres du dépropaniseur, la seconde partie numérique, en faisant appel au logiciel de simulation HYSYS, qui a pour but de vérifier (ou confirmer) les résultats obtenus par la méthode analytique.

Suivant l'objectif fixé, le calcul se fait de la manière suivante : dans la première partie, on commence par établir les bilans molaires associés aux équations d'équilibres permettant de fixer les débits, les températures et les pressions aux différents niveaux de la colonne et une étude thermique de cette dernière, ainsi que le nombre de plateaux théoriques et réels correspond à un fonctionnement optimal. Par la suite on procède à l'estimation des dimensions associées à la charge proposée. L'étude sera conclue par des recommandations.

V. Calcul de la colonne du dépropaniseur

Sur la figure, ci-dessous, nous présentons la section de dépropanisation avec ses équipements principaux et nous situons l'emplacement de cette section par rapport à l'ensemble de l'unité de Gas-Plant.

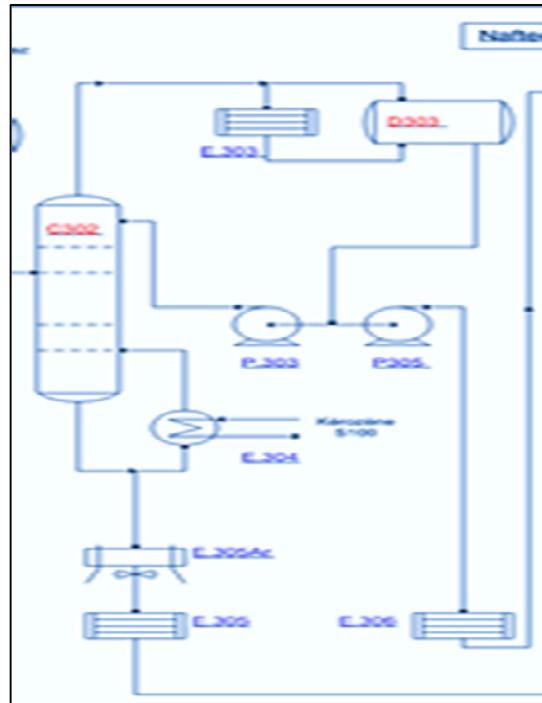


Figure V.1 : section de dépropanisation

Partie A : Calcul à 100% de charge analytiquement

V.1. Les données de départ

Pour pouvoir effectuer notre étude, on admettra que la composition du GPL à rentrer de l'installation reste moyennement constante. Les données de bases de la section sont présentées sur le tableau, ci-dessous :

Tableau V.1 : Données de départ

Données	Valeurs
Débit de l'alimentation : L_v	22,189 m ³ /h
densité de la charge : d_L	0,55571
Teneur en C ₃ H ₈ dans le résidu : X'_{RC3H8}	0,0658
Teneur en i-C ₄ H ₁₀ dans le distillât : $Y'_{DiC4H10}$	0,0156

V.1.1. Composition de la charge

L'analyse chromatographique d'un échantillon de l'alimentation de la colonne C302 pris au niveau du ballon D301 a donné la composition molaire présentée dans le tableau suivant :

Tableau V.2 : Composition molaire de l'alimentation du dépropaniseur

Constituant	Masse molaire : M_i	Fraction molaire : X'_{Li}
CH₄	16	0,0000
C₂H₆	30	0,0039
C₃H₈	44	0,3646
iC₄H₁₀	58	0,2116
nC₄H₁₀	58	0,4189
iC₅H₁₂	72	0,0008
nC₅H₁₂	72	0,0002
Σ	Masse moléculaire moyenne : 52,8004 g/mol	1,0000

V.2. Bilan de matière

V.2.1. Calcul des débits molaire et massique et la composition de la charge

A partir du débit et de la composition de la charge, on détermine les quantités et les débits massiques et molaires de chaque constituant.

On sait que : $\rho_L = d_L * \rho_{eau}$ (V.1)

D'où : $L = L_V * \rho_L$ (V.2)

On obtient donc la relation entre le débit massique et le débit volumique :

$$L = L_V * d_L * \rho_{eau} \quad (V.3)$$

Le débit massique de la charge est : $L = 22,189 * 0,55571 * 1000$

$$L = 12330,6491 \text{ Kg/h}$$

Donc la relation entre le débit molaire et le débit massique :

$$L' = \frac{L}{M_m} \quad (V.4)$$

La masse molaire du mélange M_m est calculée par la formule suivante :

$$M_m = \sum M_i * X'_{Li} \quad (V.5)$$

Donc :

$$M_m = 52,8004 \text{ g/mol}$$

Le débit molaire de la charge est : $L' = 12330,64 / 52,8004$

$$L' = 233,5331 \text{ Kmol/h}$$

La composition massique d'un constituant « i », « X_{Li} » est calculée par la formule suivante :

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

$$X_{Li} = \frac{(M_i * X'_{Li})}{M_m} \quad (V.6)$$

Les compositions molaire, massique et la masse moléculaire moyenne de la charge ainsi que les débits molaire et massique des constituants sont présentés dans le tableau V.3 :

Soit : L_v : débit volumique de la charge ;

L' : débit molaire de la charge ;

L : débit massique de la charge;

d_L : densité de la charge ;

ρ_{eau} : masse volumique de l'eau qui est égale à 1 kg/l ;

ρ_i : masse volumique de la charge ;

X_{Li} : fraction molaire du constituant « i » dans la charge ;

M_i : masse molaire du constituant « i ».

Tableau V.3 : Composition et débit massique, molaire de la charge

Constituant	M_i	Composition molaire X'_{Li}	Composition massique X_{Li}	$M_i * X'_{Li}$	Quantité	
					L (Kg/h)	L' (kmol/h)
CH₄	16	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C₂H₆	30	0,0039	0,0022	0,1170	27,324	0,9108
C₃H₈	44	0,3646	0,3038	16,0424	3746,2304	85,1461
iC₄H₁₀	58	0,2116	0,2324	12,2728	2866,1048	49,4156
nC₄H₁₀	58	0,4189	0,4601	24,2962	5673,966	97,8270
iC₅H₁₂	72	0,0008	0,0010	0,0576	13,4496	0,1868
nC₅H₁₂	72	0,0002	0,0003	0,0144	3,3624	0,0467
Σ		1,0000	0,9998	52,8004	12330,4372	233,5330

V.2.2. Calcul des débits et de la composition du distillât et du résidu

Pour cela on effectue le bilan de matière global de la colonne qui s'écrit comme suite:

$$L' = R' + D' \quad (V.7)$$

L'application du bilan de matière partiel de la colonne donne :

$$L' * X'_{Li} = R' * X'_{Ri} + D' * Y'_{Di} \quad (V.8)$$

Où : L' , D' , R' sont les débits, respectivement de la charge, distillât et du résidu.

X'_{Li} , Y'_{Di} , X'_{Ri} : sont les fractions molaires du constituant « i » respectivement dans la charge, le distillât, et le résidu.

Pour la séparation conditionnée par les données de départ, on peut fixer :

- Constituant-clé légère : C₃H₈
- Constituant-clé lourde : iC₄H₁₀

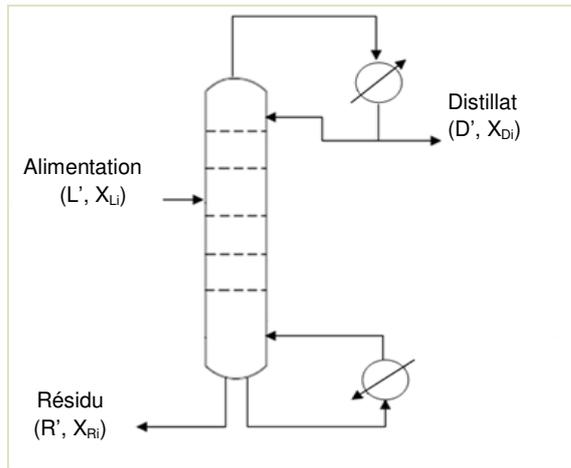


Figure V.2 : Bilan de matière sur une colonne de distillation

On fera l'hypothèse que le distillât est dépourvu de n-butane, de n-pentane et d'isobutane et que le résidu est dépourvu d'éthane : $Y_{DnC4}=Y_{DiC5}=Y_{DnC5}=0$ et $X_{RC2}=0$. En appliquant l'équation V.8 pour chaque constituant, on obtient :

- CH_4 $233,5331 \cdot 0,0000 = D'Y'_{DC1} + (233,5331 - D') \cdot 0,0000$(1)
- C_2H_6 $233,5331 \cdot 0,0039 = D'Y'_{DC2} + (233,5331 - D') \cdot 0,0000$(2)
- C_3H_8 $233,5331 \cdot 0,3646 = D'Y'_{DC3} + (233,5331 - D') \cdot 0,0658$(3)
- iC_4H_{10} $233,5331 \cdot 0,2116 = D' \cdot 0,0156 + (233,5331 - D') \cdot X'_{RiC4}$(4)
- nC_4H_{10} $233,5331 \cdot 0,4189 = D' \cdot 0,0000 + (233,5331 - D') \cdot X'_{RnC4}$(5)
- iC_5H_{12} $233,5331 \cdot 0,0008 = D' \cdot 0,0000 + (233,5331 - D') \cdot X'_{RiC5}$(6)
- nC_5H_{12} $233,5331 \cdot 0,0002 = D' \cdot 0,0000 + (233,5331 - D') \cdot X'_{RnC5}$(7)

On fait l'addition des équations : (4), (5), (6) et (7) on obtient :

$$147,4761 = 0,0156 \cdot D' + (233,5331 - D') \cdot (X'_{RiC4} + X'_{RnC4} + X'_{RiC5} + X'_{RnC5})$$

On a: $(X'_{RiC4} + X'_{RnC4} + X'_{RiC5} + X'_{RnC5} + X'_{RC1} + X'_{RC2} + X'_{RC3}) = 1$
 donc: $(0,0000 + 0,0000 + 0,0658 + X'_{RiC4} + X'_{RnC4} + X'_{RiC5} + X'_{RnC5}) = 1$
 Ce qui fait: $(X'_{RiC4} + X'_{RnC4} + X'_{RiC5} + X'_{RnC5}) = 1 - 0,0658$
 $(X'_{RiC4} + X'_{RnC4} + X'_{RiC5} + X'_{RnC5}) = 0,9342$
 $147,4761 = 0,0156D' + (233,5331 - D') \cdot 0,9342$

D' = 76.9546 Kmol/h

A partir de : $L' = R' + D'$
 Il vient : $R' = L' - D'$ (V.9)

D'où :

R' = 156.5785 Kmol/h

On remplace ces résultats dans les équations 1, 2, 3, 4, 5, 6, et 7 et on calcule les compositions molaires du distillât et du résidu de chaque constituant. Les résultats regroupés dans le tableau (V.4) :

Tableau V.4 : Débits et composition du distillât et du résidu

Constituant	X'_{Li}	$L' * X'_{Li}$ kmol/h	Y'_{Di}	$D' * Y'_{Di}$ kmol/h	X'_{Ri}	$R' * X'_{Ri}$ kmol/h
CH ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0039	0,9108	0,0118	0,9080	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	0,3646	85,1461	0,9725	74,8383	0,0658	10,3028
iC ₄ H ₁₀	0,2116	49,4156	0,0156	1,2005	0,3079	48,2105
nC ₄ H ₁₀	0,4189	97,8270	0,0000	0,0000	0,6247	97,8146
iC ₅ H ₁₂	0,0008	0,1868	0,0000	0,0000	0,0012	0,1879
nC ₅ H ₁₂	0,0002	0,0467	0,0000	0,0000	0,0003	0,0469
Σ	1,0000	233,5330	0,9999	76,9468	0,9999	156,5627

V.3. Calcul de la pression et la température aux différentes zones de la colonne

V.3.1. La pression et la température dans le ballon de reflux (D303)

1) La température

La température de la condensation totale du distillât doit être plus grande de 12°C par rapport à celle du fluide réfrigérant (eau) à l'entrée du condenseur qui est de 23°C, c'est-à-dire la température dans le ballon de reflux sera :

$$T_b = T_{fl} + \Delta T_b$$

$$T_b = 23 + 12 = 35^\circ\text{C}$$

2) La pression

A cette température fixée, la pression nécessaire dans le ballon de reflux est calculée par la formule d'équilibre de l'isotherme de la phase liquide :

$$\Sigma X'_{Di} * K_i = 1 \quad (\text{V.10})$$

Les coefficients d'équilibre K_i pour chaque constituant sont déterminés par l'abaque de « Scheibel et Jenny » (Annexe 1). Les résultats sont présentés dans le tableau suivant :

Tableau V.5 : Coefficient d'équilibre dans le ballon de reflux

Constituant	X'_{Di}	K_i (à 35°C et 12,1 atm)	$X'_{Di} * K_i$
CH ₄	0,0000	15	0,0000
C ₂ H ₆	0,0118	2,9	0,0342
C ₃ H ₈	0,9725	0,985	0,9579
iC ₄ H ₁₀	0,0156	0,46	0,0072
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,35	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,149	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,11	0,0000
Σ	0,9999	-	0,9993

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une pression dans le ballon de reflux qui est :

$$P_b = 12,1 \text{ atm}$$

V.3.2. La pression et la température au sommet de la colonne

1) La pression

En tenant compte de perte de charge de la colonne jusqu'au ballon de reflux, on admet la pression au sommet de la colonne est supérieure de « 0,4 atm » que P_b , c'est-à-dire :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{V.11})$$

Où : P_b : La pression dans le ballon de reflux, P_s : La pression au sommet de la colonne, ΔP_1 : les pertes de charges dues aux résistances des conduites du condenseur (sachant que $\Delta P_1 = 0,2 \div 0,4 \text{ atm}$).

$$P_s = 12,1 + 0,4$$

Soit :

$$P_s = 12,5 \text{ atm}$$

2) La température

La température au sommet de la colonne correspond à celle de rosée et du distillât, où la première goutte du condensât liquide apparaît qui est déterminée par approximations successives, pour une pression de 12,5 atm à 38°C selon l'équation de l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum Y'_{Di}/K_i = 1 \quad (\text{V.12})$$

Les coefficients d'équilibre K_i sont trouvés d'après l'abaque de Scheibel et Jenny (Annexe 1).

Tableau V.6 : Coefficient d'équilibre au sommet de la colonne

Constituant	Y'_{Di}	K_i (à 38°C et 12,5 atm)	Y'_{Di}/K_i
CH ₄	0,0000	15	0,0000
C ₂ H ₆	0,0118	3	0,0354
C ₃ H ₈	0,9725	0,987	0,9598
iC ₄ H ₁₀	0,0156	0,46	0,0071
nC ₄ H ₁₀	0,0000	0,36	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	0,16	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	0,115	0,0000
Σ	0,9999	-	1,0023

Donc l'isotherme de la phase vapeur est vérifiée pour une température de sommet de la colonne qui est :

$$T_s = 38^\circ\text{C}$$

V.3.3. La pression et température au fond de la colonne

1) La pression

Généralement, la perte de charge entre le sommet et le fond de la colonne sont estimées à 0,3 atm qui est dues aux résistances des plateaux. Dans ce cas la pression au fond de la colonne est :

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \quad (V.13)$$

$$P_f = 12,5 + 0,3$$

Donc :

$$P_f = 12,8 \text{ atm}$$

2) La température

La température au fond de la colonne correspond à la température de bulle (point d'ébullition initiale), où la première bulle du gaz apparaît, elle est déterminée par l'équation suivante :

$$\sum X'_{Ri} * K_i = 1 \quad (V.14)$$

Comme pour le sommet de la colonne, on vérifie la contrainte (V.14) par approximation successives pour les différents coefficients d'équilibre supposés.

Tableau V.7 : Coefficient d'équilibre au fond de la colonne (Résidu)

Constituant	X'_{Ri}	K_i (à 88°C et 12,8 atm)	$X'_{Ri} * K_i$
CH ₄	0,0000	21	0,0000
C ₂ H ₆	0,0000	5,2	0,0000
C ₃ H ₈	0,0658	2	0,1316
iC ₄ H ₁₀	0,3079	1,11	0,3418
nC ₄ H ₁₀	0,6247	0,84	0,5248
iC ₅ H ₁₂	0,0012	0,44	0,0005
nC ₅ H ₁₂	0,0003	0,4	0,0001
Σ	0,9999	-	0,9988

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température de fond de la colonne qui est :

$$T_f = 88^\circ\text{C}$$

V.3.4. La pression et température dans la zone d'alimentation

1) La pression

La pression de l'alimentation P_A est prise comme étant la moyenne entre celle du sommet et du fond de la colonne, on utilise l'équation suivante :

$$P_A = \left(\frac{P_S + P_f}{2} \right) \quad (V.15)$$

$$P_A = \left(\frac{12,5 + 12,8}{2} \right)$$

Donc :

$$P_A = 12,65 \text{ atm}$$

2) La température

Dans ce type de contacteur, le cas le plus possible est celui d'une charge liquide. Nous commencerons donc, par faire le calcul dans ce sens.

La température de l'alimentation représente la température de bulle, elle est calculée aussi par la résolution de l'équation d'isotherme de la phase liquide :

$$\sum X'_{Li} * K_i = 1 \quad (V.16)$$

Cette équation nécessite aussi un calcul par approximation successive sur la température à une pression constante de l'alimentation.

Tableau V.8 : Coefficient d'équilibre de l'alimentation

Constituant	X'_{Li}	K _i (à 65°C et 12,65 atm)	X'_{Li} * K _i
CH ₄	0,0000	18	0,0000
C ₂ H ₆	0,0039	4,15	0,0161
C ₃ H ₈	0,3646	1,52	0,5541
iC ₄ H ₁₀	0,2116	0,795	0,1682
nC ₄ H ₁₀	0,4189	0,625	0,2618
iC ₅ H ₁₂	0,0008	0,295	0,0002
nC ₅ H ₁₂	0,0002	0,25	0,0001
Σ	1,0000	-	1,0005

Donc l'isotherme de la phase liquide est vérifiée pour une température d'alimentation qui est :

$$T_A = 65^\circ\text{C}$$

Les paramètres de marche de la colonne du dépropaniseur sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau V.9 : Paramètres de marche du dépropaniseur aux différentes zones

Ballon de reflux		Sommet		Alimentation		Fond	
P _b (atm)	T _b (°C)	P _S (atm)	T _S (°C)	P _A (atm)	T _A (°C)	P _f (atm)	T _f (°C)
12,1	35	12,5	38	12,65	65	12,8	88

V.4. Calcul des volatilités relatives

Pour le calcul du taux de reflux minimum du mélange complexe, on utilise la méthode d'UNDERWOOD. Le calcul du nombre de plateaux théorique minimum qui correspond au taux de reflux total est donné par l'équation de FENSKE [1]. Pour cela, il est nécessaire de connaître la volatilité relative de chaque constituant.

La volatilité est la mesure de la capacité d'une substance à se vaporiser. Il s'agit d'un paramètre important pour définir la qualité d'un carburant. Le concept de volatilité relative est utilisé pour caractériser la facilité de séparation d'un mélange par distillation.

On calcul les volatilités relatives des constituants aux différentes zones de la colonne en se basant sur la formule suivante :

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_r} \quad (V.17)$$

Ou α_i : volatilité relative du constituant « i » ; K_i : coefficient d'équilibre du constituant « i » ; K_r : coefficient d'équilibre du constituant de référence.

La volatilité α est calculée par rapport au constituant clé lourd, qui est présent à la fois dans le résidu et dans le distillât. Si ce constituant présent dans le distillât en grande quantité et en quantité moindre dans le résidu, il représente alors la clé légère ou la clé volatile, par contre si ce constituant est en grande quantité dans le résidu et en quantité moindre dans le distillât, il représente la clé lourde. Pour cela on admet comme constituant clé lourd le iC_4H_{10} élément de référence dans le résidu ; et le C_3H_8 comme constituant clé léger.

L'élément de référence clé-lourd est le iC_4H_{10} , donc les valeurs de K_r pour chaque zone sont présentés dans le tableau ci-dessous ;

Tableau V.10 : la constante d'équilibre de l'élément de référence pour chaque zone

Zones	Alimentation	Rectification	Epuisement
K_r	0,795	0,46	1,11

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

➤ Pour la zone de rectification : $\alpha_{Dim} = 0,5(\alpha_{Li} + \alpha_{Di})$ (V.18)

➤ Pour la zone d'épuisement : $\alpha_{Rim} = 0,5(\alpha_{Li} + \alpha_{Ri})$ (V.19)

Où :

α_{Li} , α_{Di} , α_{Ri} : les volatilités relatives entre le constituant clé lourde et le constituant « i » respectivement dans la zone d'alimentation, rectification et d'épuisement ;

α_{Dim} , α_{Rim} : les volatilités relatives moyennes du constituant « i » par rapport à la clé lourde dans la zone de rectification et d'épuisement.

Tableau V.11 : Coefficient d'équilibre, volatilités relatives et moyennes aux différentes zones

Constituants	Zone d'alimentation		Zone de Rectification			Zone d'épuisement		
	K_i	α_{Li}	K_i	α_{Di}	α_{Dim}	K_i	α_{Ri}	α_{Rim}
CH₄	18,00	22,64	15,00	32,60	27,62	21,00	18,92	20,78
C₂H₆	4,15	5,22	3,00	6,52	5,87	0,52	0,47	2,84
C₃H₈	1,52	1,91	0,987	2,14	2,025	2,00	1,80	1,85
iC₄H₁₀	0,795	1,00	0,46	1,00	1,00	1,11	1,00	1,00
nC₄H₁₀	0,625	0,78	0,36	0,78	0,78	0,84	0,75	0,76
iC₅H₁₂	0,295	0,37	0,16	0,35	0,36	0,44	0,39	0,38
nC₅H₁₂	0,25	0,31	0,115	0,25	0,28	0,40	0,36	0,33

V.5. Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation

Le taux de vaporisation de la charge d'alimentation e_0 et la composition des phases vapeur et liquide sont calculé par approximation successive en utilisant les formule suivantes :

$$\sum X'_{oi} = \sum \frac{X'_{Li}}{1+e_0(K_{Li}-1)} = 1 \quad (V.20)$$

$$\sum Y'_{oi} = \sum K_i * X'_{oi} = 1 \quad (V.21)$$

Avec: X'_{oi} , Y'_{oi} et X'_{Li} sont respectivement les concentration molaire de l'élément « i » dans la phase liquide et dans la charge.

Après plusieurs calculs itératifs on a trouvé que : $e_0 = 0$ est la seule valeur qui vérifie l'équation ; cette valeur de e_0 montre que la charge est admise à l'état liquide.

Les résultats de calcul de taux de vaporisation de la charge d'alimentation ainsi que sa composition sont rassemblés dans le tableau suivant :

Tableau V.12 : Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide de l'alimentation

Constituant	X'Li	Ki (à 65°C et 12,65 atm)	1+e0 (Ki-1)	X'oi	Y'oi
CH ₄	0,0000	18	1,34	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	0,0039	4,15	1,063	0,0036	0,0150
C ₃ H ₈	0,3646	1,52	1,01	0,3609	0,5486
iC ₄ H ₁₀	0,2116	0,795	0,996	0,2124	0,1689
nC ₄ H ₁₀	0,4189	0,625	0,992	0,4222	0,2639
iC ₅ H ₁₂	0,0008	0,295	0,986	0,0008	0,0002
nC ₅ H ₁₂	0,0002	0,25	0,985	0,0002	0,00005
Σ	1,0000	-	7,372	1,0001	0,996

V.6. Calcul du taux et du débit de reflux

V.6.1. Calcul du taux et du débit de reflux minimaux

C'est le rapport du débit molaire du liquide et le distillat, qui assure la continuité du liquide entre le sommet de la colonne et le plateau d'alimentation et la stabilité thermique des plateaux, l'estimation du taux de reflux minimal peut être réalisée par la méthode d'UNDERWOOD qui propose pour cela l'équation suivante :

$$(r_f)_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{Li} * Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi} \quad (V.22)$$

φ : Paramètre conventionnel déterminé par itération successive à partir de l'équation suivante :

$$e_0 = \sum \frac{\alpha_{Li} * X'_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi} \quad (V.23)$$

La valeur correcte de φ varie entre la volatilité relative des deux constituants clés lourds et légers dans la zone d'alimentation, c'est à dire :

$$\alpha_{LiC4} < \varphi < \alpha_{LiC3}$$

$$1 < \varphi < 1,91$$

Les résultats du calcul approximatif de la valeur de φ sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau V.13 : Calcul du paramètre de l'équation d'UNDERWOOD

Constituant	X'_{Li}	α_{Li}	$X'_{Li} * \alpha_{Li}$	$\alpha_{Li} - \varphi$	$(\alpha_{Li} * X'_{Li}) / (\alpha_{Li} - \varphi)$
CH₄	0,0000	22,64	0,0000	21,30	0,0000
C₂H₆	0,0039	5,22	0,0203	3,88	0,0052
C₃H₈	0,3646	1,91	0,6963	0,57	1,2215
iC₄H₁₀	0,2116	1,00	0,2116	-0,34	-0,6223
nC₄H₁₀	0,4189	0,78	0,3267	-0,56	-0,5833
iC₅H₁₂	0,0008	0,37	0,0003	-0,97	-0,0003
nC₅H₁₂	0,0002	0,31	0,00006	-1,03	0,00006
Σ	1,0000	32,23	1,2552	22,85	0,0207

Les résultats de calcul montrent que $\varphi = 1,34$ pour $e_0 = 0,02$;

D'où la valeur du taux de reflux minimal $(r_f)_{\min}$ est :

$$(r_f)_{\min} = 2,2288$$

Le débit de reflux froid minimal est calculé par la loi suivant :

$$g_{X_{\min}} = (r_f)_{\min} * D' \quad (V.24)$$

$$g_{X_{\min}} = 171,5164 \text{ Kmol/h}$$

V.6.2. Calcul du taux et du débit de reflux optimaux

On commence par l'optimisation du taux de reflux, pour cela on applique l'équation de Gilliland suivante :

$$(r_f)_{\text{op}} = 1,3 (r_f)_{\min} + 0,3 \quad (V.25)$$

Donc :

$$(r_f)_{\text{op}} = 1,3 * 2,2288 + 0,3 \quad (V.26)$$

$$(r_f)_{\text{op}} = 3,1974$$

Le débit de reflux froid optimal $g_{X_{\text{op}}}$ est calculé à partir de l'équation suivante :

$$g_{X_{\text{op}}} = (r_f)_{\text{op}} * D' \quad (V.27)$$

$$g_{X_{\text{op}}} = 246,0546 \text{ Kmol/h}$$

V.7. Calcul du taux et du débit de rebouillage

V.7.1. Calcul du taux et du débit de rebouillage minimal

Le taux de rebouillage minimal $(r_b)_{\min}$ est calculé par la formule de Gilliland suivante :

$$(r_b)_{\min} = - \sum \frac{X_{Ri} * \alpha_{Li}}{\alpha_{Li} - \varphi} \quad (V.28)$$

$$(r_b)_{\min} = 1,5558$$

Le débit de reflux chaud minimal $G_{X_{\min}}$ est calculé par l'équation suivante :

$$G_{X_{\min}} = (r_b)_{\min} * R' \quad (V.29)$$

$$G_{X_{\min}} = 243,6048 \text{ Kmol/h}$$

V.7.2. Calcul du taux et du débit de rebouillage optimal

Le taux de rebouillage optimal $(r_b)_{\text{op}}$ est déterminé par la relation suivante :

$$(r_b)_{\text{op}} = \left[(r_f)_{\text{op}} \frac{D'}{R'} + (1 - e_0) \frac{L'}{R'} \right] - 1 \quad (V.30)$$

$$(r_b)_{\text{op}} = 2,0330$$

Le débit de reflux chaud optimal $G_{X_{\text{op}}}$ est calculé comme suit:

$$G_{X_{\text{op}}} = (r_b)_{\text{op}} * R' \quad (V.31)$$

$$G_{X_{\text{op}}} = 318,3241 \text{ Kmol/h}$$

V.8. Calcul du nombre de plateaux théoriques

V.8.1. Calcul du nombre de plateaux dans la zone de rectification

➤ Calcul du nombre de plateaux théoriques

Pour déterminer le nombre de plateaux théoriques de la colonne de distillation, il faut tout d'abord calculer le nombre de plateaux minimal à reflux total.

Le nombre de plateaux minimal dans la zone de rectification peut être obtenu à partir de l'équation de Fenske suivante :

$$N_{R \min} = \frac{1}{\log \frac{\alpha_{LC3}}{\alpha_{LiC4}}} \log \frac{X'_{DC3} * X'_{LiC4}}{X'_{DiC4} * X'_{LC3}} \quad (V.32)$$

Ou : α_{LC3} : la volatilité relative moyenne du constituant clé-volatile dans la zone de rectification (propane) ;

α_{LiC4} : la volatilité relative moyenne du constituant clé-lourd dans la zone de rectification (butane).

Alors :

$$N_{R \min} = \frac{1}{\log(2,025)} \log \left[\frac{0,9725 * 0,2116}{0,3646 * 0,0156} \right]$$

$$N_{R \min} = 5,0859 \text{ Plateaux}$$

Une fois que le nombre de plateaux minimal et le taux de reflux ont été déterminés, le nombre de plateaux théoriques peut être considéré comme une fonction du taux de reflux qui est obtenu en se référant à la corrélation de Gilliland suivante :

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

$$\frac{N_R - N_{Rmin}}{N_{R+1}} = f \left(\frac{(r_f)_{op} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{op+1}} \right) \quad (V.33)$$

Sachant que:
$$\frac{(r_f)_{op} - (r_f)_{min}}{(r_f)_{op+1}} = \frac{3,1974 - 2,2288}{3,1974 + 1} = 0,23$$

D'après le diagramme de Gilliland (Annexe 2), on relève pour la valeur 0,23 le rapport égale à 0.40, d'où :

$$\frac{N_R - N_{Rmin}}{N_{R+1}} = 0,43$$

Donc :

$$\mathbf{N_R = 9,6770 Plateaux}$$

➤ Calcul du nombre de plateaux réels

Pour calculer le nombre de plateaux réels, il est courant d'utiliser la corrélation suivante :

$$N_{R \text{ réel}} = \frac{N_R}{E_g} \quad (V.34)$$

Où E_g : Représente l'efficacité des plateaux réels tel que : $E_g = 0,65$ (dans le cas des plateaux à clapets). Le nombre total de plateaux dans cette zone est :

$$N_{R \text{ réel}} = \frac{9,6770}{0,65} = 14,8877$$

$$\mathbf{N_{R \text{ réel}} = 15 Plateaux}$$

V.8.2. Calcul du nombre de plateaux dans la zone d'épuisement

➤ Calcul du nombre de plateaux théoriques

Le nombre de plateaux théorique dans cette zone est calculé à l'aide de l'équation de Fenske appliquée aux constituants clé entre l'alimentation et le résidu comme suit :

$$N_{E \text{ min}} = \frac{1}{\log_{\alpha_{LiC4}} \alpha_{LC3}} \log \left[\frac{X'_{LC3} * X'_{RiC4}}{X'_{LiC4} * X'_{RC3}} \right] \quad (V.35)$$

Avec : α_{LC3} : la volatilité relative moyenne du propane dans la zone d'épuisement et α_{LiC4} : la volatilité relative moyenne du butane dans la zone d'épuisement.

Alors :

$$N_{E \text{ min}} = \frac{1}{\log_{-1}^{-1,85}} \log \left[\frac{0,3646 * 0,3079}{0,2116 * 0,0658} \right]$$

$$\mathbf{N_{E \text{ min}} = 3,3929 plateaux}$$

On utilise le diagramme de Gilliland (Annexe 2) qui donne la relation entre le nombre de plateaux théoriques N_E et le nombre minimal de plateaux théorique $N_{E \text{ min}}$:

$$\frac{N_E - N_{Emin}}{N_{E+1}} = f \left(\frac{(r_b)_{op} - (r_b)_{min}}{(r_b)_{op+1}} \right) \quad (V.36)$$

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

Sachant que:
$$\frac{(r_b)_{op} - (r_b)_{min}}{(r_b)_{op} + 1} = \frac{2,0330 - 1,5558}{2,0330 + 1} = 0,16$$

D'après le diagramme de Gilliland, la valeur 0,16 correspond au rapport suivant :

$$\frac{N_E - N_{Emin}}{N_E + 1} = 0,48$$

D'où :

$$\mathbf{N_E = 7,4478 Plateaux}$$

➤ Calcul du nombre de plateaux réels

En tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapet $E_g = 0,65$, le nombre de plateaux réels dans cette zone est :

$$N_{E \text{ réel}} = \frac{N_E}{E_g} = \frac{7,4478}{0,65} = 11,4582$$

Donc :

$$\mathbf{N_{E \text{ réel}} = 12 Plateaux}$$

V.8.3. Calcul du nombre de plateaux total dans la colonne

Le nombre total de plateaux dans la colonne est défini comme suit :

$$N_T = N_R \text{ réel} + N_E \text{ réel} \quad (\text{V.37})$$

$$N_T = 15 + 12$$

Alors :

$$\mathbf{N_T = 27 Plateaux}$$

Cette valeur est comparable à la valeur du design qui est de 30 plateaux (Annexe 8).

V.9. Détermination du plateau d'alimentation

L'alimentation est soit injectée dans un plateau qui présente les mêmes paramètres (T, P) ou elle sera directement en équilibre, soit sur un plateau de température élevée que cette dernière, et dans ce cas-là elle subira un flash.

Pour cela la méthode de Kirk Bride peut être utilisée pour déterminer le rapport entre les nombres de plateaux théoriques situés au-dessus et au-dessous du plateau d'alimentation.

$$\log\left(\frac{M}{P}\right) = 0,206 \log\left\{\frac{R}{D} \left(\frac{X'_{LiC4}}{X'_{LC3}}\right) \left(\frac{X'_{RC3}}{X'_{DiC4}}\right)^2\right\} \quad (\text{V.38})$$

Où : M et P sont les nombres de plateaux théoriques situés respectivement au-dessus et au-dessous du plateau d'alimentation.

Sachant que :
$$\log\left(\frac{M}{P}\right) = 0,206 \log\left\{\frac{156,5785}{76,9546} \left(\frac{0,2116}{0,3646}\right) \left(\frac{0,0658}{0,0156}\right)^2\right\}$$

$$\frac{M}{P} = 1,31$$

D'où :
$$N_T = M + P + 1 \quad (\text{V.39})$$

On admet : $P = 10,82 \approx 11$ Plateaux et $M = 14,41 \approx 15$ Plateaux

Donc l'alimentation se fait au niveau du 12^{ème} plateau à partir du bas.

V.10. Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et du rebouilleur ainsi pour déterminer leurs charges thermiques. L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit:

$$Q_{Rb} + L'h_L = D'h_D + R'h_R + Q_c \quad (V.40)$$

$$Q_L = L' * h_L \quad (V.41)$$

$$Q_R = R' * h_R \quad (V.42)$$

$$Q_D = D' * h_D \quad (V.43)$$

$$Q_c = (D' + g_{Xop}) * (H_D - h_D) \quad (V.44)$$

La charge thermique fournie par le rebouilleur Q_{Rb} déterminée à partir du bilan thermique, est représentée dans l'équation suivante :

$$Q_{Rb} = Q_R + Q_D + Q_c - Q_L \quad (V.45)$$

$$h_L = e_0 * H_0 + (1 - e_0) h_0 \quad (V.46)$$

$$Q_R = G_{Xop} (H_R - h_{gr}) + R' (h_R - h_{gr}) \quad (V.47)$$

Où:

L', D', R' : débits molaires de la charge, du distillateur et du résidu [Kmol/h];

Q_L : charge thermique de l'alimentation [Kcal/h] ;

Q_R : charge thermique du résidu [Kcal/h] ;

Q_D : charge thermique du distillât [Kcal/h] ;

Q_c : charge thermique du condenseur [Kcal/h] ;

Q_{Rb}: charge thermique fournie par le rebouilleur [Kcal/h] ;

h_R: enthalpie de résidu en état liquide [Kcal/Kmol] ;

h_D : enthalpie de distillai en état liquide [Kcal/Kmol] ;

H_D : enthalpie de distillât en état vapeur [Kcal/Kmol] ;

H_R : enthalpie de la phase vapeur provenant de rebouilleur [Kcal/Kmol] ;

h_L : Enthalpie de la charge [Kcal /Kmol] ;

e₀ : Taux de vaporisation de la charge ;

H₀ : Enthalpie de la phase vapeur de la charge [Kcal /Kmol] ;

h₀: Enthalpie de la phase liquide de la charge [Kcal /Kmol] ;

h_{gr} : Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur [Kcal /Kmol] ;

g_{x op} : Débit du reflux froid optimal [Kmol /h] ;

G_{Xop}: Débit du reflux chaud optimal [Kmol /h] ;

G_R : Débit de vapeur provenant du rebouilleur [Kmol /h] ;

g_r : Débit de liquide qui alimente le rebouilleur [Kmol /h] ;

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

Les débits de reflux froid et chaud optimaux sont calculés précédemment (V.6.2 et V.7.2), d'où: $g_{x\ op} = 246,0546 \text{ kmol/h}$ et $G_{x\ op} = 318,3241 \text{ kmol/h}$

V.10.1. Composition et masse molaire moyenne de la vapeur provenant du rebouilleur

Connaissant la composition du résidu, la composition de la vapeur provenant du rebouilleur sera déterminée selon l'équation suivante :

$$Y'_{Ri} = \frac{\alpha_{im} * X'_{Ri}}{\sum \alpha_{im} * X'_{Ri}} \quad (V.48)$$

Les résultats de calcul sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau V.14 : Composition de la vapeur provenant du rebouilleur

Constituant	X'_{Ri}	α_{Rim}	$X'_{Ri} * \alpha_{Rim}$	Y'_{Ri}	Vapeur G_R	
					M_i	$M_i * Y'_{Ri}$
CH₄	0,0000	20,78	0,0000	0,0000	16	0,0000
C₂H₆	0,0000	2,84	0,0000	0,0000	30	0,0000
C₃H₈	0,0658	1,85	0,1217	0,1345	44	5,9180
iC₄H₁₀	0,3079	1,00	0,3079	0,3402	58	19,7316
nC₄H₁₀	0,6247	0,76	0,4748	0,5246	58	30,4326
iC₅H₁₂	0,0012	0,38	0,0004	0,0005	72	0,0288
nC₅H₁₂	0,0003	0,33	0,0001	0,0001	72	0,0072
Σ	0,9999	27,94	0,9049	0,9990	350	56,1182

V.10.2. Composition et masse molaire moyenne du liquide qui alimente le rebouilleur

Connaissant la composition de la vapeur provenant du rebouilleur, la composition du liquide descendant du premier plateau et déterminée par la formule suivante :

$$X'_{Li} = \frac{1}{m'} Y'_{Ri} + \frac{m'-1}{m'} X'_{Ri} \quad (V.49)$$

D'où :

$$m' = \frac{r_{b\ op} + 1}{r_{b\ op}} = \frac{2,033 + 1}{2,033} = 1,4919$$

L'équation (V.49) devient donc :

$$X'_{Li} = 0,6703 Y'_{Ri} + 0,3297 X'_{Ri}$$

Les résultats de calcul sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau V.15 : Composition du liquide qui alimente le rebouilleur

Constituant	0,6703 * Y' _{Ri}	0,3297 * X' _{Ri}	X' _{Li}	Liquide g _r	
				M _i	M _i *X' _{Li}
CH₄	0,0000	0,0000	0,0000	16	0,0000
C₂H₆	0,0000	0,0000	0,0000	30	0,0000
C₃H₈	0,0901	0,0216	0,1118	44	4,9148
iC₄H₁₀	0,2280	0,1015	0,3295	58	19,1110
nC₄H₁₀	0,3517	0,2059	0,5576	58	32,3408
iC₅H₁₂	0,0003	0,0004	0,0007	72	0,0504
nC₅H₁₂	0,0001	0,0001	0,0002	72	0,0144
Σ	-	-	0,9997	350	56,4311

V.10.3. Calcul des masses moléculaires moyennes des phases liquide et vapeur

➤ **La charge**

Pour la phase liquide : $M_m = \sum X'_{oi} * M_i$ (V.50)

Pour la phase vapeur : $M_m = \sum Y'_{oi} * M_i$ (V.51)

Où : Y'_{oi}, X'_{oi} sont les compositions molaires respectivement des phases vapeurs et liquides de la charge.

Tableau V.16 : Composition et masse moléculaire moyenne de la phase liquide de la charge

Constituant	M _i	Phase liquide g ₀		
		X' _{oi}	X' _{oi} * M _i	X _{oi}
CH₄	16	0,0000	0,0000	0,0000
C₂H₆	30	0,0036	0,1080	0,0020
C₃H₈	44	0,3609	15,8796	0,3003
nC₄H₁₀	58	0,4222	24,4876	0,4632
iC₄H₁₀	58	0,2124	12,3192	0,2330
iC₅H₁₂	72	0,0008	0,0576	0,0011
nC₅H₁₂	72	0,0002	0,0144	0,0003
Σ	-	1,0001	52,8664	0,9999

La masse moléculaire moyenne de la phase liquide est :

M_m = 52, 8664 Kg/Kmol

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

Tableau V.17 : Composition et masse moléculaire moyenne de la phase vapeur de la charge

Constituant	M _i	Phase vapeur G ₀		
			M _i * Y' _{0i}	Y _{0i}
CH ₄	16	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	30	0,0150	0,4500	0,0091
C ₃ H ₈	44	0,5486	24,1384	0,4855
nC ₄ H ₁₀	58	0,2639	15,3062	0,3080
iC ₄ H ₁₀	58	0,1689	9,7962	0,1970
iC ₅ H ₁₂	72	0,0002	0,0144	0,0003
nC ₅ H ₁₂	72	0,00005	0,0036	0,0001
Σ	-	0,9970	49,7088	1,0000

La masse moléculaire moyenne de la phase vapeur est :

$$M_m = 49,7088 \text{ Kg/Kmol}$$

➤ Distillât et résidu

Les résultats de calcul des masses moléculaires moyennes du distillât et du résidu sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau V.18 : Composition et masses moléculaire moyenne du distillât et du résidu

Constituants	M _i	Distillât D		Résidu R	
		Y' _{Di}	M _i * Y' _{Di}	X' _{Ri}	X' _{Ri} * M _i
CH ₄	16	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	30	0,0118	0,3540	0,0000	0,0000
C ₃ H ₈	44	0,9725	42,7900	0,0658	2,8952
iC ₄ H ₁₀	58	0,0156	0,9048	0,3079	17,8582
nC ₄ H ₁₀	58	0,0000	0,0000	0,6247	36,2326
iC ₅ H ₁₂	72	0,0000	0,0000	0,0012	0,0864
nC ₅ H ₁₂	72	0,0000	0,0000	0,0003	0,0216
Σ	-	0,9999	44,0480	0,9999	57,0940

Alors :

➤ La masse moléculaire moyenne du distillât est : $M_m = 44,048 \text{ Kg/Kmol}$

➤ La masse moléculaire moyenne du résidu est : $M_m = 57,094 \text{ Kg/Kmol}$

V.10.4. Calcul des enthalpies des différents flux

Les enthalpies sont déterminées par le monogramme de l'enthalpie en fonction de la pression, la température et la masse moléculaire moyenne (Annexe 3,4 et 5).

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

Avec: **1 BTU/lb = 0,55564 Kcal/Kg ;**

1°F = 1,8 *(°C) + 32 ;

1 atm = 14,69 Psia ;

1 Kcal = 4,18 KJ.

Les résultats de calcul sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau V.19 : Enthalpies des différents flux

Flux	M _m	Température		Pression		Enthalpies		
		C°	°F	atm	Psia	BTU/lb	Kcal/Kg	Kcal/Kmol
Charge liquide : g ₀ (h ₀)	52,87	65	149	12,65	185,828	67,81	37,68	1992,00
Charge vapeur : G ₀ (H ₀)	49,71	65	149	12,65	185,828	104,15	57,87	2876,14
Distillat liquide : G _{Xop} (h _D)	44,05	35	95	12,10	177,749	35,47	19,71	868,22
Distillât vapeur : D' (H _D)	44,05	38	100,4	12,50	183,625	98,16	54,54	2402,49
Résidu : R' (h _R)	57,10	88	190,4	12,80	188,032	93,80	52,12	292,32

V.10.5. Calcul des charges thermiques

Le calcul des charges thermiques dans le dépropaniseur est indiqué ci-dessous :

V. 10.5.1. Calcul de la charge thermique de l'alimentation

$$Q_L = L' * h_L$$

D'où :

$$h_L = e_0 * H_0 + (1 - e_0) * h_0$$

$$h_L = 0,02 * 2876,14 + (1 - 0,02) * 1992$$

$$h_L = 2009,68 \text{ kcal/Kmol}$$

Sachant que :

$$L' = 233,5331 \text{ Kmol/h}$$

Donc :

$$Q_L = 233,5331 * 2009,68$$

$$Q_L = 4693,27. 10^2 \text{ Kcal/h}$$

V.10.5.2. Calcul de la charge thermique du distillât

$$Q_D = D' * h_D$$

$$Q_D = 76,9546 * 868,22$$

Donc :

$$Q_D = 668,13.10^2 \text{ Kcal/h}$$

V.10.5.3. Calcul de la charge thermique du condenseur

$$Q_C = (D' + g_{Xop}) * (H_D - h_D)$$

$$Q_C = (76,9546 + 246,0546) * (2402,49 - 868,22)$$

Donc :

$$Q_C = 4955,83. 10^2 \text{ Kcal/h}$$

V.10.5.4. Calcul de la charge thermique du résidu

$$Q_R = R' * h_R$$

$$Q_R = 156,5785 * 292,32$$

Donc :

$$Q_R = 457,71. 10^2 \text{ Kcal/h}$$

V.10.5.5. Calcul de la charge thermique fournie par le rebouilleur

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

$$Q_{Rb} = (457,71 + 668,13 + 4955,83 - 4693,27) 10^2$$

Donc :

$$Q_{Rb} = 1388,4.10^2 \text{ Kcal/h}$$

V.11. Dimensionnement de la colonne

V.11.1. Diamètre de la colonne

➤ La zone de rectification

Le diamètre de la colonne est calculé d'après le premier plateau de la zone de rectification, car la tête de la colonne est l'endroit le plus chargé par les vapeurs que les autres sections.

D'après l'équation suivante :

$$D = 2 \left(\frac{S}{\pi} \right)^{1/2} = 2 \left(\frac{V}{W \cdot \pi} \right)^{1/2} \quad (\text{V.52})$$

Où : **D** : Diamètre de la colonne (m) ; **S** : Section de la colonne (m²) ; **V** : Débit volumique des vapeurs au sommet de la colonne (m³/h) ; **W** : Vitesse admissible des vapeurs (m/s).

A. Débit volumique des vapeurs

Le débit volumique est calculé d'après la formule suivante :

$$V = 22,4 * Z * V_m * \frac{(T_s + 273)}{(P_s * 273)} \quad (\text{V.53})$$

Où : **V** : débit volumique des vapeurs (m³/h) ; **V_m** : débit molaire des vapeurs (mol/h) ; **Z** : facteur de compressibilité ; **P_s** : Pression au sommet de la colonne (P_s = 12,5 atm) ; **T_s** : température au sommet de la colonne (T_s = 38°C).

Sachant que :

$$V_m = (g_{xop} + D') = D' * [(r_f)_{op} + 1] \quad (\text{V.54})$$

$$V_m = 76,9546 * [3,1974 + 1]$$

Donc :

$$V_m = 323,009 \text{ Kmol/h}$$

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

➤ Facteur de compressibilité

Comme la pression dans la colonne est assez élevée, on doit tenir compte du facteur de compressibilité pour les vapeurs, Ce facteur est déterminé d'après les paramètres critiques (température et pression), connaissant ces derniers qui sont aux conditions de tête de colonne $T = 38 \text{ °C}$ et $P = 12,5 \text{ atm}$, on calcul les paramètres réduits d'après les formules suivantes :

Pour la température réduite :

$$T_r = \frac{T_S}{T_C} \quad \text{Où: } T_C = \sum Y'_{Di} * T_{iC} \quad (\text{V.55})$$

Pour la pression réduite :

$$P_r = \frac{P_S}{P_C} \quad \text{Où: } P_C = \sum Y'_{Di} * P_{iC} \quad (\text{V.56})$$

D'où : les coordonnées critiques (température et pression) des constituants sont extraits d'après le tableau des coordonnées critiques (Annexe 6). Le calcul des paramètres critiques est résumé dans le tableau suivant :

Tableau V.20 : Calcul de température et pression réduite

Constituant	Y'_{Di}	$T_{iC}(\text{°K})$	$P_{iC} \text{ (atm)}$	$Y'_{Di} * T_{iC}$	$Y'_{Di} * P_{iC}$
CH₄	0,0000	191,1	45,8	0,0000	0,0000
C₂H₆	0,0118	305,5	48,2	3,6049	0,5688
C₃H₈	0,9725	370,0	42,0	359,8250	40,8450
iC₄H₁₀	0,0156	408,1	36,0	6,3664	0,5616
nC₄H₁₀	0,0000	425,2	37,5	0,0000	0,0000
iC₅H₁₂	0,0000	461,0	32,9	0,0000	0,0000
nC₅H₁₂	0,0000	469,8	33,3	0,0000	0,0000
Σ	0,9999	-	-	369,7963	41,9754

D'après le tableau V.20 : $T_C = 369,7963 \text{ °K}$; $P_C = 41,9754 \text{ atm}$.

La température réduite et la pression réduite peuvent être calculées comme suit :

$$T_r = \frac{T_S}{T_C} \quad \text{d'où : } T_r = \frac{38+273,15}{369,7963} = 0,8414 \text{ °K}$$

$$P_r = \frac{P_S}{P_C} \quad \text{d'où : } P_r = \frac{12,5}{41,9754} = 0,2978 \text{ atm}$$

Le facteur de compressibilité (Z) est obtenu à partir de l'abaque qui relie Z , P_r et T_r c-à-d $Z = f(P_r, T_r)$ (Annexe 7), on trouve que : **$Z = 0,78$** . Donc le débit volumique des vapeurs est :

$$V = 22,4 * 0,78 * 323,009 * \frac{38+273}{273*12,5}$$

Donc:

$$V = 514,3337 \text{ m}^3/\text{h} = 0,1429 \text{ m}^3/\text{s}$$

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

B. Vitesse admissible des vapeurs

La vitesse admissible des vapeurs est donnée par la formule de Souders-Brown :

$$W = 8,47 * 10^{-5} * C * \left(\frac{\rho^L - \rho^V}{\rho^V} \right)^{1/2} \quad (V.57)$$

Où : **C** : coefficient qui dépend du type de plateau, de l'espacement entre les plateaux et la charge sur les plateaux ; ρ^V : masse volumique des vapeurs (kg/m³) ; ρ^L : masse volumique de liquide (kg/m³). Les valeurs du coefficient C sont résumées dans le tableau suivant:

Tableau V.21 : Valeurs du coefficient C.

Distance entre deux plateaux H _P (mm)	400	600	800
C	400	580	680
	520	760	900

On prend **C = 590** pour **H_P = 600 mm** pour les plateaux à clapets ;

➤ La masse volumique des vapeurs

$$\rho^V = \frac{V_m * M_m}{V} \quad (V.58)$$

Où : **V_m** : débit molaire des vapeurs en (Kmol/h) ; **V** : débit volumique des vapeurs (m³/h) ; **M_m** : la masse moléculaire moyenne du distillât (Kg/kmol) ;

$$\rho^V = \frac{323,009 * 44,048}{514,3337}$$

Donc :

$$\rho^V = 27,6628 \text{ Kg/m}^3$$

➤ La masse volumique du liquide

La masse volumique du liquide à 38°C ($\rho^L = \rho_{4}^{38}$) à température "t" est donnée par l'équation suivante :

$$\rho^L = \rho_{4}^{20} - \alpha * (t - 20) \quad (V.59)$$

Où : ρ_{4}^{20} la masse volumique à 20°C (Kg/m³) ;

Sachant que : $\alpha = 0,001828 - 0,00132 * \rho_{4}^{20}$ (V.60)

Avec : $\frac{1}{\rho_{4}^{20}} = \sum \left(\frac{X_{Di}}{\rho_{4}^{20} \rho_i} \right)$ (V.61)

X_{Di}, la concentration massique de l'élément " i " déterminé par la relation suivante :

$$X_{Di} = \frac{X'_{Di} * M_i}{\sum X'_{Di} * M_i} \quad (V.62)$$

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

Les concentrations massiques sont données dans le tableau suivant :

Tableau V.22 : Concentrations massiques des constituants

Constituants	M_i	X'_{Di}	$X'_{Di} * M_i$	X_{Di}
CH ₄	16	0,0000	0,0000	0,0000
C ₂ H ₆	30	0,0118	0,3540	0,0080
C ₃ H ₈	44	0,9725	42,7900	0,9714
iC ₄ H ₁₀	58	0,0156	0,9048	0,0205
nC ₄ H ₁₀	58	0,0000	0,0000	0,0000
iC ₅ H ₁₂	72	0,0000	0,0000	0,0000
nC ₅ H ₁₂	72	0,0000	0,0000	0,0000
Σ	-	0,9999	44,0488	0,9999

Le calcul de ρ_{4i}^{20} est représenté dans le tableau suivant :

Tableau V.23 : calcul de la masse volumique du liquide à 20 °C

constituants	X_{Di}	ρ_{4i}^{20} (Kg/m ³)	X_{Di}/ρ_{4i}^{20}
CH ₄	0,0000	192,79	0,0000
C ₂ H ₆	0,0080	370,42	0,000021597
C ₃ H ₈	0,9714	501,80	0,001935831
nC ₄ H ₁₀	0,0205	550,00	0,000037272
iC ₄ H ₁₀	0,0000	556,00	0,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0000	929,00	0,0000
iC ₅ H ₁₂	0,0000	929,00	0,0000
Σ	0,9999	4029,01	0,0019947

Donc : $\rho_4^{20} = \frac{1}{0,0019947}$ alors : $\rho_4^{20} = 501,3285 \text{ Kg/m}^3$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 * \rho_4^{20}$$

$$\alpha = 0,001828 - 0,00132 * (0,5013285)$$

$$\alpha = 0,00116625$$

De plus :

$$\rho_4^{38} = \rho_4^{20} - \alpha * (t - 20)$$

$$\rho_4^{38} = 0,5013285 - 0,0011662 * (38 - 20)$$

$$\rho_4^{38} = 0,4803369 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_4^{38} = 480,3369 \text{ Kg/m}^3$$

La masse volumique de liquide sera : $\rho_L = \rho_4^{38} = 480,3369 \text{ Kg/m}^3$

Alors la vitesse admissible des vapeurs sera :

$$W = 8,47 * 10^{-5} * 590 * \left[\left(\frac{480,3369 - 27,6628}{27,6628} \right) \right]^{1/2}$$

$$W = 0,2021 \text{ m/s}$$

C. Section de la colonne

$$S = \frac{V}{W}$$

Connaissant les valeurs de V et W, on calcul la section

$$S = \frac{0,1429}{0,2021} \quad \text{donc : } \boxed{S = 0,7070 \text{ m}^2}$$

Le diamètre de la colonne est calculé comme suit :

$$D = 2 \left(\frac{S}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$D = 2 \left(\frac{0,7070}{3,14} \right)^{1/2}$$

Donc :

$$\boxed{D = 0,95 \text{ m}}$$

➤ La zone d'épuisement

Pour la zone d'épuisement, on calcule le diamètre pour une température $T = 88^\circ\text{C}$. Avec la même méthode on a déterminé les paramètres suivant pour définir le diamètre de cette zone :

Le débit volumique des vapeurs :	$V = 835,2195 \text{ m}^3/\text{h}$
La masse volumique des vapeurs :	$\rho^V = 32,4634 \text{ Kg}/\text{m}^3$
La masse volumique du liquide :	$\rho^L = 476,7399 \text{ Kg}/\text{m}^3$
La vitesse admissible des vapeurs :	$W = 0,1849 \text{ m}/\text{s}$
La section de la colonne :	$S = 1,25 \text{ m}^2$

Donc, le diamètre de la zone d'épuisement est :

$$D = 2 \left(\frac{S}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$D = 2 \left(\frac{8,0027}{3,14} \right)^{1/2}$$

$$\boxed{D = 1,26 \text{ m}}$$

V.11.2. Hauteur de la colonne

La hauteur de la colonne est estimée en donnant la distance qui sépare deux plateaux successifs la valeur 0,60, sachant que la hauteur totale est donnée par l'équation suivante :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (\text{V.63})$$

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

Où : H_T : la hauteur totale de la colonne; h_1 : la hauteur de l'espace libre au-dessus du plateau supérieur; h_2 : la hauteur de la zone de rectification; h_3 : la hauteur de la zone d'expansion; h_4 : la hauteur de la zone d'épuisement; h_5 : la hauteur de l'espace libre au-dessous du plateau inférieur.

➤ **La hauteur de l'espace libre situé en tête de la colonne**

Elle est égale au 1/2 du diamètre de la colonne

$$h_1 = \frac{D}{2} ; h_1 = \frac{0,95}{2} = 0,475 \text{ m}$$

La hauteur de cette espace est : **$h_1 = 0,475 \text{ m}$**

➤ **La hauteur de la zone de rectification**

Elle est déterminée par le produit du nombre d'espaces entre plateaux par l'espacement.

$$h_2 = (N_R - 1) * h_p \quad (V.64)$$

Où : N_R : nombre des plateaux dans la zone de rectification ; h_p : espace entre deux plateaux « 0,60 m » ;

Donc : **$h_2 = (15 - 1) * 0,60 ; h_2 = 8,4 \text{ m}$**

➤ **La hauteur de la zone d'expansion**

La hauteur de la zone d'alimentation déterminée en tant qu'espacement entre 4 plateaux :

$$\begin{aligned} h_3 &= 3 * h_p \\ h_3 &= 3 * 0,60 ; \mathbf{h_3 = 1,8 \text{ m}} \end{aligned}$$

➤ **La hauteur de la zone d'épuisement**

Elle est déterminée comme le cas de la zone de rectification.

$$h_4 = (N_E - 1) * h_p \quad (V.65)$$

Où : N_E : nombre des plateaux dans la zone d'épuisement ;

$$h_4 = (12 - 1) * 0,60 ; \mathbf{h_4 = 6,6 \text{ m}}$$

$$\mathbf{h_5 = 3 \text{ m}}$$

Alors, la hauteur de la colonne est :

$$H_T = 0,475 + 8,4 + 1,8 + 6,6 + 3$$

$H_T = 20,275 \text{ m}$

V.12.description du simulateur HYSYS

Après avoir calculé les différents paramètres par la méthode analytique, nous passons à la méthode numérique (en utilisant le HYSYS) afin de comparer les résultats.

Le logiciel HYSYS est un logiciel de simulation de procédés de génie chimique développé par Hyprotech (Canada). Il permet le traitement des problèmes simples, tels que les séparations et les problèmes plus complexes tel que la distillation atmosphérique du pétrole brut et les transformations chimiques.

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

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

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

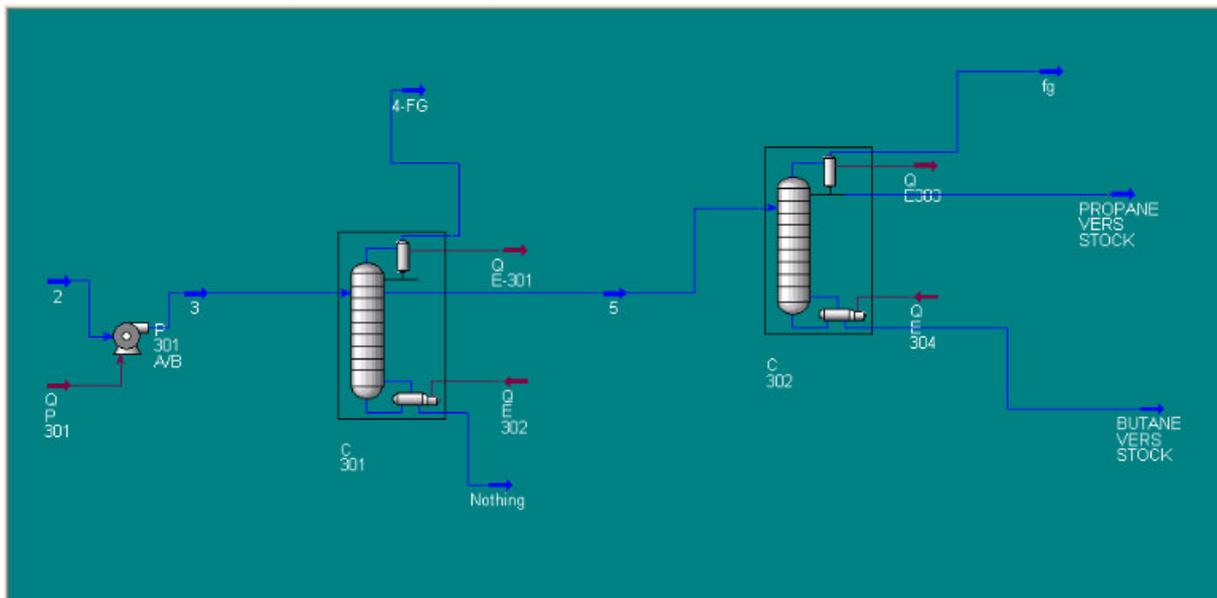


Figure V.2 : Représentation du Flow-sheet de l'unité Gas-plant

Le logiciel < HYSYS > utilisé pour notre étude nécessite un minimum de données à savoir :

- la composition de la charge et les conditions de fonctionnement du procédé, ainsi que le choix du modèle thermodynamique.

- le modèle thermodynamique utilisé est le modèle de **Peng-robinson** ; ce dernier est le plus recommandé pour les modèles basés sur les équations d'états et les gaz comme le décrit le manuel << HYSYS>>.

Partie B : Calcul à 135% de charge

V.13. Calcul à 135% de charge

Il s'agit dans cette partie de recalculer les différents paramètres de marche avec une augmentation de débit de la charge sans modification de la composition.

Les différents calculs effectués sur le diamètre et la hauteur avec une augmentation de charge de 35 % permettront de déterminer la capacité de la colonne à traiter des débits plus élevés que ceux utilisés actuellement.

V.13.1. Calcul du débit molaire de la charge

Le débit de l'augmentation 35% de la charge :

$$L = \frac{(12330 \cdot 35)}{100} = 4315,5 \text{ Kg/h}$$

D'où : le débit total correspond à 120% charge est :

$$L = 12330 + 4315,5 = 16645,5 \text{ Kg/h}$$

$$\mathbf{L = 16645,5 \text{ Kg/h}}$$

Le débit molaire est calculé à l'aide de la relation (V.4), où :

$$L' = \frac{14796,768}{52,8004} = 280,2397 \text{ Kmol/h}$$

$$\mathbf{L' = 315,2533 \text{ Kmol/h}}$$

Remarque :

- La même méthode de calcul de 100% de la charge, suivre pour 135% de la charge.
- Les résultats pour 135% de la charge sont résumés dans le tableau V.24.
- Les vérifications des résultats par le simulateur HYSYS pour 100 et 135% de la charge sont résumées dans l'annexes 10 et 11.

V.14. Analyse des résultats

Dans cette partie on procède à l'analyse des résultats de calcul en se basant sur la comparaison des différents paramètres correspond aux cas étudiés.

La comparaison des différents paramètres de fonctionnement et de dimensionnement de la colonne à 100 % et 135 % de charge (annexe 10 et 11) à ceux du design établit en 2002 par l'IFP (Annexe 9) et celles de la raffinerie d'Alger (Annexe 8) sont résumées dans les tableaux ci-dessous :

Tableau V.24 : Comparaison entre les différents cas étudiés pour le dépropaniseur.

		Premier cas	Deuxième cas	Troisième cas	Quatrième cas
	Désignation	Charge nominale 100%	Charge augmentée 135%	Design	Résultats de HYSYS à 100%
Température (°C)	Température du ballon	35	44,13	43	41,529
	Température du sommet	38	47,96	48 - 52	43,56
	Température du fond	88	81,11	85 - 90	80,04
	Température d'alimentation	65	74,37	100	71,1
Pression (atm)	Pression dans le ballon	12,1	14,6	15 -15,4	14,6
	Pression du sommet	12,5	14,6	15,2	14,6
	Pression du fond	12,8	15,8	15,8	15,8
	Pression d'alimentation	12,65	15,14	15,5	15,2
Dimensions (m)	Diamètre du sommet	0,95	1,04	1,25	-
	Hauteur de la colonne	20,275	-	21,3	-
Nombre de plateaux		27	30	30	27

L'analyse effectuée sur les différents cas étudiés se fait comme suit :

- Entre le cas de 100 % de charge et le cas design établi en 2002 (IFP) :

Les températures trouvées aux différents niveaux sont trop inférieures à ceux de design, la pression dans le ballon de reflux est de (12,1 et 14,6 atm) alors que le design prévoit (15 à 15,4 atm) et les dimensions calculées (diamètre, hauteur et

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

nombre de plateaux) sont inférieures à celles du design ce qui signifie que ces dernières ont trop affectés par cette nouvelle charge, ce qui explique que cette colonne a été destinée pour traiter des débits plus élevés que ce utilise actuellement.

➤ Entre le cas de 100 % de charge et le cas 135 % de charge :

Les paramètres de marche calculées tels que les pressions restent constantes cela correspond à la même composition de la charge, en outre les dimensions calculées sont comparables tel que le diamètre qui est de (0,95m) à 100% et porte la valeur de 1,04m à 135 % ,et le nombre de plateau qui est de 27 plateau dans la charge actuel (100%) par contre, il porte la valeur de 30 plateaux a 135%, cela dû à l'augmentation du débit d'alimentation de 35% qui engendre ses écarts de dimensions.

➤ Entre le cas 135 % de charge et le cas design :

Les paramètres de marche (températures et pression) obtenues sont très proches au celles du design, et les dimensions sont proche que celles de design.

Tableau V.25 : Comparaison entre le cas de 100% de la charge et le cas actuel.

		Premier cas	Quatrième cas	Cas actuel
Désignation		Charge nominale 100%	Résultats de HYSYS à 100%	La raffinerie d'Alger
Température (°C)	Température du ballon	35	41,529	39
	Température du sommet	38	43,56	47,5
	Température du fond	88	80,04	70
	Température d'alimentation	65	71,1	-
Pression (atm)	Pression dans le ballon	12,1	14,6	12
Dimensions (m)	Diamètre du sommet	0,95	-	1,25
	Hauteur de la colonne	20,275	-	21,3
Nombre de plateaux		27	27	30

Chapitre V : Vérification de la section de séparation C302

- Entre le cas 100 % de charge et le cas actuel de la raffinerie d'Alger :

Les températures obtenues sont très proches au celles utilisées actuellement à la raffinerie d'Alger, sauf que la température du fond (88 et 80,04°C) qui est très élevée à celle de la raffinerie (70°C) cela correspond à la baisse au débit du fluide chauffant (Kérosène), les dimensions sont inférieures que celles de la raffinerie, ce qui désigne que ces deux cas sont en conformité.

Conclusion
Et
Recommandation

Conclusion générale

Conclusion générale

Ce travail avait comme objectif la vérification des paramètres de marche ainsi que le redimensionnement de la colonne de dépropanisation C302 de l'unité Gas-plant de la raffinerie d'Alger pour une éventuelle augmentation de charge.

Dans une première étape, on a calculé la colonne C302 avec la charge et la composition actuelle. Dans la seconde étape, on a estimé les paramètres de marche précédente (température, pression) et le dimensionnement (diamètre, nombre de plateaux) de la même colonne pour une augmentation de charge de 35 % et étudié l'impact sur ces derniers.

Les résultats de calculs ont fait apparaître que lors du fonctionnement de la colonne à 100 % de charge :

- Les températures que nous avons déterminé dans les différents niveaux sont plus proches à celles utilisées actuellement et trop inférieures à ceux de design ;
- La pression dans le ballon de reflux est de (12,1 et 14,6atm) alors que le design en prévoit (15 à15,4 atm), et ce en tenant compte de la composition du sommet ;
- Le nombre de plateaux calculé est de (27) alors que le design en prévoit un nombre de (30);
- Le diamètre calculé est de (0,95m) inférieur à celui du design qui est de (1,25m) : ce qui laisse, à priori une marge pour une augmentation de charge ;
- La hauteur calculée (20,275 m) qui est inférieure à celle du design qui est de (21,3m).

Ces résultats laissent à présager, que d'une manière générale, la colonne est surdimensionnée vue qu'elle a été destinée pour traiter des débits plus importants.

Les résultats obtenus pour un fonctionnement de 135 % de charge, ont mis en évidence les remarques suivantes :

- Les températures et les pressions obtenues sont proches à celles utilisées actuellement, et beaucoup plus proche à celles du design ;
- le diamètre calculé est de (1,04 m) qui se rapproche à celui du design qui est de (1,25 m) ;

Conclusion générale

- La hauteur calculée est de (21,03 m) qui est en conformité avec celle du design qui est de (21,3 m).

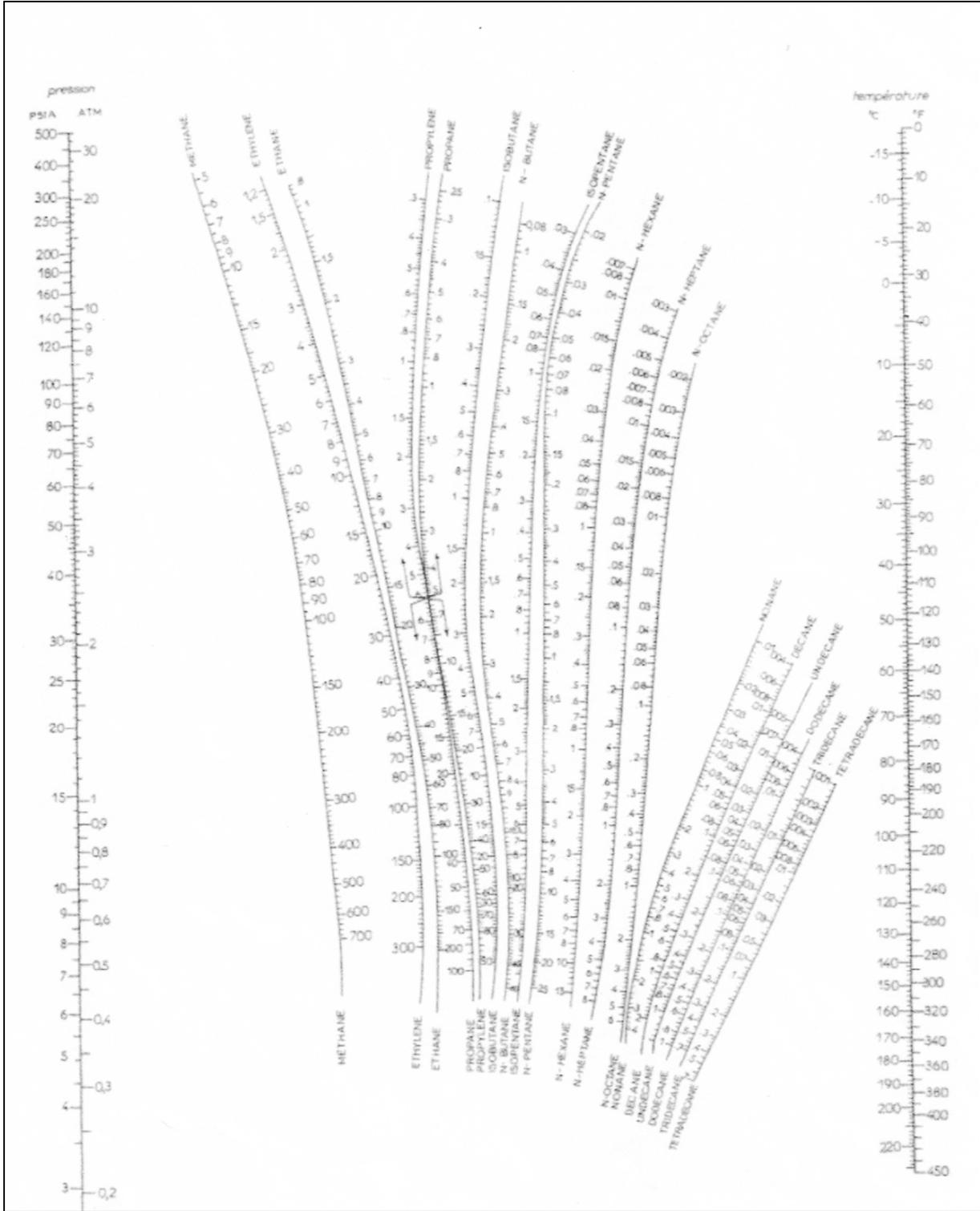
La colonne de dépropanisation est très affectée par cette nouvelle charge, ce qui explique que cette dernière a été destinée pour traiter des débits plus élevés que ceux utilisés actuellement.

A la base de ces résultats, mes recommandations pour améliorer le fonctionnement de l'unité Gas-plant sont les suivantes :

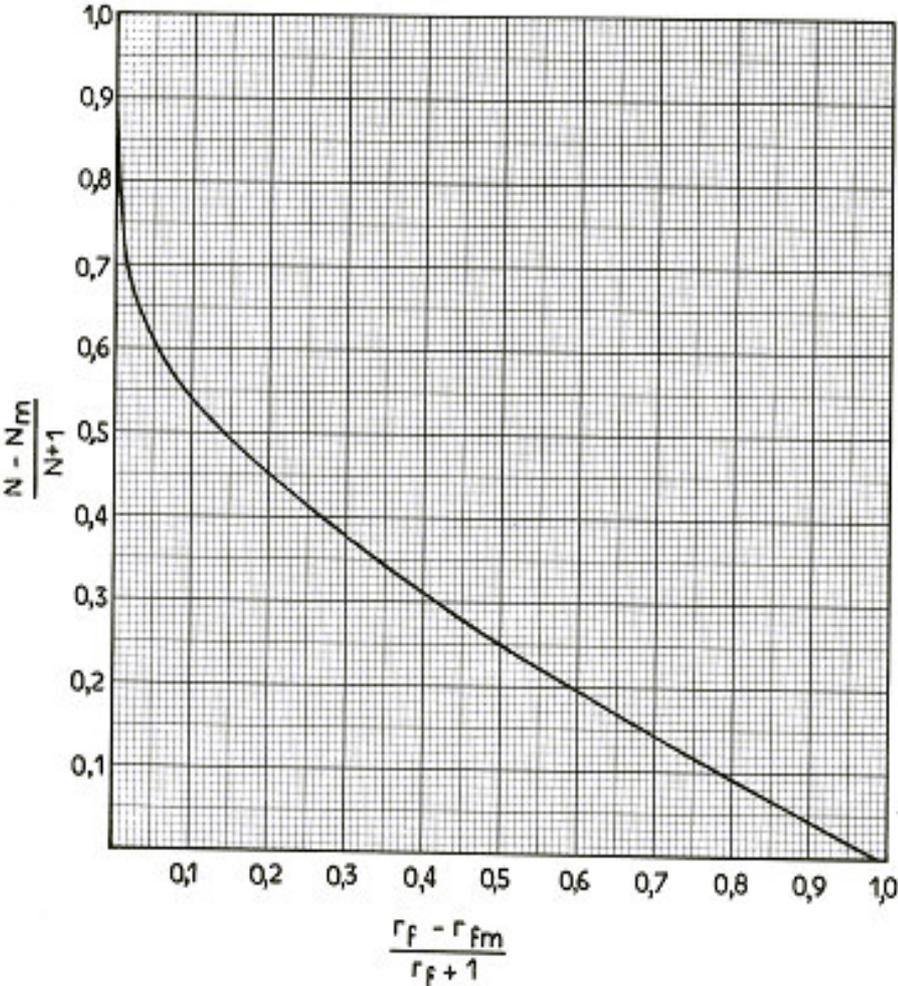
- Augmenter la température du fond de la C302 de (70°C) à environ (88°C) en agissant sur le débit du fluide chauffant (Kérosène),
- Remettre en marche la pompe P301 afin de maintenir la pression de service ;
- Le traitement permanent de l'eau de refroidissement pour éviter l'encrassement des tubes du réfrigérant à eau E303 ;
- Augmentation du débit de l'eau de refroidissement pour assurer une bonne réfrigération ;
- Ajustement de la pression du sommet de la C302 afin d'éviter le dégazage des GPL vers fuel gaz;
- Ramener le taux de charge à 35% du taux actuel et de travailler avec ce régime d'une façon permanente afin de pallier en plus la demande importante future. Mais, aller au-delà de 135%, on risque d'avoir des perturbations au niveau du fonctionnement de la colonne C302.

Annexes

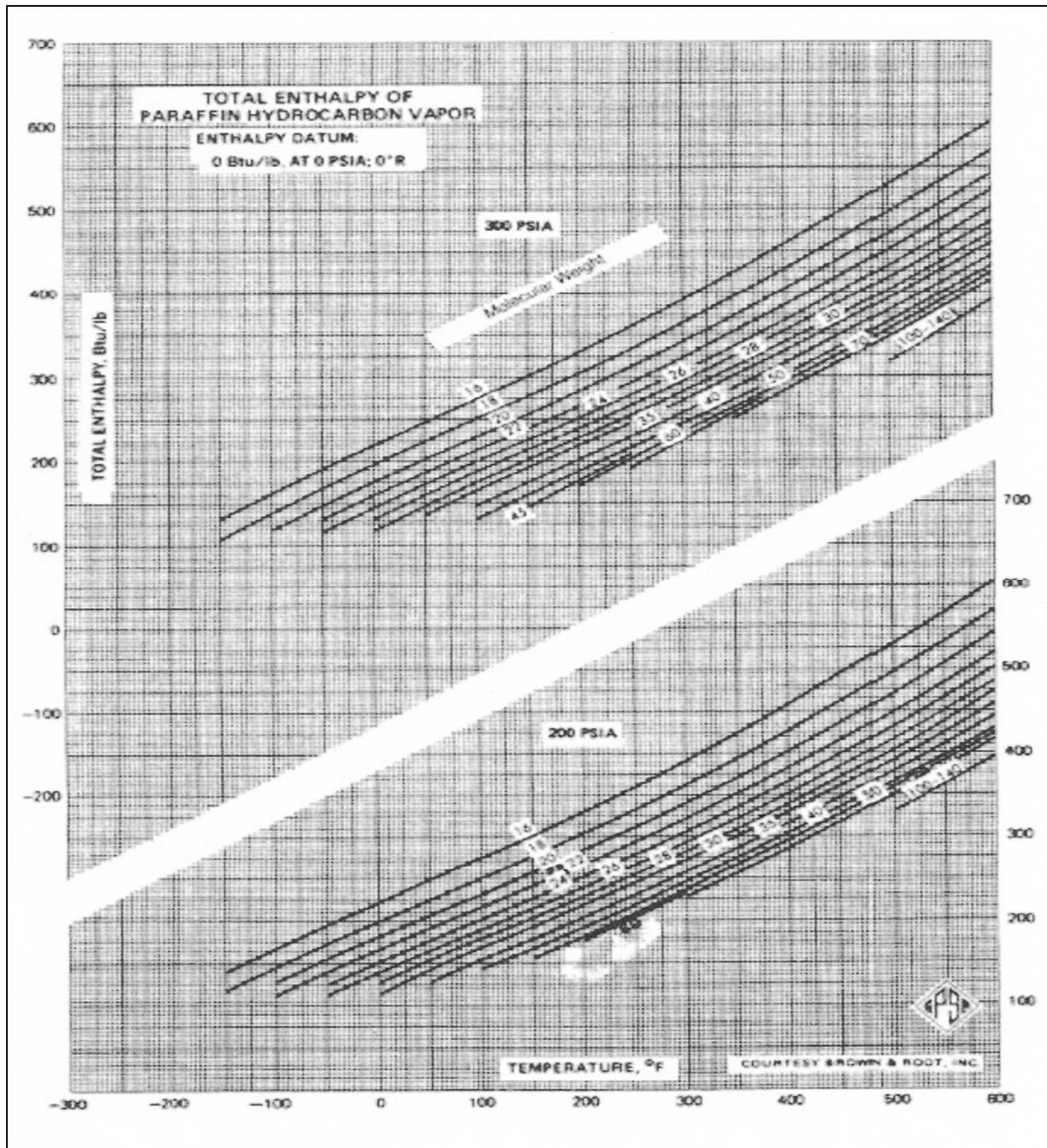
Annexe 1 : Coefficient d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)



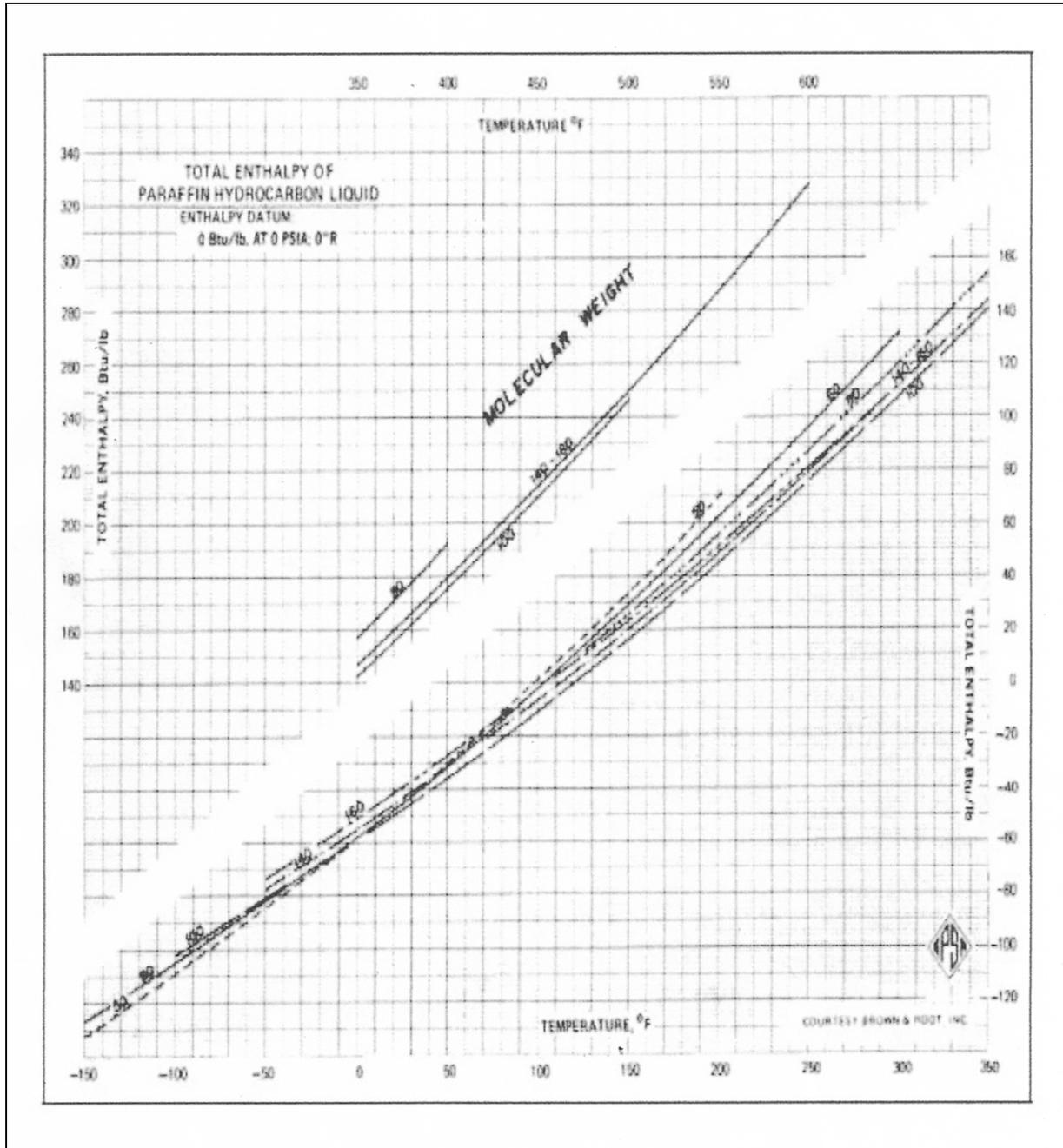
Annexe 2 : Corrélation de Gilliland



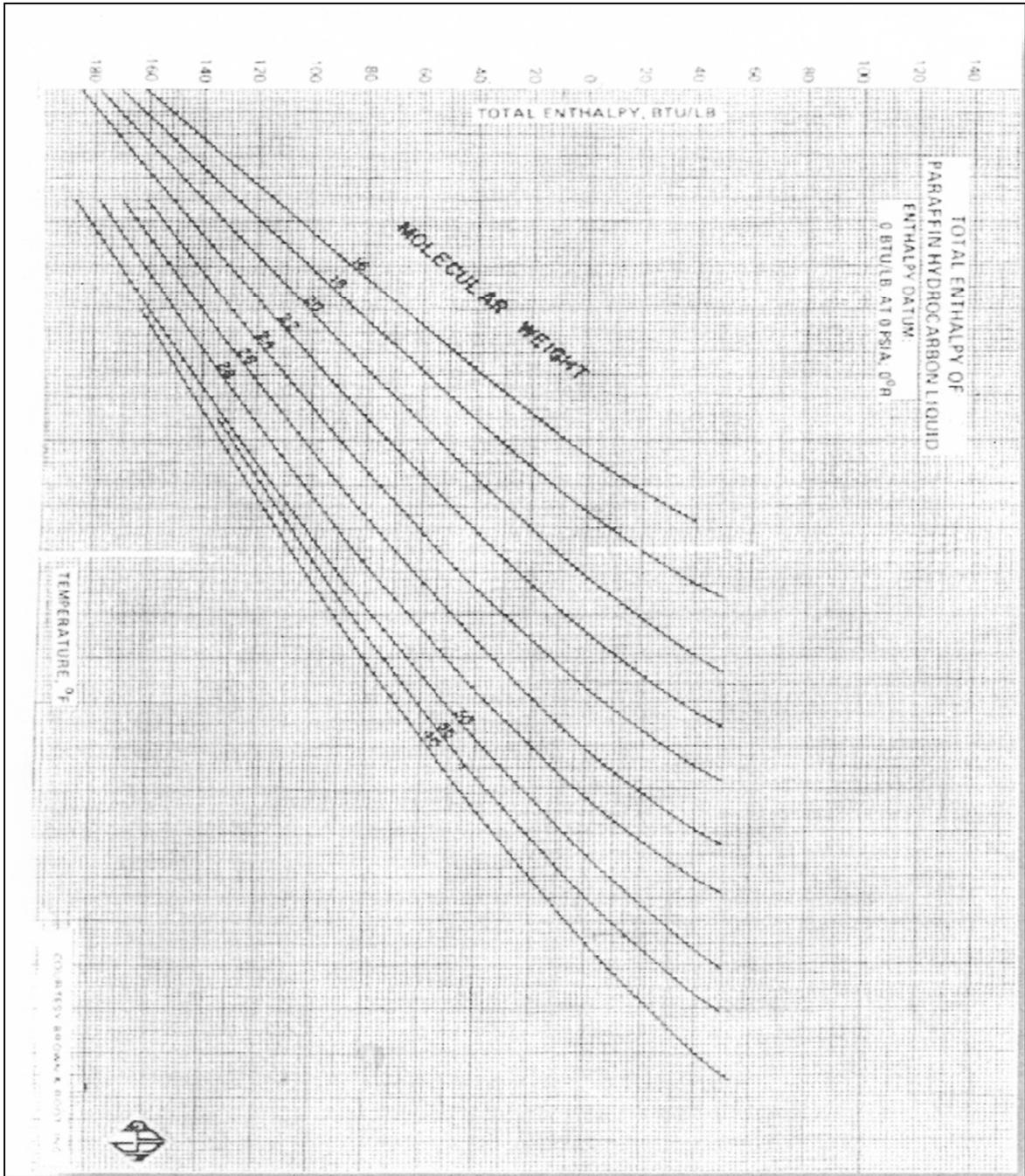
Annexe 3 : Enthalpie des hydrocarbures paraffiniques a l'état vapeur



Annexe 4 : Enthalpie des hydrocarbures paraffiniques a l'état liquide



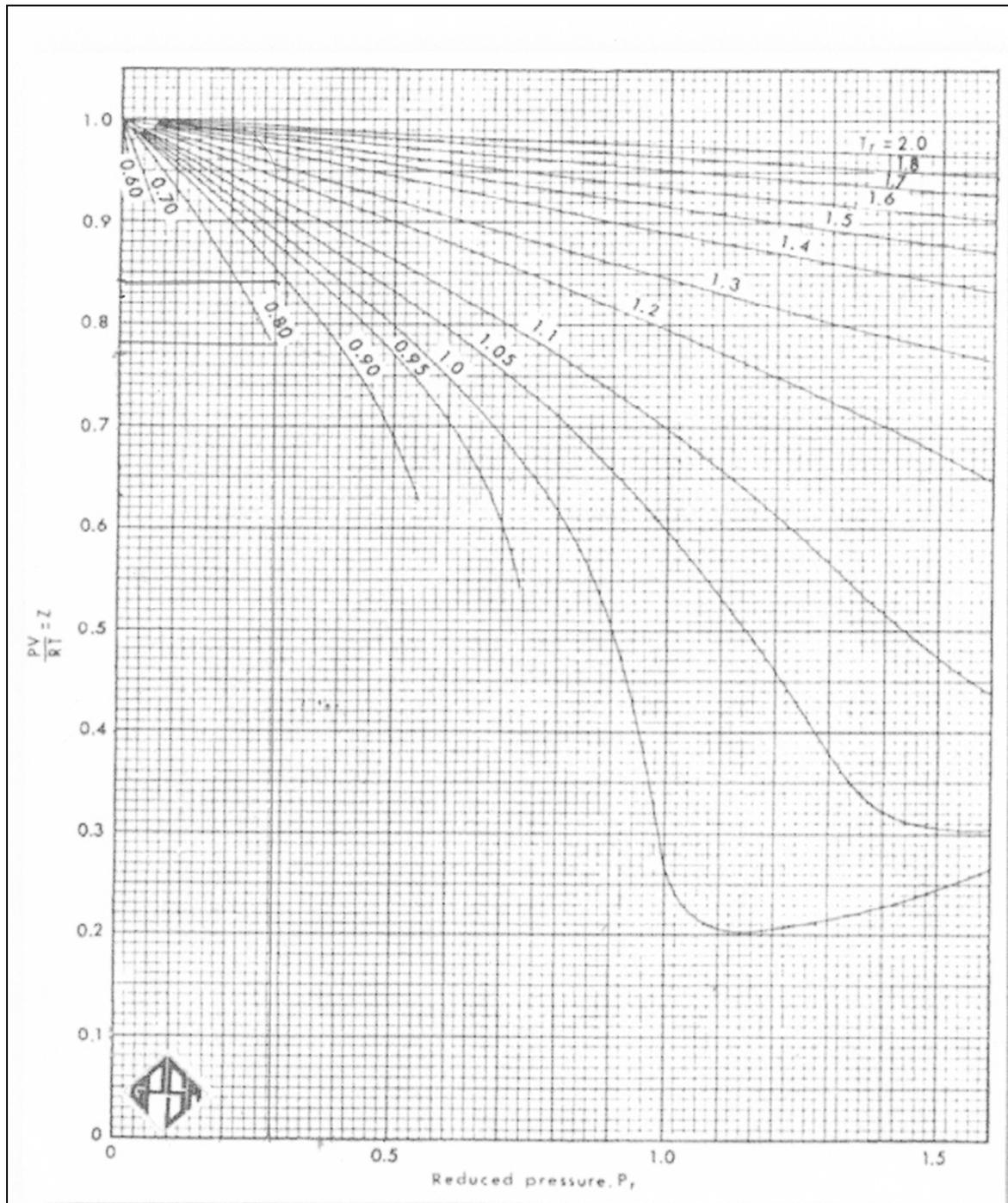
Annexe 5 : Enthalpie des hydrocarbures paraffiniques a l'état liquide



Annexe 6 : Tableau des coordonnées critiques

TABLEAU II.1.6 COORDONNÉES CRITIQUES (suite)					
SUBSTANCE	TEMPÉRATURE CRITIQUE (°K)	PRESSION CRITIQUE (atm.)	VOLUME CRITIQUE (cm ³ /mole)	z _c	ω
<i>Paraffines</i>					
Méthane	191,1	45,8	99	0,289	0,013
Ethane	305,5	48,2	148	0,285	0,106
Propane	370	42	200	0,276	0,152
<i>n</i> -Butane	425,2	37,5	255	0,274	0,200
Isobutane	408,1	36	263	0,283	0,192
<i>n</i> -Pentane	469,8	33,3	311	0,268	0,252
Isopentane	461	32,9	308	0,268	0,206
Néopentane	433,8	31,6	303	0,269	0,195
<i>n</i> -Hexane	507,9	29,9	368	0,264	0,298
<i>n</i> -Heptane	540,2	27	426	0,259	0,349
<i>n</i> -Octane	569,4	24,6	490	0,258	0,392
<i>Oléfines</i>					
Ethylène	282,4	50	124	0,267	0,097
Propène	365	45,6	181	0,275	0,140
1-Butène	419,6	39,7	240	0,277	0,203
2-Butène trans	430	41	236	0,274	0,273
Isobutène	417,9	39,5	239	0,275	0,234
1-Pentène	474	40			
2-Pentène	475,6	40,4			
3-Méthylbutène-1	464,8	33,9			
2-Méthyl-2-butène	470	34			
Hexène	516,7				
Octène	578				
<i>Diooléfines</i>					
Propadiène	393				
1-3-Butadiène	425	42,7	221	0,271	0,195
<i>Acétyléniques</i>					
Acétylène	309	61,6	113	0,275	0,186
Propyne	401	52,8			
1-Butyne	463,7				
2-Butyne	488,7				
1-Pentyne	493,5				
<i>Cycloparaffines</i>					
Cyclopentane	511,8	44,6	260	0,276	0,195
Méthylcyclopentane	532,8	37,4	319	0,273	0,239
Ethylcyclopentane	569,5	33,5	375	0,269	0,271
Cyclohexane	553	40	308	0,272	0,213
Méthylcyclohexane	572,3	34,3	344	0,251	0,257
<i>Aromatiques</i>					
Benzène	562	48,6	260	0,274	0,211
Toluène	594	41,6	320	0,273	0,241
<i>o</i> -Xylène	631,6	36,9			0,302
<i>m</i> -Xylène	619	36			0,328
<i>p</i> -Xylène	618	35			0,314
Ethylbenzène	619,6	38			0,317
<i>n</i> -Propylbenzène	638,8	32	430	0,262	0,346
Isopropylbenzène	635,9	32	430	0,264	0,286
<i>Alcools</i>					
Méthanol	513,2	78,5	118	0,220	
Ethanol	516	63	167	0,249	
<i>n</i> -Propanol	537	50,2	220	0,251	
Isopropanol	508,8	53	219	0,278	
<i>n</i> -Butanol	561	49			
<i>sec</i> -Butylalcool	538				
<i>tert</i> -Butylalcool	508				
Phénol	692,4	60,5			
<i>o</i> -Crésol	695	49,4			
<i>m</i> -Crésol	705	45	310	0,241	
<i>p</i> -Crésol	699	50,8			

Annexe 7 : Coefficient de compressibilité Z en fonction des coordonnées réduites



Annexe 8 : Paramètres de marche des équipements de l'unité Gas-plant

Tableau 1 : Caractéristiques de la colonne C302 de l'unité Gas-plant

Repères	Service	Nombre de plateaux	Dimensions	Pression		Température	
			m	Kg/cm ²		°C	
			Service	Service	calcul	Service	Calcul
C302	dépropaniseur	30	H = 21.3 D = 1.25	15.8	17.7	93	-

Tableau 2 : Paramètres de marche du dépropaniseur C302

Repères	Valeur de service	Emplacement
PRC302	15-15.4 Kg/cm ²	Pression au sommet C302

Tableau 3 : Caractéristique du ballon de reflux du dépropaniseur

Repères	Service	Dimensions	Pression		Température	
		m	Kg/cm ²		°C	
		Service	Service	calcul	Service	Calcul
D303	Accumulateur tête de dépropaniseur	H = 4.2 D = 1.4	15.2	17.4	43	44

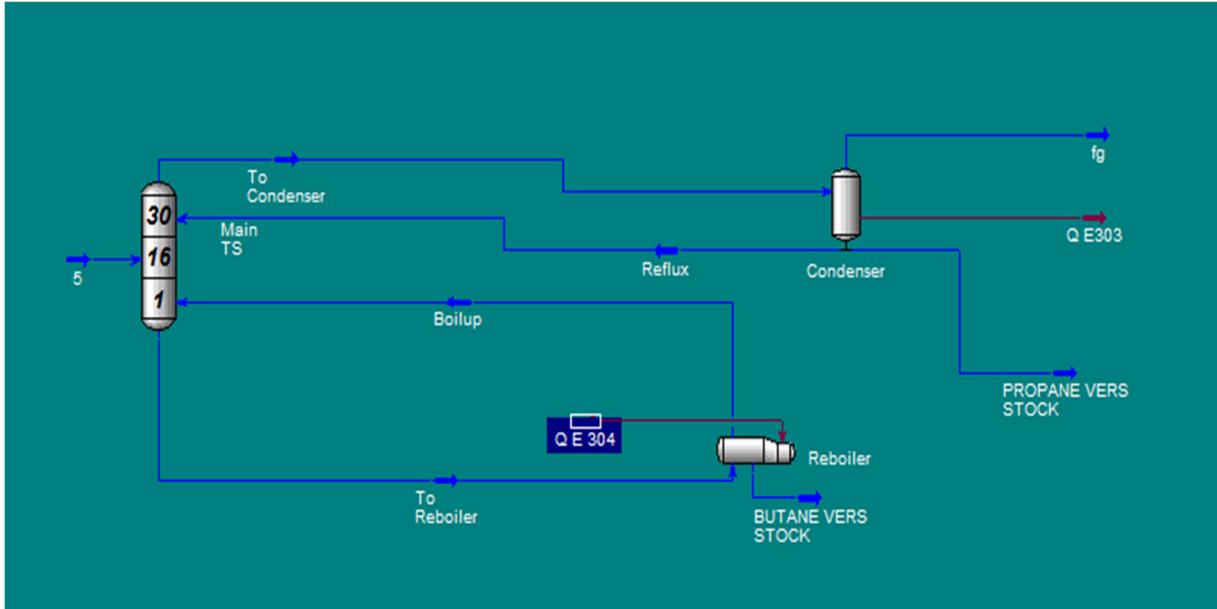
Tableau 4 : Paramètres de marche de ballon de tête D303

Repères	Valeur de service	Emplacement
PI 311	15-15.4 Kg/cm ²	Pression de ballon D303

Annexe 9 : Plan de contrôle de qualité des produits

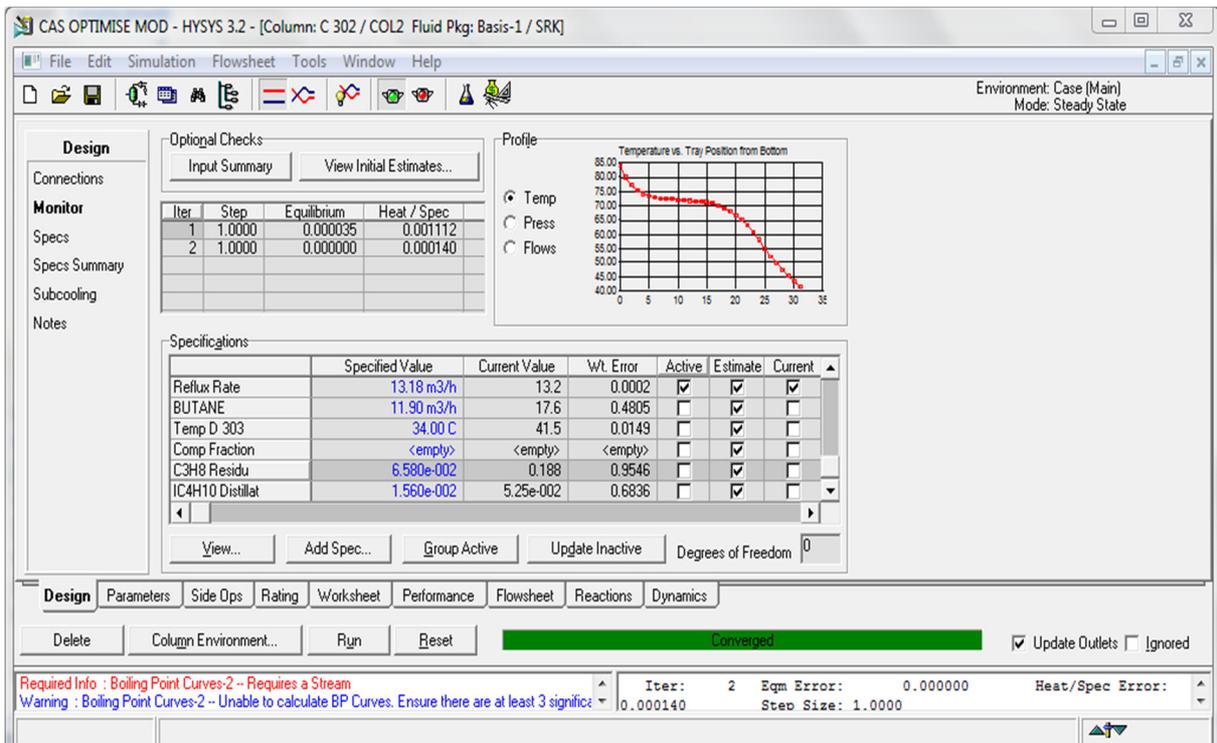
Plan de surveillance	Flow diagramme simplifié	Plan de controle
<p>(1) <u>Ballon D301 :</u> Température d'alimentation C301 :Ti 301 Pression :Pi301</p> <p>(2) <u>DééthaniseurC301 :</u> Température de 4^{ème} plateau :TRC 301 Température sortie sommet : Ti 303 Pression sommet : PRC 301</p> <p>(3) <u>Ballon D302 :</u> prise échantillon eau</p> <p>(4) <u>Dépropaniseur C302 :</u> Température alimentation : Ti302 Température sommet : Ti 309 Température 4^{ème} plateaux : TRC 302 Pression sommet : PRC 302</p> <p>(5),(6) prise échantillon (9),(10)) prise échantillon</p>	<p>The diagram illustrates a distillation process. It starts with two input streams: 'GPL de U100' and 'U200'. These feed into a distillation column 'C 301'. Above 'C 301' is a condenser 'D30', and below it is a reboiler 'D302'. A second distillation column 'C 302' is located below 'C 301'. The bottom product of 'C 302' goes to 'Stockage (butane)'. The top product of 'C 302' goes to 'Stockage (propane)'. Various control points are marked with red boxes and numbers 1 through 10, indicating where measurements or adjustments are taken.</p>	<p><u>Aide opérateur :</u></p> <p>(1) : Ti301=38°C FRC301 : débit LPG vers C301 Pi301=(20.4-22)Kg/cm²</p> <p>(2) : TRC301=(85-90)°C Ti303=(54-58)°C PRC301=(28-29.3)Kg/cm²</p> <p>(3) : analyses: PH, Fe, Cl, S</p> <p>(4) : Ti302=100°C Ti309=(48-52)°C TRC302=(85-90)°C PRC302=(15-15.4)Kg/cm²</p> <p>(5),(6): evaporation sur site</p> <p>(7):FR 302:débit propane vers stock</p> <p>(8):FR 303:debit butane vers stock</p> <p><u>Opérateur GL :</u></p> <p>(9),(10) : Evaporation Analyse complète</p>

Annexe 10 : Résultats obtenus par le simulateur HYSYS pour 100% de la charge



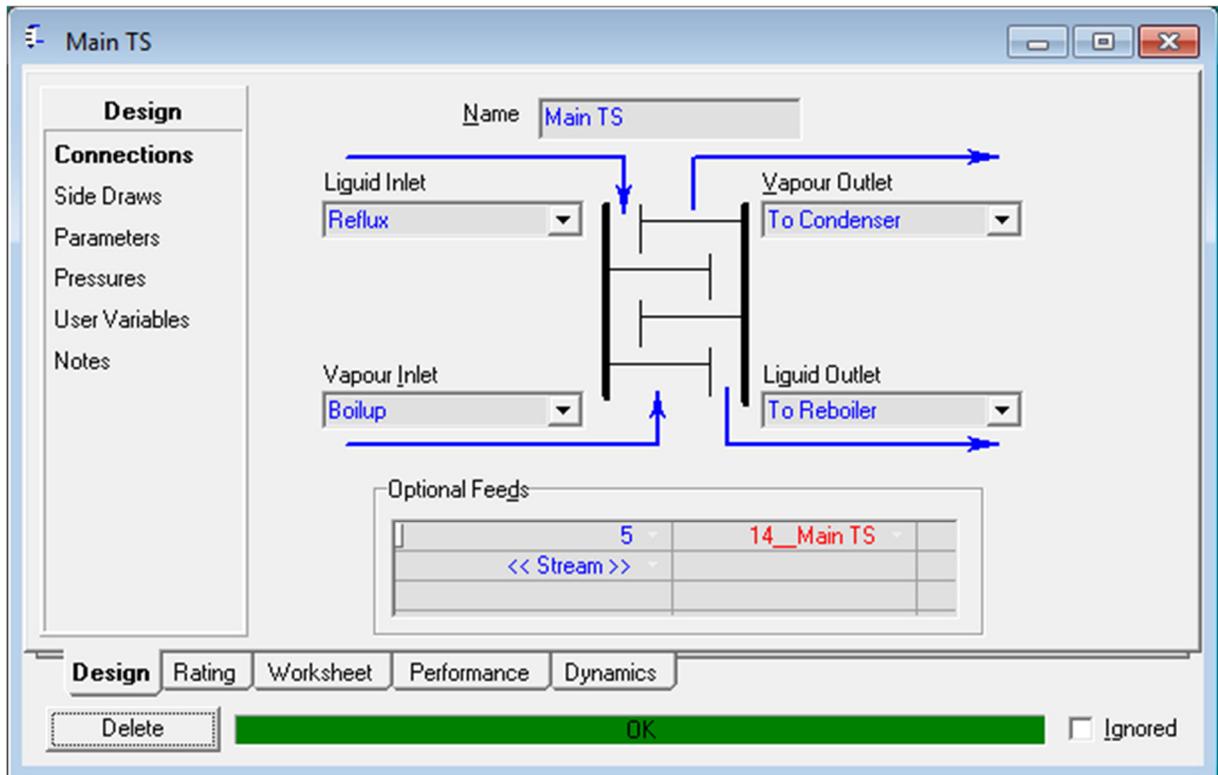
Représentation du Flow-sheet de dépropaniseur de l'unité Gas-plant

➤ Exploitation des données



Annexes

➤ Résultats pour « Mains TS »



CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet

	Reflux	Boilup	5	To Reboiler
Conditions				
Vapour	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature [C]	41.53	84.08	72.00	80.04
Pressure [kPa]	1460	1580	1650	1580
Properties				
Molar Flow [kgmole/h]	150.5	191.9	233.0	371.1
Mass Flow [kg/h]	6670	1.031e+004	1.233e+004	2.026e+004
Composition				
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13.17	18.55	22.33	36.17
PF Specs				
Molar Enthalpy [kJ/Kgmole]	-1.106e+005	-1.179e+005	-1.321e+005	-1.342e+005
Molar Entropy [kJ/Kgmole-C]	39.42	146.1	101.6	102.3
Heat Flow [kJ/h]	-1.785e+007	-2.263e+007	-3.078e+007	-4.982e+007
To Condenser				
Vapour	1.0000			
Temperature [C]	43.56			
Pressure [kPa]	1460			
Molar Flow [kgmole/h]	204.3			
Mass Flow [kg/h]	9062			
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	17.88			
Molar Enthalpy [kJ/Kgmole]	-1.049e+005			
Molar Entropy [kJ/Kgmole-C]	142.7			
Heat Flow [kJ/h]	-2.143e+007			

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete OK Ignored

Annexes

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	Reflux	Boilup	5	To Reboiler	To Condenser
Conditions	Vapour Fraction	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000
	Temperature [C]	41.529	84.080	72.000	80.036	43.556
Properties	Pressure [kPa]	1460.0	1580.0	1650.0	1580.0	1460.0
	Actual Vol. Flow [m3/h]	14.319	269.57	26.065	43.196	283.77
Composition	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2676.3	-2194.4	-2496.1	-2459.2	-2367.8
	Mass Entropy [kJ/kg-C]	2.2440	2.7190	1.9198	1.8744	3.2211
PF Specs	Molecular Weight	44.305	53.741	52.914	54.589	44.305
	Molar Density [kgmole/m3]	10.514	0.71172	8.9403	8.5917	0.72001
Molar Density [kg/m3]	465.84	38.249	473.07	468.01	31.900	
	Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	506.36	555.86	552.28	560.09	506.36
Liq Mass Density @Std Cond [kg/m3]	508.54	598.92	595.81	562.95	508.54	
	Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	143.00	124.15	169.42	178.78	94.019
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3.2276	2.3101	3.2018	3.2750	2.1221	
	Thermal Conductivity [W/m-K]	8.4647e-002	2.4176e-002	7.1227e-002	6.8098e-002	2.1493e-002
Viscosity [cP]	8.5728e-002	1.0208e-002	9.1356e-002	8.9959e-002	9.5110e-003	
	Surface Tension [dyne/cm]	5.0320	<empty>	4.6053	4.3098	<empty>
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	143.00	124.15	169.42	178.78	94.019	
	Z Factor	5.3074e-002	0.74744	6.4313e-002	6.2625e-002	0.77008
Vap. Frac. (molar basis)	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000	
	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000	
Vap. Frac. (Volume Basis)	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000	
	Molar Volume [m3/kgmole]	9.5109e-002	1.4051	0.11185	0.11639	1.3889
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>	269.57	<empty>	<empty>	283.77	
	Act. Liq. Flow [m3/s]	3.9774e-003	<empty>	7.2403e-003	1.1999e-002	<empty>
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	13.116	18.448	22.185	35.988	17.801	
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	3959.7	4536.4	5909.9	8775.0	4831.0
Watson K	14.717	13.888	13.942	13.825	14.717	
	Kinematic Viscosity [cSt]	0.18403	0.26689	0.19311	0.19180	0.29815
Cp/Cv	1.0617	1.2648	1.3648	1.0488	1.3126	
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	2.0539e+006	2.4658e+006	2.4299e+006	2.5029e+006	2.0539e+006
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	46357	45883	45921	46951	46357	
	Liquid Fraction	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	0.00000
Partial Pressure of CO2 [kPa]	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	
	Avn 1 in. Pressure [kgmole/m2]	11.499	10.243	10.427	10.260	11.499

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete [OK] [Ignored]

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Tray Performance

Flow Basis: Molar

	Vapour Flow [kgmole/h]	Liquid Flow [kgmole/h]	Vapour P [kPa]	Liquid T [C]	Stream	Flow [kgmole/h]	Temperature [C]
27_Main TS	204.3	149.5	1460	43.56	Reflux To Condenser	150.5	41.53
26_Main TS	203.2	147.7	1465	45.41		204.3	43.56
25_Main TS	201.5	145.4	1469	47.55			
24_Main TS	199.2	143.0	1474	50.12			
23_Main TS	196.7	140.5	1478	53.05			
22_Main TS	194.3	138.4	1483	56.15			
21_Main TS	192.2	136.7	1488	59.16			
20_Main TS	190.5	135.4	1492	61.89			
19_Main TS	189.2	134.4	1497	64.23			
18_Main TS	188.1	133.5	1502	66.18			
17_Main TS	187.3	132.8	1506	67.77			
16_Main TS	186.6	132.2	1511	69.08			
15_Main TS	186.0	131.7	1515	70.17			
14_Main TS	185.5	131.4	1520	71.10	5	233.0	72.00
13_Main TS	184.1	130.1	1525	71.35			
12_Main TS	184.9	130.8	1529	71.56			
11_Main TS	185.5	131.5	1534	71.75			
10_Main TS	186.2	132.0	1538	71.93			
9_Main TS	186.7	132.5	1543	72.12			
8_Main TS	187.3	133.1	1548	72.33			
7_Main TS	187.9	133.7	1552	72.60			
6_Main TS	188.4	134.2	1557	72.95			
5_Main TS	188.9	134.6	1562	73.44			
4_Main TS	189.4	135.1	1566	74.19			
3_Main TS	189.8	135.5	1571	75.36			
2_Main TS	190.2	136.0	1575	77.20			
1_Main TS	190.8	137.1	1580	80.04	Boilup	191.9	84.08

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete [OK] [Ignored]

Annexes

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Pe|Open Case

Tray Performance

	VT Above [C]	LT Below [C]	Feed	Feed T [C]	Product	Prod T [C]
27_Main TS	43.56	43.56	Reflux	41.53	To Condenser	43.56
26_Main TS	45.41	45.41				
25_Main TS	47.55	47.55				
24_Main TS	50.12	50.12				
23_Main TS	53.05	53.05				
22_Main TS	56.15	56.15				
21_Main TS	59.16	59.16				
20_Main TS	61.89	61.89				
19_Main TS	64.23	64.23				
18_Main TS	66.18	66.18				
17_Main TS	67.77	67.77				
16_Main TS	69.08	69.08				
15_Main TS	70.17	70.17				
14_Main TS	71.10	71.10	5	72.00		
13_Main TS	71.35	71.35				
12_Main TS	71.56	71.56				
11_Main TS	71.75	71.75				
10_Main TS	71.93	71.93				
9_Main TS	72.12	72.12				
8_Main TS	72.33	72.33				
7_Main TS	72.60	72.60				
6_Main TS	72.95	72.95				
5_Main TS	73.44	73.44				
4_Main TS	74.19	74.19				
3_Main TS	75.36	75.36				
2_Main TS	77.20	77.20				
1_Main TS	80.04	80.04	Boilup	84.08	To Reboiler	80.04

Design Rating Worksheet **Performance** Dynamics

Delete OK Ignored

Main TS

Use Tray Section Name for Stage Name

Number of Theoretical Trays
27 Customize...

Tray Section Type

Standard Side Stripper Side Rectifier

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete OK Ignored

Annexes

➤ Résultats pour « condenser »

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Condenser]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

	To Condenser	fg	PROPANE VEF	Reflux
Conditions				
Vapour Fraction	1.00000	1.00000	0.00000	0.00000
Temperature [C]	43.556	41.523	41.523	41.523
Pressure [kPa]	1460.0	1460.0	1460.0	1460.0
Properties				
Composition				
Actual Vol. Flow [m3/h]	283.77	3.2714e-006	5.1137	14.319
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2367.8	-2381.0	-2676.3	-2676.3
Mass Entropy [kJ/kg-C]	3.2211	3.2805	2.2440	2.2440
PF Specs				
Molecular Weight	44.305	43.705	44.305	44.305
Molar Density [kgmole/m3]	0.72001	0.72306	10.514	10.514
Mass Density [kg/m3]	31.900	31.601	465.84	465.84
Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	506.36	501.37	506.36	506.36
Liq Mass Density @Std Cond [kg/m3]	508.54	504.86	508.54	508.54
Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	94.019	92.395	143.00	143.00
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.1221	2.1141	3.2276	3.2276
Thermal Conductivity [w/m-K]	2.1493e-002	2.1410e-002	8.4647e-002	8.4647e-002
Viscosity [cP]	9.5110e-003	9.4916e-003	8.5728e-002	8.5728e-002
Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>	5.0320	5.0320
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	94.019	92.395	143.00	143.00
Z Factor	0.77008	0.77176	5.3074e-002	5.3074e-002
Vap. Frac. (molar basis)	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
Vap. Frac. (mass basis)	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
Vap. Frac. (Volume Basis)	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
Molar Volume [m3/kgmole]	1.3889	1.3830	9.5109e-002	9.5109e-002
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	283.77	3.2714e-006	<empty>	<empty>
Act. Liq. Flow [m3/h]	<empty>	<empty>	1.4205e-003	3.9774e-003
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	17.801	2.0477e-007	4.8843	13.116
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	4831.0	5.5929e-005	1271.3	3593.7
Watson K	14.717	14.825	14.717	14.717
Kinematic Viscosity [cSt]	0.29815	0.30035	0.18403	0.18403
Cp/Cv	1.3126	1.3158	1.0617	1.0617
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	2.0539e+006	2.0276e+006	2.0539e+006	2.0539e+006
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	46357	46393	46357	46357
Liquid Fraction	0.00000	0.00000	1.00000	1.00000
Partial Pressure of CO2 [kPa]	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Avg. Lin. Density [kmole/m2]	11.429	11.477	11.429	11.429

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Condenser]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

	To Condenser	fg	PROPANE VEF	Reflux
Conditions				
Actual Vol. Flow [m3/h]	283.77	3.2714e-006	5.1137	14.319
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2367.8	-2381.0	-2676.3	-2676.3
Mass Entropy [kJ/kg-C]	3.2211	3.2805	2.2440	2.2440
Properties				
Composition				
Molecular Weight	44.305	43.705	44.305	44.305
Molar Density [kgmole/m3]	0.72001	0.72306	10.514	10.514
Mass Density [kg/m3]	31.900	31.601	465.84	465.84
Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	506.36	501.37	506.36	506.36
Liq Mass Density @Std Cond [kg/m3]	508.54	504.86	508.54	508.54
Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	94.019	92.395	143.00	143.00
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.1221	2.1141	3.2276	3.2276
Thermal Conductivity [w/m-K]	2.1493e-002	2.1410e-002	8.4647e-002	8.4647e-002
Viscosity [cP]	9.5110e-003	9.4916e-003	8.5728e-002	8.5728e-002
Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>	5.0320	5.0320
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	94.019	92.395	143.00	143.00
Z Factor	0.77008	0.77176	5.3074e-002	5.3074e-002
Vap. Frac. (molar basis)	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
Vap. Frac. (mass basis)	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
Vap. Frac. (Volume Basis)	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
Molar Volume [m3/kgmole]	1.3889	1.3830	9.5109e-002	9.5109e-002
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	283.77	3.2714e-006	<empty>	<empty>
Act. Liq. Flow [m3/h]	<empty>	<empty>	1.4205e-003	3.9774e-003
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	17.801	2.0477e-007	4.8843	13.116
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	4831.0	5.5929e-005	1271.3	3593.7
Watson K	14.717	14.825	14.717	14.717
Kinematic Viscosity [cSt]	0.29815	0.30035	0.18403	0.18403
Cp/Cv	1.3126	1.3158	1.0617	1.0617
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	2.0539e+006	2.0276e+006	2.0539e+006	2.0539e+006
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	46357	46393	46357	46357
Liquid Fraction	0.00000	0.00000	1.00000	1.00000
Partial Pressure of CO2 [kPa]	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	11.429	11.472	11.429	11.429
Heat Of Vap. [kJ/kgmole]	13668	13719	13668	13668
Mass Heat Of Vap. [kJ/kg]	308.50	313.90	308.50	308.50

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

Annexes

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Condenser]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	To Condenser	Ig	PROPANE VEF	
Conditions	Vapour	1.0000	1.0000	0.0000	
	Temperature [C]	43.56	41.53	41.53	
	Pressure [kPa]	1460	1460	1460	
	Properties	Molar Flow [kgmole/h]	204.3	2.365e-006	53.77
		Mass Flow [kg/h]	9052	1.034e-004	2382
	Composition	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	17.88	2.062e-007	4.704
		Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.049e+005	-1.041e+005	-1.186e+005
		Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	142.7	143.4	93.42
		Heat Flow [kJ/h]	-2.143e+007	-0.2462	-6.375e+006
PF Specs	Name	Reflux	Q E 303		
	Vapour	0.0000	<empty>		
	Temperature [C]	41.53	<empty>		
	Pressure [kPa]	1460	<empty>		
	Molar Flow [kgmole/h]	150.5	<empty>		
	Mass Flow [kg/h]	6670	<empty>		
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13.17	<empty>		
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.186e+005	<empty>		
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	93.42	<empty>		
	Heat Flow [kJ/h]	-1.785e+007	2.733e+006		

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete DR Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Condenser]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	To Condenser	Ig	PROPANE VEF	DPANE VERS STC
Conditions	Pressure Spec Active	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
	Pressure [kPa]	1460	1460	1460
Properties	Flow Spec Active	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
	Flow Spec Type	Molar Flow	Molar Flow	Molar Flow
Composition	Molar Flow [kgmole/h]	204.3	2.365e-006	53.77
	Mass Flow [kg/h]	9052	1.034e-004	2382
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	17.88	2.062e-007	4.704
	Pressure Spec Active	<input type="checkbox"/>		
	Pressure [kPa]	1460		
PF Specs	Flow Spec Active	<input type="checkbox"/>		
	Flow Spec Type	Molar Flow		
	Molar Flow [kgmole/h]	150.5		
	Mass Flow [kg/h]	6670		
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13.17		

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete DR Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Condenser]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Design

Connections
Parameters
Estimate
User Variables
Notes

Flow Estimates

	Flow Estimate [kgmole/h]
Ig	2.365e-006
PROPANE VERS S	53.77
Reflux	150.5

Normalize Composition
Update Comp. Est.
Clear Comp. Est.
Clear All Comp. Est.

	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Hydrogen	0.0000	0.0000	<empty>
Methane	0.0000	0.0000	<empty>
Ethane	0.0434	0.0169	<empty>
Propane	0.9412	0.9613	<empty>
i-Butane	0.0141	0.0284	<empty>
n-Butane	0.0013	0.0034	<empty>
i-Pentane	0.0000	0.0000	<empty>
n-Pentane	0.0000	0.0000	<empty>

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete DR Ignored

Annexes

➤ Résultats pour « reboiler »

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Reboiler]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	To Reboiler	BUTANE VERT	Boilup
Conditions	Vapour Fraction	0.00000	0.00000	1.00000
	Temperature [C]	80.036	84.080	84.080
Properties	Pressure [kPa]	1580.0	1580.0	1580.0
	Actual Vol. Flow [m3/h]	43.196	21.255	269.57
Composition	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2459.2	-2438.4	-2194.4
	Mass Entropy [kJ/kg-C]	1.8744	1.8303	2.7190
PF Specs	Molecular Weight	54.589	55.496	53.741
	Molar Density [kgmole/m3]	8.5917	8.4339	0.71172
	Mass Density [kg/m3]	463.01	468.05	38.249
	Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	560.09	564.54	555.86
	Liq Mass Density @Std Cond [kg/m3]	562.95	567.12	558.92
	Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	178.78	183.06	124.15
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3.2750	3.2987	2.3101
	Thermal Conductivity [W/m-K]	6.8098e-002	6.6826e-002	2.4176e-002
	Viscosity [cP]	8.9595e-002	8.9545e-002	1.0208e-002
	Surface Tension [dyne/cm]	4.3098	4.2245	<empty>
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	178.78	183.06	124.15
	Z Factor	6.2625e-002	6.3075e-002	0.74744
	Vap. Frac. (molar basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Vap. Frac. (mass basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Vap. Frac. (Volume Basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Molar Volume [m3/kgmole]	0.11639	0.11857	1.4051
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>	<empty>	269.57
	Act. Liq. Flow [m3/s]	1.1939e-002	5.9042e-003	<empty>
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	35.988	17.542	18.448
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	8775.0	4238.6	4536.4
	Watson K	13.825	13.761	13.888
	Kinematic Viscosity [cSt]	0.19180	0.19131	0.26689
	Cp/Cv	1.0488	1.0476	1.2648
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	2.5029e+006	2.5427e+006	2.4658e+006
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	45851	45817	45883
	Liquid Fraction	1.0000	1.0000	0.00000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0.00000	0.00000	0.00000
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	10.260	10.173	10.343

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Reboiler]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	To Reboiler	BUTANE VERT	Boilup
Conditions	Pressure [kPa]	1580.0	1580.0	1580.0
	Actual Vol. Flow [m3/h]	43.196	21.255	269.57
Properties	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2459.2	-2438.4	-2194.4
	Mass Entropy [kJ/kg-C]	1.8744	1.8303	2.7190
Composition	Molecular Weight	54.589	55.496	53.741
	Molar Density [kgmole/m3]	8.5917	8.4339	0.71172
PF Specs	Mass Density [kg/m3]	463.01	468.05	38.249
	Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	560.09	564.54	555.86
	Liq Mass Density @Std Cond [kg/m3]	562.95	567.12	558.92
	Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	178.78	183.06	124.15
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3.2750	3.2987	2.3101
	Thermal Conductivity [W/m-K]	6.8098e-002	6.6826e-002	2.4176e-002
	Viscosity [cP]	8.9595e-002	8.9545e-002	1.0208e-002
	Surface Tension [dyne/cm]	4.3098	4.2245	<empty>
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	178.78	183.06	124.15
	Z Factor	6.2625e-002	6.3075e-002	0.74744
	Vap. Frac. (molar basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Vap. Frac. (mass basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Vap. Frac. (Volume Basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Molar Volume [m3/kgmole]	0.11639	0.11857	1.4051
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>	<empty>	269.57
	Act. Liq. Flow [m3/s]	1.1939e-002	5.9042e-003	<empty>
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	35.988	17.542	18.448
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	8775.0	4238.6	4536.4
	Watson K	13.825	13.761	13.888
	Kinematic Viscosity [cSt]	0.19180	0.19131	0.26689
	Cp/Cv	1.0488	1.0476	1.2648
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	2.5029e+006	2.5427e+006	2.4658e+006
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	45851	45817	45883
	Liquid Fraction	1.0000	1.0000	0.00000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0.00000	0.00000	0.00000
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	10.260	10.173	10.343
	Heat DI Vap. [kJ/kgmole]	15264	15209	15267
	Mass Heat DI Vap. [kJ/kg]	273.62	274.05	284.09

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete Ignored

Annexes

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Performance

Tray Performance

Flow Basis: Molar

	Vapour Flow [kgmole/h]	Liquid Flow [kgmole/h]	Vapour P [kPa]	Liquid T [C]	Stream	Flow [kgmole/h]	Temperature [C]
30_Main TS	202.0	145.4	1460	47.96	Reflux To Condenser	148.8	44.13
29_Main TS	198.6	142.0	1464	52.02		202.0	47.96
28_Main TS	195.2	138.2	1468	56.20			
27_Main TS	192.4	137.2	1472	60.15			
26_Main TS	190.3	135.9	1477	63.52			
25_Main TS	189.0	135.1	1481	66.21			
24_Main TS	188.2	134.5	1485	68.27			
23_Main TS	187.6	134.0	1489	69.82			
22_Main TS	187.2	133.7	1493	71.01			
21_Main TS	186.8	133.3	1497	71.94			
20_Main TS	186.5	133.1	1501	72.69			
19_Main TS	186.2	132.8	1506	73.33			
18_Main TS	186.0	132.6	1510	73.88			
17_Main TS	185.8	451.7	1514	74.37	CHARGE	309.3	72.00
16_Main TS	195.6	452.5	1510	74.56			
15_Main TS	196.4	453.3	1522	74.73			
14_Main TS	197.1	453.9	1526	74.88			
13_Main TS	197.8	454.6	1530	75.03			
12_Main TS	198.5	455.2	1534	75.17			
11_Main TS	199.1	455.9	1539	75.31			
10_Main TS	199.7	456.5	1543	75.44			
9_Main TS	200.4	457.1	1547	75.59			
8_Main TS	201.0	457.7	1551	75.74			
7_Main TS	201.6	458.4	1555	75.92			
6_Main TS	202.2	459.0	1559	76.14			
5_Main TS	202.8	459.6	1563	76.45			
4_Main TS	203.5	460.3	1568	76.92			
3_Main TS	204.1	461.0	1572	77.68			
2_Main TS	204.9	461.9	1576	78.95	Boilup To Reboiler	207.1	84.57
1_Main TS	205.8	463.2	1580	81.11		463.2	81.11

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Performance

Tray Performance

Flow Basis: Molar

	Vapour Flow [kgmole/h]	Liquid Flow [kgmole/h]	Vapour P [kPa]	Liquid T [C]	Stream	Flow [kgmole/h]	Temperature [C]
27_Main TS	192.4	137.2	1472	60.15			
26_Main TS	190.3	135.9	1477	63.52			
25_Main TS	189.0	135.1	1481	66.21			
24_Main TS	188.2	134.5	1485	68.27			
23_Main TS	187.6	134.0	1489	69.82			
22_Main TS	187.2	133.7	1493	71.01			
21_Main TS	186.8	133.3	1497	71.94			
20_Main TS	186.5	133.1	1501	72.69			
19_Main TS	186.2	132.8	1506	73.33			
18_Main TS	186.0	132.6	1510	73.88			
17_Main TS	185.8	451.7	1514	74.37	CHARGE	309.3	72.00
16_Main TS	195.6	452.5	1510	74.56			
15_Main TS	196.4	453.3	1522	74.73			
14_Main TS	197.1	453.9	1526	74.88			
13_Main TS	197.8	454.6	1530	75.03			
12_Main TS	198.5	455.2	1534	75.17			
11_Main TS	199.1	455.9	1539	75.31			
10_Main TS	199.7	456.5	1543	75.44			
9_Main TS	200.4	457.1	1547	75.59			
8_Main TS	201.0	457.7	1551	75.74			
7_Main TS	201.6	458.4	1555	75.92			
6_Main TS	202.2	459.0	1559	76.14			
5_Main TS	202.8	459.6	1563	76.45			
4_Main TS	203.5	460.3	1568	76.92			
3_Main TS	204.1	461.0	1572	77.68			
2_Main TS	204.9	461.9	1576	78.95			
1_Main TS	205.8	463.2	1580	81.11	Boilup To Reboiler	207.1	84.57
						463.2	81.11

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Performance

Tray Performance

	VT oAbove [C]	LT oBelow [C]	Feed	Feed T [C]	Product	Prod T [C]
30_Main TS	47.96	47.96	Reflux	44.13	To Condenser	47.96
29_Main TS	52.02	52.02				
28_Main TS	56.20	56.20				
27_Main TS	60.15	60.15				
26_Main TS	63.52	63.52				
25_Main TS	66.21	66.21				
24_Main TS	68.27	68.27				
23_Main TS	69.82	69.82				
22_Main TS	71.01	71.01				
21_Main TS	71.94	71.94				
20_Main TS	72.69	72.69				
19_Main TS	73.33	73.33				
18_Main TS	73.88	73.88				
17_Main TS	74.37	74.37	CHARGE	72.00		
16_Main TS	74.56	74.56				
15_Main TS	74.73	74.73				
14_Main TS	74.88	74.88				
13_Main TS	75.03	75.03				
12_Main TS	75.17	75.17				
11_Main TS	75.31	75.31				
10_Main TS	75.44	75.44				
9_Main TS	75.59	75.59				
8_Main TS	75.74	75.74				
7_Main TS	75.92	75.92				
6_Main TS	76.14	76.14				
5_Main TS	76.45	76.45				
4_Main TS	76.92	76.92				
3_Main TS	77.68	77.68				
2_Main TS	78.95	78.95	Boilup	84.57	To Reboiler	81.11
1_Main TS	81.11	81.11				

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

Annexes

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 [COL2]
Mode: Steady State

Open Case Performance

Tray Performance

Flow Basis: Molar

	VT above [kgmole/h]	LT below [kgmole/h]	Feed	Feed Flow [kgmole/h]	Product	Prod Flow [kgmole/h]
30_Main TS	202.0	145.4				
29_Main TS	198.6	142.0	Reflux	148.8	To Condenser	202.0
28_Main TS	195.2	139.2				
27_Main TS	192.4	137.2				
26_Main TS	190.3	135.9				
25_Main TS	189.0	135.1				
24_Main TS	188.2	134.5				
23_Main TS	187.6	134.0				
22_Main TS	187.2	133.7				
21_Main TS	186.8	133.3				
20_Main TS	186.5	133.1				
19_Main TS	186.2	132.8				
18_Main TS	186.0	132.6				
17_Main TS	185.8	451.7	CHARGE	309.3		
16_Main TS	195.6	452.5				
15_Main TS	196.4	453.3				
14_Main TS	197.1	453.9				
13_Main TS	197.8	454.6				
12_Main TS	198.5	455.2				
11_Main TS	199.1	455.9				
10_Main TS	199.7	456.5				
9_Main TS	200.4	457.1				
8_Main TS	201.0	457.7				
7_Main TS	201.6	458.4				
6_Main TS	202.2	459.0				
5_Main TS	202.8	459.6				
4_Main TS	203.5	460.3				
3_Main TS	204.1	461.0				

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 [COL2]
Mode: Steady State

Perform Save Case Performance

Tray Performance

Flow Basis: Molar

	VT above [kgmole/h]	LT below [kgmole/h]	Feed	Feed Flow [kgmole/h]	Product	Prod Flow [kgmole/h]
28_Main TS	195.2	139.2				
27_Main TS	192.4	137.2				
26_Main TS	190.3	135.9				
25_Main TS	189.0	135.1				
24_Main TS	188.2	134.5				
23_Main TS	187.6	134.0				
22_Main TS	187.2	133.7				
21_Main TS	186.8	133.3				
20_Main TS	186.5	133.1				
19_Main TS	186.2	132.8				
18_Main TS	186.0	132.6				
17_Main TS	185.8	451.7	CHARGE	309.3		
16_Main TS	195.6	452.5				
15_Main TS	196.4	453.3				
14_Main TS	197.1	453.9				
13_Main TS	197.8	454.6				
12_Main TS	198.5	455.2				
11_Main TS	199.1	455.9				
10_Main TS	199.7	456.5				
9_Main TS	200.4	457.1				
8_Main TS	201.0	457.7				
7_Main TS	201.6	458.4				
6_Main TS	202.2	459.0				
5_Main TS	202.8	459.6				
4_Main TS	203.5	460.3				
3_Main TS	204.1	461.0				
2_Main TS	204.9	461.9				
1_Main TS	205.8	463.2	Boilup	207.1	To Reboiler	463.2

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 [COL2]
Mode: Steady State

Worksheet

	Reflux	Boilup	CHARGE	To Reboiler
Name	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Vapour				
Temperature [C]	44.13	84.57	72.00	81.11
Pressure [kPa]	1460	1580	1650	1580
Properties				
Composition				
Molar Flow [kgmole/h]	148.8	207.1	309.3	463.2
Mass Flow [kg/h]	6743	1.116e+004	1.665e+004	2.539e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13.18	20.04	29.90	45.24
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.205e+005	-1.181e+005	-1.340e+005	-1.345e+005
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	101.1	145.9	99.66	102.1
Heat Flow [kJ/h]	-1.794e+007	-2.445e+007	-4.144e+007	-6.230e+007
Name	To Condenser			
Vapour				
Temperature [C]	1.0000			
Pressure [kPa]	47.56			
Properties				
Composition				
Molar Flow [kgmole/h]	1460			
Mass Flow [kg/h]	202.0			
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	9151			
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	17.99			
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	-1.066e+005			
Heat Flow [kJ/h]	144.9			
	-2.153e+007			

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

Annexes

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Tray Performance

	VT Above [kPa]	LT Below [kPa]	Feed	Feed P [kPa]	Product	Prod P [kPa]
30_Main TS	1460	1460	Reflux	1460	To Condenser	1460
29_Main TS	1464	1464				
28_Main TS	1468	1468				
27_Main TS	1472	1472				
26_Main TS	1477	1477				
25_Main TS	1481	1481				
24_Main TS	1485	1485				
23_Main TS	1489	1489				
22_Main TS	1493	1493				
21_Main TS	1497	1497				
20_Main TS	1501	1501				
19_Main TS	1506	1506				
18_Main TS	1510	1510				
17_Main TS	1514	1514	CHARGE	1650		
16_Main TS	1518	1518				
15_Main TS	1522	1522				
14_Main TS	1526	1526				
13_Main TS	1530	1530				
12_Main TS	1534	1534				
11_Main TS	1539	1539				
10_Main TS	1543	1543				
9_Main TS	1547	1547				
8_Main TS	1551	1551				
7_Main TS	1555	1555				
6_Main TS	1559	1559				
5_Main TS	1563	1563				
4_Main TS	1568	1568				
3_Main TS	1572	1572				
2_Main TS	1576	1576				
1_Main TS	1580	1580	Boilup	1580	To Reboiler	1580

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet

Name	Reflux	Boilup	CHARGE	To Reboiler	To Condenser
Vapour Fraction	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000
Temperature [C]	44.131	84.571	72.000	81.115	47.959
Pressure [kPa]	1460.0	1580.0	1650.0	1580.0	1460.0
Actual Vol. Flow [m3/h]	14.416	291.26	34.708	54.171	284.87
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2660.5	-2191.7	-2489.5	-2453.6	-2352.1
Mass Entropy [kJ/kg-C]	2.2323	2.7094	1.8517	1.8621	3.1989
Molecular Weight	45.309	53.864	53.819	54.816	45.309
Molar Density [kgmole/m3]	10.324	0.71104	8.9111	8.5513	0.70902
Mass Density [kg/m3]	467.76	38.300	479.59	468.74	32.125
Sid Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	511.61	596.52	556.63	561.27	511.61
Liq Mass Density @Sid Cond [kg/m3]	514.04	599.56	559.86	564.07	514.04
Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	145.28	124.57	168.75	179.84	96.573
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3.2064	2.3126	3.1354	3.2808	2.1314
Thermal Conductivity [W/m-K]	8.3054e-002	2.4207e-002	7.1642e-002	6.7768e-002	2.1749e-002
Viscosity [cP]	8.7486e-002	1.0213e-002	9.4497e-002	8.9804e-002	9.5892e-003
Surface Tension [dyne/cm]	5.0091	<empty>	4.8796	4.2862	<empty>
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	145.28	124.57	168.75	179.84	96.573
Z Factor	5.3610e-002	0.74712	6.4523e-002	6.2729e-002	0.77128
Vap. Frac. (molar basis)	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000
Vap. Frac. (mass basis)	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000
Vap. Frac. (Volume Basis)	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000
Molar Volume [m3/kgmole]	9.6864e-002	1.4064	0.11222	0.11694	1.4104
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>	291.26	<empty>	<empty>	284.87
Act. Liq. Flow [m3/s]	4.0044e-003	<empty>	9.6411e-003	1.5048e-002	<empty>
Liq Vol Flow @Sid Cond [m3/h]	13.118	19.936	29.731	45.017	17.803
Sid. Gas Flow [STD_m3/h]	3518.9	4896.8	7312.9	10953	4775.6
Watson K	14.619	13.878	13.877	13.808	14.619
Kinematic Viscosity [cSt]	0.18703	0.26667	0.19704	0.19158	0.29849
Cp/Cv	1.0607	1.2644	1.3466	1.0485	1.3009
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	2.0975e+006	2.4712e+006	2.4694e+006	2.5129e+006	2.0975e+006
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	46293	45879	45883	45842	46293
Liquid Fraction	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	0.00000
Partial Pressure of CO2 [kPa]	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Act. Liq. Density [kgmole/m3]	11.947	10.222	10.242	10.293	11.947

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Main TS]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Work Save Case

Pressure [kPa]	1460.0	1580.0	1650.0	1580.0	1460.0
Actual Vol. Flow [m3/h]	14.416	291.26	34.708	54.171	284.87
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2660.5	-2191.7	-2489.5	-2453.6	-2352.1
Mass Entropy [kJ/kg-C]	2.2323	2.7094	1.8517	1.8621	3.1989
Molecular Weight	45.309	53.864	53.819	54.816	45.309
Molar Density [kgmole/m3]	10.324	0.71104	8.9111	8.5513	0.70902
Mass Density [kg/m3]	467.76	38.300	479.59	468.74	32.125
Sid Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	511.61	596.52	556.63	561.27	511.61
Liq Mass Density @Sid Cond [kg/m3]	514.04	599.56	559.86	564.07	514.04
Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	145.28	124.57	168.75	179.84	96.573
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3.2064	2.3126	3.1354	3.2808	2.1314
Thermal Conductivity [W/m-K]	8.3054e-002	2.4207e-002	7.1642e-002	6.7768e-002	2.1749e-002
Viscosity [cP]	8.7486e-002	1.0213e-002	9.4497e-002	8.9804e-002	9.5892e-003
Surface Tension [dyne/cm]	5.0091	<empty>	4.8796	4.2862	<empty>
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	145.28	124.57	168.75	179.84	96.573
Z Factor	5.3610e-002	0.74712	6.4523e-002	6.2729e-002	0.77128
Vap. Frac. (molar basis)	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000
Vap. Frac. (mass basis)	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000
Vap. Frac. (Volume Basis)	0.00000	1.00000	0.00000	0.00000	1.00000
Molar Volume [m3/kgmole]	9.6864e-002	1.4064	0.11222	0.11694	1.4104
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>	291.26	<empty>	<empty>	284.87
Act. Liq. Flow [m3/s]	4.0044e-003	<empty>	9.6411e-003	1.5048e-002	<empty>
Liq Vol Flow @Sid Cond [m3/h]	13.118	19.936	29.731	45.017	17.803
Sid. Gas Flow [STD_m3/h]	3518.9	4896.8	7312.9	10953	4775.6
Watson K	14.619	13.878	13.877	13.808	14.619
Kinematic Viscosity [cSt]	0.18703	0.26667	0.19704	0.19158	0.29849
Cp/Cv	1.0607	1.2644	1.3466	1.0485	1.3009
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	2.0975e+006	2.4712e+006	2.4694e+006	2.5129e+006	2.0975e+006
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	46293	45879	45883	45842	46293
Liquid Fraction	1.00000	0.00000	1.00000	1.00000	0.00000
Partial Pressure of CO2 [kPa]	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	11.232	10.332	10.343	10.239	11.232
Heat Of Vap. [kJ/kgmole]	13972	15277	15098	15284	13972
Mass Heat Of Vap. [kJ/kg]	308.38	283.61	280.35	278.46	308.38

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

Annexes

➤ Résultats pour « Reboiler »

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Reboiler]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet		To Reboiler	TANE VERS STO	Boilup																
Conditions	Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000																
	Methane	0.0000	0.0000	0.0000																
Properties	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000																
	Propane	0.2371	0.1827	0.3044																
Composition	i-Butane	0.2597	0.2637	0.2546																
	n-Butane	0.5020	0.5520	0.4403																
PF Specs	i-Pentane	0.0010	0.0013	0.0006																
	n-Pentane	0.0002	0.0003	0.0001																

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Reboiler]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	To Reboiler	BUTANE VERE	Boilup	D E 304															
Conditions	Vapour	0.0000	0.0000	1.0000	<empty>															
	Temperature [C]	81.11	84.57	84.57	<empty>															
Properties	Pressure [kPa]	1580	1580	1580	<empty>															
	Molar Flow [kgmole/h]	463.2	256.1	207.1	<empty>															
Composition	Mass Flow [kg/h]	2.539e+004	1.424e+004	1.116e+004	<empty>															
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	45.24	25.20	20.04	<empty>															
PF Specs	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.345e+005	-1.354e+005	-1.181e+005	<empty>															
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	102.1	101.4	145.9	<empty>															
	Heat Flow [kJ/h]	-6.230e+007	-3.468e+007	-2.445e+007	3.175e+006															

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete Ignored

Annexes

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Reboiler]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	To Reboiler	BUTANE VERS	Boilup
Conditions	Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
	Temperature [C]	81.115	84.571	84.571
Properties	Pressure [kPa]	1580.0	1580.0	1580.0
	Actual Vol. Flow [m3/h]	54.171	30.429	291.26
Composition	Mass Enthalpy [kJ/kg-C]	-2453.6	-2435.8	-2191.7
	Mass Entropy [kJ/kg-C]	1.8621	1.8244	2.7094
PF Specs	Molecular Weight	54.816	55.585	53.864
	Molar Density [kgmole/m3]	8.5513	8.4175	0.71104
	Mass Density [kg/m3]	468.74	467.88	38.300
	Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	561.27	565.04	556.52
	Liq Mass Density @Std Cond [kg/m3]	564.07	567.60	559.56
	Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	179.84	183.52	124.57
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3.2808	3.3016	2.3126
	Thermal Conductivity [W/m-K]	6.7768e-002	6.6689e-002	2.4207e-002
	Viscosity [cP]	8.9804e-002	8.9430e-002	1.0213e-002
	Surface Tension [dyne/cm]	4.2862	4.2121	<empty>
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	179.84	183.52	124.57
	Z Factor	6.2729e-002	6.3111e-002	0.74712
	Vap. Frac. (molar basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Vap. Frac. (mass basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Vap. Frac. (Volume Basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Molar Volume [m3/kgmole]	0.11634	0.11880	1.4064
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>	<empty>	291.26
	Act. Liq. Flow [m3/h]	1.5048e-002	8.4525e-003	<empty>
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	45.017	25.083	19.936
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	10953	6056.2	4896.8
	Watson K	13.808	13.754	13.878
	Kinematic Viscosity [cSt]	0.19158	0.19114	0.26667
	Cp/Cv	1.0485	1.0475	1.2644
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	2.5129e+006	2.5465e+006	2.4712e+006
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	45842	45814	45879
	Liquid Fraction	1.0000	1.0000	0.00000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0.00000	0.00000	0.00000
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	10.239	10.165	10.332

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Reboiler]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	To Reboiler	BUTANE VERS	Boilup
Conditions	Pressure [kPa]	1580.0	1580.0	1580.0
	Actual Vol. Flow [m3/h]	54.171	30.429	291.26
Properties	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2453.6	-2435.8	-2191.7
	Mass Entropy [kJ/kg-C]	1.8621	1.8244	2.7094
Composition	Molecular Weight	54.816	55.585	53.864
	Molar Density [kgmole/m3]	8.5513	8.4175	0.71104
PF Specs	Mass Density [kg/m3]	468.74	467.88	38.300
	Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	561.27	565.04	556.52
	Liq Mass Density @Std Cond [kg/m3]	564.07	567.60	559.56
	Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	179.84	183.52	124.57
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	3.2808	3.3016	2.3126
	Thermal Conductivity [W/m-K]	6.7768e-002	6.6689e-002	2.4207e-002
	Viscosity [cP]	8.9804e-002	8.9430e-002	1.0213e-002
	Surface Tension [dyne/cm]	4.2862	4.2121	<empty>
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	179.84	183.52	124.57
	Z Factor	6.2729e-002	6.3111e-002	0.74712
	Vap. Frac. (molar basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Vap. Frac. (mass basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Vap. Frac. (Volume Basis)	0.00000	0.00000	1.0000
	Molar Volume [m3/kgmole]	0.11634	0.11880	1.4064
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>	<empty>	291.26
	Act. Liq. Flow [m3/h]	1.5048e-002	8.4525e-003	<empty>
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	45.017	25.083	19.936
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	10953	6056.2	4896.8
	Watson K	13.808	13.754	13.878
	Kinematic Viscosity [cSt]	0.19158	0.19114	0.26667
	Cp/Cv	1.0485	1.0475	1.2644
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	2.5129e+006	2.5465e+006	2.4712e+006
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	45842	45814	45879
	Liquid Fraction	1.0000	1.0000	0.00000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0.00000	0.00000	0.00000
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	10.239	10.165	10.332
	Heat Of Vap. [kJ/kgmole]	15264	15210	15277
	Mass Heat Of Vap. [kJ/kg]	278.46	273.64	283.61

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete Ignored

➤ Résultats pour « condenser »

Condenser

Name: Condenser Type: Partial

Inlets: To Condenser, << Stream >>

Vapour: fg

Energy: Q E 303

Reflux: Reflux

Distillate: PROPANE VERS STO

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete OK Ignored

Condenser

Design

Flow Estimates

	Flow Estimate [kgmole/h]
fg	2.187e-006
PROPANE VERS S	53.15
Reflux	148.8

Buttons: Normalize Composition, Update Comp. Est., Clear Comp. Est., Clear All Comp. Est.

	Vapour Phase	Liquid Phase	Aqueous Phase
Hydrogen	0.0000	0.0000	<empty>
Methane	0.0000	0.0000	<empty>
Ethane	0.0340	0.0129	<empty>
Propane	0.9162	0.8878	<empty>
i-Butane	0.0426	0.0816	<empty>
n-Butane	0.0072	0.0177	<empty>
i-Pentane	0.0000	0.0000	<empty>
n-Pentane	0.0000	0.0000	<empty>

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete OK Ignored

Annexes

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Condenser]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	To Condenser	Ig	PROPANE VEF
Conditions	Vapour	1.0000	1.0000	0.0000
	Temperature [C]	47.96	44.13	44.13
Properties	Pressure [kPa]	1460	1460	1460
	Molar Flow [kgmole/h]	202.0	2.187e+006	53.15
Composition	Mass Flow [kg/h]	9151	9.632e+005	2408
	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	17.89	1.919e+007	4.707
PF Specs	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.066e+005	-1.050e+005	-1.205e+005
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	144.9	144.4	101.1
	Heat Flow [kJ/h]	-2.153e+007	-0.2297	-6.407e+006
	Name	Reflux	Q E 303	
	Vapour	0.0000	<empty>	
Conditions	Temperature [C]	44.13	<empty>	
	Pressure [kPa]	1460	<empty>	
Properties	Molar Flow [kgmole/h]	148.8	<empty>	
	Mass Flow [kg/h]	6743	<empty>	
Composition	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	13.10	<empty>	
	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-1.205e+005	<empty>	
PF Specs	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	101.1	<empty>	
	Heat Flow [kJ/h]	-1.734e+007	2.822e+006	

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Condenser]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	To Condenser	Ig	DPANE VERS STC	Reflux
Conditions	Hydrogen	0.00000	0.00000	0.00000
	Methane	0.00000	0.00000	0.00000
Properties	Ethane	0.01289	0.03400	0.01289
	Propane	0.88780	0.91618	0.88780
Composition	i-Butane	0.08162	0.04261	0.08162
	n-Butane	0.01769	0.00721	0.01769
PF Specs	i-Pentane	0.00000	0.00000	0.00000
	n-Pentane	0.00000	0.00000	0.00000

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

CAS OPTIMISE MOD - HYSYS 3.2 - [Condenser]

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	Name	To Condenser	Ig	PROPANE VEF	Reflux
Conditions	Vapour Fraction	1.00000	1.00000	0.00000	0.00000
	Temperature [C]	47.959	44.131	44.131	44.131
Properties	Pressure [kPa]	1460.0	1460.0	1460.0	1460.0
	Actual Vol. Flow [m3/h]	284.87	3.0505e+006	5.1485	14.416
Composition	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2362.1	-2370.2	-2660.5	-2660.5
	Mass Entropy [kJ/kg-C]	3.1989	3.2590	2.2323	2.2323
PF Specs	Molecular Weight	45.309	44.319	45.309	45.309
	Molar Density [kgmole/m3]	0.70902	0.71687	10.324	10.324
	Mass Density [kg/m3]	32.125	31.771	467.76	467.76
	Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	511.61	505.14	511.61	511.61
	Liq Mass Density @Std Cond [kg/m3]	514.04	508.40	514.04	514.04
	Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	96.573	93.950	145.28	145.28
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.1314	2.1201	3.2064	3.2064
	Thermal Conductivity [W/m-K]	2.1749e-002	2.1553e-002	8.3054e-002	8.3054e-002
	Viscosity [cP]	9.5892e-003	9.5346e-003	8.7486e-002	8.7486e-002
	Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>	5.0091	5.0091
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	96.573	93.950	145.28	145.28
	Z Factor	0.77128	0.77204	5.3610e-002	5.3610e-002
	Vap. Frac. [molar basis]	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
	Vap. Frac. [mass basis]	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
	Vap. Frac. [Volume Basis]	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
Molar Volume [m3/kgmole]	1.4104	1.3950	9.6864e-002	9.6864e-002	
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	284.87	3.0505e+006	<empty>	<empty>	
Act. Liq. Flow [m3/h]	<empty>	<empty>	1.4301e+003	4.0044e+003	
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	17.803	1.9036e+007	4.6949	13.118	
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	4775.6	5.1706e+005	1256.7	3518.9	
Watson K	14.619	14.749	14.619	14.619	
Kinematic Viscosity [cSt]	0.29849	0.30010	0.18703	0.18703	
Cp/Cv	1.3009	1.3092	1.0607	1.0607	
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	2.0975e+006	2.0543e+006	2.0975e+006	2.0975e+006	
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	46293	46354	46293	46293	
Liquid Fraction	0.00000	0.00000	1.0000	1.0000	
Partial Pressure of CO2 [kPa]	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	
Area 1 in Parallel [m2]	11.240	11.248	11.240	11.240	

Design Rating Worksheet Performance Dynamics

Delete Ignored

Annexes

CAS OPTIMIZE MOD - HYSYS 3.2 - [Condenser]

File Edit Simulation Flowsheet Column Tools Window Help

Environment: C 302 (COL2)
Mode: Steady State

Worksheet	1460.0	1460.0	1460.0	1460.0
Conditions				
Actual Vol. Flow [m3/h]	284.87	3.0506e-006	5.1485	14.416
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-2362.1	-2370.2	-2680.5	-2680.5
Mass Entropy [kJ/kg-C]	3.1989	3.2580	2.2323	2.2323
Properties				
Composition				
Molecular Weight	45.309	44.319	45.309	45.309
Molar Density [kgmole/m3]	0.70902	0.71687	10.324	10.324
Mass Density [kg/m3]	32.125	31.771	467.76	467.76
Std Ideal Liq Mass Density [kg/m3]	511.61	505.14	511.61	511.61
Liq Mass Density @Std Cond [kg/m3]	514.04	508.40	514.04	514.04
Molar Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	96.573	93.960	145.28	145.28
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2.1314	2.1201	3.2064	3.2064
Thermal Conductivity [W/m-K]	2.1749e-002	2.1953e-002	8.3054e-002	8.3054e-002
Viscosity [cP]	9.5892e-003	9.5346e-003	8.7486e-002	8.7486e-002
Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>	5.0091	5.0091
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	96.573	93.960	145.28	145.28
Z Factor	0.77128	0.77204	5.3610e-002	5.3610e-002
Vap. Frac. (molar basis)	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
Vap. Frac. (mass basis)	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
Vap. Frac. (Volume Basis)	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
Molar Volume [m3/kgmole]	1.4104	1.3950	9.6864e-002	9.6864e-002
Act. Gas Flow [ACT, m3/h]	284.87	3.0506e-006	<empty>	<empty>
Act. Liq. Flow [m3/h]	<empty>	<empty>	1.4301e-003	4.0044e-003
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	17.803	1.9063e-007	4.6849	13.118
Std. Gas Flow [STD, m3/h]	4775.6	5.1706e-005	1256.7	3518.9
Watson K	14.619	14.749	14.619	14.619
Kinematic Viscosity [cSt]	0.29849	0.30010	0.16703	0.16703
Cp/Cv	1.3009	1.3032	1.0607	1.0607
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	2.0975e+006	2.0543e+006	2.0975e+006	2.0975e+006
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	46293	46354	46293	46293
Liquid Fraction	0.00000	0.00000	1.0000	1.0000
Partial Pressure of CO2 [kPa]	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	11.292	11.398	11.292	11.292
Heat DI Vap. [kJ/kgmole]	13972	13852	13972	13972
Mass Heat DI Vap. [kJ/kg]	308.38	312.55	308.38	308.38

Design Rating **Worksheet** Performance Dynamics

Delete OK Ignored

Annexes 12 :Les tableaux des caractéristiques des GPL

Tableau III.1 : Exigences générales pour le butane commercial et le propane commercial

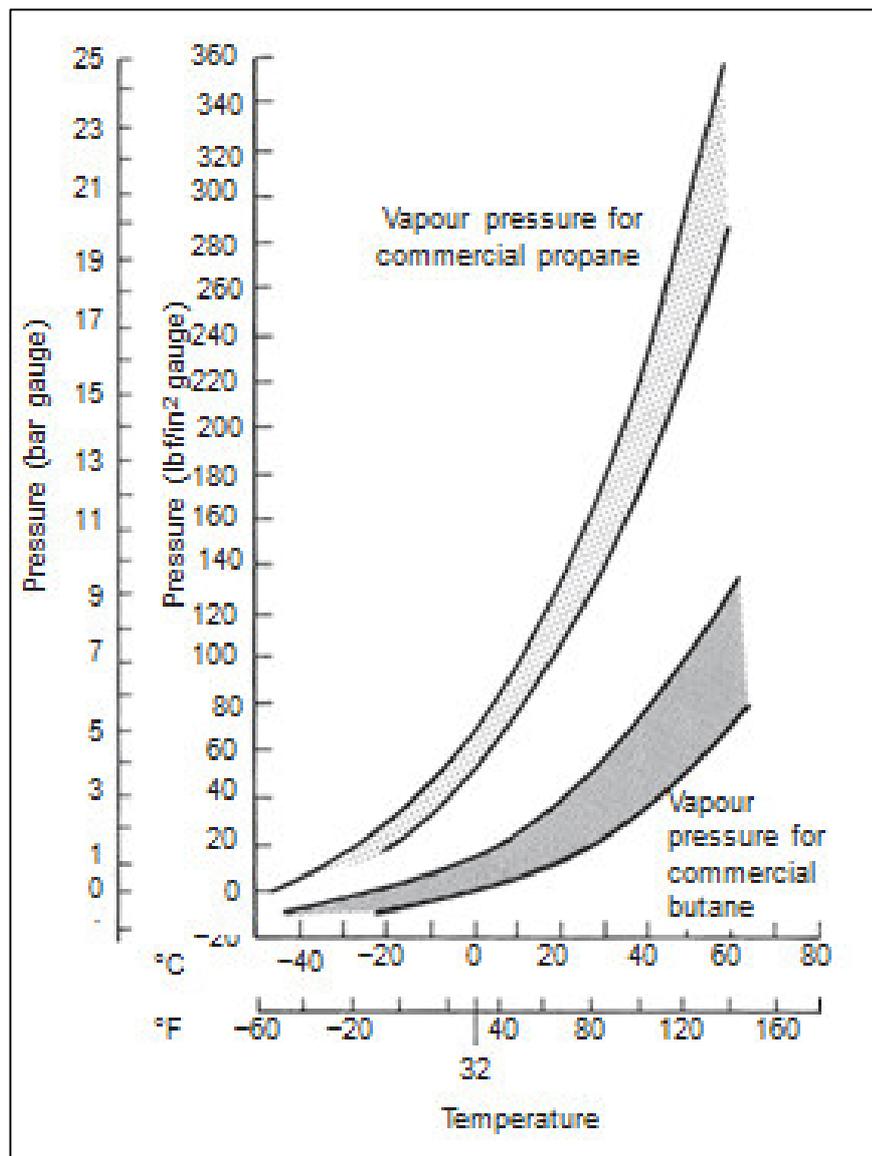
Propriété	limite	
	Butane commercial	Propane commercial
Pression de vapeur à 40 ° C (en kPa)	505	1560
La teneur en soufre totale (en mg / kg)	200	200
Teneur en soufre mercaptan (en mg / kg)	50	50
Teneur en hydrogène sulfuré (en cm ³ /m ³)	0.5	0.5
Corrosion du cuivre, 1 h à 40°C	Class I	Class I
La teneur en éthylène, mole %	-	1.0
Teneur en C4 et des d'hydrocarbures supérieures mole %, max.	-	10.0
Teneur en C5 et des d'hydrocarbures supérieures mole %, max.	2.0	2.0

Tableau III.2 :Propriétés de propane et de butane commercial

	Propane	Butane
Densité relative du liquide à 15 ° C (60 ° F)	0.5-0.51	0.57-0.58
Densité relative du gaz par rapport à l'air à 15°C (60°F) et 1016 mbar	1.4-1.55	1.9-2.10
Volume degaz (litres) par kg de liquide à 15°C et 1016 mbar	537-543	406-431
Point d'ébullition a la pression atmosphérique		
➤ °C	-45	-2
➤ °F	-49	28
Chaleur latente de vaporisation (Btu / lb) à 60 ° F	154	160
Chaleur latente de vaporisation (kJ / kg) à 15 ° C	358	372
La chaleur spécifique de liquide à 60 ° F (Btu / lb ° F)	0.6	0.57
La chaleur spécifique de liquide à 15 ° C (kJ / kg ° C)	2.512	2.386
La teneur en soufre,% du poids	Négligeable à 0.02	Négligeable à 0.02
Limites d'inflammabilité (en pourcentage du volume de gaz dans un mélange gaz-air pour former un mélange combustible)	Supérieur 10.0	Supérieur 9.0

Tableau III.3 : valeurs calorifiques typiques de gaz combustibles

Gaz	MJ/s m ³	MJ/kg
Propane commercial	93.1	50
Butane commercial	121.8	49.3
Gaz de Ville	14-20.5	
Gaz naturel	31.6-46.6	
Acétylène	56	49.9

**Figure III.1 : les courbes de pression de vapeur /température pour le propane et le butane commercial**

Références bibliographiques

Références bibliographiques

[1] **P.WUITHIER** « LE PETROLE RAFFINAGE ET GENIE CHIMIQUE » tome I, Edition TECHNIP Paris1972.

[2] Présentation du raffinage algérien, Naftec-Pres (6 Naftec infos N°0).

[3] Documentation Technique de la Raffinerie D'Alger.

[4] Manuel opératoire de la raffinerie d'Alger ; département de production, (6 Novembre 2004).

[5]**J.P.WAUQUIER** « procédés de séparation »,Edition technique, Paris1998.

[6]**R.H.SHIPMAN** « Liquefied petroleum gas industry », Technical association.

[7]**PRIMAGAZ**. Les GPL. Novembre 2005.

[8]**P.WUITHIER** « LE PETROLE RAFFINAGE ET GENIE CHIMIQUE » tome II, Edition TECHNIP Paris1972.

[9]**Pierre COPIGNEAUX**, technique de l'ingénieur « Distillation Absorption, colonne Garnies», J2626.

[10]**Jean-Charles CICILE**, technique de l'ingénieur « Distillation Absorption, colonne a plateaux : technologie», J2622.

[11]**Jean-Charles CICILE**, technique de l'ingénieur « Distillation Absorption, contrôle et régulation», J2615.

ملخص

الدراسة في هذا المشروع هي للوحدة (300) لمصفاة الجزائر التي تسمى في كثير من الأحيان بوحدة الغاز خصيصا عمود عملية التقطير (C302) المعين لفصل واسترجاع غاز البوتان والبروبان. هذه الدراسة تهدف لحساب أبعاد العمود (C302) وذلك بزيادة نسبة الحمولة ب 35% والتحقق من تأثير هذه الزيادة على معايير التشغيل (درجة الحرارة و الضغط) و مقاييس العمود (عدد الصواني ، القطر و الهيدرودناميكية). نتائج الحسابات ساهمت في تقديم كل التوصيات الممكنة لضمان حسن سير عمل الوحدة. **الكلمات المفتاحية :** وحدة الغاز- عمود عملية تقطير غاز البروبان- البروبان- البوتان- معايير التشغيل- المقاييس.

Résumé :

L'étude réalisée au cours de ce travail concerne l'unité (300) de la raffinerie d'Alger appelée fréquemment Gas-Plant et plus particulièrement de la colonne de dépropanisation (C302) utilisée pour la séparation et la récupération du propane et du butane.

Cette étude consistera à faire un calcul de dimensionnement de la colonne C302 pour une augmentation de charge de 35 % et la vérification de l'impact de cette augmentation sur les paramètres de marche (température et pression) et sur les dimensions de la colonne (nombre de plateaux, diamètre et l'hydrodynamique).

Les résultats de calculs contribuent à proposer toutes les recommandations possibles pour assurer le bon fonctionnement de l'installation.

Mots clés : Gas plant- dépropaniseur - propane - butane - paramètres de marche - dimensions.

Abstract:

The study in this project is for the unit (300) of the Algiers refinery frequently called Gas-plant specially depropanizer column (C302) is described for the separation and recovery of propane and butane.

This study will make a calculation of dimensions of the C302 column for a load increase of 35% and verify the impact of this increase on the operating parameters (temperature and pressure) and the column size (number trays, diameter and hydrodynamics).

The results of calculations contribute to provide all possible recommendations to ensure the proper functioning of the system.

Key words: Gas plant – depropanizer – propane – butane – operating parameters – dimensions.