



المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
Ecole Nationale Polytechnique

Département de génie chimique

Projet de fin d'étude

Thème

**Optimisation des paramètres de la section
stabilisation GPL et Condensât**

Dirigé par :

S.HADDOUM

A.ABDELAZIZ

présenté par :

B. AMRAOUI

S. BELAKHIT

Membres du jury :

Pr. E-H. BENYOUSSEF

Pr. R. DERRICHE

Pr. S. SELATNIA

Dr. S. HADDOUM

Mr. A. ABEDELAZIZ

Président

Examinatrice

Examineur

Rapporteur

Rapporteur

Promotion Juin 2010

Remerciements

Nous louons ALLAH pour tous les bienfaits qu'Il nous accorde
الحمد لله على نعمه التي انعم بها علينا

Nous témoignons notre profonde gratitude à toute les équipes du Module 1, division exploitation de la SONATRACH, région Hassi R'Mel, pour l'aide précieuse dont nous étions bénéficiaires.

Nous tenons à remercier tous nos enseignants, pour nous avoir formés, conseillés, aidés, guidés et nous avoir permis d'acquérir de bonnes bases.

Nous remercions également notre promotrice Mme S.HADDOUM, d'avoir permis à ce travail d'aboutir.

Nous sommes profondément reconnaissantes envers Mr ABDELAZIZ, ingénieur de surface à SONATRACH, pour nous avoir aidées et soutenues tout au long de notre stage pratique.



Dédicaces

Nous dédions ce travail à tous ceux que nous aimons

Et aussi à tous ceux qui ont contribué à l'élaboration de ce travail

À nos parents, à nos enseignants, à nos amis



Résumé: Optimisation des paramètres opératoires de la section stabilisation

Notre travail consiste à optimiser les paramètres opératoires de la colonne de distillation avec ses utilités condenseur, ballon de reflux et rebouilleur, afin de récupérer le maximum de condensat stabilisé et de GPL tout en respectant les spécifications requises pour la commercialisation et proposer éventuellement un gain économique.

Mots clés : colonne à distiller, stabilisation, aérocondenseur, rebouilleur, reflux.

Summary: Optimization of operating parameters of the stabilization section

The essential objet of our study is to optimize the rectification column operatory parameters in order to obtain a better LPG and stabilized condensate at the required specifications.

At the end we will propose some suggestions to get an economical gain.

Key words: rectification column, stabilization, condenser, reboiler, reflux.

الملخص: تحسين معايير التشغيل في قسم الاستقرار

عملنا هذا يهدف إلى تحسين عوامل شغل العمود المقطر لاستعادته ما يمكن استرجاعه من غاز البترول المميع و الكسر البترولي المكثف (من البننتان إلى الدود كان), و في الأخير سوف نظهر كيف يمكن تحقيق توفير اقتصادي.
كلمات مفتاحيه,, العمود المقطر, الفرن

Sommaire

Nomenclature

Liste des tableaux

Introduction 1

Chapitre I : Généralités

I.1. Présentation de l'entreprise 3

I.2. Présentation du site de Hassi R'Mel 4

I.2.1. Situation géographique 4

I.2.2. Historique du champ de Hassi R'Mel 5

I.2.3. Développement du champ de Hassi R'Mel 6

I.2.4. Installations gazières à Hassi R'Mel 6

I.2.5. Les installations productrices 8

I.2.6. Les installations réceptrices 8

I.3. Généralités sur le gaz 9

I.3.1. Les caractéristiques des produits gaziers 9

I.3.2. Différents types du gaz naturel 10

I.3.3. Gaz pétrole liquéfié (GPL) 10

I.3.4. Condensât 11

I.4. Description du module 1 11

I.4.1. Présentation du module 1 11

I.4.2. Procédé PRICHARD 12

I.4.3. Le système de torche 17

I.4.4. Les utilités 18

I.4.5. Auxiliaire : laboratoire 21

Problématique 24

Chapitre II : Méthode de calcul

II.1. Dimensionnement d'une colonne de rectification	25
II.1.1. Bilan de matière de la colonne	27
II.1.2. Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge ..	29
II.1.3. Les paramètres opératoires	30
II.1.4. Fonctionnement à reflux	32
II.1.6. Bilan thermique de la colonne	33
II.1.7. Calcul du nombre de plateaux par la méthode de GILLILAND	34
II.1.8. Calcul du diamètre de la colonne	35
II.1.9. Hauteur de la colonne	36
II.2. Méthode de calcul d'un aérocondenseur	36
II.2.1. Charge thermique de l'aérocondenseur E- 211	37
II.2.2. Calcul de débit massique et volumique d'air nécessaire pour le refroidissement .	37
II.2.3. Coefficient de transfert de chaleur - côté GPL	37
II.2.4. Calcul du coefficient de transfert de chaleur pour l'écoulement transversal de l'air à travers un faisceau de tubes à ailettes	38
II.2.5. Coefficient réduit de transfert de chaleur α_r de côté de l'air	38
II.2.6. Coefficient global de transfert de chaleur du faisceau des tubes à ailettes	39
II.2.7. Température logarithmique moyenne	40
II.2.8. Surface d'échange de l'aérocondenseur E211	40
II.2.9. Résistance aérodynamique du faisceau tubulaire	40
II.2.10. Puissance du moteur électrique du ventilateur	40
II.3. Méthode de calcul de vérification d'un four	40
II.3.1. Calcul de la quantité de chaleur apporté par le gaz combustible	41
II.3.2. Calcul du débit de gaz combustible	41
II.4. Dimensionnement d'un ballon de reflux	43
II.5. Description du simulateur HYSYS	45

Chapitre III : partie calcul

Partie A :

III.A.1. Calcul de dimensionnement de la colonne à distiller T202 (Design)	46
III.A.2. Calcul de dimensionnement de l'aérocondenseur	58
III.A.3. Calcul de vérification du four H202	62
III.A.4. Calcul de dimensionnement du ballon de reflux V209	63

Partie B :

III.B.1. Calcul de dimensionnement de la colonne à distiller T202 (Charge actuelle)	65
III.B.2. Calcul de dimensionnement de l'aérocondenseur	74
III.B.3. Calcul de vérification du four H202	75
III.B.4. Calcul de dimensionnement du ballon de reflux V209	76

Partie C :

III.C.1. Calcul d'optimisation de la colonne à distiller T202 (Charge optimisée)	77
--	----

Partie D :

III.D.1. Comparaison et discussion des résultats	79
III.D.2. Récupération du GPL	82
III.D.3. Gain économique	82

Conclusion	83
-------------------------	----

Annexes

Bibliographie

Nomenclature

Notations

A. La colonne T-202

C :	Coefficient qui dépend du type de plateau, de la charge et de la distance entre eux.	
D :	Débit molaire du distillat de la colonne T-202	[kmol/h]
D_C :	Diamètre de la colonne	[m]
D_V :	Débit total du reflux	[Kmol/h]
e :	Taux de vaporisation molaire de la charge d'alimentation.	
F :	Débit molaire total d'alimentation de la colonne T-202	[kmol/h]
G_r :	Débit de rebouillage	[Kmol/h]
h₀ :	Enthalpie de la phase liquide de la charge	[kcal /Kmol]
H₀ :	Enthalpie de la phase vapeur de la charge	[kcal /kmol]
h_D :	Enthalpie du distillat à l'état liquide	[kcal /Kmol]
H_d :	Enthalpie des vapeurs de GPL à la température de tête de colonne.	[kcal/kmol]
h_F :	Enthalpie de la charge	[kcal /Kmol]
h_w :	Enthalpie du résidu à l'état liquide	[kcal /kmol]
H_w :	Enthalpie de l'effluent provenant du rebouilleur	[kcal /kmol]
h₁ :	Enthalpie des liquides sortant su four H-202.	[kcal/kmol]
H_T :	Hauteur de la colonne	[m]
h₁ :	La hauteur du fond supérieur de la colonne T-202	[m]
h₂ :	La hauteur de la zone de rectification.	[m]
h₃ :	La hauteur de la zone d'alimentation.	[m]
h₄ :	La hauteur de la zone d'épuisement.	[m]
h₅ :	La hauteur du fond inférieur de la colonne	[m]
h₆ :	La hauteur de la jupe.	[m]
h_p :	Distance entre deux plateaux successives.	[m]
K_i :	Constante d'équilibre du constituant « i » à une pression et température fixées.	
L :	Débit molaire du liquide de tête de colonne	[Kmol/h]
L_F :	Débit molaire de la phase liquide de la charge	[kmol/h]
M_i :	Masse molaire du constituant « i ».	
m :	Rapport des débit liquide et vapeur de la colonne.	
N_m :	Nombre de plateaux minimum.	
N :	Nombre de plateaux d'après la corrélation de GILLILAND.	
N_R :	Nombre de plateaux réel.	

Nomenclature

P_{ci} : La pression critique d'un constituant « i »	[atm]
P_{cm} : La pression critique moyenne	[atm]
P_r : Pression réduite.	
Q_v : Débit volumique des vapeurs qui quittent le sommet de la colonne	[m ³ /h]
Q_C : Charge thermique du condenseur	[kcal/h]
Q_R : Charge thermique du rebouilleur H201	[kcal/h]
r : Taux de condensation molaire.	
(r_f) : Taux de reflux	
(r_b) : Taux de rebouillage	
(r_f)_{min} : Taux de reflux minimum.	
(r_f)_{opt} : Taux de reflux optimum.	
(r_b)_{min} : Taux de rebouillage minimum.	
(r_b)_{opt} : Taux de rebouillage optimum.	
R : Débit du reflux froid	[kmol/h]
T_{ci} : La température critique d'un constituant « i »	[°C]
T_{cm} : La température critique moyenne	[°C]
T_r : Température réduite.	
v : La vitesse admissible des vapeurs	[m/s]
V' : Débit molaire des vapeurs du fond de colonne	[Kmol/h]
V_F : Débit molaire de la phase vapeur de la charge	[kmol/h]
V : Débit des vapeurs en tête de colonne	[Kmol/h]
W : Débit molaire du résidu de la colonne T202	[kmol/h]
X_i : Composition molaire du constituant « i ».	
X_i' : Composition molaire du constituant « i » des gaz de tête.	
Y_i : Composition molaire du constituant « i ».	
Y_i' : Composition molaire du constituant « i » des gaz de tête.	
Z_i : Composition molaire du constituant « i » dans la charge.	
Z : Facteur de compressibilité dépendant de la température et de la pression critiques Tr et Pr.	
α_i : Volatilité relative du constituant « i ».	
ζ : Efficacité d'un plateau à clapet.	
ρ^L : Masse volumique du GPL liquide	[kg/m ³]
ρ^v : Masse volumique des vapeur	[kg/m ³]
Φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives.	

Nomenclature

B. Aérocondenseur E-211

A : Surface totale d'échange thermique	[m ²]
B_d : Résistance thermique de l'encrassement externe de la surface des tubes	[m ² .h.°C/Kcal]
Cp₁ : Pouvoirs calorifiques moyens de l'air à la température d'entrée	[kcal/kg.°C]
Cp₂ : Pouvoirs calorifiques moyens de l'air à la température de sortie	[kcal/kg.°C]
d_{ext} : Diamètre extérieur des tubes	[mm]
d_{int} : Diamètre intérieur des tubes	[mm]
d_n : Diamètre extérieur des ailettes.	[mm]
E : Efficacité d'une ailette.	
F : Surface des parties lisses entre Les ailettes dans 1 mètre de longueur de tubes	[m ² /m]
F_n : Surface occupée par les ailettes d'un tube de 1m de long.	[m ² /m]
F_{ext} : Surface extérieure totale d'un tube de 1 m de long.	[m ² /m]
F_t : Surface frontale que traverse l'air.	[m ²]
F_{il} : Surface des tubes lisses d'un mètre de tubes à ailettes	[m ² /m]
G_a : Le débit d'air nécessaire pour le refroidissement.	[kg/h]
h_n : Hauteur de l'ailette.	[m]
H_{a1} : L'enthalpie de l'air à l'entrée d'E-211	[kcal/kmole]
H_{a2} : L'enthalpie de l'air à la sortie d'E-211	[kcal/kmole]
K : Coefficient global de transfert de chaleur	[kcal/h.m ² .°C]
L_t : Longueur des tubes	[m]
n_h : Nombre de rangées horizontales de tubes dans le faisceau (comptées verticalement).	
N_t : Nombre de tubes.	
N_b : Nombre de batteries.	
Pr_a : Nombre adimensionnel de Prandtl de l'air à température moyenne.	
Pr₁ : Nombre adimensionnel de Prandtl du GPL.	
Q : Charge thermique de l'aérocondenseur	[kcal /h]
Re : Nombre adimensionnel de Reynolds pour l'air.	
Re_{moy} : Nombre adimensionnel de Reynolds pour le GPL.	
S_p : Pas transversal des tubes	[mm]
V_a : Débit volume d'air traversant un seul ventilateur	[m ³ /h]
V_{eff} : Le double du volume d'air fournie par un seul ventilateur dans une batterie d'aérocondenseur	[m ³]
W_a : Vitesse de l'air dans la section libre d'une rangée des tubes à ailettes	[m/s]

Nomenclature

W_e : Vitesse du courant dans la section libre des tubes à ailettes	[m/s]
x : Le nombre d'ailettes contenues dans un mètre de tube.	
α : Coefficient de transfert de chaleur – côté tubes GPL	[Kcal/h.m ² .°C]
α_k : Coefficient de transfert de chaleur de l'air	[Kcal/h.m ² .°C]
α_r : Coefficient réduit de transfert de chaleur de côté de l'air	[Kcal/h.m ² .°C]
Δt_1 : Différence de température du courant chaud (GPL)	[°C]
Δt_2 : Différence de température du courant froid (air)	[°C]
ΔTLM : Différence de température moyenne logarithmique	[°C]
ΔP : La résistance aérodynamique du faisceau tubulaire	[Pa]
δ : épaisseur qui dépend du type de matériaux	[m]
δ_t : Epaisseur moyenne de l'ailette	[m]
δ_n : Pas d'ailette	[mm]
ϵ_Δ : Coefficient tenant compte de la forme trapézoïdal de la section d'ailette.	
η : Rendement du ventilateur (valeur admise)	
θ : Différence arithmétique des températures moyennes des courants chauds et froid	[°C]
λ_a : Conductivité thermique moyenne de l'air	[Kcal/h.m.°C]
λ_L : Conductivité thermique du GPL	[Kcal/h.m.°C]
μ_{am} : Viscosité dynamique de l'air	[Kg/m.s]
μ_m : Viscosité dynamique du GPL	[Kg/m.s]
ρ_a : Densité de l'air	[kg/m ³]
σ : Rapport du pas transversal sur le diamètre extérieur des tubes.	
ϕ' : Coefficient qui tient compte de l'inégalité du transfert de chaleur sur la surface d'ailette.	

C. Le four H-202

d_{com} : Densité du gaz combustible.	
G_{COM} : Débit du gaz combustible	[kg/h]
G_{VCOM} : Débit volumique du gaz combustible	[m ³ /h]
N_{H_2O} : Nombre de mole de H ₂ O	[mol]
PCI : Pouvoir calorifique inférieur	[kcal/Nm ³]
PCS : Pouvoir calorifique supérieur	[kcal/Nm ³]
Q_{GC} : Quantité de chaleur apportée par le gaz combustible	[kcal /h]
W_{gc} : La composition molaire massique du fuel gaz.	

Nomenclature

D. Le ballon de reflux V-209

D_b : Diamètre du ballon	[m]
D_m : Débit massique du distillat	[Kg/h]
F_b : Aire entre les segments circulaires supérieurs et inférieurs	[m ²]
h_b : Hauteur des segments circulaires supérieurs et inférieurs	[cm]
L_b : Longueur du ballon de reflux	[m]
R_b : Rayon du ballon de reflux	[m]
S : Aire des deux segments	[m ²]
V' : Débit volumique du distillat	[m ³ /h]
V_1 : Volume correspondant à 5 min de soutirage du distillat D	[m ³]
V_2 : Volume correspondant à 3min de reflux de tête	[m ³]
V_T : Volume total	[m ³]
V_b : Volume entre le point haut et bas	[m ³]
ρ_{20}^4 : Densité du distillat	[Kg/m ³]

Listes des tableaux et figures

Liste des tableaux

Chapitre I

Tableau I.1 : La répartition des installations de Hassi R'Mel

Chapitre II

Tableau II.1 : Pouvoir calorifique supérieur des corps purs

Tableau II.2 : Compositions molaires du gaz combustible

Chapitre III

Tableau III.1 : Compositions molaires de la charge

Tableau III.2 : Compositions molaires du GPL et Condensat

Tableau III.3 : Valeurs des K_i du distillat liquide

Tableau III.4 : Valeurs des K_i du distillat vapeur

Tableau III.5 : Valeurs des K_i du résidu

Tableau III.6 : Valeurs des K_i de la charge

Tableau III.7 : Taux de vaporisation

Tableau III.8 : Compositions molaires des fractions liquide et vapeur de la charge d'alimentation

Tableau III.8 : Taux de rebouillage

Tableau III.9 : Taux de rebouillage

Tableau III.10 : Compositions molaires du fond de colonne

Tableau III.11 : Composition des gaz de tête

Tableau III.12 : Densité des différentes fractions

Tableau III.13 : Les enthalpies liquides

Tableau III.14 : Récapitulatif des enthalpies

Tableau III.15: Les propriétés critiques

Tableau III.16 : Nombre de mole d'O₂ et des produits de la combustion (CO₂, H₂O)

Tableau III.17 : Compositions molaires de la charge

Tableau III.18 : Compositions molaires du GPL et Condensat

Tableau III.19 : Valeurs des K_i du distillat liquide

Tableau III.20 : Valeurs des K_i du distillat vapeur

Tableau III.21 : Valeurs des K_i du résidu

Listes des tableaux et figures

Tableau III.22 : Valeurs des K_i de la charge

Tableau III.23 : Taux de vaporisation

Tableau III.24 : Compositions molaires des fractions liquide et vapeur de la charge

Tableau III.25 : Taux de rebouillage

Tableau III.26 : Les propriétés critiques

Tableau III.27 : Compositions molaires du fond de colonne

Tableau III.28 : Compositions molaires des gaz de tête

Tableau III.29 : Densité des différentes fractions

Tableau III.30 : Les enthalpies liquides

Tableau III.31 : Récapitulatif des enthalpies

Tableau III.32 : Tableau représentatif des données de la charge optimisée

Tableau III.33 : Tableau représentatif des résultats de la charge optimisée

Tableau III.34 : Tableau représentatif des compositions des charges GPL et condensat optimisées

Tableau III.35 : Comparaison des paramètres opératoires du design du PFD, calculés et simulés

Tableau III.36 : Comparaison des paramètres opératoire de la charge actuelle réels, calculés et simulés

Liste des figures

Figure 1 : carte énergétique de SONATRACH

Figure 2 : situation géographique de Hassi R'Mel

Figure 3 : Installations gazières de Hassi R'Mel

Figure 4 : Schéma descriptif du process PRIDCHARD

Figure 5 : Schéma d'une colonne de rectification représentatif du bilan matière

Figure 6 : schéma d'une colonne de rectification représentatif du bilan thermique

Figure 7 : Ballon de reflux

Introduction

Introduction

Introduction :

Le développement de l'industrie gazière à travers l'histoire a accompagné la demande énergétique accrue du monde moderne. Dans un monde où l'on vit pour produire plus afin d'améliorer son quotidien sans se préoccuper de l'origine ou de la limite des ressources, le pétrole s'est vu ainsi exploité frénétiquement et l'homme prend enfin conscience de la nécessité de le substituer d'une manière rationnelle, c'est alors qu'apparaît le gaz naturel comme une solution immédiate tant par sa disponibilité que par son respect pour l'environnement. En effet, le gaz naturel est moins polluant que ces confrères le pétrole et le charbon.

Le processus de distillation du gaz naturel dépend du type du gaz, de la pression de tête de puits, du procédé choisi par le concepteur et des conditions climatiques d'exploitations (on shore, off shore, Sahara ou antarctique), par ailleurs, quelque soit le procédé, le principe repose toujours sur les températures d'ébullition des différents constituants du gaz dit brut, des quels on choisit selon des critères normalisés deux clés qu'on nomme, en général, clés légère et clés lourde. Les fractions ainsi obtenues doivent répondre aux normes internationales et aux spécifications demandées pour être commercialisables, c'est là que les paramètres opératoires entrent en ligne de considération et doivent être optimums pour un meilleur rendement.

La valorisation des fractions du gaz naturel passe par une bourse internationale, aussi le gaz à condensat est le plus intéressant, du fait du prix de revient et des multiples débouchés de la fraction condensat que l'on appelle richesse.

L'Algérie est considérée comme le 3^{ème} pays exportateur de gaz naturel et ses réserves la mettent à la 6^{ème} place, ce qui rend le gaz naturel un acteur majeur dans la politique de développement du pays. Le gisement de Hassi R'Mel quant à lui, et grâce à ses atouts naturels, prend la plus grande part dans la production nationale et contribue d'un important pourcentage des revenus de la SONATRACH.

Hassi R'Mel est une région gazière dotée de cinq Modules de traitement qui se différencient par leur capacité de production ou par leur procédé.

Introduction

Cependant, leur but reste inchangé, séparer le gaz naturel brut et obtenir le maximum de condensat et de GPL.

Nous avons effectué notre stage pratique au Module de traitement 1 que nous décrirons dans les chapitres suivants. Il est constitué principalement de deux (02) sections : la section séparation et la section stabilisation à laquelle nous nous intéressons.

La problématique du redimensionnement du Module de traitement 1 étant posée, nous avons opté pour une démarche qui consiste au recueillement des données, à la compréhension du proces et au dimensionnement des éléments tels que la colonne, l'aérocondenseur, le ballon de reflux et le four. Notre mémoire comprendra donc:

- ❖ Généralités : où seront décrits le site de Hassi R'Mel, les différentes installations et le procédé du Module de traitement 1.
- ❖ Partie théorique : où sera détaillée la méthode de calcul de dimensionnement de la colonne, de l'aérocondenseur, du ballon de reflux et de vérification du four.
- ❖ Partie pratique : où nous donnons les résultats des calculs manuels du design pour la validation du modèle et aussi des charges actuelles et optimisées.
- ❖ Comparaison et discussion des résultats.
- ❖ Conclusion.

Chapitre I

I.1. Présentation de l'entreprise [12]

SONATRACH (Société Nationale de Transport et de Commercialisation des Hydrocarbures), est une entreprise publique algérienne et un acteur majeur de l'industrie pétrolière. Dès sa création en Décembre 1963, le rôle essentiel dévolu à SONATRACH était de contribuer au développement national de l'Algérie. Son objectif visait d'abord à générer des revenus externes mais aussi à faire face aux exigences et demandes futures en matière d'hydrocarbures en Algérie.

SONATRACH est la première entreprise d'Afrique, avec un chiffre d'affaire plus de trois fois supérieur à celui de Old Mutual, classée deuxième. Elle est le 12^{ème} groupe pétrolier au niveau mondial, 2^{ème} exportateur de GNL et de GPL et 3^{ème} exportateur de gaz naturel.

SONATRACH a été constituée pour exploiter les ressources en hydrocarbures du pays. Ses activités diversifiées touchent toute la chaîne de production : exploration, exploitation, transport, raffinage, elle s'est diversifiée dans la pétrochimie et le dessalement d'eau de mer. SONATRACH est la première entreprise d'Algérie. L'entreprise, qui emploie environ 50 000 salariés (120 000 avec ses filiales), produit à elle seule 30 % du PNB de l'Algérie. Elle produit annuellement (2005) 232.3 millions de TEP, dont 11,7 % (24 millions de TEP) pour le marché intérieur. Son chiffre d'affaires s'élève à 61,2 milliards de dollars. Première entreprise d'Afrique par son chiffre d'affaires, elle a doublé celui-ci en 3 ans grâce à l'envolée du cours du brut.

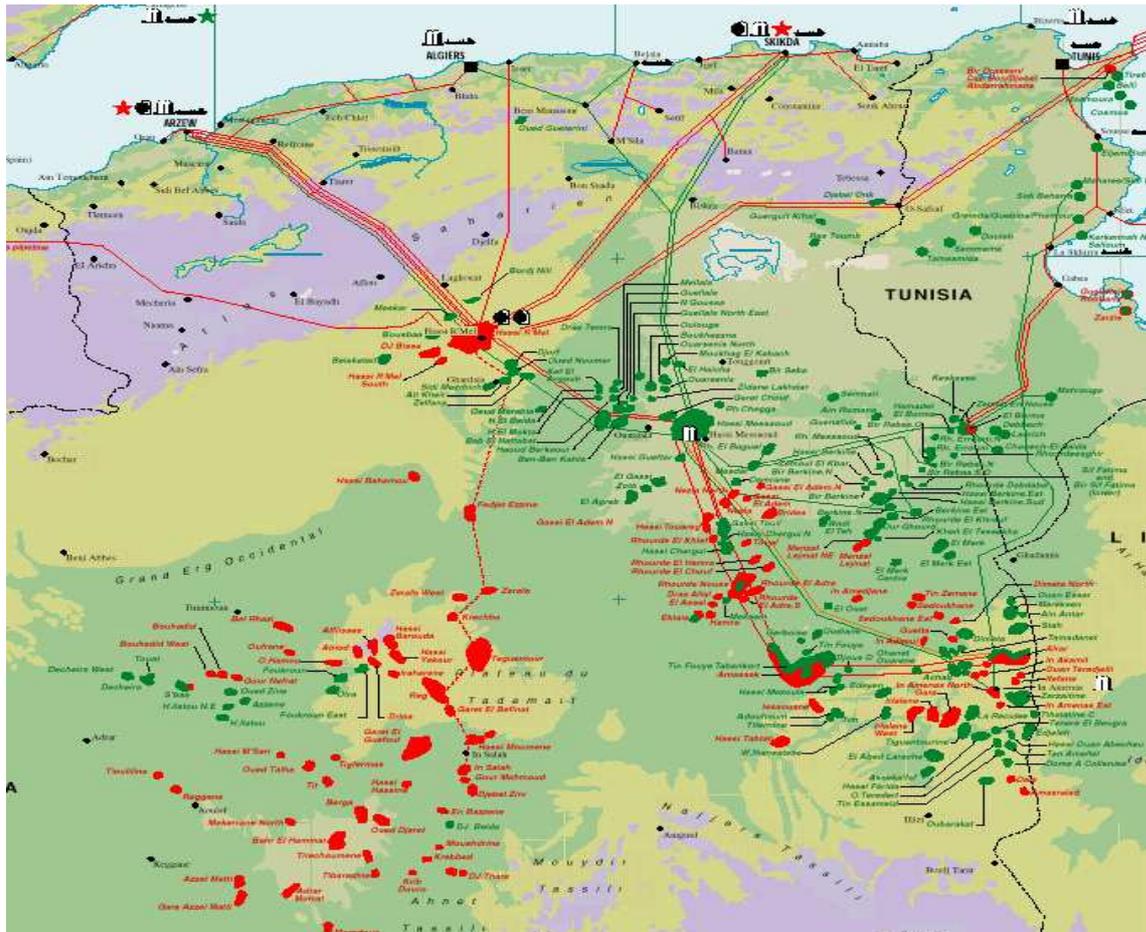


Figure 1 : carte énergétique de SONATRACH

I.2. Présentation du site de Hassi R'Mel

I.2.1. Situation géographique

Hassi R'Mel, est la porte du désert, elle se trouve à 550 Km au sud d'Alger. Dans cette région relativement plate du Sahara septentrional, l'altitude moyenne est d'environ 750m.

Le climat est caractérisé par une pluviométrie faible (140 mm par an) et une humidité moyenne de 19% en été et 34% hiver. Les amplitudes thermiques sont importantes et les températures varient entre -5°C en hiver et $+54^{\circ}\text{C}$ en été, les vents dominant sont de direction Nord-Ouest.

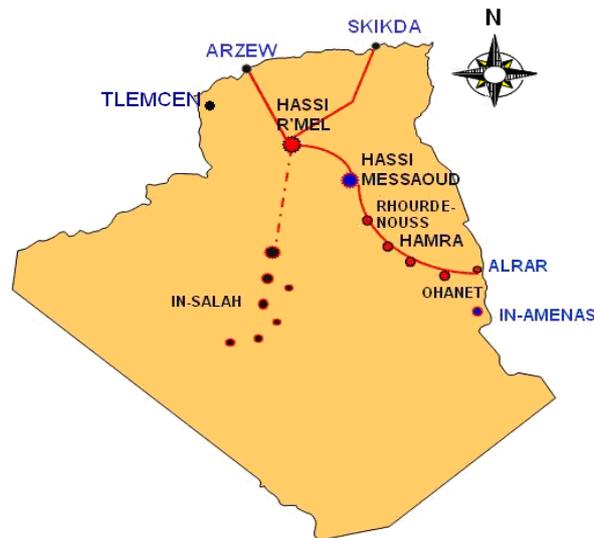


Figure 2 : situation géographique de Hassi R'Mel

I.2.2. Historique du champ de Hassi R'Mel

La première campagne s'intéressant à la région a eu lieu en 1951, le forage du premier puits d'exploitation a eu lieu en 1952 à quelques Kilomètres de BERRIANE. Dans le champ de Hassi R'Mel, le premier puits HR1 a été foré en 1956 sous le sommet de l'anticlinal que constitue le gisement de Hassi R'Mel. Ce puits a mis en évidence la présence de gaz riche en condensât dans le trias gréseux sous une pression de 310 Kg/cm^2 et 90°C . La profondeur atteinte est de 2332 m, révélant la présence d'un réservoir de gaz humide. Le gisement de Hassi R'Mel est constitué de trois réservoirs :

Réservoir A :

S'étend sur tout le champ de Hassi R'Mel, son épaisseur varie sur l'ensemble du champ de 15 à 30m. Ses caractéristiques sont

- Porosité : 15%
- Perméabilité: 270.10^{-3} Darcy.
- Teneur en eau : 24%

Réservoir B:

Il est limité à la zone centrale et la zone nord du champ. Ses caractéristiques sont :

- Porosité : 15%
- Perméabilité : 250.10^{-3} Darcy
- Teneur en eau: 28%

Réservoir C:

Il s'étend sur la majeure partie du champ sauf la zone sud, c'est le plus épais des trois niveaux et le plus important. Ses caractéristiques sont :

- Porosité : 08%
- Perméabilité: 800.10^{-3} Darcy.
- Teneur en eau: 13%.

Le champ de Hassi R'Mel est d'une vaste étendue de 3500 Km^2 (70 Km de long sur 50 Km de large). Les réserves trouvées en place sont évaluées à plus de $2.8.10^{12} \text{ m}^3$.

I.2.3. Développement du champ de Hassi R'Mel

Le développement du champ de Hassi R'Mel s'est trouvé étroitement lié au développement de l'industrie du gaz dans le monde et les importantes réserves recelées par ce gisement, plus de 2000 milliards de m^3 ont constitué un atout important pour lancer une politique d'industrie gazière de grande envergure pour le pays.

Trois étapes importantes ont marqué le développement du champ de Hassi R'Mel :

1^{ère} étape : 1961 : réalisation d'une petite unité de traitement de gaz de **1,3 milliards de m^3 /an**. Cette réalisation a coïncidé avec la construction de la première usine de liquéfaction de gaz, en **1964**.

2^{ème} étape : La capacité de traitement du champ de Hassi R'Mel atteint, après la nationalisation des hydrocarbures en **1971**, **14 milliards de m^3 /an**.

3^{ème} étape : 1975-1980 : Cette période a permis de concrétiser un plan de développement qui concerne l'ensemble du champ de Hassi R'Mel.

I.2.4. Installations gazières à Hassi R'Mel

Le plan d'ensemble des installations gazières implantées sur le champ de Hassi R'Mel est élaboré de façon à avoir une exploitation rationnelle du gisement et pouvoir récupérer le maximum de liquide. Les cinq modules de traitement de gaz (0, 1, 2, 3, et 4) sont disposés d'une manière alternée par rapport aux trois stations de compression tel que présenté sur la figure 3 ci-après.

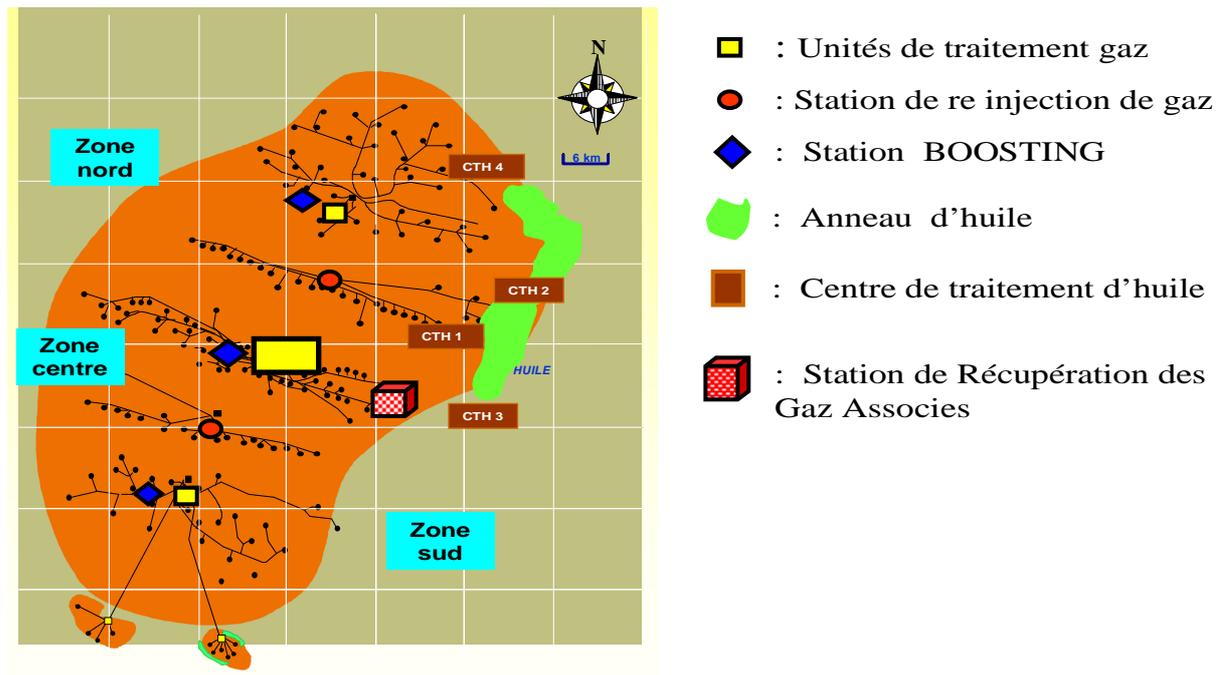


Figure 3 : Installations gazières de Hassi R'Mel

Les installations mises en œuvre sont réparties comme suit :

Tableau I.1 : La répartition des installations de Hassi R'Mel

Zone Centre	Zone Nord	Zone Sud
Module de traitement de gaz 0, 1 et 4 et les installations communes (communs ou Phase B). Centre de Stockage et de Transfert par Facilité (CSTF). Centre National de Distribution de Gaz (CNDG). Station de Récupération des Gaz Associés (SRGA).	Module de traitement de gaz 3 . Station de Compression Nord (SCN).	Module de traitement de gaz 2 . Station de Compression Sud (SCS). Centre de Traitement de Gaz CTG/Djebel-Bissa. Centre de Traitement de Gaz CTG/HR-Sud.

Nous pouvons diviser les installations gazières selon leur rôle, en deux catégories : des installations productrices et des installations réceptrices.

Chapitre I : Généralités

I.2.5. Les installations productrices

Ces installations sont concrétisées en des Modules de traitement de gaz MPP.

MPP est le diminutif de Module Processing Plant. Il désigne une usine de traitement de gaz naturel à l'échelle industrielle.

Cinq modules sont implantés sur le champ de Hassi R'Mel ; quatre ont une capacité unitaire de 60 millions de m³. Le cinquième module 0, a une capacité de 30 millions m³ ; il est le plus ancien.

Il existe deux autres centres de traitement le HR sud et Djebel Bissa de capacité de 8 et 6 millions de m³ respectivement.

Ces installations produisent :

- Le Gaz sec.
- Le GPL
- Le Condensât

I.2.6. Les installations réceptrices

Ces installations fonctionnent en amont ou en aval des installations productrices, et sont décrits comme suit :

❖ Le Centre de Stockage et de Transport par Facilités (CSTF)

Le condensât et le GPL produits sont envoyés vers le (CSTF) pour être stockés et acheminés vers les terminaux par l'intermédiaire des stations de pompage.

Il comprend trois bacs de 35000 m³ chacun et quatre autres chacun d'une capacité de 45000 m³ pour le stockage du condensat, douze sphères de 7100 m³ chacune, pour le stockage du GPL.

❖ Le Centre National de Distribution de Gaz (CNDG)

Le centre a pour rôle de collecter toutes les quantités de gaz produits au niveau des installations productrices et le dispatcher vers les centres de consommation nationale et internationale (l'Italie et l'Espagne).

❖ Stations de compression

Les stations de compression ont pour rôle de régler la pression du gaz à une pression suffisante qui puisse vaincre la pression naturelle du gisement. La capacité de réinjection de chaque unité est de 90 millions de m³ / jour.

Le but de la réinjection est de maintenir une pression en têtes de puits suffisante dans le but de récupérer le maximum de liquide.

❖ La Station de Récupération des Gaz Associés (SRGA)

Elle permet la récupération des gaz associés aux huiles qui étaient initialement torchés, leur compression puis leur injection dans le pipe-line allant vers le CNDG.

I.3. Généralités sur le gaz

Le gaz naturel est un combustible fossile, il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures trouvé naturellement sous forme gazeuse. C'est la deuxième source d'énergie la plus utilisée dans le monde après le pétrole, et son usage se développe rapidement.

Le gaz naturel provient de couches géologiques du sous-sol où il se trouve soit seul, soit en association avec du pétrole. Il est issu de la transformation naturelle, durant des millions d'années de matières organiques.

Il est principalement composé de méthane (70% environ), un des hydrocarbures les plus simples d'un point de vue chimique. Le gaz naturel contient aussi d'autres composés, présents en proportions plus ou moins importantes suivant les gisements. On y trouve évidemment des hydrocarbures plus lourds que le méthane mais aussi des composés inorganiques comme la vapeur d'eau, le gaz carbonique et des sulfures d'hydrogène (qu'il faut éliminer), et même de l'hélium. En comparaison avec d'autres énergies fossiles le gaz naturel est considéré comme une énergie plutôt propre et son état gazeux permet en outre l'obtention d'une combustion complète, les gaz de combustion qui y sont dû ne contiennent presque pas d'hydrocarbures imbrûlés et peu de monoxyde de carbone (CO).

I.3.1. Les caractéristiques des produits gaziers

Le gaz naturel possède des caractéristiques le spécifiant tels que :

- **La densité** : qui est le rapport de sa masse volumique à celle de l'air dans les conditions normale de pression et de température.
- **Le pouvoir calorifique** : qui est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions normales. Le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en joules par mètre cube (J/m^3).

Il existe deux types de pouvoir calorifique :

- ✓ **Pouvoir calorifique supérieur (PCS)** : C'est la quantité de chaleur exprimée en kilocalories, dégagée par la combustion à pression constante de 760 mm Hg de 1 Kg ou de 1 normal mètre cube d'un combustible à la température de 0°C, les produits de la combustion étant ramenés à la température de référence (0°C).

Chapitre I : Généralités

✓ **Pouvoir calorifique inférieur (PCI)** : C'est la quantité de chaleur dégagée dans les mêmes conditions que le PCS, mais en admettant que la vapeur provenant de la réaction de combustion n'est pas condensée.

Le **PCI** diffère du **PCS** d'une quantité de chaleur qui est égale à la chaleur latente de vaporisation de l'eau.

- **La composition chimique** : est utilisée pour l'étude de vaporisation. Elle sert aussi à calculer certaines propriétés du gaz en fonction de la pression et de la température (compressibilité, densité) et à définir les conditions de son traitement lors de l'exploration (extraction des produits liquides).

I.3.2. Différents types du gaz naturel

Le gaz naturel est classé selon la nature des phases en présence dans les conditions du gisement et de surface. Ceci conduit à distinguer les types suivants :

- **Gaz sec** : ne formant pas de phase liquide dans les conditions de production, le gaz est concentré en méthane et contient très peu d'hydrocarbures lourds.
- **Gaz humide** : formant une phase liquide en cours de production dans les conditions de surface, il est moins concentré en méthane.
- **Gaz à condensât** : formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production, la phase condensée est riche en constituants lourds. C'est le type de gaz qu'on retrouve à Hassi R'Mel.
- **Gaz associé** : comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente en solution dans le pétrole) et les gaz dissous.

I.3.3. Gaz pétrole liquéfié (GPL)

Le butane et le propane, définis sous le terme général de GPL ou Gaz de Pétrole Liquéfiés, sont issus à plus de 60 % des champs de gaz naturel. Pour le reste, ils proviennent du raffinage du pétrole brut.

I.3.3.1. Caractéristiques et propriétés du GPL

L'appellation « Gaz de Pétrole Liquéfiés » est exclusivement réservée au propane et au Butane, car ils sont les seuls à être gazeux à pression et température ambiante (1,013 bars et 15°C) et à se laisser liquéfier sous faible pression (respectivement à 7,5 et 1,5 bars).

Le butane et le propane partagent de nombreuses caractéristiques tous les deux à l'état naturel sont incolores, inodores (pour des raisons de sécurité, l'ajout du mercaptan qui par son odeur bien caractéristique permet de détecter toute fuite), non toxiques et non corrosifs (mais ils

Chapitre I : Généralités

dissolvent le caoutchouc, la graisse et l'huile). Néanmoins, ils se distinguent par deux éléments qui sont leur pression de liquéfaction ainsi que leur température d'ébullition.

Le gaz pétrole liquéfié possède des propriétés le distinguant des autres hydrocarbures tels que :

- **La tension de vapeur** : Les GPL ont une tension de vapeur à 20°C égale à 2 bars pour le butane et 8 bars pour le propane.
- **La dilatation** : à l'état liquide, ils ont un haut coefficient de dilatation dont il faut tenir compte lors de leur stockage (les sphères ne doivent jamais être complètement remplies).
- **La densité** : Aux conditions normales de température et pression, les GPL sont plus lourds que l'air.
- **La température d'ébullition** : à la pression atmosphérique la température d'ébullition du propane est de **-42C°**, celle de butane est de **-6C°**.
- **Le pouvoir calorifique** : Les GPL offrent une puissance énergétique nettement supérieure aux autres énergies. Cette efficacité nous est indiquée par leur Pouvoir Calorifique.
- **Les impuretés** : Les plus importants sont le soufre dans le GPL, la teneur en soufre est inférieure ou égale à 0,005% en masse et pour le propane l'eau constitue la plus importante impureté.

I.3.4. Condensât

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures parafiniques, de l'iso pentane jusqu'au do-décane et plus, généralement extrait des gisements de gaz à condensât, il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et pression.

I.3.4.1. Caractéristiques du condensât

Le condensât est un liquide incolore avec une odeur d'essence, il possède un poids spécifique qui est compris entre [0,7-0,8] et ses vapeurs sont plus lourdes que l'air.

Le condensât est très inflammable, car il a un point d'éclair inférieur à 0 °C, ses limites d'inflammabilité sont approximativement 1,4 à 7,6% vol (dans l'air).

I.4. Description du module 1

I.4.1. Présentation du module 1

Le module 1 a été conçu par les américains et mis en service en 1978. Sa tâche principale est de traiter le gaz brut et récupérer le maximum de condensat.

Le module 1 est divisé en trois trains identiques ou l'on traite le gaz brut. Dans ce qui suit nous nous intéresserons uniquement au train 1.

Chapitre I : Généralités

Comme tous les modules, on trouve une salle de contrôle doté du système DCS (Distribution Control System), qui assure le contrôle des trois trains ainsi que la section des utilités (unité de préparation et de régénération du glycol DEG ; air instrument et service ; eau de refroidissement et eau anti incendies).

I.4.2. Procédé PRICHARD

Le traitement du gaz suit le procédé PRICHARD, utilisant une série d'échangeur Gaz/Gaz, des chillers afin de refroidir le gaz avant d'être détendu de manière adiabatique-isenthalpique au niveau de la vanne Joule Thomson.

Les liquides récupérés sont débarrassés des légers au niveau d'un dé-éthaniseur puis fractionnés en GPL et condensât dans un dé-butaniseur.

• Capacité de production

Le module 1 possède une grande capacité de production répartie comme suit :

- 60 millions de m³ / jour de gaz sec.
- 10 000 tonnes /jour de condensât.
- 2000 tonnes/jour de GPL.

Il y a deux circuits, un pour les gaz et le second pour les liquides.

I.4.2.1. Circuit gaz

Le module 1 est alimenté par 35 puits environ .Le gaz arrive a une température de 60 °C et 75 kg/cm² de pression. Le manifold qui est constitué d'une vanne tout ou rien avec un clapet de non retour, assure la collecte (regroupement) du gaz .On y trouve six collecteurs : Un de l'est et 5 de l'ouest.

Le gaz est composé de deux fractions :

✓ Fraction gazeuse :

C'est la plus légère, composée essentiellement de méthane, d'éthane, de propane et de butane.

✓ Fraction liquide : on distingue deux phases :

- ❖ Condensât (hydrocarbures C₅⁺).
- ❖ Eau.

Au paravent le gaz en provenance du manifold entrait directement dans le diffuseur des trains à une pression au voisinage de 130 kg/cm².

Vu l'exploitation excessive du gisement, la pression n'a cessé de chuter. Actuellement elle est de 65 kg/cm², ceci a conduit à l'installation de l'unité Boosting, à la sortie du celle-ci la pression avoisine les 100 Kg/cm².

L'unité de Boosting a pour rôle l'élévation de la pression jusqu'à 100 Kg/cm², ceci en faisant une séparation primaire du gaz brut dans des ballons équipés de déflecteurs et d'appendis

Chapitre I : Généralités

pour l'élimination d'eau et la récupération de condensat qu'on envoie aux modules, puis le gaz est acheminé vers la machine de compression qui comporte un deuxième ballon pour se débarrasser des gouttelettes d'eau et le turbo compresseur à l'issue duquel le gaz est à la pression voulue.

Le gaz sortant du boosting est envoyé vers le diffuseur V201 via le manifold d'entrée.

I.4.2.1.1. Diffuseur V 201

C'est un ballon ayant comme taches l'homogénéisation de la charge et la répartition du débit entrant en provenance du boosting en trois parties égales et qui seront distribuées aux trois trains.

A la sortie du V201 il y a trois pipe-lines alimentant chacun un train à 100 Kg/cm^2 et 60°C .

I.4.2.1.2. Séparateur V202

C'est un séparateur tri-phasique permettant la séparation du gaz, eau, condensât par différence de densité.

Le gaz en provenance du V201 pénètre dans le V202 ou il est flashé. Le gaz passe au sommet du ballon tandis que le condensât et l'eau au fond. La structure du ballon permet la bonne séparation des trois phases.

La pression et la température sont maintenues constantes. A la sortie du V202 le gaz est acheminé vers une série d'échangeurs.

I.4.2.1.3. Batterie d'échangeurs

Le gaz en provenance du V202 à une température de 60°C et une pression de 100 kg/cm^2 pénètre dans trois batteries d'échangeurs :

- ❖ E201 : 04 échangeurs en série gaz/gaz.
- ❖ E202 : 04 échangeurs en série gaz/gaz.
- ❖ E203 : 02 échangeurs en série gaz/liquide.

Le but est de refroidir le gaz et le ramener à des températures assez faibles de l'ordre de 0°C la pression reste à 100 kg/cm^2 .

Le gaz du V202 est réparti en 03 parties :

- ✓ **première partie** : vers le E201 du côté tube de l'échangeur cédant ses calories au gaz froid présent dans le côté calandre de l'échangeur.
- ✓ **deuxième partie** : vers le E 202 de la même manière, à la sortie des échangeurs la température atteint les 0 à 2°C .

Etant donné que le gaz renferme toujours des quantités d'eau résiduelle, il y a risque de givrage du côté tube de l'échangeur.

Chapitre I : Généralités

Pour remédier à ce problème on prévoit l'injection du glycol (antigivrant) à l'entrée des échangeurs.

Le di-éthylène glycol présente une grande affinité pour les hydrates et empêche le givrage.

✓ **Troisième partie** : Cette partie pénètre dans le E203 du coté tube cédant ces calories au liquide froid provenant du V204.

I.4.2.1.4. Les chillers

Après la première série d'échangeurs le gaz passe dans des chillers E204 et E205.

Les chillers sont des échangeurs utilisant du propane liquide en provenance des installations communes entre les modules de traitement 0 et 1 pour le refroidissement du gaz.

Les installations communes ont pour utilité la séparation des gaz du GPL (propane et butane) et aussi la récupération des gaz de tête des dé-éthaniseurs.

Le gaz refroidi en E201 plus une partie de celui refroidi au niveau du E203 passe dans le E204. Tandis que celui refroidi en E202 plus une partie qui reste au E203 passe dans le deuxième chiller E205.

A la sortie des chillers la température du gaz atteint les -6°C à -7°C , ce dernier est acheminé vers un séparateur V204.

I.4.2.1.5. Séparateur V204

Le gaz pénètre dans le ballon V204. A l'entrée, une vanne appelée « Joule Thomson » assure une détente adiabatique-isenthalpique du gaz, la pression chute jusqu'à 78 kg/cm^2 (qui représente le point de consigne de la vanne) et la température est de -18°C .

Au sein du V204 on obtient deux phases :

✓ Le gaz froid : il passe dans le coté calandre du E201 et du E202 pour refroidir le gaz d'entrée en provenance du V202 en cédant ces frigories à ce dernier. Le gaz froid se réchauffe jusqu'à 60°C , sa pression est de l'ordre de 75 kg/cm^2 , il est ensuite acheminé vers le pipeline gaz de vente.

✓ Le condensât : passe dans le coté calandre du E203 assurant ainsi le refroidissement du gaz chaud du V202.

I.4.2.2. Circuit condensât

I.4.2.2.1. Séparateur V202

Au niveau du V202 on sépare encore une fois l'eau, le gaz et le condensat par différence de densité. L'eau est récupérée du fond du ballon et est évacuée vers un puisard S210 puis vers zone borbier module 0.

Le condensat sortant alimente le dé-éthaniseur T201 en passant par un autre ballon V203 où il sera détendu et mélangé au condensat provenant du boosting.

Chapitre I : Généralités

✓ **Alimentation chaude :** Les hydrocarbures liquides (condensât et GPL) en provenance du V 202 à 60 °C et 100 kg/cm² passe dans un deuxième séparateur V203 où ils sont détendus adiabatiquement jusqu'à 30 kg/cm² et 60 °C et sont mélangés avec les hydrocarbures liquides en provenance du boosting le tout servira à alimenter la T 201 en passant par un échangeur de préchauffe E216 du côté calandre. Du côté tube on trouve du condensât chaud issue de la T202 (dé-butaniseur). Les gaz récupérés au niveau du V203 alimentent aussi la T201.

✓ **Alimentation froide :** Le condensât récupéré ainsi que le glycol du V204 passe à travers une vanne de détente où ils sont détendus jusqu'à 25 kg/cm² et une température de -30°C. Après échange thermique au niveau du E 203, le liquide passe dans un ballon de séparation du glycol V205. Ce dernier fonctionne à 25 kg/cm² et 30 °C (paramètres de séparation de glycol). Le mélange condensât, glycol est séparé par différence de densité.

Le glycol est acheminé vers le S214 (unité de régénération) en passant par une vanne de détente.

Le condensat est acheminé vers le dé-éthaniseur T201 à une température de 30 °C et une pression de 25 kg/cm².

I.4.2.2.2. Dé-éthaniseur T201

(T_{Tête de colonne} 18°C ; T_{Fond de colonne} 168 °C ; P : 21 kg/cm² ; hauteur : 65 m ; nombre de plateaux : 34).

C'est une colonne de distillation fractionnée ayant comme tâche principale la récupération d'un maximum de gaz sec (C1, C2).

Sous l'effet de la température les légers passent en tête, tandis que les lourds (condensât et GPL) restent au fond de la colonne.

La T201, comme toute colonne de distillation, comprend trois parties :

✓ **Zone d'enrichissement**

C'est la partie supérieure comprenant 15 plateaux cette partie est refroidie par deux reflux (latéral, principal). Le but du reflux est de condenser toutes les particules lourdes entraînées avec le gaz léger.

✓ **Zone de flash**

C'est la zone d'alimentation de la colonne constituée de deux plateaux, dans laquelle pénètrent le gaz et le condensat.

✓ **Zone d'épuisement**

Zone inférieure de la colonne comprenant 17 plateaux, son rôle est d'évaporer les légers se trouvant au fond de la colonne grâce à des rebouilleurs principal et latéral.

Chapitre I : Généralités

- ❖ Rebouilleur de la zone d'épuisement :
- Rebouilleur latéral : Le liquide sort de la partie inférieure du 26^{ème} plateau et revient vers sa partie supérieure, en passant par le E206.
- Rebouilleur principal : Une partie du liquide est aspirée de la partie inférieure de la colonne par des pompes (P201 a/b/c dont une en marche, la deuxième en stand by et la dernière d'urgence) à une température de 160 °C puis refoulé vers le four H 201.

Le four H201 : C'est un four comprenant 12 brûleurs à fioul gaz (gaz sec). Le four est revêtu de brique réfractaire résistant à la chaleur. Le liquide entre du haut du four à travers six passes pour optimiser la surface d'échange thermique. Il traverse la zone de convection (345°C) pour se réchauffer puis vers la zone de rayonnement (547°), il sort de la partie inférieure du H201 à une température de 170 °C.

- ❖ Refroidissement de la zone de rectification :
- Reflux latéral : le liquide est aspiré par la pompe (P 202 a/b), et refoulé vers un chiller de refroidissement E207 en fin vers le 5^{ème} plateau de la colonne.
- Reflux principal : Il est assuré par les produits froids du ballon tampon V208 refroidit au niveau des chiller E208 jusqu'à une température de 12 °C. Une fois refroidit les produits sont refoulé vers la tête de la colonne.
- ✓ **Les gaz de tête** : Les gaz de tête sortent à une température de 18 °C et une pression de 21 kg/cm², ils sont dirigés vers le collecteur gaz de tête au sein de l'unité des communs, où ils seront comprimés et débarrassés des traces d'humidité afin de les injecter dans le pipe-line de gaz de vente.
- ✓ **Résidu (condensât instable C₅⁺)** : Les résidus de la T201 sont envoyés vers la deuxième colonne T202.

I.4.2.2.3 Dé-butaniseur T202

(T_{Tête de colonne} : 60 °C ; T_{Fond de colonne} 180 °C ; P : 12 kg/cm² ; Hauteur : 40m ; nombre de plateaux : 31)

Au niveau de la T202 on sépare le GPL C₃ et C₄ du condensât C₅⁺. La colonne est aussi constituée de trois zones :

- ✓ **Alimentation** : Les produits du fond de la T201 débarrassés du C₁ et C₂ sont préchauffés dans l'échangeur de préchauffe E217 puis dirigés vers le dé-butaniseur T202 au 25^{ème} ou bien au 27^{ème} plateau selon la teneur en GPL.
- ✓ **Rebouilleur principal** : Les produits du fond de la T202 débarrassés du C₃ et C₄ sont aspirés et refoulés par la pompe (P 204a/b) à une température de 170°C vers le four H202 ayant la même conception que le H201. Le liquide suit le même chemin décrit pour le H201,

Chapitre I : Généralités

passant par la zone de convection (370°C), zone de radiation (620°C) en fin il retourne à la colonne à une température de 185°C.

✓ **Le reflux de tête :** Les C₃ et C₄ sont récupérés en tête de la colonne et sont refroidis dans des aéro-refroidisseurs puis dirigés vers un ballon intermédiaire (tampon) V209.

Une partie du GPL du V209 est aspirée par la pompe P205 (a, b) à la température de 54°C puis refoulée en tête de la T202, en vue de condenser les gaz lourds C₅⁺ entraînés avec le GPL en tête de colonne.

✓ **Gaz de tête :** Les gaz de tête passent à travers les aéro-refroidisseurs E211 en vue d'un refroidissement de 74°C à 5°C, ils sont acheminés, en suite, vers le V209, une partie du GPL part vers le reflux et l'autre partie vers le stockage.

✓ **Le résidu de la T202 (condensât stabilisé C₅⁺) :** Le condensat stabilisé passe à travers le E217, le E206 et le E216 pour le refroidissement. Il pénètre, en suite, dans l'aéro-refroidisseur E210 puis vers le V208 à une température de 30 °C.

Une partie est refoulée par la V208 pour reflux principal de la T201 l'autre partie vers stockage.

I.4.3. Le système de torche

Le système de torche est utilisé pour des raisons de sécurité du module en cas de surpression, et elle se divise en trois parties :

I.4.3.1. Torches HP

Le module (1) comprend 12 torches HP divisé sur les trois trains.

Toutes les piqûres à travers les trains destinées aux torches HP venant du V203, V205, T201, du gaz de vente à travers la vanne de pression PV3, se réunissent dans le V236 a/b/c ou ils subissent une petite séparation de condensât par décantation, puis les gaz sont envoyés vers les quatre ballons d'alimentation des torches (V235 a/b/c/d).

I.4.3.2. Torche BP

Le ballon d'alimentation des torches à basse pression V231 est alimenté par les ballons de basse pression (V230, V209, V208), qui sépare à son tour les liquides qui s'y trouve en l'envoyant vers le borbier, et dégage les gaz vers la torche BP (une seule au module).

I.4.3.3. Torche TBP

Elle est utilisée pour les gaz d'évaporation des bacs de stockage.

I.4.4. Les utilités

I.4.4.1. Unité de régénération du glycol

Au niveau du module 1, le glycol utilisé est le DEG c'est-à-dire di-éthylène glycol, pour absorber l'humidité et empêcher le givrage.

Les propriétés physiques du glycol sont comme suit [3] :

- Formule chimique globale : $C_4H_{10}O_3$
- Masse molaire : 106,122 Kg/Kmol
- Point de fusion : $-10,47^{\circ}C$
- Point d'ébullition à pression atmosphérique : $245^{\circ}C$
- Tension de vapeur à $25^{\circ}C$: 0,27Pa
- Masse volumique à $25^{\circ}C$: 1115 Kg/m^3
- Point éclair : $123,89^{\circ}C$

Le glycol n'est pas utilisé pur mais dilué à 86%, car il a été démontré qu'à cette concentration le glycol donnait de meilleurs résultats, et vue le coût important du DEG, une unité de régénération a été mise en œuvre, et elle comporte :

- **Arrivée du Glycol**

Le glycol hydraté provient des trois ballons séparateurs V205 (1, 2 et 3) à la concentration de 67% environ, il pénètre dans le ballon de détente V214 qui fonctionne à $35^{\circ}C$ et à $1,5 \text{ Kg/cm}^2$, où il subit une séparation de traces de gaz qui s'y trouvent, puis il est transféré vers le réservoir de stockage S201 du DEG hydraté.

- ✓ **Les échangeurs de préchauffage de la colonne E213a/b**

Le DEG est aspiré du S201 par les pompes (P206a/b), puis refoulé vers les échangeurs E213 (glycol/glycol) du côté tube à travers une vanne (FI623) pour la préchauffe, et passe à travers des filtres (F201a ou b) pour alimenter la colonne de distillation T203 qui est principalement la zone la plus importante de la régénération du di-éthylène glycol.

- **Régénération du glycol**

- ✓ **La colonne de distillation T203**

($T_{\text{Tête de colonne}} = 100^{\circ}C$; $T_{\text{Fond de colonne}} = 118^{\circ}C$; $P = 1 \text{ Kg/Cm}^2$, nombre de plateaux 5)

L'entrée du glycol hydraté s'effectue dans la zone de flash (zone d'alimentation) entre le 3^{ème} et le 4^{ème} plateau, où il subit un réchauffement du fond de la colonne qui est chauffé à son tour par le H203.

Chapitre I : Généralités

✓ **Le rebouilleur de la colonne H203**

Les brûleurs du H203 sont alimentés par le fioul gaz .le four fonctionne à 0,9 Kg/cm² et une température de 120°C.

Le glycol sort de la colonne au niveau du 5^{ème} plateau à la température de 106°C, pénètre dans le four ou il subit un chauffage jusqu'à 120°C afin d'évaporer les molécules d'eau.

Donc, la vapeur d'eau sort par le haut du four et retourne à la colonne à la température de 115°C au 5^{ème} plateau, et le glycol sort à 118°C et du fond de la colonne.

✓ **Le reflux de tête**

Les vapeurs d'eau sortent de la tête de la colonne à la température de 100°C, passent à travers des condenseurs E214 (4 aéro), puis vers un ballon de reflux de la colonne V215, où une partie sera transférée vers le puisard, et l'autre partie sera aspirée par la pompe (P208 a ou b) et refoulée vers la colonne à 45°C à travers une vanne de débit (FV126).

Le rôle de ce reflux est de condenser les vapeurs de glycol qui sont entraînées avec celles de l'eau à travers les clapets.

✓ **Le fond de la colonne**

Le glycol régénéré (78 %) sort du fond de la colonne T203 à 116°C, passe par l'échangeur (E213 a et b) du coté calandre pour l'échange thermique, puis il est aspiré par les pompes (P207 a ou b) et refoulé vers le refroidisseur E215 (4 aéro), où il sort à la température de 50°C et se verse dans le réservoir de stockage du glycol régénéré S202 à pression de 3,5Kg/cm².

Le glycol régénéré (78%) sera aspiré par trois pompes (P210 a, b et c), puis refoulé vers les trains à travers des vannes de pression PV34 (1, 2 et 3) où il atteindra la pression de 124 Kg/cm².

• **Préparation du glycol**

Après l'usage continue du DEG, et avec le temps, sa quantité diminue à cause des pertes au niveau des trains, donc on doit effectuer une préparation du glycol à 86% dans le bac de préparation S211 et l'injecter dans le S202 dès que le niveau de ce dernier chute à moins de 2,8 m.

Donc, on verse dans le S211 du glycol à 86% venant du bac S214, et on lui ajoute la quantité nécessaire d'eau grâce à des analyses au laboratoire jusqu'à ce que l'on atteint la concentration de 78%, puis le glycol obtenue sera injecté dans le réservoir S202 par la pompe P236 .en fin il est acheminé vers les trains.

Chapitre I : Généralités

I.4.4.2. Unité d'air service et instrument

Une grande partie des vannes utilisées au niveau de module 1 sont pneumatique, d'où la nécessité d'une unité de production d'air instrument. L'air service est surtout utilisé pour le nettoyage dans les différentes sections.

La différence entre l'air service et l'air instrument réside dans le fait que ce dernier doit être débarrassé de toute trace d'humidité pour ne pas endommager les instruments.

✓ **Circuit d'air**

L'air est aspiré par les ventilateurs puis refoulés vers deux compresseurs (K401 a et b).

Les compresseurs travaillent en alternance et parfois les deux en même temps.

Les deux compresseurs sont identiques, donnant le principe de l'un d'entre eux.

✓ **Le compresseur K401**

Il est constitué de deux chambres principales, dans la première chambre la pression augmente jusqu'à 7.5 kg/cm^2 , la température aussi.

Dans la deuxième chambre, l'air est refroidi en échangeant ses calories avec l'eau froide passant dans le côté calandre. L'eau se réchauffe, elle est acheminée vers un aéro-refroidisseur puis refoulée vers le compresseur en circuit fermé.

L'air comprimé sortant à une température de 45°C et une pression de 7.5 kg/cm^2 passe dans des ballons intermédiaires où une quantité d'eau est piégée.

L'air est réparti en deux parties : air de service sortant à 8 kg/cm^2 , la deuxième partie est séchée dans des sécheurs K201 a et b.

✓ **Les sécheurs K201**

Les deux sécheurs sont identiques, un en marche et l'autre en régénération.

Les sécheurs comprennent des lits de matériaux absorbant (gel de silice). Ce dernier présente une grande affinité pour l'eau.

Après quatre heures de marche les particules du gel de silice se saturent d'eau, leur régénération est assurée par de l'air chauffé au moyen d'une résistance jusqu'à 200°C .

L'air sec sort du sécheur à 40°C environ, il est acheminé vers un collecteur d'air instrument puis vers l'unité de stockage.

I.4.4.3. Unité d'eau

Des quantités importantes d'eau sont utilisées au niveau du module 1 répartie en deux parties :

- Eau de refroidissement des pompes.
- L'eau anti-incendie.

Chapitre I : Généralités

✓ Eau de refroidissement

L'eau de refroidissement doit répondre à certains critères, entre autres la dureté, l'agressivité etc. L'eau de refroidissement du module 1 provient de la phase B (communs), ou elle est traitée, puis stockée au niveau du S216.

✓ Eau anti-incendie

L'eau anti-incendie provient de la zone de puits (SONATRACH), elle est stockée dans un bac à une très grande capacité S206.

L'eau est aspirée par la pompe P234 a et b et est refoulée vers les trains à une pression de 14 bars environ.

I.4.4.4. Unité de fuel gaz

Le fuel gaz sert à l'alimentation des rebouilleurs H201 et H202 des trois trains, et le H203 dans l'unité du glycol.

Le fuel gaz est piqué du gaz de vente à 75Kg/Cm², et envoyé vers le ballon V222 à travers une vanne de pression qui fait chuter sa pression jusqu'à 16,1 Kg/Cm², puis il sort du V222 et passe au ballon V223 à travers la vanne (PIC 38 a/b) qui maintient sa pression à 16Kg/Cm², avec une petite purge des liquides par une vanne de niveau.

Le gaz se dirige ensuite vers le V224 à travers la (PIC 39 a/b) qui fait chuter la pression jusqu'à 5,5Kg/Cm², où il sera distribué aux différents fours.

I.4.5. Auxiliaire : laboratoire

Les constructeurs ont mis au point un laboratoire chargé de contrôler la qualité des produits finis et au sein des trains. Ainsi, les produits doivent répondre aux normes en vigueur ceci se fait par différentes analyses réalisées au sein du laboratoire.

I.4.5.1. Analyse du gaz de vente (C₁, C₂)

La prise d'échantillon du gaz de vente s'effectue à la sortie du gaz, on analyse sa composition, son humidité et son point de rosée.

✓ Analyse de la composition :

L'analyse de la composition du gaz de vente s'effectue par la CPG (Chromatographie en Phase Gazeuse).

✓ Analyse de l'humidité du gaz :

L'analyse de l'humidité du gaz est réalisée à l'aide de l'appareil CARL FISCHER qui est basé sur la méthode d'adsorption des molécules d'eau par des bulles de silicone.

✓ Mesure du point de rosée :

Le point de rosée est la température à laquelle se forme la première goutte du gaz de vente par suite au refroidissement avec du GPL liquide et il est mesuré avec l'appareil de rosée.

Chapitre I : Généralités

I.4.5.2. Analyse du GPL (C₃, C₄)

Le GPL est analysé par chromatographie afin de déterminer sa composition, de la même manière que le gaz de vente.

Cependant, il existe une autre analyse qui est celle des gaz de tête du T201 comprimés dans la phase B avant d'être injectés dans le gaz de vente.

✓ Analyse du condensât (C₅⁺) :

Pour le condensat, on détermine sa densité à l'aide d'un densimètre à la température de (T= 12-18°C), ainsi que sa tension de vapeur TVR à 38,7°C à l'aide de la pompe de Reid.

I.4.5.3. Analyse du DEG

Trois types de glycol sont analysés, il s'agit du : (glycol hydraté, régénéré et concentré).

✓ Calcul de la concentration

✓ Détermination du pH.

I.4.5.4. Analyse des huiles lubrifiantes de la phase B

L'analyse de ces huiles consiste à déterminer la viscosité dynamique en se servant d'un viscosimètre qui étudie les huiles par leurs écoulements.

I.4.5.5. Analyse de l'eau extraite du gaz (du V202)

Il existe trois analyses prévues pour cette eau :

✓ Mesure de la salinité de l'eau

✓ Teneur en fer.

✓ Mesure de la dureté de l'eau

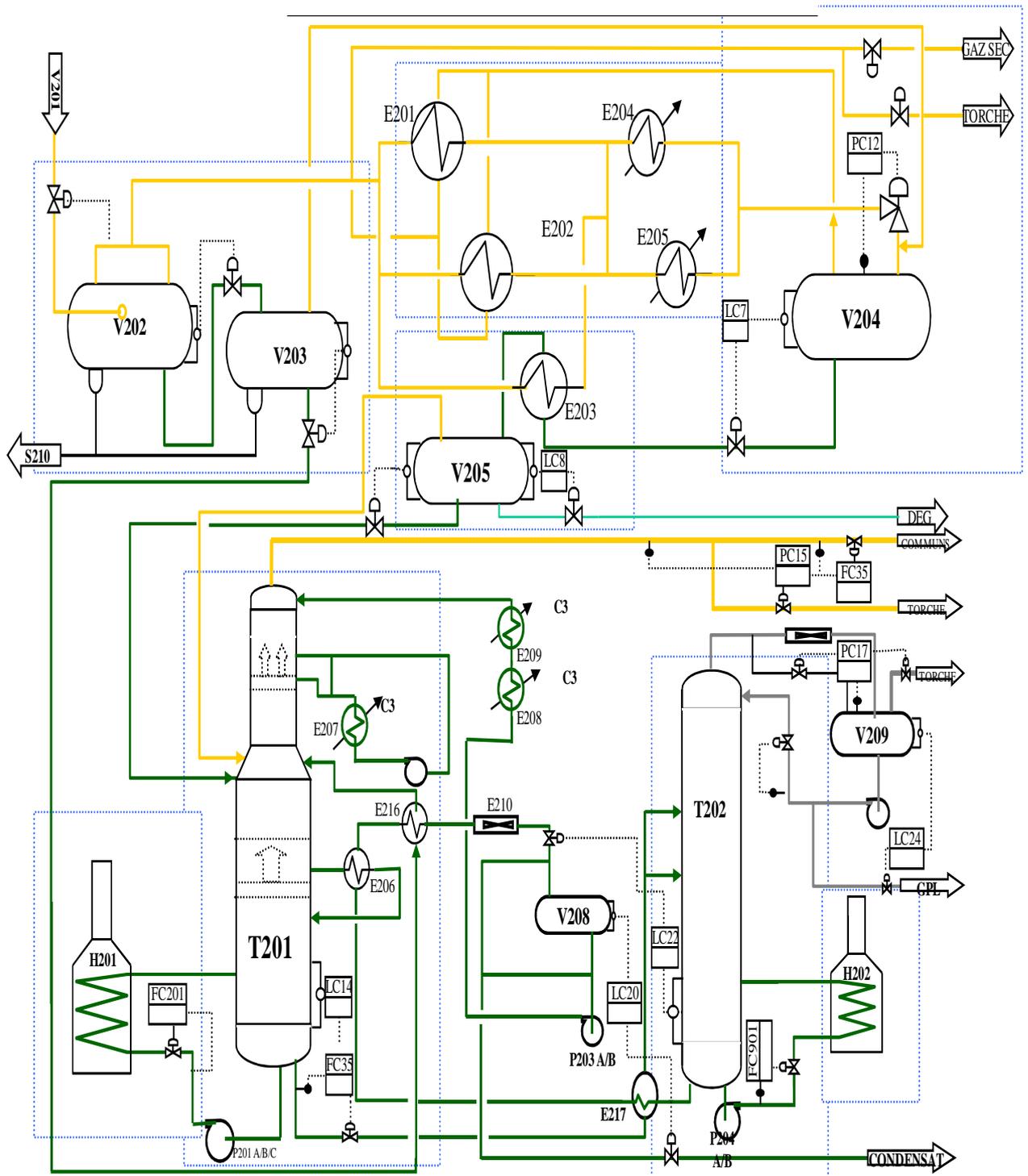


Figure 4 : Schéma descriptif du procédé PRIDCHARD

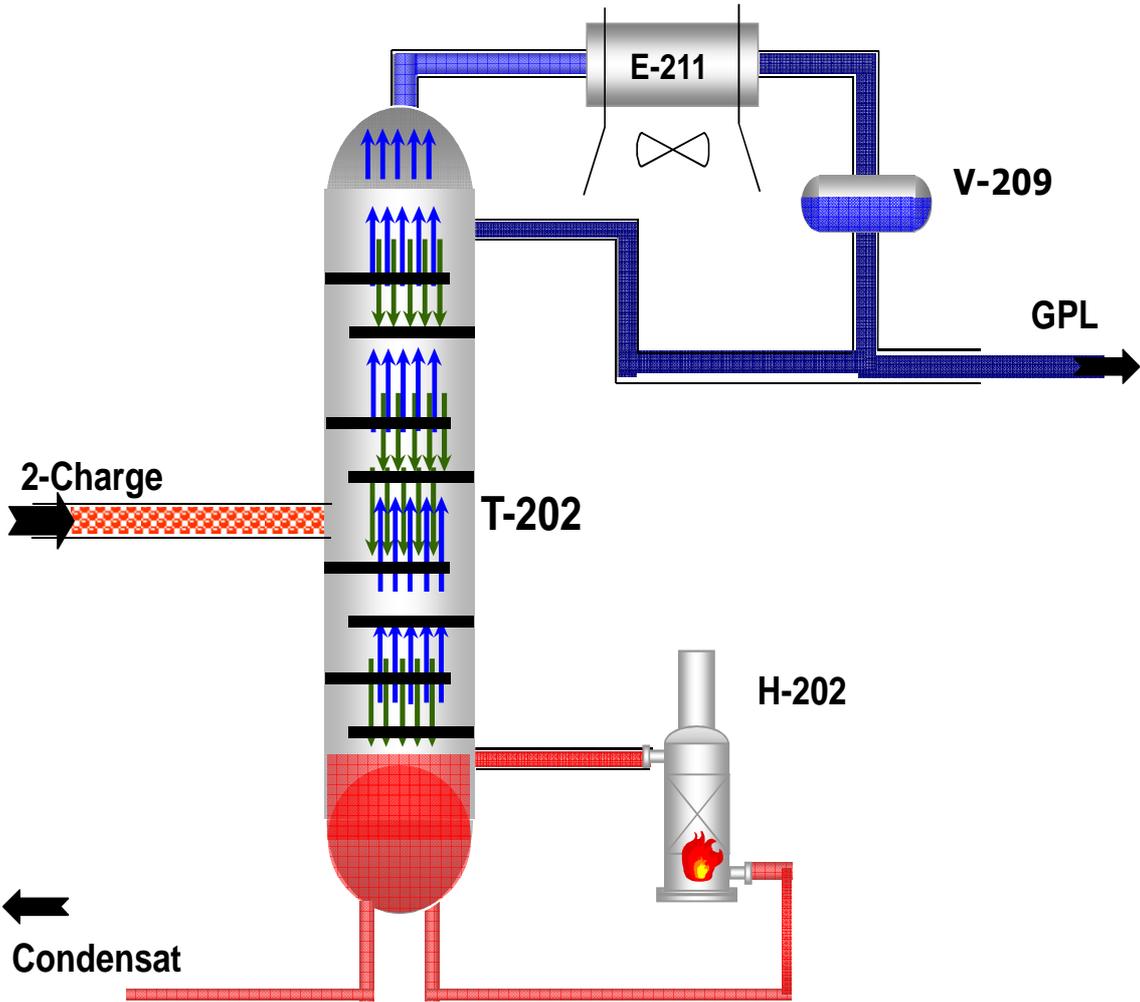


Figure 5 : Schéma descriptif du débutaniseur

Problématique

Le gaz brut de Hassi R'Mel est un gaz à condensat, depuis une dizaine d'années la pression en tête de puits ne cesse de chuter, les paramètres opératoires de la section stabilisation du design ne sont alors plus valables. Malgré tous les changements effectués au niveau des paramètres, on constate toujours des pertes en GPL et en condensat.

Dans ce contexte il nous été demandé, dans le cadre de notre travail, d'optimiser quelques paramètres concernant la section stabilisation et de vérifier les spécifications requises.

Chapitre *IV*

Chapitre II : Méthode de calcul

Dans ce chapitre, nous avons illustré en premier lieu les méthodes de calcul analytique des différents équipements de la basse pression (colonne de rectification, aérocondenseur, four et ballon de reflux). Pour se faire, nous nous sommes basés sur la méthode algébrique établie par **UNDERWOOD [8]** qui consiste à déterminer les différents paramètres opératoires de fonctionnement de ces équipements. Dans la seconde partie, nous avons illustré la méthode numérique en faisant appel au logiciel de simulation HYSYS, qui consiste à confirmer les résultats obtenus par la méthode analytique.

Pour la première partie, nous avons détaillé les méthodes de calcul des différents équipements de la section de fractionnement du liquide comme suit :

1. dimensionnement d'une colonne de rectification ;
2. calcul d'un aérocondenseur;
3. calcul d'un four ;
4. calcul d'un ballon de reflux ;

Pour la seconde partie, nous avons fait la description du simulateur HYSYS et les différentes tâches qu'il doit accomplir.

II.1. Dimensionnement d'une colonne de rectification [8]

La rectification est un procédé physique de séparation d'un mélange d'hydrocarbures et cela par des échanges de matière et d'énergie entre deux phases circulant à contre courant dans un appareil appelé colonne de rectification.

➤ Description de la colonne de rectification

La colonne de rectification est un appareil cylindrique vertical, qui peut être constitué de plateaux successifs ou de garnissages, dont le rôle consiste à assurer un contact intime entre les deux phases.

Dans chaque plateau il y a barbotage de la vapeur dans la phase liquide et ce qui permet le transfert de matière et d'énergie entre les deux phases. Le liquide se déplace par gravité de haut en bas, et la vapeur de bas en haut, grâce à l'énergie de pression utilisée pour qu'il y ait un bon barbotage.

Le liquide arrivant au fond de la colonne est partiellement vaporisé dans le rebouilleur qui crée la phase vapeur nécessaire à la distillation. Le liquide non évaporé est extrait du fond de la colonne et constitue le résidu.

Chapitre II : Méthode de calcul

La vapeur arrivant en tête de la colonne est condensée ; une partie du produit condensée est renvoyée en tête de la colonne et constitue le reflux et le reste est soutiré en tant que distillat (produit de tête).

La colonne est divisée en trois zones (voir figure n°5) :

- ✓ **Zone d'alimentation** : niveau d'introduction de la charge.
- ✓ **Zone de rectification** : se situe au-dessus de la zone d'alimentation.
- ✓ **Zone d'épuisement** : se situe au-dessous de la zone d'alimentation.

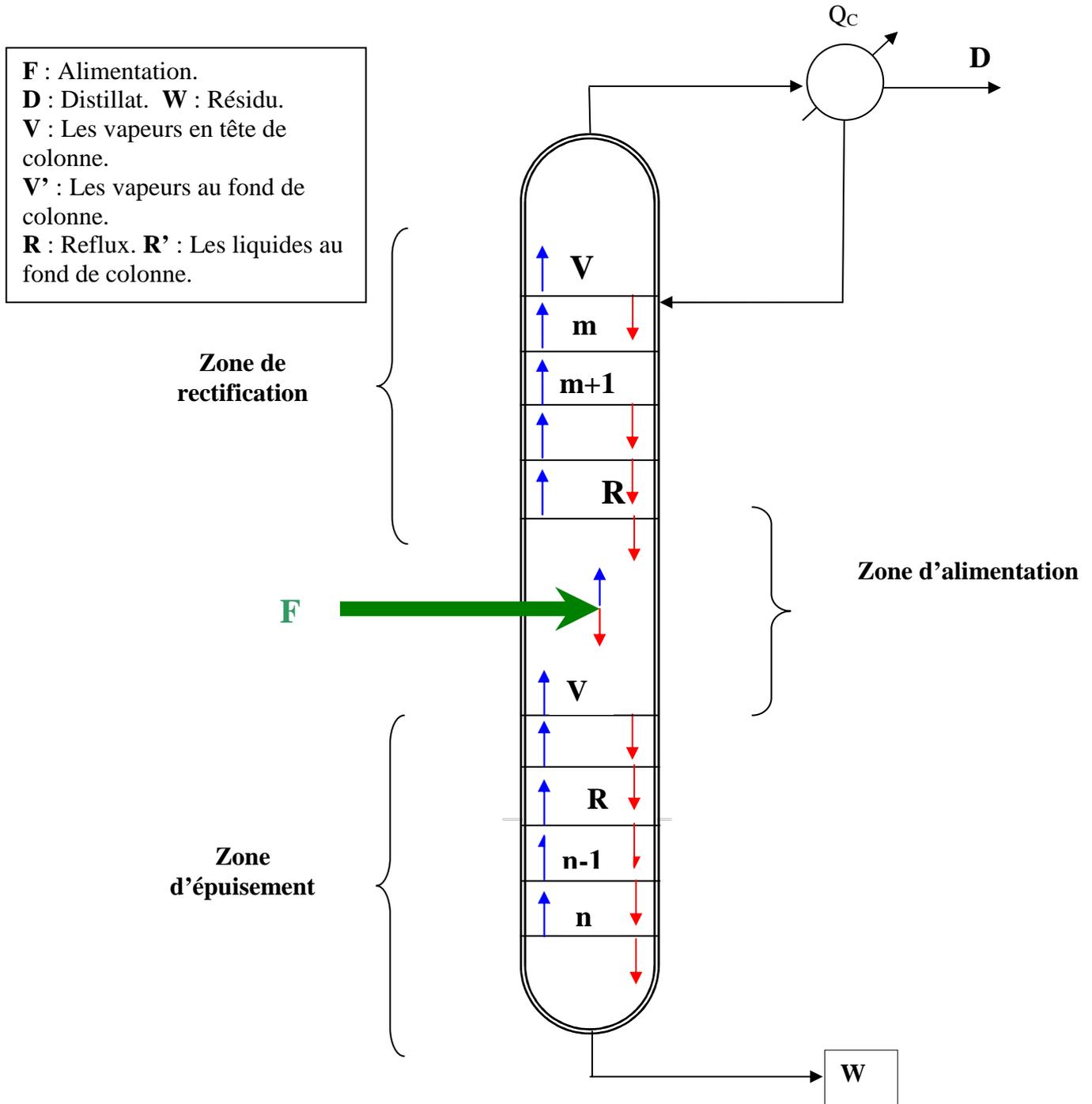


Figure 5 : Schéma d'une colonne de rectification représentatif du bilan matière

➤ Lois fondamentales de distillation

a) Lois de DALTON et de RAOULT

– La pression d'équilibre d'un mélange gazeux supposé parfait est la somme des pressions partielles de ses constituants.

$$\pi = \sum P_i. \quad (\text{II.1})$$

- En appliquant la loi des gaz parfaits à chacun des constituants « i » dans la phase gazeuse on peut écrire :

$$Y_i = P_i / \pi. \quad (\text{II.2})$$

- D'après la loi de RAOULT, la pression partielle d'un constituant « i » dans une solution idéale est égale au produit de la tension de vapeur de ce constituant par sa concentration molaire en phase liquide.

$$P_i = P'_i \cdot X_i. \quad (\text{II.3})$$

Dans le cas de mélange réel la relation (II.3) devient comme suit :

$$P_i = E_i \cdot X_i. \quad (\text{II.4})$$

Où : E_i est le coefficient d'HENRY.

✓ – Equilibre liquide-vapeur

On dit que les deux phases liquide et vapeur sont en équilibre lorsque la pression partielle de chacun des constituants est la même dans les deux phases, à partir des relations (II.2) et (II.3) nous pouvons exprimer le coefficient d'équilibre :

$$K_i = P'_i / \pi = Y_i / X_i. \quad (\text{II.5})$$

II.1.1. Bilan matière de la colonne

Le bilan matière global de la colonne et pour chaque constituant "i" s'écrit :

$$F = D + W \quad (\text{II.6})$$

$$F \cdot Z_{Fi} = D \cdot X_{Di} + W \cdot X_{Wi} \quad (\text{II.7})$$

L'équation obtenue permet de calculer les débits du résidu (W) et du distillat (D), lorsque les concentrations du constituant "i" dans le distillat et dans le résidu sont connues.

Avec : **F** : Le débit molaire de la charge [kmole/h].

W : Le débit molaire du résidu [kmole/h].

Chapitre II : Méthode de calcul

D : Le débit molaire du distillat [kmole/h].

Z_{F_i} : fraction molaire du constituant le plus volatil dans la charge.

X_{D_i} : fraction molaire du constituant le plus volatil dans le distillat.

X_{W_i} : fraction molaire du constituant le plus volatil dans le résidu.

a) Bilan matière dans la zone de rectification

$$\mathbf{V} = \mathbf{R} + \mathbf{D} \quad (\text{II.8})$$

Le bilan par rapport au constituant le plus volatil s'écrit alors :

$$\mathbf{V} \cdot \mathbf{Y}_i = \mathbf{R} \cdot \mathbf{X}_{i-1} + \mathbf{D} \cdot \mathbf{X}_D \quad (\text{II.9})$$

La résolution de cette équation par rapport à **X_{i-1}**, donne l'équation de la droite opératoire de la zone de rectification :

$$\mathbf{Y}_n = [(\mathbf{r}_f) / ((\mathbf{r}_f) + 1)] \cdot \mathbf{X}_{n-1} + [1 / ((\mathbf{r}_f) + 1)] \cdot \mathbf{X}_D \quad (\text{II.10})$$

Avec :

$$(\mathbf{r}_f) : \text{Taux de reflux} \quad (\mathbf{r}_f) = \mathbf{R} / \mathbf{D} \quad (\text{II.11})$$

b) Bilan matière dans la zone d'épuisement

$$\mathbf{R}' = \mathbf{V}' + \mathbf{W} \quad (\text{II.12})$$

De la même manière que précédemment, le bilan par rapport au constituant le plus volatil s'écrit :

$$\mathbf{R}' \cdot \mathbf{X}_{i+1} = \mathbf{V}' \cdot \mathbf{Y}_i + \mathbf{W} \cdot \mathbf{X}_W \quad (\text{II.13})$$

La résolution de l'équation (II.8) par rapport à **X_{i+1}** permet d'obtenir l'équation de la droite opératoire de la zone d'épuisement :

$$\mathbf{Y}_i = [(\mathbf{r}_b) / ((\mathbf{r}_b) - 1)] \cdot \mathbf{X}_{i+1} + [1 / ((\mathbf{r}_b) - 1)] \cdot \mathbf{X}_W \quad (\text{II.14})$$

Avec :

$$(\mathbf{r}_b) : \text{Taux de rebouillage} \quad (\mathbf{r}_b) = \mathbf{R}' / \mathbf{W} \quad (\text{II.15})$$

c) Bilan matière dans la zone d'alimentation

Il y a lieu de procéder également au bilan matière de la zone d'alimentation.

$$\mathbf{V}' + \mathbf{R} + \mathbf{F} = \mathbf{V} + \mathbf{R}' \quad (\text{II.16})$$

$$\mathbf{V}' \mathbf{Y}_n + \mathbf{X}_n \mathbf{R} + \mathbf{F} \mathbf{X}_F = \mathbf{V} \mathbf{Y}_n + \mathbf{R}' \mathbf{X}_n \quad (\text{II.17})$$

Chapitre II : Méthode de calcul

L'équation de la droite opératoire est donnée par :

$$Y_n = \frac{q}{q-1} X_n - \frac{1}{q-1} X_f \quad (\text{II.18})$$

Dans le cas de rectification de mélanges complexes, nous serons amenés à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et laborieux des approximations successives, nous pouvons utiliser une méthode simplifiée rapide donnant une précision souvent suffisante. Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité relative " α_i ".

La volatilité d'un constituant « i » est fonction de sa température d'ébullition. Un constituant « i » est plus volatil qu'un constituant « j » si sa température d'ébullition est inférieure à celle du constituant « j ».

La volatilité relative représente le rapport entre le coefficient d'équilibre du constituant « i » (K_i) et celui de la clé lourde (K_r) choisie généralement comme étant le constituant le moins volatil du mélange.

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad (\text{II.19})$$

En tenant compte de (II.13), l'équation d'équilibre peut être réécrite sous la forme :

$$Y_i = K_i X_i = \alpha_i K_r X_i \quad (\text{II.20})$$

$$X_i = Y_i / \alpha_i K_r \quad (\text{II.21})$$

Les volatilités moyennes des constituants du mélange sont obtenues par la moyenne arithmétique :

• Dans la zone de rectification : $\alpha_{i,\text{moy}} = (\alpha_{D,i} + \alpha_{F,i})/2 \quad (\text{II.22})$

• Dans la zone d'épuisement : $\alpha_{i,\text{moy}} = (\alpha_{W,i} + \alpha_{F,i})/2 \quad (\text{II.23})$

II.1.2. Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge

Le taux de vaporisation est défini comme étant le rapport des débits vapeur et total de la charge du calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquide et vapeur de la charge.

$$e = V_F / F \quad \text{d'où } V_F = e \cdot F \quad (\text{II.24})$$

On définit de la même manière le taux de rebouillage, il est égal au rapport entre des débits liquide et total de la charge

$$(r_b) = L_F / F \quad \text{d'où } L_F = (r_b) \cdot F \quad (\text{II.25})$$

Chapitre II : Méthode de calcul

Pour une pression et une température données, le taux de vaporisation ainsi que la composition de la charge sont déterminés par approximations successives, d'après l'équation connue de **TREGOUBOV [8]** « équation de l'isotherme » :

$$\sum Z_i = \sum (X_{F,i} / (1 + e (K_i - 1))) = 1 \quad (\text{II.26})$$

Avec :
$$X_{F,i} = Y_{F,i} / K_i \quad (\text{II.27})$$

$$e + r = 1 \quad (\text{II.28})$$

Taux de condensation : $r = R/F$

L'équation (II.28) peut être utilisée également pour déterminer la température de la charge si la pression et le taux de vaporisation sont connus.

➤ **Remarque**

- Si $e = 0$: la charge se trouve à sa température de bulle et $R = F$, l'équation devient

$$\sum Y_i / K_i = 1$$

- Si $e = 1$: la charge se trouve à sa température de rosé et $V = F$, on utilise l'équation d'isotherme de la phase vapeur pour déterminer cette température (la température de la charge).

$$\sum K_i X_i = 1$$

Les valeurs de K_i sont déterminées d'après le nomogramme de JENNY et SCHEIBEL donné en annexe 1 [1].

II.1.3. Les paramètres opératoires

1) Choix de la pression dans la colonne

Le choix de la pression dans la colonne dépend essentiellement de la composition et de la nature physique et chimique du mélange à séparer quelle que soit sa complexité.

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

Généralement, nous utilisons une source froide bon marché et abondante (eau ou air) qui permet d'obtenir un condensât à une température variant entre **30 et 50 °C** environ.

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

Chapitre II : Méthode de calcul

Une température de condensation de vapeurs doit être prise au moins de **15 à 20 °C** supérieure à celle du fluide réfrigérant et ce quelle que soit la température de service. Ainsi, la pression P_b dans le ballon de reflux est déterminée par approximations successives selon l'équation de l'isotherme de la phase liquide :

$$\sum (K_i \cdot X_{D,i}) = 1 \quad (\text{II.29})$$

- **Pression au sommet de la colonne P_s**

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{II.30})$$

Dans le cas d'une condensation totale où toutes les vapeurs de tête passent à l'état liquide, les pertes de charge sont comprises entre 1,5 et 2 atm :

$$1,5 < \Delta P_1 < 2 \text{ atm}$$

- **Pression au fond de la colonne P_f**

$$P_f = P_s + \Delta P_2 \quad (\text{II.31})$$

Les pertes de charge dans la colonne varient dans l'intervalle entre 0,3 et 0,6 atm :

$$0,3 < \Delta P_2 < 0,6 \text{ atm}$$

- **Pression dans la zone d'alimentation P_F**

$$P_F = (P_s + P_f) / 2 \quad (\text{II.32})$$

2) Choix de la température dans la colonne

Pour une pression de service P_s (Pression au sommet de la colonne, La température au sommet de la colonne est déterminée par approximations successives de l'équation de l'isotherme de la phase vapeur.

$$\sum (Y_{D,i} / K_i) = 1 \quad (\text{II.33})$$

La température au fond de la colonne est déterminée de la même manière que précédemment mais en appliquant cette fois l'équation de l'isotherme de la phase liquide

$$\sum (K_i \cdot X_{R,i}) = 1 \quad (\text{II.34})$$

Dans le cas de la température au niveau de l'alimentation, nous devons considérer les trois cas suivants :

- Si la charge est à l'état liquide, nous utilisons l'équation suivante :

$$\sum (K_i \cdot X_{I,i}) = 1 \quad (\text{II.35})$$

Chapitre II : Méthode de calcul

- Si la charge est à l'état vapeur, nous utilisons l'équation suivante :

$$\sum(Y_{L,i}/K_i) = 1 \quad (\text{II.36})$$

- Si la charge est bi-phasique, le calcul des compositions liquides et vapeurs fait intervenir le taux de vaporisation « e » qui est le rapport entre le débit vapeur et le débit total de l'alimentation.

Taux de vaporisation : $e = V/F$

Par ailleurs, il existe une méthode itérative utilisant un coefficient « Φ » compris entre la volatilité relative de la clé légère (prise en général comme étant le constituant le plus volatil) et celle de la clé lourde :

$$\alpha_{cv} < \Phi < \alpha_{cl}$$

Et

$$e = \sum \frac{Z_i \cdot \alpha_i}{\alpha_i \cdot \Phi} \quad (\text{II.37})$$

II.1.4. Fonctionnement à reflux

➤ Taux de reflux minimal

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour une séparation spécifiée, selon la formule d'UNDERWOOD [8] :

$$(r_f)_{\min} = \Phi \sum (Y_{D,i} / (\alpha_{i,F} - \Phi)) \quad (\text{II.38})$$

$$(r_b)_{\min} = \sum [(\alpha_{i,F} X_{W,i}) / (\alpha_{i,F} - \Phi)] \quad (\text{II.39})$$

➤ Taux de reflux optimal

Le taux de reflux optimal est déterminé à partir de la relation suivante :

$$(r_f)_{\text{opt}} = k (r_f)_{\min} \quad (\text{II.40})$$

Où k est une constante telle que : $1,1 < k < 2$ [1].

Le taux de rebouillage optimal est défini comme suit:

$$(r_b)_{\text{opt}} = \frac{\Phi (r_f)_{\text{opt}}}{F} + (1 - e) \times \frac{W}{F} \quad (\text{II.41})$$

A partir du bilan matière de la colonne, nous avons:

$$L_F = (r_f)_{\text{opt}} \cdot D \quad (\text{II.42})$$

$$V_F = (r_b)_{\text{opt}} \cdot W \quad (\text{II.43})$$

➤ Compositions du liquide descendant du dernier plateau

En apposant l'équation de la zone d'épuisement; nous aboutissons à la composition du liquide descendant du dernier plateau:

$$X_{f,i} = \frac{1}{m} Y_{w,i} + \frac{m-1}{m} X_{w,i} \quad (\text{II.44})$$

Sachant que :

$$Y_{w,i} = \frac{\alpha_{i,m,w} \times X_{w,i}}{\sum (\alpha_{i,m} \times X_{w,i})} \quad (\text{II.45})$$

Et

$$m = (\text{rb})_{\text{opt}} + \frac{1}{(\text{rb})_{\text{opt}}} \quad (\text{II.46})$$

Composition des gaz de tête

$$Y'_{Di} = \frac{M_i \times Y_{D,i}}{\sum M_i \times Y_{D,i}} \quad (\text{II.47})$$

$$X'_{wi} = \frac{M_i \times Y_{w,i}}{\sum M_i \times Y_{w,i}} \quad (\text{II.48})$$

II.1.6. Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur. (Voir figure 6)

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

$$F \cdot h_F + Q_B = D \cdot h_D + W \cdot h_W + Q_C \quad (\text{II.49})$$

$$h_F = e \cdot H_0 + (1 - e) \cdot h_0 \quad (\text{II.50})$$

$$Q_B = G_r \cdot (H_W - h_W) \quad (\text{II.51})$$

$$Q_C = (D + L_F) \cdot (H_D - h_D) = G_a \cdot (H_{a2} - H_{a1}) \quad (\text{II.52})$$

G_r : Débit de la charge allant au four

G_a : Débit d'air nécessaire au refroidissement du distillat

• Les enthalpies des différentes phases liquides

Les enthalpies liquides sont déterminées à partir de la corrélation suivante [4] :

$$h_l^t = (1/\rho_{15}^{15})^{0,5} (0,403 \cdot T + 0,000405 T^2) \quad (\text{II.53})$$

Avec :

$$\rho_{15}^{15} = \rho_{4 \text{ moy}}^{20} + 5 \alpha \quad (\text{II.54})$$

Chapitre II : Méthode de calcul

Où « α » est un facteur correctif empirique servant à calculer la densité à une température autre que 60°F (15°C) :

$$\alpha = 0,001848 - 0,00132 \cdot \rho_4^{20}_{\text{moy}} \quad (\text{II.55})$$

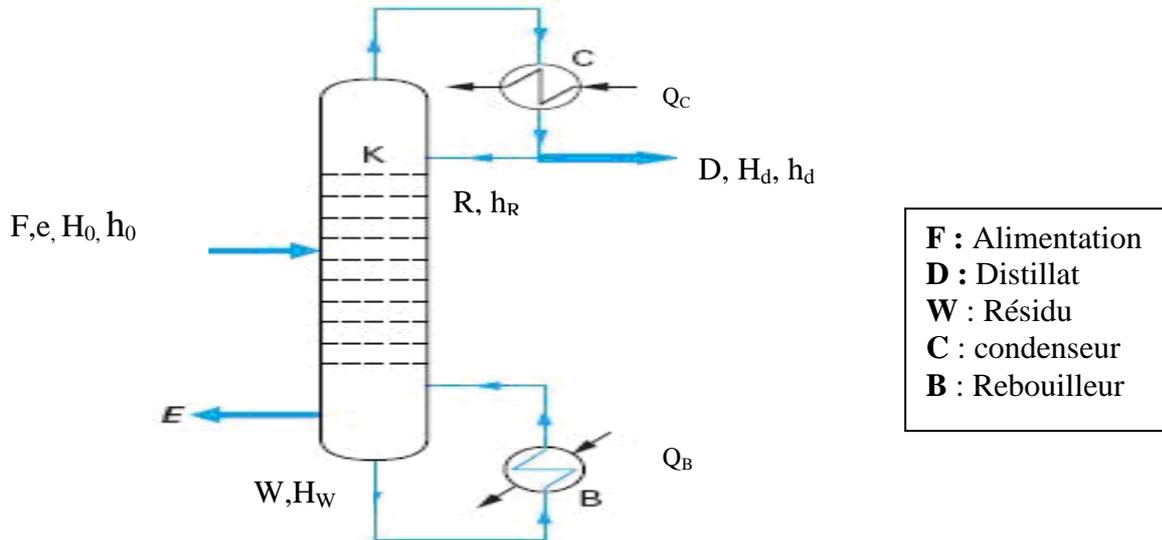


Figure 6 : schéma d'une colonne de rectification représentatif du bilan thermique

Les enthalpies de la phase liquide sont déterminées à partir de l'équation (II.40), celles de la phase vapeur sont lues sur l'abaque donné en annexe 3 [4].

Les masses volumiques ρ_{15}^{15} sont données par HANDBOOK [7].

II.1.7. Calcul du nombre de plateaux par la méthode de GILLILAND [5]

GILLILAND propose une corrélation empirique unique entre le taux de reflux et le nombre d'étages théoriques dans le cas de distillation de mélanges d'hydrocarbures légers.

Si N_{\min} est le nombre d'étages théoriques minimal correspondant à un reflux total,

Et $(rf)_{\min}$ le taux de reflux minimal, correspondant à un nombre d'étages infini.

Alors le nombre d'étages finis « N » associé à un taux de reflux fini est donné par une corrélation traduite graphiquement en annexe 2.

$$\mathbf{F(N)} = \frac{\mathbf{N - N_{min}}}{\mathbf{N + 1}} \quad (\text{II.56})$$

$$\mathbf{F(rf)} = \frac{\mathbf{(rf) - (rf)_{min}}}{\mathbf{(rf) + 1}} \quad (\text{II.57})$$

Le nombre minimal de plateaux théoriques est donné par [1] :

$$N_{\min} = \frac{\text{Log10}\left(\frac{X_{cvd} \times X_{clr}}{X_{rcv} \times X_{eld}}\right)}{\text{Log10}(\alpha_{cv})} \quad (\text{II.58})$$

Où
$$\alpha_{cv} = (\alpha_{dcv} \alpha_{rcv} \alpha_{lcv})^{(1/3)} \quad (\text{II.59})$$

II.1.8. Calcul du diamètre de la colonne

Le calcul du diamètre de la colonne dépend du débit et de la vitesse de la vapeur au niveau d'un plateau, comme le débit volumique des vapeurs est égal au produit de la surface et de la vitesse, à partir de cela nous déduisons le diamètre de la colonne D_c :

$$Q_v = S * v = \left(\pi * \frac{D_c^2}{4}\right) * v$$

$$D_c = \sqrt{\frac{4 * Q_v}{\pi * v}} \quad (\text{II.60})$$

a) Calcul du débit volumique des vapeurs quittant la tête de colonne

Le débit des vapeurs quittant le sommet de la colonne T202 est le débit volumique molaire d'un mètre cube de gaz aux conditions normale de température et de pression multiplié par des facteurs correctifs tels que le coefficient de dilatation et le facteur de compressibilité tel que :

$$\beta = \frac{T * P_0}{T_0 * P} \quad (\text{II.61})$$

$$Q_v = 22,4 \times D_v \times \frac{273,15 + T}{273,15} \times \frac{1}{P} \times Z \quad (\text{II.62})$$

Où :
$$D_v = D + L_F = D + D * (r_f)_{\text{opt}}$$

$$T_r = T_s / T_{cm} \quad (\text{II.63})$$

Avec :
$$T_{cm} = \sum Y_{Di} \cdot T_{ci}$$

Et
$$P_r = P_s / P_{cm} \quad (\text{II.64})$$

Chapitre II : Méthode de calcul

Avec :
$$P_{cm} = \sum Y_{Di} \cdot P_{ci}$$

Le facteur de compressibilité Z est déterminé à partir du diagramme en annexe 4, quant aux pressions et températures critique de chaque constituant, elles sont données par **W.C.Lyons** [6].

b) Calcul de la vitesse admissible

La vitesse admissible des vapeurs notée « v » est calculée selon la formule empirique suivante :

$$v = C \sqrt{\frac{\rho l - \rho v}{\rho v}} \quad (\text{II.65})$$

$$\rho v = \frac{M \times P}{P_0 \times 22,4} \times \frac{T_0}{T} \quad (\text{II.66})$$

P_0 et T_0 sont les conditions normales de température et de pression (T en (K) et P en (atm))

Avec : C une constante qui dépend de la distance entre les plateaux, pour cette étude nous avons $h_p = 60$ cm et $C = 0,0537$ (fiche technique)

II.1.9. Hauteur de la colonne

La hauteur totale de la colonne est donnée par la somme des hauteurs de ses différentes parties :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (\text{II.67})$$

La hauteur des zones d'épuisement et rectification est fonction du nombre de plateaux et de la distance séparant deux plateaux notée h_p , la relation est donc :

$$h_4 = h_p \cdot (N_R - 2) \quad (\text{II.68})$$

La hauteur du fond inférieur est définie par :

$$h_5 = 2 \cdot h_p \quad (\text{II.69})$$

II.2. Méthode de calcul d'un aérocondenseur [8]

L'aérocondenseur est un appareil qui permet le refroidissement des gaz de tête, il possède une surface d'échange constituée de tubes à ailettes et est muni d'un système de régulation qui permet de faire varier le débit d'air, en agissant sur les angles des pales. La circulation d'air est assurée par des ventilateurs.

L'aérocondenseur E-211 est utilisé pour refroidir et condenser la fraction du GPL provenant du débutaniseur T-202.

II.2.1. Charge thermique de l'aérocondenseur E- 211

La charge thermique totale Q_c est donnée par la formule suivante:

$$Q_c = G \cdot (H_1 - h_{GPL}) = G_a \cdot (H_{a2} - H_{a1}) \quad (\text{II.70})$$

Chapitre II : Méthode de calcul

Comme le nombre d'aérocondenseurs est au nombre de six, donc la charge thermique pour une seule batterie notée $Q_{1/6}$ correspond à la charge thermique totale Q_C consommée divisée par le nombre d'aérocondenseur.

$$Q_{1/6} = Q_C / 6 \quad (\text{II.71})$$

II.2.2. Calcul des débits massique et volumique d'air nécessaires pour le refroidissement

➤ Cas d'une seule batterie

• Détermination du débit d'air massique

Le débit d'air massique nécessaire est déterminé d'après le bilan thermique suivant :

$$G_{a1/6} = Q_{1/6} / (H_{a2} - H_{a1}) \quad (\text{II.72})$$

$$G_{a1/6} = Q_{1/6} / (C_{p2} \cdot T_2' - C_{p1} \cdot T_1') \quad (\text{II.73})$$

Sachant que dans chaque batterie nous avons deux ventilateurs, le débit d'un seul ventilateur est déterminé comme suit:

$$G_a' = G_{a1/6} / 2 \quad (\text{II.74})$$

• Détermination du débit d'air volumique

Le débit d'air nécessaire pour le refroidissement est évalué avec les paramètres opératoires suivants, selon la formule:

$$V_a = G_a' / (3600 \cdot \rho_a) \quad (\text{II.75})$$

II.2.3. Coefficient de transfert de chaleur - côté GPL

Le calcul du coefficient de transfert de chaleur nécessite la connaissance des paramètres physiques du GPL à la température moyenne dans l'aérocondenseur E-211 :

$$T_{\text{moy}} = (t_1 + t_2) / 2 \quad (\text{II.76})$$

Le coefficient local de transfert de chaleur à l'intérieur des tubes est donné par l'équation suivante [8] :

$$\alpha = 0,021 (\lambda_{\text{moy}} / d_{\text{int}}) \cdot (\text{Re}_{\text{moy}})^{0.8} (\text{Pr}_{\text{moy}} / \text{Pr}_l)^{0.25} \cdot E \quad (\text{II.77})$$

II.2.4. Calcul du coefficient de transfert de chaleur pour l'écoulement transversal de l'air à travers un faisceau de tubes à ailettes

Pour le réfrigérant (air) les tubes à ailettes sont bimétalliques, la matière du tube interne est du laiton tandis que les ailettes sont faites d'un alliage d'aluminium.

Chapitre II : Méthode de calcul

Le coefficient de transfert de chaleur α_k pour l'écoulement transversale de l'air à travers un faisceau de tubes à ailettes est déterminé par la formule suivante [8] :

$$\alpha_k = 0,364 \lambda_a (\rho_a \cdot w_a / \mu_a)^{0,68} \cdot (\text{Pr}_a)^{0,33} (\text{d}_{\text{ext}})^{-0,77} \cdot \delta t^{0,3} \cdot (\text{d}_n)^{0,15} \quad (\text{II.78})$$

$$\text{Où} \quad \text{Wa} = \text{W}_e \cdot \sigma / [(\sigma - 1) - 2(\text{h}_n / \text{d}_{\text{ext}}) \cdot (\delta t / \text{d}_{\text{ext}}) \cdot (\text{d}_{\text{ext}} / \text{S}_n)] \quad (\text{II.79})$$

$$\text{Avec:} \quad \text{W}_e = \text{V}_{\text{eff}} / \text{F}_t \quad (\text{II.80})$$

$$\text{Et} \quad \delta t = (\delta_1 + \delta_2) / 2 \quad (\text{II.81})$$

$$\sigma = \text{S}_p / \text{d}_{\text{ext}} \quad (\text{II.82})$$

II.2.5. Coefficient réduit de transfert de chaleur α_r du côté de l'air

Le coefficient α_r tient compte du transfert de chaleur par convection entre les surfaces nervurées et l'air ainsi que du transfert de chaleur dû à la conductivité thermique à travers le métal des ailettes.

Pour le calcul de ce coefficient nous considérons que les ailettes sont disposées en disquette, pour cela nous avons :

$$\alpha_r = [1 + (\text{F}_n / \text{F}_{\text{ext}}) (\text{E} \cdot \varepsilon_{\Delta} - 1)] \cdot [(\varphi' \cdot \alpha_k) / (1 + \text{B}_d \cdot \varphi' \cdot \alpha_k)] \quad (\text{II.83})$$

Où :

E : Coefficient d'efficacité d'une ailette, E = 0,5

ε_{Δ} : Coefficient tenant compte de la forme trapézoïdal de la section d'ailette, déterminé graphiquement, $\varepsilon_{\Delta} = 1,02$

$\varphi' = 0,85$: Coefficient déterminé expérimentalement, il tient compte de l'inégalité du transfert de chaleur sur la surface d'ailette, $\varphi' = 0,85$.

B_d : Résistance thermique de l'encrassement externe de la surface des tubes, $\text{B}_d = 0,0004 \text{ m}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{C} / \text{Kcal}$.

- Pour le calcul de la surface des ailettes contenues dans un mètre de tube, nous utilisons la formule suivante [8] :

$$\text{F}_n = \pi \cdot x \cdot [2 \cdot (\text{d}_n^2 - \text{d}_{\text{ext}}^2) / 4 + \text{d}_n \cdot \delta_n] \quad (\text{II.84})$$

x : nombre d'ailettes contenues dans un mètre de tube, x = 433

- Pour le calcul de la surface externe d'un tube de 1m de longueur, nous utilisons la relation suivante :

$$\text{F}_{\text{ext}} = \text{F}_n + \text{F} \quad (\text{II.85})$$

$$\text{F} = \pi \cdot \text{d}_{\text{ext}} (1 - x \cdot \delta_2) \quad (\text{II.86})$$

Chapitre II : Méthode de calcul

II.2.6. Coefficient global de transfert de chaleur du faisceau des tubes à ailettes

Le coefficient global K de transfert de chaleur est donné par :

$$K = \frac{1}{(1/\alpha) + (\delta/\lambda)_{ei} + (\delta/\lambda)_L + (\delta/\lambda)_a + (\delta/\lambda)_{ee} + (F_{tl}/F_t \cdot \alpha_r)} \quad (\text{II.87})$$

$$F_{tl} = \pi \cdot d_{\text{ext}} \cdot L \quad (\text{II.88})$$

Où:

$(\delta/\lambda)_{ei}$: Résistance thermique de la couche d'encrassement interne. Pour les vapeurs d'hydrocarbures, cette résistance est comprise entre 0,0004 et 0,0006 h.m². °C / Kcal, on prend la moyenne arithmétique : $(\delta/\lambda)_{ei} = 0,0005$ h.m². °C / Kcal

$(\delta/\lambda)_L$: Résistance thermique de la paroi en laiton.

Tous les paramètres seront déterminés à la température moyenne du film (ce film de liquide se forme au fur et à mesure que les vapeurs se condensent sur la partie interne des tubes)

La température moyenne du film sera :

$$T_{mf} = (\theta + 54)/2$$

θ : température de la paroi du côté du condensât, °C

$$\theta = T - 5^\circ\text{C} \text{ (valeur admise)}$$

D'après HANDBOOK [9], la conductivité thermique « λ » est donnée comme suit :

$$\lambda = A + BT + C T^2 \text{ W /m.K}$$

$$\text{Avec } A = 228,2103, B = 5,7999 \cdot 10^{-2}, C = - 8,6806 \cdot 10^{-5}$$

$(\delta/\lambda)_a$ Résistance thermique de la couche d'aluminium à $\delta = 0,0015$ m.

$(\delta/\lambda)_{ee}$: Résistance thermique de la couche d'encrassement externe. Elle est égale à 0,000197 - 0,000998 h.m².°C / kcal

II.2.7. Température logarithmique moyenne

La température est calculée à partir de l'expression suivante:

$$DTLM = (\Delta t_1 - \Delta t_2) / [\ln (\Delta t_1 / \Delta t_2)] \quad (\text{II.89})$$

Dans le cas où $\Delta t_1 = \Delta t_2$:

$$\text{DTLM} = (\Delta t_1 + \Delta t_2) / 2 \quad (\text{II.90})$$

II.2.8. Surface d'échange de l'aérocondenseur E211

La surface d'échange (m^2) est déterminée selon la formule suivante:

$$A = Q / K \cdot \text{DTLM} \quad (\text{II.91})$$

Le nombre total de tubes est donné par:

$$N_t = A / \delta_t = A / (\pi \cdot d_{\text{ext}} \cdot L) \quad (\text{II.92})$$

II.2.9. Résistance aérodynamique du faisceau tubulaire

La résistance aérodynamique du faisceau tubulaire est déterminée par la formule suivante:

$$\Delta P = 9,7 (\rho_a / g) \cdot (W_a)^2 \cdot n_h \cdot (S_p / d_{\text{ext}})^{-0,72} \cdot \text{Re}^{-0,24} \quad (\text{II.93})$$

$$\text{Re} = W_a \cdot d_{\text{ext}} \cdot \rho_a / \mu_m \quad (\text{II.94})$$

Avec : $n_h = 5$

II.2.10. Puissance du moteur électrique du ventilateur

La construction du moteur dépend du domaine de son utilisation et de la puissance qu'il doit développer. La consommation d'énergie électrique pour la ventilation demandée est déterminée par la formule suivante [8] :

$$C_0 = 0,00981 \cdot V_a \cdot \Delta P / g \cdot \eta \quad (\text{kwatt}) \quad (\text{II.95})$$

Avec: $\eta = 0,9$

II.3. Méthode de calcul d'un four [3]

Un four est constitué d'une enveloppe métallique de formes diverses, souvent parallélépipédique ou cylindrique.

Le four comporte une zone dite “ **zone de radiation** ” qui est celle où les tubes sont directement exposés à la flamme et reçoivent la chaleur principalement par radiation des produits de la combustion. Cette chambre représente la chambre de combustion où se développe la flamme. En général c'est devant cette zone que sont placés les tubes, la plupart du temps en une rangée, parfois en deux rangées.

La zone de convection, si elle existe, est installée à la sortie des fumées de la chambre de combustion, elle est constituée d'un faisceau de tubes placés en quinconce, perpendiculairement ou parallèlement à la direction des fumées.

Dans les deux cas, on cherche à obtenir une vitesse assez grande pour les fumées de façon à augmenter le coefficient d'échange.

Chapitre II : Méthode de calcul

Les tubes placés en zone de convection ont quelque fois leur surface extérieure, dans la partie en contact avec les fumées recouverte d'ailettes qui augmentent considérablement la surface d'échange.

II.3.1. Calcul de la quantité de chaleur apportée par le gaz combustible

Le calcul de la charge thermique du gaz combustible fait d'après l'équation suivante :

$$Q_{GC} = Q_B/\eta \quad (\text{II.96})$$

II.3.2. Calcul du débit de gaz combustible

Le débit de gaz combustible est déterminé par l'équation qui suit :

$$G_{COM} = Q_{GC} / PCI \quad (\text{II.97})$$

a) Calcul du pouvoir calorifique

✓ Pouvoir calorifique inférieur

Le pouvoir calorifique inférieur d'un gaz combustible est donné par [3] :

$$PCI = PCS - 10,9N \quad (\text{II.98})$$

N : nombre de mole de H₂O

✓ Calcul du pouvoir calorifique supérieur du mélange

Le tableau ci-après nous donne le pouvoir calorifique supérieur de chaque constituant [3]

Tableau II.1 : Pouvoir calorifique supérieur des corps purs

Gaz individuels	N ₂	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₃ H ₆	iC ₄ H ₁₀	nC ₄ H ₁₀	iC ₅ H ₁₂	nC ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄
PCS Kcal/Nm ³	-	-	8859	15523	22101	28576	28644	35123	35190	41754

Ainsi, le pouvoir calorifique d'un mélange peut être déterminé comme suit:

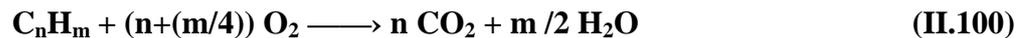
$$PCS = \sum PCS.Y_{COM,i} \quad (\text{kcal/m}^3) \quad (\text{II.99})$$

b) Calcul de la combustion

Chapitre II : Méthode de calcul

La combustion c'est l'opération où le combustible est injecté par un brûleur placé dans la chambre de combustion ; on y admet également l'air de combustion froid ou chaud. Une bonne atomisation du combustible liquide est nécessaire afin d'assurer sa combustion parfaite.

Le calcul de la combustion est basé sur les coefficients stœchiométriques de la réaction de combustion des hydrocarbures ayant pour formule chimique générale C_nH_m .



Cette équation permet de déterminer la quantité théorique d'O₂ nécessaire à la combustion et la quantité des fumées obtenues (CO₂, H₂O).

La composition du gaz combustible (fioul-gaz) est déterminée au niveau du laboratoire. Les résultats d'analyse sont donnés dans le tableau suivant [3] :

Tableau II.2 : Compositions molaires du gaz combustible

Gaz individuels	N ₂	CO ₂	CH ₄	C ₂ H ₄	C ₃ H ₆	IC ₄ H ₁₀	NC ₄ H ₁₀	iC ₅ H ₁₂	nC ₅ H ₁₂	C ₆ H ₁₄
W _{gc} (%mol)	1,92	0,34	75,69	19,95	0,94	0,07	0,34	0,30	0,30	0,15

La densité du gaz combustible permettant le calcul du débit volumique de fioul gaz nécessaire à la combustion est aussi fournie par le laboratoire : $d_{com} = 0,63$

II.4. Dimensionnement d'un ballon de reflux

Dans le cadre de notre étude, nous avons une condensation totale du produit de tête de la colonne T202.

1 4 5 3

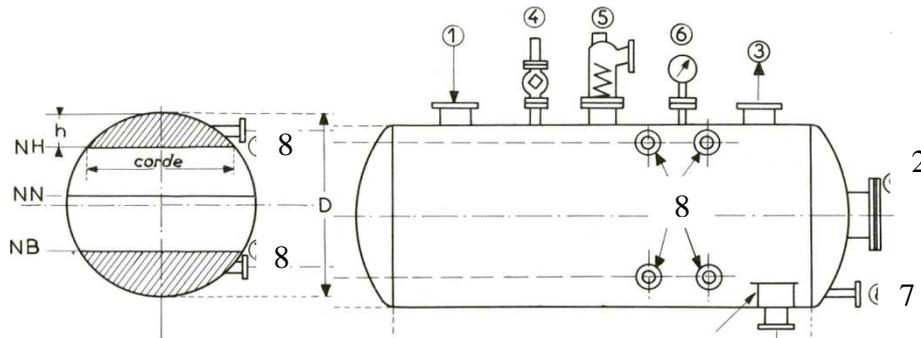


Figure 7 : Ballon de reflux 6

NH : Niveau Haut
 NN : Niveau Normal
 NB : Niveau Bas

1 : Entrée du fluide. 2 : trou d'homme. 3 : Sortie du gaz.
 4 : PSV (Pressure Security Valve). 5 : Manomètre.
 6 : Sortie du liquide. 7 :
 8 : Segments supérieurs et inférieurs

Nous avons appliqué la méthode de calcul donnée par le Wuithier [2] :

Pour une pression du ballon supérieure à 7 bars, le rapport entre la longueur et le diamètre du ballon doit vérifier :

$$3 < L_b/D_b < 5$$

L'hypothèse, $L_b = 3 (D_b)$ donne une approximation sur le diamètre du ballon

$$D_b = 0.75 (V_b)^{1/3} \quad (\text{II.101})$$

Le volume du distillat (GPL) V_b sur lequel seront basés les calculs du diamètre et de la longueur du ballon est :

$$V_b = 2. (V_1 + V_2) \quad (\text{II.102})$$

Avec :

V_1 le volume correspondant à 5 min de soutirage :

$$V_1 = (V' \cdot 5)/60 \quad (\text{II.103})$$

V_2 le volume correspondant à 3min de reflux de tête :

$$V_2 = (3 \cdot (r_f)_{opt} \cdot V')/60 \quad (\text{II.104})$$

Le dimensionnement du ballon de reflux dépend principalement du débit volumique du distillat V' qui l'occupe et qui est évalué par la formule suivante :

Chapitre II : Méthode de calcul

$$V' = D_m / \rho_{15}^{15} \quad (\text{II.105})$$

Avec

$$D_m = D_b \cdot M_D \quad (\text{II.106})$$

- L'aire de deux segments est déterminée selon le tableau donné en annexe 5 [2], où h est compris entre 20 et 30 cm pour des diamètres supérieur à 60 cm, nous calculons h_b/R_b et par lecture sur tableau nous déterminons S/R_b^2 .

D'où l'aire entre les deux segments circulaires supérieur et inférieur, est égale à :

$$F_b = \pi \cdot R_b^2 - S \quad (\text{II.107})$$

- Nous déduisons la longueur du ballon L_b :

$$L_b = V_T / F_b \quad (\text{II.108})$$

- Enfin, nous devons vérifier que le rapport L_b/D_b se situe bien dans l'intervalle [3,5].

II.5. Description du simulateur HYSYS

Chapitre II : Méthode de calcul

HYSYS est un logiciel de simulation des procédés du génie des procédés, développé par la société canadienne HYPROTECH, permettant le dimensionnement de tous les équipements constituant un procédé qu'il soit de raffinage, de pétrochimie ou de simple distillation comme c'est notre cas avec le gaz naturel.

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

- ❖ La résolution des bilans matière énergétique.
- ❖ L'optimisation du procédé.
- ❖ Le dimensionnement des équipements
- ❖ L'évaluation économique du procédé.

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

HYSYS demande, pour définir ces corps, de remplir un tableau de valeurs à utiliser lors des calculs. Aussi, pour caractériser les mélanges d'hydrocarbures complexes, il est possible d'utiliser les résultats d'analyses normalisées telles que TBP, ASTM, Kuop...etc.

Chapitre *III*

III.A.1. Calcul de dimensionnement de la colonne à distiller T202 (Design)

- **Bilan matière de la colonne T202**

Données du problème :

Le débit molaire de l'alimentation est de **2959,5 kmol/h**

La composition molaire de la charge est donnée par le tableau suivant :

Tableau III.1 : Compositions molaires de la charge

Constituants :	M_i	Z_i	$M_i * Z_i$
$C_2 H_6$	30,0690	0,0058	0,1758
$C_3 H_8$	44,0960	0,1190	5,2492
$iC_4 H_{10}$	58,1230	0,0450	2,6140
$nC_4 H_{10}$	58,1230	0,0941	5,4696
$iC_5 H_{12}$	72,1500	0,0535	3,8617
$nC_5 H_{12}$	72,1500	0,0770	5,5560
$C_6 H_{14}$	86,1770	0,1109	9,5568
$C_7 H_{16}$	100,2030	0,1117	11,1901
$C_8 H_{18}$	114,2300	0,0916	10,4638
$C_9 H_{20}$	128,2550	0,0758	9,7161
$C_{10} H_{22}$	148,2840	0,0554	8,2171
$C_{11} H_{24}$	156,3080	0,0431	6,7446
$C_{12} H_{26}$	110,3370	0,1170	19,9316
TOTAL	-	1,0000	98,7464

Les produits du débutaniseur (GPL, condensât stabilisé) doivent répondre aux spécifications suivantes :

- Teneur en C_2^- dans le GPL : elle doit être $\leq 2\%$.
- Teneur en C_5^+ dans le GPL : elle doit être $\leq 0,4\%$.
- Tension de Vapeur Raid du condensât stabilisée : elle doit être ≤ 10 Psia.

Nous avons choisi comme clé légère le normal butane (nC_4) car il constitue l'élément le plus volatil du condensat et comme clé lourde l'iso pentane (iC_5) parce qu'il est l'élément le moins volatil du distillat.

Etant donnée que la concentration maximale en C_5^+ dans le distillat ne doit pas dépasser les 0.4%, ($X_{i5,D} = 0,004$), nous avons supposé de ce fait que les concentrations des constituants plus lourds sont nulles. Nous estimons également que les légers (nC_4^-) sont pratiquement absents dans le résidu, c'est à-dire : $X_{2,w} = X_{3,w} = X_{i4,w} = 0$

L'application de l'équation (II.7) pour chaque constituant "i" s'écrit :

$$F \cdot Z_{i,F} = D \cdot X_{i,D} + W \cdot X_{i,W}$$

Et connaissant les différentes compositions, nous obtenons les résultats suivants :

$$2959,5 \cdot 0,0058 = D \cdot X_{2,D} + W \cdot 0 \dots\dots\dots (01)$$

$$2959,5 \cdot 0,1190 = D \cdot X_{3,D} + W \cdot 0 \dots\dots\dots (02)$$

$$2959,5 \cdot 0,0450 = D \cdot X_{i4,D} + W \cdot 0 \dots\dots\dots (03)$$

$$2959,5 \cdot 0,0941 = D \cdot X_{n4,D} + (2959,5 - D) \cdot 0,02 \dots\dots\dots (04)$$

$$2959,5 \cdot 0,0535 = D \cdot 0,0040 + (2959,5 - D) \cdot X_{i5,w} \dots\dots\dots (05)$$

$$2959,5 \cdot 0,0770 = D \cdot 0 + (2959,5 - D) \cdot X_{n5,w} \dots\dots\dots (06)$$

$$2959,5 \cdot 0,1109 = D \cdot 0 + (2959,5 - D) \cdot X_{6,w} \dots\dots\dots (07)$$

$$2959,5 \cdot 0,1117 = D \cdot 0 + (2959,5 - D) \cdot X_{7,w} \dots\dots\dots (08)$$

$$2959,5 \cdot 0,0916 = D \cdot 0 + (2959,5 - D) \cdot X_{8,w} \dots\dots\dots (09)$$

$$2959,5 \cdot 0,0758 = D \cdot 0 + (2959,5 - D) \cdot X_{9,w} \dots\dots\dots (10)$$

$$2959,5 \cdot 0,0554 = D \cdot 0 + (2959,5 - D) \cdot X_{10,w} \dots\dots\dots (11)$$

$$2959,5 \cdot 0,0431 = D \cdot 0 + (2959,5 - D) \cdot X_{11,w} \dots\dots\dots (12)$$

$$2959,5 \cdot 0,1170 = D \cdot 0 + (2959,5 - D) \cdot X_{12,w} \dots\dots\dots (13)$$

La somme des équations allant de la 5^{ème} à la 13^{ème} nous conduit au résultat suivant :

$$2178,3 = D \cdot 0,004 + (2959,5 - D) \cdot [X_{i5,w} + X_{n5,w} + X_{6,w} + X_{7,w} + X_{8,w} + X_{9,w} + X_{10,w} + X_{11,w} + X_{12,w}]$$

Sachant que $\sum X_{i5,w}^+ = 1$

Avec $X_{n5,w} = 0,02$

Donc $\sum X_{i5,w}^+ = 1 - 0,02 = 0,98$

Par conséquent la quantité du distillat est :

$$2178,3 = D \cdot 0,004 + (2959,5 - D) \cdot \sum X_{i5,w}^+$$

$$\mathbf{D = 739,7643 \text{ kmol/h}}$$

Et celle du résidu est :

$$\mathbf{W = 2219,7357 \text{ kmol/h}}$$

Les compositions molaires du distillat et du résidu sont regroupées dans le tableau suivant :

Tableau III.2 : Compositions molaires du GPL et Condensat

Constituants :	Z_i	$X_{D,i}$	$X_{W,i}$
$C_2 H_6$	0,0058	0,0234	-
$C_3 H_8$	0,1190	0,4762	-
$iC_4 H_{10}$	0,0450	0,1799	-
$nC_4 H_{10}$	0,0941	0,3165	0,0200
$iC_5 H_{12}$	0,0535	0,0040	0,0700
$nC_5 H_{12}$	0,0770	-	0,1027
$C_6 H_{14}$	0,1109	-	0,1479
$C_7 H_{16}$	0,1117	-	0,1489
$C_8 H_{18}$	0,0916	-	0,1221
$C_9 H_{20}$	0,0758	-	0,1010
$C_{10} H_{22}$	0,0554	-	0,0739
$C_{11} H_{24}$	0,0431	-	0,0575
$C_{12} H_{26}$	0,1170	-	0,1560
TOTAL	1,0000	1,0000	1,0000

- **Détermination des paramètres opératoires aux différentes zones de la colonne T202**

➤ **Pression du ballon de reflux V209**

En considérant une température critique de la région de Hassi R'Mel égale à $54^\circ C$, via le nomogramme de Jenny et Scheibel et par itérations successives jusqu'à ce que $\sum K_i X_i$ devienne égale à 1, nous obtenons les coefficients d'équilibre et les volatilités relatives suivantes donnés dans le tableau suivant :

Tableau III.3 : Valeurs des K_i du distillat liquide

Constituants :	X_i	K_i	α_i
$C_2 H_6$	0,0234	3,6250	15,4255
$C_3 H_8$	0,4762	1,3250	5,6383
$iC_4 H_{10}$	0,1799	0,6600	2,8085
$nC_4 H_{10}$	0,3165	0,5050	2,1489
$iC_5 H_{12}$	0,0040	0,2350	1,0000

Où $\sum K_i X_i = 0,9953$

Ce qui conduit à une pression du ballon de reflux de : **P = 12,7 atm**

➤ **Pression et température en tête de colonne**

Au sommet de la colonne, nous avons d'après l'équation (II.30) une pression égale à :

$$P_s = 14,2 \text{ atm}$$

La température au sommet de la colonne est déterminée par approximations successives suivant l'équation (II.33).

Quant à la détermination des coefficients d'équilibre « K_i », nous avons utilisé le nomogramme de Jenny et Scheibel en annexe 1.

Les résultats sont récapitulés dans le tableau qui suit :

Tableau III.4 : Valeurs des K_i du distillat vapeur

Constituants :	Y_i	K_i	α_i
$C_2 H_6$	0,0234	4,1000	12,0588
$C_3 H_8$	0,4762	1,6000	4,7059
$iC_4 H_{10}$	0,1799	0,8200	2,4118
$nC_4 H_{10}$	0,3165	0,6800	2,0000
$iC_5 H_{12}$	0,0040	0,3400	1,0000

Pour une somme $\sum Y_i / K_i$ égale à **0,9999**, nous trouvons une température **T = 74°C**

➤ **Pression et température au fond de colonne**

Au fond de la colonne, nous avons d'après l'équation (II.31) une pression de :

$$P_f = 14,7 \text{ atm}$$

La température au fond de colonne est déterminée par approximations successives suivant l'équation (II.34).

Les résultats sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau III.5 : Valeurs des K_i du résidu

Constituants :	$X_{W,i}$	K_i	α_i
$nC_4 H_{10}$	0,0200	3,5000	1,4894
$iC_5 H_{12}$	0,0700	2,3500	1,0000
$nC_5 H_{12}$	0,1027	2,3000	0,9787
$C_6 H_{14}$	0,1479	1,4500	0,6170
$C_7 H_{16}$	0,1489	0,9700	0,4128
$C_8 H_{18}$	0,1221	0,6100	0,2596
$C_9 H_{20}$	0,1010	0,4100	0,1745
$C_{10} H_{22}$	0,0739	0,2900	0,1234
$C_{11} H_{24}$	0,0575	0,1900	0,0809
$C_{12} H_{26}$	0,1560	0,1450	0,0617

Où $\sum K_i X_i = 1,0004$ et **T = 212°C**

La spécification importante que doit vérifier le condensat est la TVR et dans ce cas elle est de 7,881.

➤ **Les volatilités relatives de l'alimentation**

D'après l'équation (II.32), nous avons une pression en zone d'alimentation :

$$P_F = 14,5 \text{ atm}$$

Et la température est de **190°C**

Les valeurs des coefficients d'équilibres sont résumées dans le tableau ci-dessous :

Tableau III.6 : Valeurs des K_i de la charge

Constituants :	Z_i	K_i	α_i
$C_2 H_6$	0,0058	12,2500	7,2059
$C_3 H_8$	0,1190	5,2000	3,0588
iC ₄ H ₁₀	0,0450	3,2000	1,8824
nC ₄ H ₁₀	0,0941	2,8500	1,6765
iC ₅ H ₁₂	0,0535	1,7000	1,0000
nC ₅ H ₁₂	0,0770	1,6000	0,9412
$C_6 H_{14}$	0,1109	1,1000	0,6471
$C_7 H_{16}$	0,1117	0,6800	0,4000
$C_8 H_{18}$	0,0916	0,4200	0,2471
$C_9 H_{20}$	0,0758	0,2800	0,1647
$C_{10} H_{22}$	0,0554	0,1900	0,1118
$C_{11} H_{24}$	0,0431	0,1300	0,0765
$C_{12} H_{26}$	0,1170	0,0900	0,0529

➤ **Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation**

En utilisant la relation (II.26), nous calculons les fractions liquides et vapeurs de la charge d'alimentation pour $\Phi = 1,4000$

Le tableau III.7 présente l'ensemble des résultats obtenus

Tableau III.7 : Taux de vaporisation

Constituants :	$Z_i^* \alpha_i$	$\alpha_i - \Phi$	$\frac{Z_i^* \alpha_i}{\alpha_i - \Phi}$
C ₂ H ₆	0,0421	5,8059	0,0073
C ₃ H ₈	0,3641	1,6588	0,2195
iC ₄ H ₁₀	0,0847	0,4824	0,1755
nC ₄ H ₁₀	0,1578	0,2765	0,5706
iC ₅ H ₁₂	0,0535	-0,4000	-0,1338
nC ₅ H ₁₂	0,0725	-0,4588	-0,1580
C ₆ H ₁₄	0,0718	-0,7529	-0,0953
C ₇ H ₁₆	0,0447	-1,0000	-0,0447
C ₈ H ₁₈	0,0226	-1,1529	-0,0196
C ₉ H ₂₀	0,0125	-1,2353	-0,0101
C ₁₀ H ₂₂	0,0062	-1,2882	-0,0048
C ₁₁ H ₂₄	0,0033	-1,3235	-0,0025
C ₁₂ H ₂₆	0,0062	-1,3471	-0,0046
Total	-	-	0,4995

Où le taux de vaporisation est calculé selon l'équation (II. 37) et il est de $e = 0,4995$

Tableau III.8 : Compositions molaires des fractions liquide et vapeur de la charge d'alimentation

Constituants :	X_F	Y_F
C ₂ H ₆	0,0009	0,0108
C ₃ H ₈	0,0384	0,1998
iC ₄ H ₁₀	0,0214	0,0686
nC ₄ H ₁₀	0,0489	0,1394
iC ₅ H ₁₂	0,0397	0,0674
nC ₅ H ₁₂	0,0592	0,0948
C ₆ H ₁₄	0,1056	0,1162
C ₇ H ₁₆	0,1329	0,0904
C ₈ H ₁₈	0,1290	0,0542
C ₉ H ₂₀	0,1183	0,0331
C ₁₀ H ₂₂	0,0931	0,0177
C ₁₁ H ₂₄	0,0763	0,0099
C ₁₂ H ₂₆	0,2145	0,0193
Total	1,0783	0,9216

- **Calcul du taux de reflux minimum**

L'application de la formule (II.38) permet la détermination de la valeur du taux de reflux minimum $(r_f)_{\min}$:

$$(r_f)_{\min} = 2,5183$$

Le taux de reflux optimal est calculé en fonction du taux de reflux minimal selon la formule (II.40) :

$$(r_f)_{\text{opt}} = (r_f)_{\min} * 1,4000$$

Ainsi : $(r_f)_{\text{opt}} = 3,5256$

- **Le taux de rebouillage**

Les résultats obtenus sont présentés dans le tableau III.8 :

Tableau III.9 : Taux de rebouillage

Constituants :	$X_{i,w}$	$\alpha_i - \Phi$	$\frac{X_{i,w} * \alpha_i}{\alpha_i - \Phi}$
nC ₄ H ₁₀	0,0200	0,2765	0,1213
iC ₅ H ₁₂	0,0700	-0,4000	-0,1751
nC ₅ H ₁₂	0,1027	-0,4588	-0,2106
C ₆ H ₁₄	0,1479	-0,7529	-0,1271
C ₇ H ₁₆	0,1489	-1,0000	-0,0596
C ₈ H ₁₈	0,1221	-1,1529	-0,0262
C ₉ H ₂₀	0,1010	-1,2353	-0,0135
C ₁₀ H ₂₂	0,0739	-1,2882	-0,0064
C ₁₁ H ₂₄	0,0575	-1,3235	-0,0033
C ₁₂ H ₂₆	0,1560	-1,3471	-0,0061
TOTAL			-0,5065

Le taux de rebouillage minimum est calculé à partir de la relation (II.39) et donne :

$$(r_b)_{\min} = 0,5065$$

Le taux de rebouillage optimal est calculé à partir de la relation (II.41) :

$$(r_b)_{\text{opt}} = 1,8422$$

- **Nombre de plateaux théoriques**

Le nombre de plateaux théoriques minimal a été calculé selon l'équation (II.58) :

$$N_m = 10,4907$$

L'utilisation du graphique de Gilliland impose le calcul des deux rapports suivants :

$$\frac{(rf)_{opt} - (rf)_{min}}{(rf)_{min} + 1} = 0,22$$

$$\frac{N - N_m}{N - 1} = 0,44$$

Connaissant N_m et à partir du graphique de Gilliland donné en annexe 2, nous trouvons :

$$N = 19,5190$$

Comme l'efficacité du plateau à clapet est : $\zeta = 0,6$, cela engendre un nombre de plateaux réels égal à:

$$N_R = N/0,6 = 32,5317$$

Soit un nombre de plateaux égal à **33**, y compris le rebouilleur et le condenseur partiel.

- **Bilan thermique de la colonne**

Les enthalpies liquides sont calculées à partir de l'équation (II.53), les enthalpies vapeurs sont déterminées par lecture sur abaque joint en annexe 3.

Le coefficient « m », utilisé dans le calcul des compositions au fond de colonne, est donné par l'équation (II.46), sa valeur est de : $m = 5,2409$

Tableau III.10 : Compositions molaires du fond de colonne

Constituant	$X'_{w,i}$	$\alpha_{w,im}$	$X'_{w,i} *$ $\alpha_{w,imoy}$	Phase vapeur V_F		Phase liquide L_F	
				$Y'_{w,i}$	Mi. $Y'_{w,i}$	$X'_{F,i}$	Mi. $X'_{F,i}$
nC ₄ H ₁₀	0,0200	1,5829	0,0317	0,0304	0,5890	0,0746	1,7679
iC ₅ H ₁₂	0,0700	1,0000	0,0700	0,0881	3,1778	0,1650	6,3598
nC ₅ H ₁₂	0,1027	0,9599	0,0986	0,1274	4,6592	0,2322	9,1911
C ₆ H ₁₄	0,1479	0,6320	0,0935	0,1617	9,5723	0,2202	13,9310
C ₇ H ₁₆	0,1489	0,4064	0,0605	0,1477	13,0325	0,1426	14,7984
C ₈ H ₁₈	0,1221	0,2533	0,0309	0,1127	13,8926	0,0729	12,8779
C ₉ H ₂₀	0,1010	0,1696	0,0171	0,0894	14,4836	0,0404	11,4700
C ₁₀ H ₂₂	0,0739	0,1176	0,0087	0,0637	14,1620	0,0205	9,4444
C ₁₁ H ₂₄	0,0575	0,0787	0,0045	0,0486	12,2531	0,0107	7,5945
C ₁₂ H ₂₆	0,1560	0,0573	0,0089	0,1303	39,4606	0,0211	22,1885
TOTAL	1,0000	-	0,4244	1,0000	125,2828	1,0000	109,6235

La composition des gaz de tête est calculée par les équations (II.47), (II.48) et est donnée par le tableau III.11

Tableau III.11 : Composition des gaz de tête

Constituant	Gaz de tête			Résidu		
	$Y_{D,i}$	$M_i \cdot Y_{D,i}$	Y'_{Di}	X_{Wi}	$M_i \cdot X_{W,i}$	X'_{Wi}
C_2H_6	0,0234	0,7032	0,0138	-	-	-
C_3H_8	0,4762	21,0000	0,4130	-	-	-
iC_4H_{10}	0,1799	10,4576	0,2057	-	-	-
nC_4H_{10}	0,3165	18,3936	0,3618	0,0200	1,1625	0,0101
iC_5H_{12}	0,0040	0,2886	0,0057	0,0700	5,0524	0,0440
nC_5H_{12}	-	-	-	0,1027	7,4076	0,0646
C_6H_{14}	-	-	-	0,1479	12,7417	0,1111
C_7H_{16}	-	-	-	0,1489	14,9194	0,1301
C_8H_{18}	-	-	-	0,1221	13,9511	0,1216
C_9H_{20}	-	-	-	0,1010	12,9541	0,1129
$C_{10}H_{22}$	-	-	-	0,0739	10,9556	0,0955
$C_{11}H_{24}$	-	-	-	0,0575	8,9923	0,0784
$C_{12}H_{26}$	-	-	-	0,1560	26,5742	0,2317
Total	1,0000	50,8429	1,0000	1,0000	114,7110	1,0000

En appliquant la règle d'additivité aux densités nous obtenons les valeurs regroupées dans le tableau III.12 suivant :

Tableau III.12 : Densité des différentes fractions

Effluent	Résidu	Distillat	alimentation	Résidu sortant du four
SpGr	0,6946	0,5389	0,7474	0,7078

Les enthalpies sont résumées comme suit :

Tableau III.13 : Les enthalpies liquides

Enthalpie	kcal/kg	kcal/kmol
h_w	124,3500	14264,3133
h_1	123,185656	15433,0478
h_d	31,2545	1589,0677
h_0	105,477196	13453,0738

➤ **Calcul de l'enthalpie vapeur du distillat**

Nous utilisons à cet effet un abaque joint en annexe 3 tiré du DATA BOOK [4], pour une température de 165,2 °F et une pression de 208,74 psia nous pouvons lire :

$$H_d = 165 \text{ BTU/lb} = 91,5750 \text{ kcal/kg}$$

$$D'où H_d = 4655,9409 \text{ kcal/kmol}$$

➤ **Calcul de la charge thermique du condenseur**

L'équation (II.52) donne :

$$Q_C = 9639010,88 \text{ kcal/h}$$

➤ **Calcul de l'enthalpie de la charge :**

D'après le DATA BOOK [4], à la température de 374°F et une pression de 273,15 psia nous trouvons :

$$H_0 = 270 \text{ BTU/lb} = 149,8500 \text{ kcal/kg} = 10473,5616 \text{ kcal/kmol}$$

Et d'après la Relation (II.50) :

$$h_F = 93,8079 \text{ kcal/kg} = 11964,7198 \text{ kcal/kmol}$$

➤ **Calcul de la charge thermique du four**

$$Q_B = D' H_D + R' h_R + Q_C - L' h_L$$

$$Q_B = 9336726,37 \text{ kcal/h}$$

A partir de l'équation (II.51), nous déterminons la valeur de H_W , nous trouvons alors :

$$H_W = 16701,2418 \text{ kcal/kmol}$$

De cette dernière valeur d'enthalpie, nous tirons de l'abaque donnée en annexe 3 la température du condensat à la sortie du four, celle-ci est de : $T = 220 \text{ °C}$

Tableau III.14 : Récapitulatif des enthalpies

Effluent	Masse moyenne kg/kmol	Température		Pression		Enthalpie	
		°C	°F	atm	Psia	kcal/kg	kcal/kmol
Phase liquide de la charge h_F	127,5449	190	374	14,5	213,15	93,8079	11964,7198
Phase vapeur de la charge H_0	69,8936	190	374	14,5	213,15	149,85	10473,5616
GPL à l'état liquide h_d	50,8429	54	129,2	12,7	186,69	31,2545	1589,0677
Vapeur de tête de colonne H_d	50,8429	74	165,2	14,2	208,74	91,575	4655,9409
Condensat h_w	114,7110	212	413,6	14,7	216,09	124,3500	14264,3133
Liquide à l'entrée du four h_1	125,2828	212	413,6	14,7	216,09	123,1857	15433,0478

- **Diamètre de la colonne**

A partir des équations (II.42) et (II.43), nous déterminons le débit liquide et celui vapeur de la charge :

$$L_F = 2608,1020 \text{ kmol/h}$$

$$V_F = 4088,8763 \text{ kmol/h}$$

$$\text{D'où : } D_v = 3347,8665 \text{ kmol/h}$$

Le facteur de compressibilité est déterminé en fonction des paramètres critiques. Les résultats sont illustrés dans le tableau III.15 ci-après :

Tableau III.15: Les propriétés critiques

Constituants :	$Y_{D,i}$	T_c (K)	P_c (atm)
$C_2 H_6$	0,0234	305,5	48,2
$C_3 H_8$	0,4762	370	42
$iC_4 H_{10}$	0,1799	408,1	36
$nC_4 H_{10}$	0,3165	425,22	37,5
$iC_5 H_{12}$	0,0040	461	32,9

La température et la pression critique moyennes sont :

$$T_{cm} = 393,1855 \text{ K}$$

$$P_{cm} = 39,6050 \text{ atm}$$

$$D'où \quad T_r = 0,88$$

$$P_r = 0,37$$

D'après le diagramme donné en annexe 4, nous trouvons : $Z = 0,85$

Donc à partir de l'équation (II.62), le débit volumique est :

$$Q_v = 1,5520 \text{ m}^3/\text{s}$$

Et de l'équation (II.65), on a :

$$v = 0,2278 \text{ m/s}$$

D'après l'équation (II.60), le diamètre de la colonne est de 3,42 m

Sachant que le facteur de surdimensionnement (over design) est de 1,18 , $D_C = 3,48 \text{ m}$

- **Hauteur de la colonne**

La hauteur totale de la colonne est donnée par l'équation (II.57) :

$$H_T = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

Connaissant les valeurs des différentes parties de la colonne qui sont :

$$h_1 = 1,695 \text{ m}$$

$$h_2 = 12,806 \text{ m}$$

$$h_3 = 4,62 \text{ m}$$

$$h_4 = 18,6 \text{ m}$$

$$h_5 = 1,2 \text{ m}$$

$$h_p = 0,6 \text{ m}$$

Nous obtenons : $H_T = 38,921 \text{ m}$

III.A.2. Calcul de dimensionnement de l'aérocondenseur

- **Données de départ**

Débit de fluide à refroidir :..... 739,7643 kmole/h

Températures d'entrée

Du GPL74°C

De l'air40°C

Températures de sortie

Du GPL.....54°C

De l'air60 °C

Propriétés physiques

A)-Du GPL :

La masse moléculaire..... $M = 50,8429$ g/mole

La masse volumique $\rho = 538,9$ kg / m³

Viscosité dynamique moyenne..... $\mu_m = 1,35$ E-04 kg/m.s

C)-E- 211:

Diamètre intérieur des tubes $d_{int} = 23$ mm

Diamètre extérieur des tubes $d_{ext} = 25,4$ mm

Hauteur des ailettes $h_n = 16$ mm

Pas d'ailette $\delta_n = 2,3$ mm

Epaisseur du sommet de l'ailette $\delta_1 = 0,6$ mm

Epaisseur de la base de l'ailette $\delta_2 = 1,1$ mm

Diamètre extérieur des ailettes $d_n = 57$ mm

Longueur des tubes $L_t = 12,19 \cdot 10^3$ mm

Pas transversal des tubes $S_p = 54$ mm

Nombre des tubes $N_t = 363$

Nombre de rangée de tubes $n_h = 5$

Les données de l'air sont regroupées dans le tableau en annexe 6, en outre nous nous sommes servis d'interpolation pour calculer ses propriétés physiques aux températures voulues.

- **Charge thermique de l'aérocondenseur E- 211**

La charge thermique Q_C est :

$$Q_C = 10267481,6 \text{ kcal/h}$$

D'où la charge thermique pour une seule batterie:

$$Q_{1/6} = Q_C / 6 = 1606501,81 \text{ kcal/h}$$

- **Calcul des débits massique et volumique d'air de refroidissement**

L'équation (II.70) nous permet de déterminer le débit massique d'air :

Sachant que $C_{p1} = C_{p2} = 0,24 \text{ Kcal / kg. } ^\circ\text{C}$

La densité de l'air à sa température d'entrée 40°C est :

$$\rho_a = 1,1296 \text{ kg / m}^3$$

$$G_a = 10267481,6 / 0,24 (60-40) = 2139058,6670 \text{ kg/h}$$

Donc :

$$G_{a \text{ 1/6}} = 356509,7778 \text{ kg/h}$$

Pour un seul ventilateur :

$$G_a' = G_{a \text{ 1/6}} / 2 = 178254,8889 \text{ kg/h}$$

$$G'_a = 178254,8889 \text{ kg/h}$$

Le débit d'air nécessaire au refroidissement de la charge est :

$$V_a = G'_a / (3600. \rho_a) = 43,8343 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_a = 43,8343 \text{ m}^3/\text{s}$$

- **Coefficient de transfert de chaleur – côté tubes GPL**

Nous avons comme données :

$Re_{moy} = 5 \cdot 10^5$ (Le régime est turbulent)

$$Pr_{moy} = 0,72$$

$$Pr_l = (\mu.C_p) / \lambda_{moy} = 0,001$$

E : Coefficient d'efficacité d'une ailette, $E = 0,5$

Viscosité dynamique du GPL :

$$\mu_m = 1,35 \text{ E-04 Kg/m.s}$$

$$\lambda_L = 0,0679 \text{ kcal/m.h.}^\circ\text{C}$$

Le coefficient de transfert de chaleur est calculé selon l'équation (II.77) :

$$\alpha = 5818,8929 \text{ kcal/h. m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

- **Calcul du coefficient de transfert de chaleur pour l'écoulement transversal de l'air à travers un faisceau de tubes à ailettes**

Les paramètres de l'air sont déterminés à la température moyenne :

$$T_{moy} = (40+60)/2 = 50^\circ\text{C}$$

λ_a : Conductivité thermique de l'air à $t_{moy} = 50^\circ\text{C}$, est égale à:

$$\lambda_a = 0,0236 \text{ kcal/hm}^\circ\text{C}$$

Pr_a : Critère de Prandtl pour l'air à 50°C , $Pr_a = 0.72$ ainsi que sa densité qui est de

$$\rho_a = 1,0976 \text{ kg/m}^3$$

D'après l'équation (II.80):

$$V_{\text{eff}} = 2 \cdot V_a = 2 \cdot 43,8343 = 87,6686 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$W_e = 87,6686/16 = 5,4793 \text{ m/s}$$

Où F_t : Surface frontale que traverse l'air = 16 m^2

L'équation (II.70) donne :

$$\delta_t = (0,0006 + 0,0011) / 2 = 8,5 \cdot 10^{-4} \text{ m}$$

Et l'équation (II.82) donne :

$$\sigma = 0,054 / 0,0254 = 2,1260$$

La vitesse du courant d'air dans la section libre est selon l'équation (II.79) :

$$W_a = 5,4793 \cdot 2,1260 / 0,2108$$

$$W_a = 55,2608 \text{ m/s}$$

En remplaçant dans l'équation (II.78) :

$$\alpha_k = 352,5088 \text{ kcal / h. m. }^\circ\text{C}$$

- **Coefficient réduit de transfert de chaleur α_r de côté de l'air**

Calculons la surface des ailettes par mètre de tube, selon l'équation (II.84) :

$$F_n = 3,14 \cdot 433 [2 \cdot ((0,057^2 - 0,0254^2) / 4) + 0,057 \cdot 8,5 \cdot 10^{-4}]$$

$$F_n = 1,86 \text{ m}^2/\text{m}$$

Déterminons (F) : La surface des parties lisses entre les ailettes pour 1 mètre de longueur de tube est donnée par la formule (II.86) :

$$F = 3,14 \cdot 0,0254 (1 - 433 \cdot 0,0006) = 0,059 \text{ m}^2/\text{m}$$

La surface totale externe d'1 mètre longueur de tube est d'après l'équation (II.85) :

$$F_{\text{ext}} = 1,86 + 0,059 = 1,919 \text{ m}^2/\text{m}$$

La valeur du coefficient réduit de transfert de chaleur sera :

$$\alpha_r = [1 + (1,86/1,919)(0,5 \cdot 1,02 - 1)] [(0,85 \cdot 158,671) / (1 + 0,0004 \cdot 0,85 \cdot 158,671)]$$

$$\alpha_r = 293,4979 \text{ kcal/h m. }^\circ\text{C}$$

- **Coefficient global de transfert de chaleur du faisceau des tubes à ailettes:**

Le coefficient global K est donné par la formule suivante

$$(\delta/\lambda)_{\text{ei}} = 0,0005 \text{ h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C / kcal}$$

$$\text{Pour } \delta = 0,001 \text{ m : } (\delta/\lambda)_L = 0,001 / 79,034 = 1,26 \cdot 10^{-5} \text{ h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C / kcal.}$$

$$\theta = 49 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{mf}} = 51,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

À $t = 51,5 \text{ }^\circ\text{C}$ nous avons :

$$\lambda = 230,9670 \text{ w / m K}$$

Donc $\lambda = 198,9188 \text{ kcal/h.m.}^\circ\text{C}$

$$(\delta/\lambda)_a = 0,0015 / 198,9188 = 7,5408 \cdot 10^{-6} \text{ h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C} / \text{kcal}$$

On prend: $(\delta/\lambda)_{ee} = 0,000598 \text{ kcal} / \text{h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

F_{t1} : surface d'un mètre de tube à ailettes où la formule est donnée par l'équation (II.88) :

$$F_{t1} = 3.14 \cdot 0,0254 \cdot 1 = 0.08 \text{ m}^2 / \text{m de tube.}$$

L'ensemble de ces calculs nous permet de calculer K selon l'équation (II.87) :

$$K = 698,3072 \text{ kcal} / \text{h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

- **Température logarithmique moyenne**

AIR $t_1 = 40^\circ$ \longrightarrow $t_2 = 60^\circ\text{C}$

GPL $T_2 = 54^\circ$ \longleftarrow $T_1 = 74^\circ\text{C}$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 54 - 40 = 14^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 74 - 60 = 14^\circ\text{C}$$

Donc la température logarithmique moyenne est calculée par la formule (II.90) :

$$\text{DTLM} = (14 + 14) / 2 = 14^\circ\text{C}$$

$$\text{DTLM} = 14^\circ\text{C}$$

- **Surface d'échange de l'aérocondenseur E-211**

La surface d'échange est déterminée d'après la formule (II.91):

$$A = 1606501,81 / 698,3072 \cdot 14$$

$$A = 164,3261 \text{ m}^2$$

Le nombre des tubes total est donné par l'expression (II.92) :

$$N_t = 2059 \text{ tubes}$$

D'où le nombre de batteries :

$$N_b = N_t / 363$$

$$N_b = 6 \text{ batteries}$$

- **Résistance aérodynamique du faisceau tubulaire**

Nous déterminons le nombre de Reynolds selon la formule (II.94) :

$$\text{Re} = 7,8595 \cdot 10^4$$

La résistance aérodynamique du faisceau tubulaire est déterminée par la formule (II.93) :

$$\Delta P = 9,7 \cdot (1,0976 / 9,81) \cdot (55,2608)^2 \cdot 5 \cdot (54 / 25,4)^{-0,72} \cdot (7,8595 \cdot 10^4)^{-0,24}$$

$$\Delta P = 643,5958 \text{ Pa}$$

- **Puissance du moteur électrique du ventilateur**

D'après la formule (II.95) :

$$C_0 = 0,00981.43,8343. 81,5349/9,81.0, 9$$

$$C_0 = 31,3782 \text{ kWatt}$$

III.A.3. Calcul de vérification du four H202

La charge thermique du four est déterminée d'après le bilan thermique calculé sur la colonne T202. Cette charge est égale à :

$$Q_B = 9965197,08 \text{ kcal/h}$$

- **Calcul de la quantité de chaleur apportée par le gaz combustible**

En appliquant l'équation (II.96), nous obtenons :

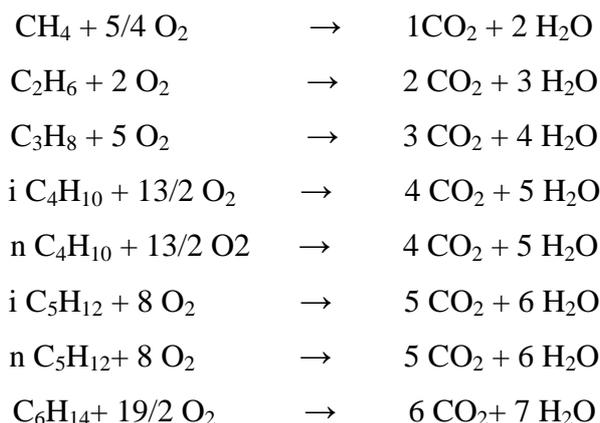
$$Q_{GC} = 11072441,2 \text{ kcal/h}$$

- **Débit du gaz combustible**

Le débit du gaz combustible est calculé d'après l'équation (II.97), Sachant que le PCS = 10400,9278 kcal /Nm³ est déterminé à l'aide de l'équation (II.99).

- **Détermination de la quantité théorique d'O₂ nécessaire à la combustion :**

La quantité d'oxygène nécessaire à la combustion ainsi que la quantité de fumée obtenue (CO₂, H₂O) sont déterminées selon l'équation stœchiométrique de la réaction de combustion (II.100), nous avons :



Les résultats sont illustrés dans le tableau III.16 ci-après :

Tableau III.16 : Nombre de mole d'O₂ et des produits de la combustion (CO₂, H₂O)

Constituants	gaz combustible (%mol)	N ^{bre} de mole de H ₂ O	N ^{bre} de mole de CO ₂	N ^{bre} de mole de O ₂
N ₂	0,0192	-	-	-
CO ₂	0,0034	-	0,0034	-
C ₁	0,7569	1,5138	0,7569	0,9461
C ₂	0,1995	0,5985	0,399	0,3990
C ₃	0,0094	0,0376	0,0282	0,0470
iC ₄	0,0007	0,0035	0,0028	0,0046
nC ₄	0,0034	0,017	0,0136	0,0221
iC ₅	0,0030	0,018	0,015	0,0240
nC ₅	0,0030	0,018	0,015	0,0240
C ₆	0,0015	0,0105	0,009	0,0143
TOTAL	1,0000	2,2169	1,2429	1,4810

En utilisant l'équation (II.98) nous trouvons : $PCI = 10376,7636 \text{ kcal/ Nm}^3$

Donc : $G_{COM} = 1067,0419 \text{ kg/h}$

Ainsi le débit volumique du gaz combustible est de :

$$G_{VCOM} = 1672,4794 \text{ m}^3/\text{h}$$

III.A.4. Calcul de dimensionnement du ballon de reflux V209

Nous faisons nos calculs sur la base d'une condensation totale, cela signifie que la charge du ballon est complètement liquide.

- **Données de départ**

Débit de la charge $D = 739,7643 \text{ kmol/h}$.

Température dans le ballon : $54 \text{ }^\circ\text{C}$.

Pression dans le ballon : $12,7 \text{ kg/cm}^2$

Nous sommes amenés à utiliser le second cas de la méthode décrite sur le Wuithier [2], pour des valeurs de pression $\geq 7 \text{ kg/m}^2$

La densité de la charge : $\rho_{20}^4 = 0,5389$

- **Débit volumique du distillat**

Le débit volumique du distillat est déterminé selon l'équation (II.105) :

Le diamètre est calculé à partir de la relation (II.106) : $D_m = 37611,7834 \text{ kg/h}$

Nous trouvons alors : $V' = 69,7988 \text{ m}^3/\text{h}$

Le volume correspondant à 5 min de soutirage est de :

$$V_1 = 5,8166 \text{ m}^3$$

Le volume correspondant à 3min de reflux de tête g_d sera égale à :

$$V_2 = 12,3041 \text{ m}^3$$

Donc le volume total est égale à :

$$V_T = V_1 + V_2 = 18,1206 \text{ m}^3$$

L'hypothèse $L_b = 3 (D_b)$ donne une approximation sur le diamètre du ballon exprimé selon la relation **(II.101)**

Tel que : V_b représente le volume du ballon déterminé selon l'équation **(II.102)**, nous avons :

$$V_b = 36,2413 \text{ m}^3$$

D'où $D_b = 2,4820 \text{ m}$

Soit, $R_b = 1,2410 \text{ m}$ et prenons $h_b = 20 \text{ cm}$ pour les hauteurs des segments circulaires supérieurs et inférieurs, donc le rapport (h_b/R_b) est égale à $h_b/R_b = 0,1612$

Le tableau d'évaluation donne pour la valeur trouvée de h_b/R_b : $S = 0,1191858 * R_b^2$

D'où l'aire de deux segments est égale à :

$$S = 0,1836 \text{ m}^2$$

Donc l'air entre les deux segments circulaires supérieur et inférieur est égale à :

$$F_b = 4,6522 \text{ m}^2$$

Nous déduisons la longueur du ballon L_b suivant l'équation **(II.108)** : $L_b = 7,7902 \text{ m}$

En vérifiant le rapport, nous trouvons : $L_b / D_b = 3,14 \text{ m}$

Nous avons vérifié que le rapport L_b / D_b est compris dans l'intervalle [3,5], donc l'hypothèse faite au début est correcte.

Comme précédemment, nous avons effectué les mêmes calculs mais cette fois-ci pour les données de la charge actuelle que nous devons ensuite optimiser avec le HUSYS.

III.B.1. Calcul de dimensionnement de la colonne à distiller T201 (Charge actuelle)

- Calcul des différentes compositions

Le débit molaire d'alimentation est de **1741 kmol/h**

Tableau III.17 : Compositions molaires de la charge

Constituants :	M_i	Z_i	$M_i \cdot Z_i$
$C_2 H_6$	30,0690	0,0052	0,1558
$C_3 H_8$	44,0960	0,2243	9,8909
$iC_4 H_{10}$	58,1230	0,1058	6,1481
$nC_4 H_{10}$	58,1230	0,1240	7,2075
$iC_5 H_{12}$	72,1500	0,0686	4,9513
$nC_5 H_{12}$	72,1500	0,0552	3,9812
$C_6 H_{14}$	86,1770	0,0664	5,7251
$C_7 H_{16}$	100,2030	0,1067	10,6890
$C_8 H_{18}$	114,2300	0,0976	11,1499
$C_9 H_{20}$	128,2550	0,0572	7,3326
$C_{10} H_{22}$	148,2840	0,0341	5,0511
$C_{11} H_{24}$	156,3080	0,0260	4,0634
$C_{12} H_{26}$	110,3370	0,0290	4,9370
TOTAL	-	1,0000	81,2827

Les débits molaires du distillat et du résidu sont comme suit :

$$D = 783,5642 \text{ kmol/h}$$

$$W = 957,4358 \text{ kmol/h}$$

Les fractions molaires du distillat et du résidu sont résumées dans le tableau III.18 suivant :

Tableau III.18 : Compositions molaires du GPL et Condensat

Constituants :	Z_i	$X_{D,i}$	$X_{W,i}$
$C_2 H_6$	0,0052	0,0115	
$C_3 H_8$	0,2243	0,4984	
$iC_4 H_{10}$	0,1058	0,2350	
$nC_4 H_{10}$	0,1240	0,2511	0,0200
$iC_5 H_{12}$	0,0686	0,0040	0,1215
$nC_5 H_{12}$	0,0552		0,1003
$C_6 H_{14}$	0,0664		0,1208
$C_7 H_{16}$	0,1067		0,1940
$C_8 H_{18}$	0,0976		0,1775
$C_9 H_{20}$	0,0572		0,1040
$C_{10} H_{22}$	0,0341		0,0619
$C_{11} H_{24}$	0,0260		0,0473
$C_{12} H_{26}$	0,0290		0,0527
TOTAL	1,0000	1,0000	1,0000

- **Détermination des paramètres opératoires aux différentes zones de la colonne T202**

➤ **La pression du ballon de reflux V209**

En utilisant les nomogrammes de Jenny et Scheibel, nous obtenons :

Tableau III.19 : Valeurs des K_i du distillat liquide

Constituants :	X_i	K_i	α_i
$C_2 H_6$	0,0115	3,65	15,5319
$C_3 H_8$	0,4984	1,35	5,7447
$iC_4 H_{10}$	0,2350	0,66	2,8085
$nC_4 H_{10}$	0,2511	0,515	2,1915
$iC_5 H_{12}$	0,0040	0,235	1,0000

Où : $P = 12,5$ atm et $\sum X_i K_i = 1,0002$

➤ **La pression et la température de tête de colonne**

Tableau III.20 : Valeurs des K_i du distillat vapeur

Constituants :	Y_i	K_i	α_i
$C_2 H_6$	0,0115	4,05	12,6563
$C_3 H_8$	0,4984	1,565	4,8906
$iC_4 H_{10}$	0,2350	0,815	2,5469
$nC_4 H_{10}$	0,2511	0,665	2,0781
$iC_5 H_{12}$	0,0040	0,32	1,0000

La pression est de $P = 14$ atm, d'où une température de $T = 71^\circ C$ avec $\sum Y_i / K_i = 0,9997$

➤ **La pression et la température au fond de colonne**

Tableau III.21 : Valeurs des K_i du résidu

Constituants :	$X_{R,i}$	K_i	α_i
$nC_4 H_{10}$	0,0200	3,250	1,5116
$iC_5 H_{12}$	0,1215	2,150	1,0000
$nC_5 H_{12}$	0,1003	2,050	0,9535
$C_6 H_{14}$	0,1208	1,400	0,6512
$C_7 H_{16}$	0,1940	0,790	0,3674
$C_8 H_{18}$	0,1775	0,480	0,2233
$C_9 H_{20}$	0,1040	0,330	0,1535
$C_{10} H_{22}$	0,0619	0,225	0,1047
$C_{11} H_{24}$	0,0473	0,150	0,0698
$C_{12} H_{26}$	0,0527	0,100	0,0465

La pression est de $P = 14,5$ atm, d'où la température est de $T = 196^\circ C$ avec $\sum X_i K_i = 1,0001$

Nous devons aussi vérifier la TVR du condensat, et qui est de $TVR = 9,875$ Psia.

➤ **Les volatilités relatives de l'alimentation**

La pression et la température de l'alimentation étant données : $P = 14,25$ atm, $T = 160^\circ C$, nous aurons simplement à déterminer les volatilités.

Les résultats sont résumés dans le tableau III.22 ci-contre :

Tableau III.22 : Valeurs des K_i de la charge

Constituants :	Z_i	K_i	α_i
$C_2 H_6$	0,0052	9,500	7,3077
$C_3 H_8$	0,2243	4,000	3,0769
$iC_4 H_{10}$	0,1058	2,400	1,8462
$nC_4 H_{10}$	0,1240	2,100	1,6154
$iC_5 H_{12}$	0,0686	1,300	1,0000
$nC_5 H_{12}$	0,0552	1,200	0,9231
$C_6 H_{14}$	0,0664	0,700	0,5385
$C_7 H_{16}$	0,1067	0,390	0,3000
$C_8 H_{18}$	0,0976	0,250	0,1923
$C_9 H_{20}$	0,0572	0,150	0,1154
$C_{10} H_{22}$	0,0341	0,950	0,7308
$C_{11} H_{24}$	0,0260	0,062	0,0477
$C_{12} H_{26}$	0,0290	0,040	0,0308

➤ **Taux de vaporisation et composition des phases vapeur et liquide d'alimentation**

La détermination des fractions liquides et vapeurs dans l'alimentation, est faite pour

$$\phi = 1,1900$$

Tableau III.23 : Taux de vaporisation

Constituants :	$Z_i^* \alpha_i$	$\alpha_i - \Phi$	$\frac{Z_i^* \alpha_i}{\alpha_i - \Phi}$
$C_2 H_6$	0,0492	6,1177	0,0080
$C_3 H_8$	0,8972	1,8869	0,4755
$iC_4 H_{10}$	0,2539	0,6562	0,3869
$nC_4 H_{10}$	0,2604	0,4254	0,6122
$iC_5 H_{12}$	0,0892	-0,1900	-0,4695
$nC_5 H_{12}$	0,0662	-0,2669	-0,2481
$C_6 H_{14}$	0,0465	-0,6515	-0,0714
$C_7 H_{16}$	0,0416	-0,8900	-0,0467
$C_8 H_{18}$	0,0244	-0,9977	-0,0245
$C_9 H_{20}$	0,0086	-1,0746	-0,0080
$C_{10} H_{22}$	0,0324	-0,4592	-0,0705
$C_{11} H_{24}$	0,0016	-1,1423	-0,0014
$C_{12} H_{26}$	0,0012	-1,1592	-0,0010
Total	-	-	0,5416

Et le taux de vaporisation est de $e = 0,5416$

Tableau III.24 : Compositions molaires des fractions liquide et vapeur de la charge

Constituants :	X_F	Y_F
$C_2 H_6$	0,0009	0,0088
$C_3 H_8$	0,0855	0,3418
$iC_4 H_{10}$	0,0602	0,1444
$nC_4 H_{10}$	0,0777	0,1632
$iC_5 H_{12}$	0,0590	0,0767
$nC_5 H_{12}$	0,0498	0,0597
$C_6 H_{14}$	0,0793	0,0555
$C_7 H_{16}$	0,1593	0,0621
$C_8 H_{18}$	0,1644	0,0411
$C_9 H_{20}$	0,1059	0,0159
$C_{10} H_{22}$	0,0350	0,0333
$C_{11} H_{24}$	0,0528	0,0033
$C_{12} H_{26}$	0,0604	0,0024
Total	0,9902	1,0083

- **Calcul du taux de reflux minimum**

$$(r_f)_{\min} = 1,4201$$

$$D'o\grave{u} (r_f)_{\text{opt}} = (r_f)_{\min} * 1,5000$$

$$(r_f)_{\text{opt}} = 2,1302$$

- **Le taux du rebouilleur**

Les résultats sont regroupés dans le tableau III.25 :

Tableau III.25 : Taux de rebouillage

Constituants :	$X_{i,w}$	$\alpha_i -- \Phi$	$\frac{X_{i,r} * \alpha_i}{\alpha_i - \Phi}$
$nC_4 H_{10}$	0,0200	0,4254	0,0711
$iC_5 H_{12}$	0,1215	-0,1900	-0,6395
$nC_5 H_{12}$	0,1003	-0,2669	-0,3584
$C_6 H_{14}$	0,1208	-0,6515	-0,1207
$C_7 H_{16}$	0,1940	-0,8900	-0,0801
$C_8 H_{18}$	0,1775	-0,9977	-0,0397
$C_9 H_{20}$	0,1040	-1,0746	-0,0148
$C_{10} H_{22}$	0,0619	-0,4592	-0,0141
$C_{11} H_{24}$	0,0473	-1,1423	-0,0029
$C_{12} H_{26}$	0,0527	-1,1592	-0,0021
TOTAL			-1,2014

Les taux de rebouillage minimal et optimal sont : $(r_b)_{\min} = 1,2014$

$$(r_b)_{\text{opt}} = 1,2108$$

- **Nombre de plateau théorique**

Le nombre de plateaux théoriques minimal est $N_m = 10,6307$

Pour cette valeur nous avons les rapports égaux à :

$$\frac{(rf)_{\text{opt}} - (rf)_{\text{min}}}{(rf)_{\text{min}} + 1} = 0,23$$

$$\frac{N - N_m}{N - 1} = 0,44$$

Et cela donne d'après le graphique de Gilliland donné en annexe 2, [5]

D'où $N = 19,7690$

Le nombre de plateaux réel

$$N_R = N/0,6 = 32,9484$$

Ce qui nous donne un nombre de plateaux égale à **33** plateaux y compris le rebouilleur et le condenseur partiel.

- **Bilan thermique de la colonne**

$$L_F = 1669,1565 \text{ kmol/h}$$

$$V_F = 1159,3079 \text{ kmol/h}$$

$$D_v = 2452,7207 \text{ kmol/h}$$

Tableau III.26 : Les propriétés critiques

Constituants :	$Y_{D,i}$	T_c (K)	P_c (atm)
$C_2 H_6$	0,0115	305,5	48,2
$C_3 H_8$	0,4984	370	42
$iC_4 H_{10}$	0,2350	408,1	36
$nC_4 H_{10}$	0,2511	425,22	37,5
$iC_5 H_{12}$	0,0040	461	32,9

La température et la pression critiques moyennes sont :

$$T_{cm} = 392,4411 \text{ K}$$

$$P_{cm} = 39,4949 \text{ atm}$$

D'où la température réduite est $T_r = 0,88$

Et la pression réduite : $P_r = 0,35$

A partir de cela nous tirons la valeur du facteur de compressibilité, par lecture sur abaque donné en annexe 4, $Z = 0,86$.

La valeur du facteur « m » pour le calcul des compositions au fond de colonne est 2,0367

Tableau III.27 : Compositions molaires du fond de colonne

Constituant	$X'_{w,i}$	$\alpha_{w, moy}$	$X'_{w,i} *$ $\alpha_{w, moy}$	Phase vapeur V_F		Phase liquide L_F	
				$Y'_{w,i}$	Mi. $Y'_{w,i}$	$X'_{F,i}$	Mi. $X'_{F,i}$
nC ₄ H ₁₀	0,0200	1,5635	0,0145	0,0022	0,6364	0,0112	0,8522
iC ₅ H ₁₂	0,1215	1,0000	0,5330	0,0799	5,9576	0,1011	7,8677
nC ₅ H ₁₂	0,1003	0,9383	0,3632	0,0544	4,9194	0,0778	6,2475
C ₆ H ₁₄	0,1208	0,5948	0,6892	0,1033	8,4496	0,1122	9,9584
C ₇ H ₁₆	0,1940	0,3337	1,8851	0,2825	18,3433	0,2374	22,0927
C ₈ H ₁₈	0,1775	0,2078	1,7993	0,2696	21,8128	0,2227	23,4267
C ₉ H ₂₀	0,1040	0,1344	0,6931	0,1039	16,1062	0,1039	13,3298
C ₁₀ H ₂₂	0,0619	0,4177	0,2845	0,0426	12,8276	0,0525	8,3275
C ₁₁ H ₂₄	0,0473	0,0587	0,1746	0,0262	10,8775	0,0369	6,4013
C ₁₂ H ₂₆	0,0527	0,0386	0,2366	0,0355	14,4025	0,0442	8,0976
TOTAL	1,0000	-	6,6731	1,0000	114,3330	1,0000	106,6012

Les compositions molaires des gaz de tête sont dans le tableau III.28 :

Tableau III.28 : Compositions molaires des gaz de tête

Constituant	Gaz de tête			Résidu		
	$y_{D,i}$	Mi. $y_{D,i}$	Y'_{Di}	X_{wi}	Mi. $X_{w,i}$	X'_{wi}
C ₂ H ₆	0,0115	0,3461	0,0068	-	-	-
C ₃ H ₈	0,4984	21,9765	0,4321	-	-	-
iC ₄ H ₁₀	0,2350	13,6604	0,2686	-	-	-
nC ₄ H ₁₀	0,2511	14,5939	0,2869	0,0200	1,1625	0,0109
iC ₅ H ₁₂	0,0040	0,2886	0,0057	0,1215	8,7672	0,0826
nC ₅ H ₁₂	-	-	-	0,1003	7,2393	0,0682
C ₆ H ₁₄	-	-	-	0,1208	10,4105	0,0980
C ₇ H ₁₆	-	-	-	0,1940	19,4368	0,1831
C ₈ H ₁₈	-	-	-	0,1775	20,2749	0,1910
C ₉ H ₂₀	-	-	-	0,1040	13,3336	0,1256
C ₁₀ H ₂₂	-	-	-	0,0619	9,1850	0,0865
C ₁₁ H ₂₄	-	-	-	0,0473	7,3888	0,0696
C ₁₂ H ₂₆	-	-	-	0,0527	8,9775	0,0846
TOTAL	1,0000	50,8655	1,0000	1,0000	106,1762	1,0000

Tableau III.29 : Densité des différentes fractions

Effluent	Résidu	Distillat	alimentation	Résidu sortant du four
SpGr	0,6855	0,5387	0,6568	0,6967

Tableau III.30 : Les enthalpies liquides

Enthalpie	kcal/kg	kcal/kmol
h_w	114,1956	12124,8527
h_l	113,2728	12950,8168
h_d	31,2583	1589,9676
h_0	92,3587	9102,8137

- Calcul de l'enthalpie vapeur du distillat

$$H_d = 251 \text{ BTU/lb} = 139,3050 \text{ kcal/kg}$$

$$D'où H_d = 7085,8139 \text{ kcal/kmol}$$

- Calcul de la charge thermique du condenseur

$$Q_C = (D + g_r) (H_D - h_D)$$

$$Q_C = 6832627,91 \text{ kcal/h}$$

- Calcul de l'enthalpie de la charge

$$h_F = e H_0 + (1 - e) h_0$$

D'après le DATA BOOK à la température de 320°F et une pression de 209,475 psia nous trouvons

$$H_0 = 240 \text{ BTU/lb} = 133,2000 \text{ kcal/kg} = 8879,1295 \text{ kcal/kmol}$$

D'où

$$h_F = 91,1296 \text{ kcal/kg} = 8981,6754 \text{ kcal/kmol}$$

- Calcul de la charge thermique du four

$$Q_B = 6232942,74 \text{ kcal/h}$$

Le calcul de l'enthalpie du résidu donne :

$$H_w = 155 \text{ BTU/lb} = 86,025 \text{ kcal/kg} = 9835,4955 \text{ kcal/kmol}$$

De cette dernière, nous obtenons la température de sortie du condensat du four qui est :

$$T = 204,4 \text{ °C}$$

Tableau III.31 : Récapitulatif des enthalpies

Effluent	Masse moyenne kg/kmol	Température		Pression		Enthalpie	
		°C	°F	atm	Psia	kcal/kg	kcal/kmol
Phase liquide de la charge h_F	98,5593	160	193,8	14,25	209,475	91,1296	8981,6754
Phase vapeur de la charge H_0	66,6601	160	193,8	14,25	209,475	133,2000	8879,1295
GPL à l'état liquide h_d	50,8655	54	129,2	12,5	183,750	31,2583	1589,9676
Vapeur de tête de colonne H_d	50,8655	71	159,8	14	205,800	139,3050	7085,8139
Condensat h_w	106,1762	196	384,8	14,5	213,150	114,1956	12124,8527
Liquide à l'entrée du four h_1	114,3330	196	384,8	14,5	213,150	113,2728	12950,8168

- **Diamètre de la colonne**

$$Q_v = 1,1812 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$v = 0,1516 \text{ m/s}$$

$$D_c = 3,15 \text{ m}$$

D'où le diamètre est de **$D_c = 3,47 \text{ m}$**

- **Hauteur de la colonne**

Ce qui nous fait une hauteur de **$H_T = 38,921 \text{ m}$**

III.B.2. Calcul de dimensionnement de l'aérocondenseur

Débit de fluide à refroidir : 783,564164 kmole/h

- **Charge thermique de l'aérocondenseur E- 211**

La charge thermique Q_C est :

$$Q_C = 6832627,91 \text{ kcal/h}$$

D'où la charge thermique pour une seule batterie:

$$Q_{1/6} = Q_C / 6 = 1138771,32 \text{ kcal/h}$$

- **Calcul de débit massique et volumique d'air de refroidissement**

$$G_a = 1423464,15 \text{ kg/h}$$

Donc: $G_{a\ 1/6} = 237244,025 \text{ kg/h}$

Pour un seul ventilateur :

$$G_a' = G_{a\ 1/6} / 2 = 118622,012 \text{ kg/h}$$

Le débit d'air est : $V_a = 29,1701 \text{ m}^3/\text{s}$

- **Coefficient de transfert de chaleur – côté tubes GPL**

Viscosité dynamique du GPL :

$$\mu_m = 1,011 \text{ E-04 kg/m.s}$$

$$\lambda_L = 0,0676 \text{ kcal/m.h.}^\circ\text{C}$$

$$\text{Re}_{\text{moy}} = 10^5$$

Donc :

$$\alpha = 5793,18352 \text{ kcal/h. m}^2\text{ }^\circ\text{C}$$

- **Calcul du coefficient de transfert de chaleur pour l'écoulement transversal de l'air à travers un faisceau de tubes à ailettes**

$$V_{\text{eff}} = 58,3402 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$W_e = 3,6463 \text{ m/s}$$

$$W_a = 36,7740 \text{ m/s}$$

$$\alpha_k = 199,8589 \text{ kcal / h. m. }^\circ\text{C}$$

- **Coefficient réduit de transfert de chaleur α_r de côté de l'air**

$$\alpha_r = 174,4889 \text{ kcal/h m. }^\circ\text{C}$$

- **Coefficient global de transfert de chaleur du faisceau des tubes à ailettes**

$$K = 653,7338 \text{ kcal / h.m}^2. \text{ }^\circ\text{C}$$

- **Température logarithmique moyenne**

AIR $t_1 = 40^\circ$ \longrightarrow $t_2 = 60^\circ\text{C}$

GPL $T_2 = 54^\circ$ \longleftarrow $T_1 = 71^\circ\text{C}$

$$\Delta t_1 = T_2 - t_1 = 54 - 40 = 14^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_2 = T_1 - t_2 = 71 - 60 = 11^\circ\text{C}$$

Donc la température est calculée par la formule (II.89) :

$$\text{DTLM} = 12,4398^\circ\text{C}$$

- **Surface d'échange de l'aérocondenseur E-211**

$$A = 140,0303 \text{ m}^2$$

Le nombre des tubes total est :

$$N_t = 1754,8442 \text{ tubes}$$

D'où le nombre de batteries :

$$N_b = 5 \text{ batteries}$$

- **Résistance aérodynamique du faisceau tubulaire**

$$\text{Re} = 5,23 * 10^4$$

Avec : $n_h = 5$

$$\Delta P = 314,2757 \text{ Pa}$$

- **Puissance du moteur électrique du ventilateur**

$$C_0 = 20,37 \text{ kWatt}$$

III.B.3. Calcul de vérification du four H202

La charge thermique du four est $Q_B = 6232942,74 \text{ kcal/h}$

- **Calcul de la quantité de chaleur apportée par le gaz combustible**

$$Q_{GC} = 6925491,93 \text{ kcal/h}$$

- **Débit du gaz combustible**

Le fioul gaz a le même PCI pour les deux charges (design et calculée), donc son débit massique est

$$G_{COM} = 667,4038 \text{ kg/h}$$

Le débit volumique du fioul est

$$G_{VCOM} = 1046,0875 \text{ m}^3/\text{h}$$

III.B.4. Calcul de dimensionnement du ballon de reflux V209

Débit de la charge $D = 783,5642 \text{ kmol/h}$.

Température dans le ballon : 54 °C .

Pression dans le ballon : $12,5 \text{ kg/cm}^2$

La densité de la charge : $d_{20}^4=0,5387$

Pour des valeurs de pression $\geq 7 \text{ kg/m}^2$

- **Débit volumique du distillat**

Nous avons appliqué les mêmes équations que précédemment, les résultats sont comme suit:

$$D_m = 39856,3573 \text{ kg/h}$$

$$V' = 73,9824 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$V_1 = 6,1652 \text{ m}^3$$

$$V_2 = 4,4791 \text{ m}^3$$

$$V_b = 21,2885 \text{ m}^3$$

D'où

$$D_b = 2,0786 \text{ m}$$

Soit, $R_b = 1,0393 \text{ m}$ et prenons $h_b = 20 \text{ cm}$ pour les hauteurs des segments circulaires supérieurs et inférieurs, donc le rapport (h_b/R_b) est égale à $h_b/R_b = 0,1924$

Le tableau d'évaluation donne pour la valeur trouvée de h_b/R_b : $S = 0,2130141 * R_b^2$

$$\text{D'où } S = 0,2301 \text{ m}^2$$

$$\text{Donc : } F_b = 3,1616 \text{ m}^2$$

Nous déduisons la longueur du ballon: $L_b = 6,7334 \text{ m}$

En vérifiant le rapport, nous trouvons : $L_b/D_b = 3,24 \text{ m}$

III.C.1. Calcul d'optimisation de la colonne à distiller T202 (Charge optimisée)

La simulation par HYSYS passe par le choix du modèle thermodynamique, le notre a été celui de Peng Robinson, et pour le valider nous avons d'abord vérifié le design (où les résultats sont joints en annexe 7), en suite, nous avons injecté les données de la charge actuelle suivantes :

Tableau III.32 : Tableau représentatif des données de la charge optimisée

Données	
Débit d'alimentation (kmol/h)	1741
Température d'alimentation (°C)	160
Pression d'alimentation (kg/cm ²)	15,4
Plateau d'alimentation	27 ^{ème}
Pression au sein du ballon de reflux (kg/cm ²)	12

Nous nous sommes intéressé aux températures de rebouilleur et de tête de colonne ainsi qu'au débit de reflux, les paramètres les plus importants sont résumés dans les le tableau III.33 :

Tableau III.33 : Tableau représentatif des résultats de la charge optimisée

Résultats	
Température du rebouilleur (°C)	196,5
Température de tête de colonne (°C)	61,57
Débit de reflux (m ³ /h)	240
Débit de récupération de GPL (m ³ /h)	65,75
Masse volumique du GPL (kg/m ³)	536,1
TVR du condensat (psia)	9,88
Charge thermique du condenseur (kcal/h)	1,27*10 ⁷
Charge thermique du four (kcal/h)	9,80*10 ⁶
Débit du fioul gaz (m ³ /h)	1643,75

Les compositions des charges GPL et condensat sont données dans le tableau III.34 suivant :

Tableau III.34 : Tableau représentatif des compositions des charges GPL et condensat optimisées

Composés	Fractions GPL (% molaire)	Fractions condensat (% molaire)
C ₂ H ₆	0,012855	0,000006
C ₃ H ₈	0,547471	0,005027
C ₄ H ₁₀	0,231204	0,020710
C ₄ H ₁₀	0,208390	0,066730
C ₅ H ₁₂	0,000074	0,115076
C ₅ H ₁₂	0,000007	0,092633
C ₆ H ₁₄	-	0,111434
C ₇ H ₁₆	-	0,179066
C ₈ H ₁₈	-	0,163794
C ₉ H ₂₀	-	0,095994
C ₁₀ H ₂₂	-	0,057227
C ₁₁ H ₂₄	-	0,043634
C ₁₂ H ₂₆	-	0,048668

Tous les résultats donnés par le simulateur sont joints en annexe 7.

Comparison

III.D.1. Comparaison et discussion des résultats

III.D.1.1. Vérification de la méthode de calcul et validation du modèle thermodynamique par le HYSYS

Tableau III.35 : Comparaison des paramètres opératoires du design (PFD, calculés et simulés)

	Paramètres opératoires	PFD	Calculés	Simulés
Colonne à distiller	Température de tête de colonne (°C)	72,9	74	69,90
	Température de fond de colonne (°C)	220	212	220
	Diamètre (m)	3,50	3,48	3,50
	Nombre de plateaux	31	31	31
	Hauteur de la colonne (m)	39	39	39
Aérocondenseur	Nombre de batteries	6	6	6
	Puissance électrique (kW)	29	31,4	30,34
	Charge thermique (kcal/h)	$1,339 \cdot 10^7$	$1,027 \cdot 10^7$	$1,388 \cdot 10^7$
Four	Charge thermique (kcal/h)	$3,18 \cdot 10^7$	$9,965 \cdot 10^6$	$1,241 \cdot 10^7$
	Débit de fioul gaz (m ³ /h)	5337,06	1672,48	2082,80
Ballon de reflux	Diamètre (m)	2,50	2,48	2,26
	Longueur (m)	7,32	7,79	7,32

- ✓ Les écarts entre le design du PFD, calculé et simulé ne sont pas importants et de ce fait la méthode de calcul ainsi que le modèle thermodynamique de Peng Robinson sont valides.

III.D.1.2. Comparaison des différents calculs de la charge actuelle

Tableau III.36 : Comparaison des paramètres opératoire de la charge actuelle (réels, calculés et simulés)

	Paramètres opératoires	Réels	Calculés	Simulés
Colonne à distiller	Température de tête de colonne (°C)	65	71	61,58
	Température de fond de colonne (°C)	188	204,4	196,5
	Diamètre (m)	3,50	3,47	3,50
	Nombre de plateaux	31	31	31
	Hauteur de la colonne (m)	39	39	39
Aérocondenseur	Nombre de batteries	6	5	6
	Puissance électrique (kW)	29	20,37	23,74
	Charge thermique (kcal/h)	$1,339 \cdot 10^7$	$6,833 \cdot 10^6$	$1,27 \cdot 10^7$
Four	Charge thermique (kcal/h)	$3,18 \cdot 10^7$	$6,232 \cdot 10^6$	$9,794 \cdot 10^6$
	Débit de fioul gaz (m ³ /h)	1250,00	1046,09	1643,75
Ballon de reflux	Diamètre (m)	2,50	2,08	2,02
	Longueur (m)	7,32	6,73	6,53

- ✓ La température de tête de colonne simulée a diminué par rapport à celle réelle, cela signifie que l'on doit augmenter le débit de reflux.
- ✓ Les dimensions de la colonne sont pratiquement les mêmes que ce soit pour les paramètres calculés ou simulés.
- ✓ Le nombre de batteries a diminué pour la charge calculée, cela est dû au fait que la charge actuelle est la moitié de celle du design, cependant les aérocondenseurs existant peuvent bien supporter la charge simulée où le nombre de batteries est égal à celui réel.
- ✓ Le débit de fioul gaz augmente du fait de l'élévation de la température de la charge simulée par rapport à celle réelle, néanmoins le four est capable de fournir l'apport en chaleur.
- ✓ Il est tout à fait évident que le diamètre et la longueur du ballon de reflux soient inférieurs à ceux réels car le débit du distillat est inférieur à celui du design du fait de la diminution de la charge d'alimentation.
- ✓ Nous pensons que dans le cas de calculs manuels, les divergences entre les charges calculée et simulée sont dues au cumul d'erreurs au niveau des lectures sur abaques et aussi aux corrélations utilisées, en effet, celles-ci n'ont pas de coefficients correctifs. Dans le cas du HYSYS, les corrélations sont corrigées empiriquement, les résultats tels que volatilité relatives, coefficients d'équilibre... etc, sont donnés avec une très grande précision.

III.D.2. Récupération du GPL

Le débit volumique du GPL actuellement est de $40 \text{ m}^3/\text{h}$, tandis que celui obtenu après optimisation par HYSYS est de $65,75 \text{ m}^3/\text{h}$, d'où une récupération de $25,75 \text{ m}^3/\text{h}$ ce qui correspond à un surplus journalier de 618 m^3 .

Par ailleurs, le débit volumique du GPL torché est de $2,481 \cdot 10^{-6} \text{ m}^3/\text{h}$, soit un pourcentage de $3,77 \cdot 10^{-6} \%$, donc pratiquement nul.

Aussi nous obtenons une bonne stabilisation du condensat, en effet la TVR donnée par le HYSYS est de 9,88 psia pour toujours la même production de $50 \text{ m}^3/\text{h}$.

III.D.3. Gain économique [11]

Nous avons une récupération de 0,3314 tonnes de GPL/jour

Sachant que la tonne de GPL vaut 1,095 TEP, soit 7,33 barrils et en supposant que le prix du barril de GPL est de 70 \$, nous aboutissons à gain journalier d'environ 186 \$ par train, c'est-à-dire 67955 \$ par an et par train.

Le gain total au niveau de tout le Module sera de 203866 \$ par an.

Conclusion

Conclusion

Conclusion

Notre stage pratique au sein du Module de traitement 1 s'est déroulé en deux temps :
La première partie, nous l'avons passée sur le terrain pour mieux comprendre le fonctionnement du process ainsi que les différents équipements.
Dans la deuxième partie, nous nous sommes investies dans un réel travail d'engineering, où nous nous sommes intéressés aux méthodes de calcul (manuel et numérique) qui nous ont permis d'arriver à des résultats satisfaisants.

D'autre part, nous avons procédé à la comparaison des résultats obtenus par les différentes méthodes et nous avons pu constater le lien existant entre la théorie et la pratique, il est vrai que les corrélations élaborées empiriquement représentent la base de tout dimensionnement et aboutissent à des résultats se rapprochant de plus en plus de la réalité du fait des coefficients correctifs ajoutés.

En fait, notre étude a comporté deux étapes dont l'une était la vérification de la méthode de calcul du design, en utilisant les données du PFD (Process Flow Diagram), les résultats obtenus sont satisfaisants en termes de pression, de température, de capacité de production ...etc. et l'autre consistait à faire les calculs de la charge actuelle avec les données (composition de la charge d'alimentation, spécifications des produits : GPL et condensat) fournies par le laboratoire, nous avons constaté que les paramètres calculés et les paramètres réels convergeaient vers les mêmes valeurs.

Nous avons essayé de contribuer à l'optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de manière à produire plus de GPL tout en stabilisant le condensat et ce en utilisant le logiciel numérique (HYSIS V3.2), comme précédemment nous avons d'abord validé le modèle thermodynamique de Peng Robinson avec les données du design, ensuite nous avons utilisé les données de la charge actuelle afin de l'optimiser.

Les paramètres opératoires de la section stabilisation ainsi optimisés vont permettre une meilleure récupération de GPL tout en ayant un condensat « on spécifications » répondant aux normes, aussi tous les équipements peuvent bien supporter ces nouveaux paramètres.

Conclusion

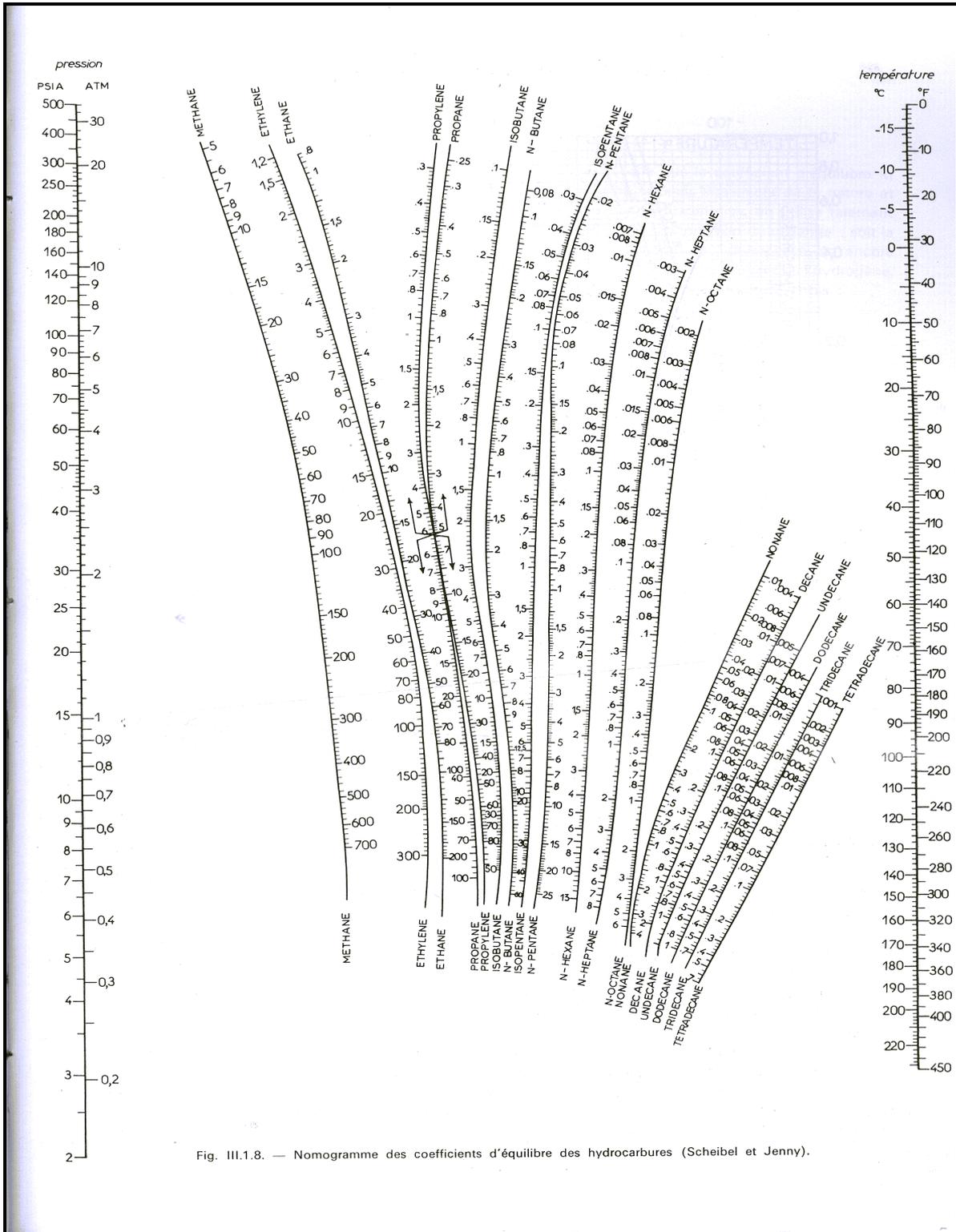
Ce travail d'optimisation apporterait en outre, un gain économique considérable car le fioul gaz utilisé ne peut être vendu tel quel, vu son pouvoir calorifique élevé.

Par ailleurs, la validation des paramètres opératoires optimisés passe par leur mise en service, une fois que tous les équipements aient fonctionnés, il faudra effectuer des analyses assurant que les produits respectent bien les spécifications requises. Si les produits ne sont pas conformes, c'est l'expérience qui intervient en apportant les modifications nécessaires au bon fonctionnement de l'unité.

Annexes

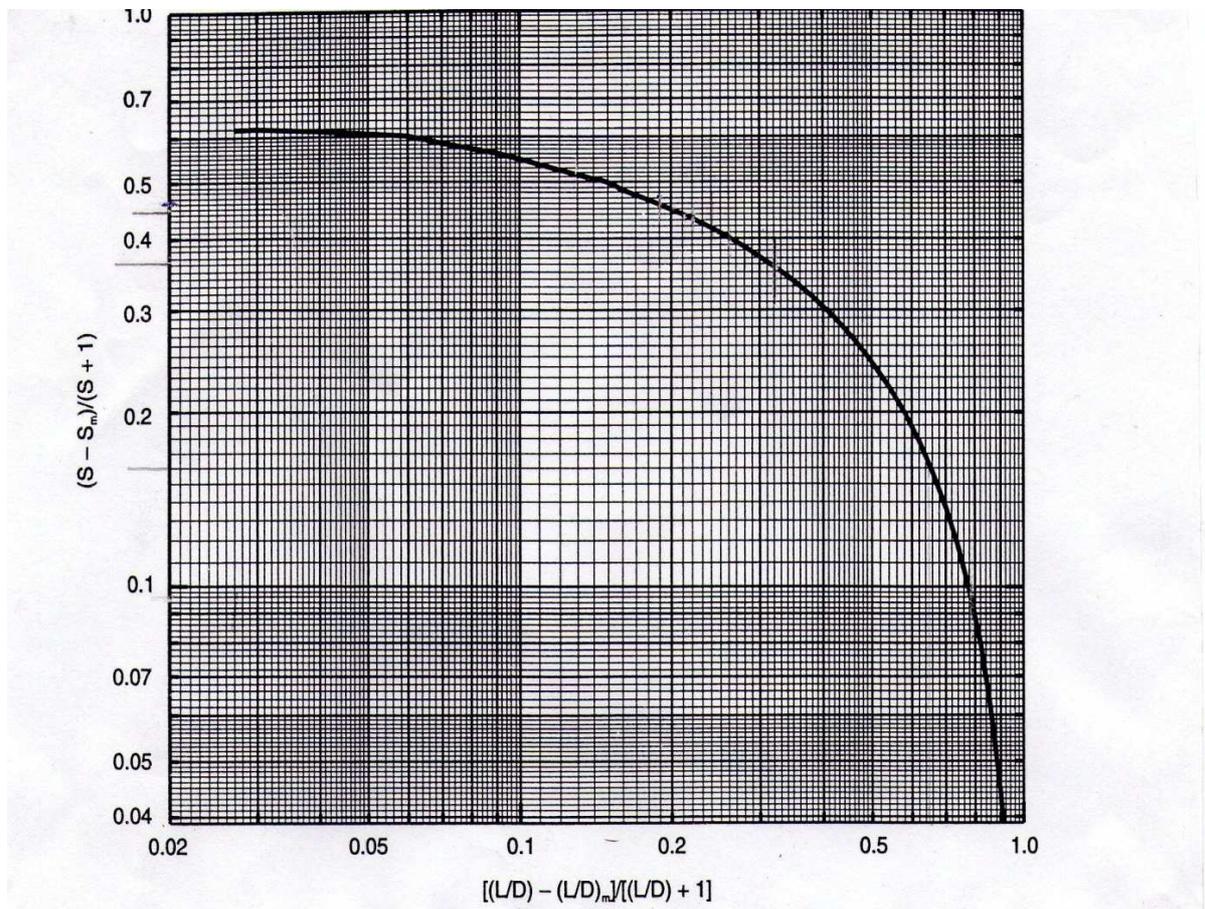
ANNEXE 1

Diagramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny) [1]



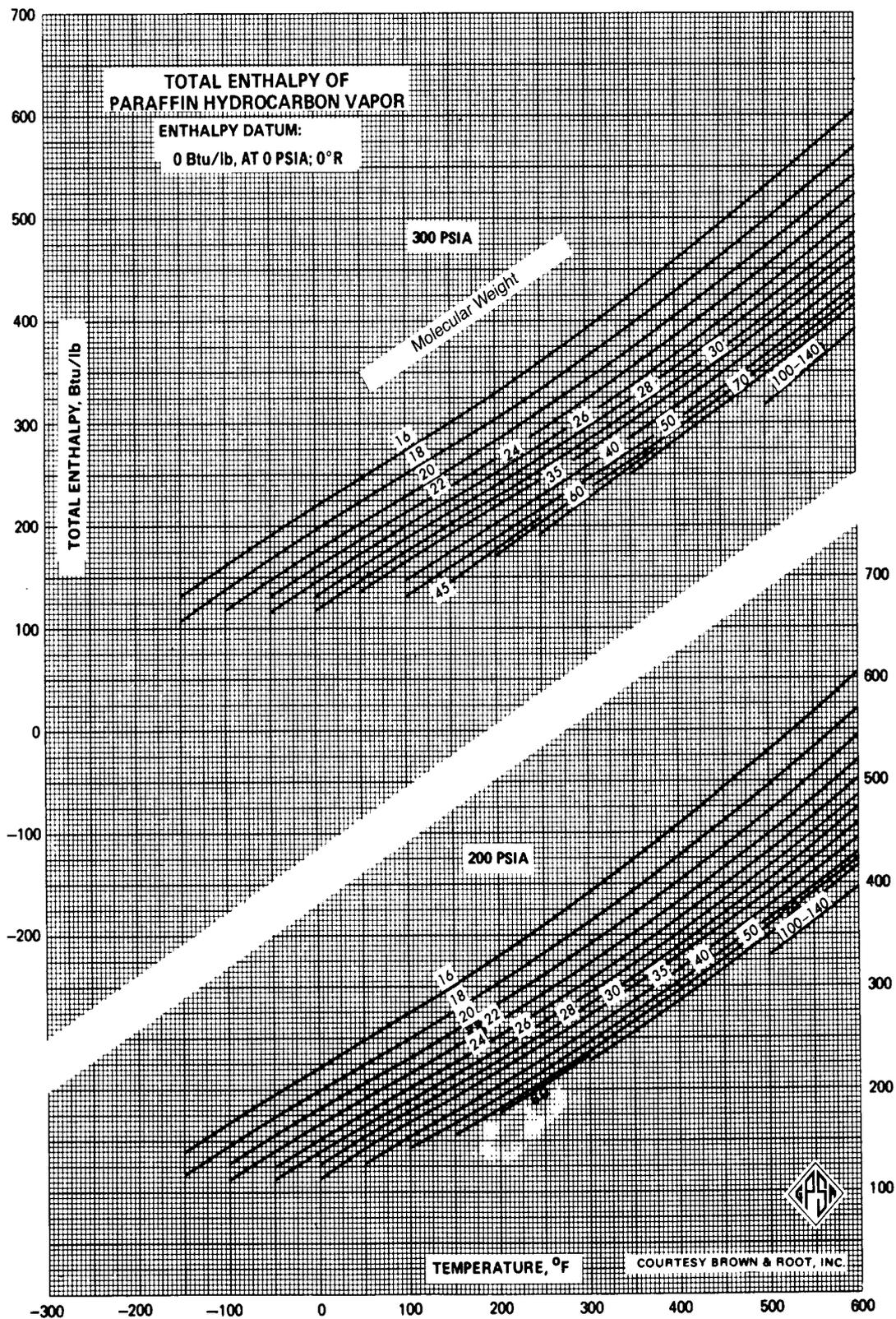
ANNEXE 2

Diagramme de GILLILAND [5]



ANNEXE 3

Diagramme des enthalpies total des paraffines hydrocarbures vapeurs en fonction de la température et la masse molaire [4]



ANNEXE 4

Coefficient de compressibilité en fonction de la pression réduite [2]

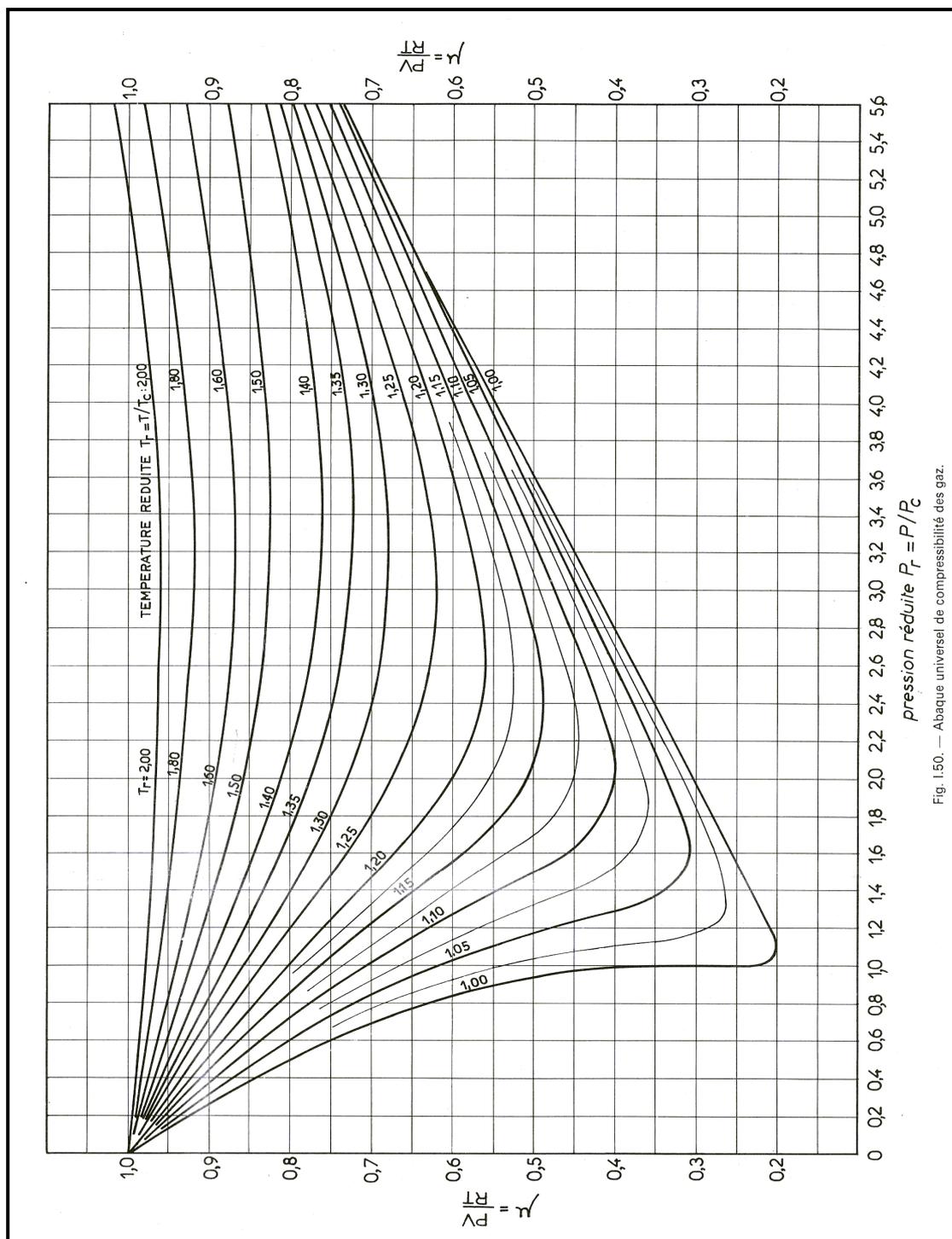


Fig. 1.50. — Abaque universel de compressibilité des gaz.

ANNEXE 5

Tableau représentatif des valeurs de la surface des segments supérieurs et inférieurs en fonction de la hauteur h [2]

0	h/R	C/R	h/C	S/R ²
41	0.063328	0.700415	0.090415	0.0297629
42	.066420	.716736	.092670	.0319538
43	.069582	.733002	.094927	.0342465
44	.072816	.749213	.097190	.0366432
45	.076121	.765367	.099457	.0391456
46	.079495	.781462	.101730	.0417558
47	.082940	.797498	.104000	.0444755
48	.086455	.813473	.106278	.0473066
49	.090039	.829386	.108561	.0502508
50	.093692	.845237	.110847	.0533100
51	.097415	.861022	.113139	.0564859
52	.101206	.876742	.115434	.0597801
53	.105067	.892396	.117736	.0631944
54	.108994	.907981	.120040	.0667303
55	.112989	.923497	.122349	.0703895
56	.117052	.938943	.124664	.0741733
57	.121182	.954318	.126983	.0780835
58	.125380	.969619	.129308	.0821214
59	.129644	.984847	.131639	.0862884
60	.133975	1.000000	.133975	.0905860
61	.138371	1.01508	.136315	.0950155
62	.142833	1.03008	.138662	.0995782
63	.147360	1.04500	.141014	.1042754
64	.151952	1.05984	.143373	.1091083
65	.156609	1.07460	.145737	.1140780
66	.161329	1.08928	.148106	.1191858
67	.166114	1.10387	.150483	.1244328
68	.170962	1.11839	.152864	.1298199
69	.175874	1.13281	.155255	.1353483
70	.180848	1.14715	.157650	.1410188
71	.185885	1.16140	.160053	.1468325
72	.190983	1.17557	.162460	.1527902
73	.196143	1.18965	.164875	.1588927
74	.201365	1.20363	.167298	.1651409
75	.206647	1.21752	.169728	.1715355

ANNEXE 6

Les propriétés physiques de l'air [10]

T(°C)	ν (kg/m.s)*10 ⁵	λ (kcal/h.m.°C)	Cp (kcal/kg.°C)	ρ (kg/m ³)	Pr
38	1,910	0,0230	0,2400	1,136	0,72
93	2,140	0,0259	0,2410	0,960	0,72
127	2,590	0,0226	0,2422	1,293	0,73

ANNEXE 7
Simulation du design

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\PF\THÈSE NON MODIFIÉ\HYSYS\K100 DESIGN.HSC						
2			Unit Set: SI						
3			Date/Time: Sun Jun 28 18:23:01 2009						
4									
5									
6	Distillation: T-100 @Main								
7									
8	CONNECTIONS								
9	Inlet Stream								
10	STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION						
11	QR	Reboiler							
12	1	27 Main TS							
13	Outlet Stream								
14	STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION						
15	QC	Condenser							
16	VERS TORCHE	Condenser							
17	GPL	Condenser							
18	COND	Reboiler							
19	MONITOR								
20	Specifications Summary								
21		Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
22	C5+	0.0004 *	0.0004	8.064e-006	1.000e-002 *	1.000e-003 *	On	On	On
23	Temperature	72.00 C *	69.90 C	-4.197e-003	1.000e-002 *	1.000 C *	Off	On	Off
24	Temperature - 2	220.0 C *	220.0 C	9.542e-006	1.000e-002 *	1.000 C *	On	On	On
25	Draw Rate	0.0000 kgmole/h *	3.063e-005 kgmole/h	8.889e-008	1.000e-002 *	1.000 kgmole/h *	On	On	On
26	SPECS								
27	Column Specification Parameters								
28	C5+								
29	Fixed / Ranged:	Ranged	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	0.0004 *	Upper Bound:	0.0000 *	
30	Draw:	GPL	Flow Basis:	Molar					
31	Components:	i-Pentane		n-Pentane					
32	Temperature								
33	Fixed / Ranged:	Ranged	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	75.00 *	Upper Bound:	70.00 *	
34	Stage:	1 Main TS							
35	Temperature - 2								
36	Fixed / Ranged:	Ranged	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	225.0 *	Upper Bound:	215.0 *	
37	Stage:	Reboiler							
38	Draw Rate								
39	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
40	Stream:	VERS TORCHE	Flow Basis:	Molar					
41	SUBCOOLING								
42			Condenser						
43	Degrees of Subcooling				---				
44	Subcool to				---				
45	User Variables								
46	PROFILES								
47	General Parameters								
48	Sub-Flow Sheet:	T-100 (COL1)		Number of Stages:		31 *			
49	Profile Estimates								
50			Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)		Net Vapour (kgmole/h)			
51	Condenser		50.62	2743		3.063e-005			
52	1 Main TS		69.90	2901		3436			
53	2 Main TS		77.69	2913		3593			
54	3 Main TS		82.22	2928		3606			
55	4 Main TS		84.77	2937		3621			
56	5 Main TS		86.26	2941		3630			
57	Hyprotech Ltd.								
58	HYSYS v3.2 (Build 5029)								
59	Page 1 of 12								

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PF\THèSE NON MODIFIè\HYSYS\K100 DESIGN.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Sun Jun 28 18:23:01 2009
4		
5		

Distillation: T-100 @Main (continued)

Profile Estimates

		Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
12	6 Main TS	87.21	2939	3633
13	7 Main TS	87.95	2934	3632
14	8 Main TS	88.67	2924	3626
15	9 Main TS	89.50	2908	3616
16	10 Main TS	90.61	2884	3600
17	11 Main TS	92.13	2850	3576
18	12 Main TS	94.20	2807	3543
19	13 Main TS	96.92	2758	3500
20	14 Main TS	100.2	2709	3451
21	15 Main TS	103.9	2667	3402
22	16 Main TS	107.6	2636	3360
23	17 Main TS	111.0	2615	3328
24	18 Main TS	113.9	2602	3307
25	19 Main TS	116.3	2592	3294
26	20 Main TS	118.2	2582	3284
27	21 Main TS	119.8	2567	3274
28	22 Main TS	121.3	2542	3260
29	23 Main TS	123.0	2492	3234
30	24 Main TS	125.6	2386	3185
31	25 Main TS	130.4	2131	3078
32	26 Main TS	141.8	1546	2823
33	27 Main TS	173.4	3248	2238
34	28 Main TS	175.9	3336	981.3
35	29 Main TS	179.3	3438	1069
36	30 Main TS	184.7	3549	1171
37	31 Main TS	195.1	3621	1282
38	Reboiler	220.0	2267	1354

EFFICIENCIES

Stage Efficiencies

Stages	Overall Efficiency	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	i-Pentane
43 Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
44 1 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
45 2 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
46 3 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
47 4 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
48 5 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
49 6 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
50 7 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
51 8 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
52 9 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
53 10 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
54 11 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
55 12 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
56 13 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
57 14 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
58 15 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
59 16 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
60 17 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
61 18 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
62 19 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
63 20 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
64 21 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
65 22 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
66 23 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
67 24 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
68 25 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PF\THESE NON MODIFI&E\HYSYS\K100 DESIGN.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Sun Jun 28 18:23:01 2009
4		
5		

Distillation: T-100 @Main (continued)

Stage Efficiencies							
Stages	Overall Efficiency	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	i-Pentane	
26 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
27 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
28 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
29 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
30 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
31 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
Stages	Overall Efficiency	n-Pentane	n-Hexane	n-Heptane	n-Octane	n-Nonane	
Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
1 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
2 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
3 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
4 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
5 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
6 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
7 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
8 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
9 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
10 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
11 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
12 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
13 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
14 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
15 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
16 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
17 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
18 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
19 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
20 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
21 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
22 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
23 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
24 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
25 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
26 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
27 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
28 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
29 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
30 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
31 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
Stages	Overall Efficiency	n-Decane	n-C11	n-C12			
Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000			
1 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
2 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
3 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
4 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
5 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
6 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
7 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
8 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
9 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
10 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
11 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
12 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
13 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
14 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			
15 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500			

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PF\THèSE NON MODIFIè\HYSYS\K100 DESIGN.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Sun Jun 28 18:23:01 2009
4		
5		

Distillation: T-100 @Main (continued)

Stage Efficiencies						
Stages	Overall Efficiency	n-Decane	n-C11	n-C12		
16 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
17 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
18 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
19 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
20 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
21 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
22 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
23 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
24 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
25 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
26 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
27 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
28 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
29 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
30 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
31 Main TS	1.000	0.6500	0.6500	0.6500		
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000		

SOLVER

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out	
Solving Options	Acceleration Parameters
Maximum Iterations: 10000	Accelerate K Value & H Model Parameters: Off
Equilibrium Error Tolerance: 1.000e-05	
Heat/Spec Error Tolerance: 5.000e-004	
Save Solutions as Initial Estimate: On	
Super Critical Handling Model: Simple K	
Trace Level: Low	
Init from Ideal K's: Off	Damping Parameters
Initial Estimate Generator Parameters	Azeotrope Check: Off
Iterative IEG (Good for Chemicals): Off	Fixed Damping Factor: 1

SIDE STRIPPERS

SIDE RECTIFIERS

PUMP AROUNDS

VAP BYPASSES

RATING

Tray Sections

Tray Section		Main TS		
Tray Diameter (m)		3.500	*	
Weir Height (m)		5.000e-002	*	
Weir Length (m)		2.800	*	
Tray Space (m)		0.5500	*	
Tray Volume (m3)		5.292		
Disable Heat Loss Calculations		No		
Heat Model		None		
Rating Calculations		No		
Tray Hold Up (m3)		8.836e-002		

Vessels

Vessel		Condenser	Reboiler	
Diameter (m)		1.193	1.193	

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\PF\ETHèSE NON MODIFIè\HYSYS\K100 DESIGN.HSC
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Sun Jun 28 18:23:01 2009
4			
5			

Distillation: T-100 @Main (continued)

9	Length (m)	1.789	1.789	
10	Volume (m3)	2.000 *	2.000 *	
11	Orientation	Horizontal	Horizontal	
12	Vessel has a Boot	No	No	
13	Boot Diameter (m)	---	---	
14	Boot Length (m)	---	---	
15	Hold Up (m3)	1.000	1.000	

Other Equipment In Column Flowsheet

Pressure Profile

	Pressure (kPa)	Pressure Drop (kPa)
22	Condenser 1226 kPa *	196.1 kPa
23	1 Main TS 1422 kPa	2.942 kPa
24	2 Main TS 1425 kPa	2.942 kPa
25	3 Main TS 1428 kPa	2.942 kPa
26	4 Main TS 1431 kPa	2.942 kPa
27	5 Main TS 1434 kPa	2.942 kPa
28	6 Main TS 1437 kPa	2.942 kPa
29	7 Main TS 1440 kPa	2.942 kPa
30	8 Main TS 1443 kPa	2.942 kPa
31	9 Main TS 1446 kPa	2.942 kPa
32	10 Main TS 1448 kPa	2.942 kPa
33	11 Main TS 1451 kPa	2.942 kPa
34	12 Main TS 1454 kPa	2.942 kPa
35	13 Main TS 1457 kPa	2.942 kPa
36	14 Main TS 1460 kPa	2.942 kPa
37	15 Main TS 1463 kPa	2.942 kPa
38	16 Main TS 1466 kPa	2.942 kPa
39	17 Main TS 1469 kPa	2.942 kPa
40	18 Main TS 1472 kPa	2.942 kPa
41	19 Main TS 1475 kPa	2.942 kPa
42	20 Main TS 1478 kPa	2.942 kPa
43	21 Main TS 1481 kPa	2.942 kPa
44	22 Main TS 1484 kPa	2.942 kPa
45	23 Main TS 1487 kPa	2.942 kPa
46	24 Main TS 1490 kPa	2.942 kPa
47	25 Main TS 1493 kPa	2.942 kPa
48	26 Main TS 1496 kPa	2.942 kPa
49	27 Main TS 1498 kPa	2.942 kPa
50	28 Main TS 1501 kPa	2.942 kPa
51	29 Main TS 1504 kPa	2.942 kPa
52	30 Main TS 1507 kPa	2.942 kPa
53	31 Main TS 1510 kPa	---
54	Reboiler 1510 kPa *	0.0000 kPa

Pressure Solving Options

57	Pressure Tolerance	1.000e-004 *	Pressure Drop Tolerance	1.000e-004 *	Damping Factor	1.000 *	Max Press Iterations	100 *
----	--------------------	--------------	-------------------------	--------------	----------------	---------	----------------------	-------

PROPERTIES

Properties : 1

	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
61			
62	Vapour/Phase Fraction 0.3431	0.3431	0.6569
63	Temperature: (C) 190.0	190.0	190.0
64	Pressure: (kPa) 1419	1419	1419
65	Molar Flow (kgmole/h) 2960	1015	1944
66	Mass Flow (kg/h) 2.910e+005	7.298e+004	2.180e+005
67	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h) 429.8	117.9	311.9
68	Molar Enthalpy (kJ/kgmole) -1.732e+005	-1.253e+005	-1.983e+005

1		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PF\ETHèSE NON MODIFIè\EHYSYS\K100 DESIGN.HSC
2			Unit Set: SI
3			Date/Time: Sun Jun 28 18:23:01 2009
4			
5			

Distillation: T-100 @Main (continued)

Properties : 1

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
10	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1762	-1743	-1768
11	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	259.5	222.9	278.6
12	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.639	3.101	2.484
13	Heat Flow (kJ/h)	-5.127e+008	-1.272e+008	-3.854e+008
14	Molar Density (kgmole/m3)	1.107	0.4485	4.745
15	Mass Density (kg/m3)	108.8	32.23	532.1
16	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	677.1	619.0	699.0
17	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	687.9	630.5	706.8
18	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	285.3	182.4	339.0
19	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.901	2.537	3.023
20	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	3.227e-002	5.698e-002
21	Viscosity (cP)	---	1.189e-002	0.1287
22	Surface Tension (dyne/cm)	5.865	---	5.865
23	Molecular Weight	98.34	71.87	112.2
24	Z Factor	---	0.8214	7.764e-002

Properties : GPL

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
25	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
26	Temperature: (C)	50.62	50.62	50.62
27	Pressure: (kPa)	1226	1226	1226
28	Molar Flow (kgmole/h)	692.4	0.0000	692.4
29	Mass Flow (kg/h)	3.489e+004	0.0000	3.489e+004
30	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	64.79	0.0000	64.79
31	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.302e+005	-1.085e+005	-1.302e+005
32	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2583	-2328	-2583
33	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	97.77	150.5	97.77
34	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.940	3.230	1.940
35	Heat Flow (kJ/h)	-9.013e+007	0.0000	-9.013e+007
36	Molar Density (kgmole/m3)	9.776	0.5711	9.776
37	Mass Density (kg/m3)	492.6	26.62	492.6
38	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	538.5	514.6	538.5
39	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	543.6	522.7	543.6
40	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	146.6	95.25	146.6
41	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.910	2.044	2.910
42	Thermal Conductivity (W/m-K)	8.034e-002	2.147e-002	8.034e-002
43	Viscosity (cP)	0.1013	9.450e-003	0.1013
44	Surface Tension (dyne/cm)	6.005	---	6.005
45	Molecular Weight	50.39	46.60	50.39
46	Z Factor	4.658e-002	0.7973	4.658e-002

Properties : COND

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
47	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
48	Temperature: (C)	220.0	220.0	220.0
49	Pressure: (kPa)	1510	1510	1510
50	Molar Flow (kgmole/h)	2267	0.0000	2267
51	Mass Flow (kg/h)	2.561e+005	0.0000	2.561e+005
52	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	365.0	0.0000	365.0
53	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.891e+005	-1.386e+005	-1.891e+005
54	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1674	-1579	-1674
55	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	294.3	255.8	294.3
56	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.605	2.916	2.605
57	Heat Flow (kJ/h)	-4.287e+008	0.0000	-4.287e+008
58	Molar Density (kgmole/m3)	4.368	0.4889	4.368
59	Mass Density (kg/m3)	493.5	42.89	493.5
60	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	701.7	661.8	701.7
61	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	707.2	667.6	707.2
62	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	369.9	238.2	369.9
63	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.274	2.715	3.274

1		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PF\THESE NON MODIFIÉ\HYSYS\K100 DESIGN.HSC
2			Unit Set: SI
3			Date/Time: Sun Jun 28 18:23:01 2009
4			
5			

Distillation: T-100 @Main (continued)

Properties : COND				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
10	Thermal Conductivity (W/m-K)	4.256e-002	3.292e-002	4.256e-002
12	Viscosity (cP)	0.1022	1.180e-002	0.1022
13	Surface Tension (dyne/cm)	4.054	---	4.054
14	Molecular Weight	113.0	87.74	113.0
15	Z Factor	8.432e-002	0.7535	8.432e-002

Properties : VERS TORCHE				
		Overall	Vapour Phase	
17	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000	
18	Temperature: (C)	50.62	50.62	
19	Pressure: (kPa)	1226	1226	
21	Molar Flow (kgmole/h)	3.063e-005	3.063e-005	
22	Mass Flow (kg/h)	1.428e-003	1.428e-003	
23	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	2.774e-006	2.774e-006	
24	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.085e+005	-1.085e+005	
25	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2328	-2328	
26	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	150.5	150.5	
27	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.230	3.230	
28	Heat Flow (kJ/h)	-3.324	-3.324	
29	Molar Density (kgmole/m3)	0.5711	0.5711	
30	Mass Density (kg/m3)	26.62	26.62	
31	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	514.6	514.6	
32	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	522.7	522.7	
33	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	95.25	95.25	
34	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.044	2.044	
35	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.147e-002	2.147e-002	
36	Viscosity (cP)	9.450e-003	9.450e-003	
37	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
38	Molecular Weight	46.60	46.60	
39	Z Factor	0.7973	0.7973	

SUMMARY

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Feed Composition

	1			
44	Flow Rate (kgmole/h)	2.959500e+03		
45		---		
46	Ethane	0.0059		
47	Propane	0.1208		
48	i-Butane	0.0450		
49	n-Butane	0.0943		
50	i-Pentane	0.0535		
51	n-Pentane	0.0759		
52	n-Hexane	0.1105		
53	n-Heptane	0.1113		
54	n-Octane	0.0914		
55	n-Nonane	0.0757		
56	n-Decane	0.0555		
57	n-C11	0.0431		
58	n-C12	0.1170		

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Feed Flows

	1			
62	Flow Rate (kgmole/h)	2.959500e+03		
63		---		
64	Ethane (kgmole/h)	17.4803		
65	Propane (kgmole/h)	357.6050		
66	i-Butane (kgmole/h)	133.3242		
67	n-Butane (kgmole/h)	279.0919		

1		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PF\THESE NON MODIFIÉ\HYSYS\K100 DESIGN.HSC
2			Unit Set: SI
3			Date/Time: Sun Jun 28 18:23:01 2009
4			
5			

Distillation: T-100 @Main (continued)

SUMMARY

	1			
12	i-Pentane (kgmole/h)	158.2113		
13	n-Pentane (kgmole/h)	224.5771		
14	n-Hexane (kgmole/h)	327.0886		
15	n-Heptane (kgmole/h)	329.4588		
16	n-Octane (kgmole/h)	270.4999		
17	n-Nonane (kgmole/h)	223.9846		
18	n-Decane (kgmole/h)	164.1369		
19	n-C11 (kgmole/h)	127.6949		
20	n-C12 (kgmole/h)	346.3465		

Products

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Product Compositions

	VERS TORCHE	GPL	COND	
25	Flow Rate (kgmole/h)	0.0000	692.3901	2.267110e+03
26		---	---	---
27	Ethane	0.0851	0.0252	0.0000
28	Propane	0.6514	0.5014	0.0046
29	i-Butane	0.1065	0.1636	0.0088
30	n-Butane	0.1569	0.3096	0.0286
31	i-Pentane	0.0001	0.0002	0.0697
32	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0991
33	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.1443
34	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.1453
35	n-Octane	0.0000	0.0000	0.1193
36	n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0988
37	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0724
38	n-C11	0.0000	0.0000	0.0563
39	n-C12	0.0000	0.0000	0.1528

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Product Flows

	VERS TORCHE	GPL	COND	
43	Flow Rate (kgmole/h)	0.0000 *	692.3901 *	2.267110e+03 *
44		---	---	---
45	Ethane (kgmole/h)	0.0000 *	17.4450 *	0.0353 *
46	Propane (kgmole/h)	0.0000 *	347.1691 *	10.4359 *
47	i-Butane (kgmole/h)	0.0000 *	113.2655 *	20.0587 *
48	n-Butane (kgmole/h)	0.0000 *	214.3543 *	64.7376 *
49	i-Pentane (kgmole/h)	0.0000 *	0.1503 *	158.0610 *
50	n-Pentane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0059 *	224.5712 *
51	n-Hexane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	327.0886 *
52	n-Heptane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	329.4588 *
53	n-Octane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	270.4999 *
54	n-Nonane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	223.9846 *
55	n-Decane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	164.1369 *
56	n-C11 (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	127.6949 *
57	n-C12 (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	346.3465 *

Flow Basis: Molar The flows option is selected

Product Recoveries

	VERS TORCHE	GPL	COND	
61	Flow Rate (kgmole/h)	0.0000	692.3901	2.267110e+03
62		---	---	---
63	Ethane (%)	0.0000	99.7980	0.2019
64	Propane (%)	0.0000	97.0817	2.9183
65	i-Butane (%)	0.0000	84.9550	15.0450
66	n-Butane (%)	0.0000	76.8042	23.1958
67	i-Pentane (%)	0.0000	0.0950	99.9050
68	n-Pentane (%)	0.0000	0.0026	99.9974

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PF\THÈSE NON MODIFIÉ\HYSYS\K100 DESIGN.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Sun Jun 28 18:23:01 2009
4		
5		

Distillation: T-100 @Main (continued)

SUMMARY

	VERS TORCHE	GPL	COND		
12	n-Hexane (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
13	n-Heptane (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
14	n-Octane (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
15	n-Nonane (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
16	n-Decane (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
17	n-C11 (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
18	n-C12 (%)	0.0000	0.0000	100.0000	

COLUMN PROFILES

21	Reflux Ratio:	3.962	Reboil Ratio:	0.5972	The Flows Option is Selected	Flow Basis:	Molar
22	Column Profiles Flows						
23		Temperature (C)	Pressure (kPa)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmole/h)
24	Condenser	50.62	1226	2743	---	---	692.4
25	1 Main TS	69.90	1422	2901	3436	---	---
26	2 Main TS	77.69	1425	2913	3593	---	---
27	3 Main TS	82.22	1428	2928	3606	---	---
28	4 Main TS	84.77	1431	2937	3621	---	---
29	5 Main TS	86.26	1434	2941	3630	---	---
30	6 Main TS	87.21	1437	2939	3633	---	---
31	7 Main TS	87.95	1440	2934	3632	---	---
32	8 Main TS	88.67	1443	2924	3626	---	---
33	9 Main TS	89.50	1446	2908	3616	---	---
34	10 Main TS	90.61	1448	2884	3600	---	---
35	11 Main TS	92.13	1451	2850	3576	---	---
36	12 Main TS	94.20	1454	2807	3543	---	---
37	13 Main TS	96.92	1457	2758	3500	---	---
38	14 Main TS	100.2	1460	2709	3451	---	---
39	15 Main TS	103.9	1463	2667	3402	---	---
40	16 Main TS	107.6	1466	2636	3360	---	---
41	17 Main TS	111.0	1469	2615	3328	---	---
42	18 Main TS	113.9	1472	2602	3307	---	---
43	19 Main TS	116.3	1475	2592	3294	---	---
44	20 Main TS	118.2	1478	2582	3284	---	---
45	21 Main TS	119.8	1481	2567	3274	---	---
46	22 Main TS	121.3	1484	2542	3260	---	---
47	23 Main TS	123.0	1487	2492	3234	---	---
48	24 Main TS	125.6	1490	2386	3185	---	---
49	25 Main TS	130.4	1493	2131	3078	---	---
50	26 Main TS	141.8	1496	1546	2823	---	---
51	27 Main TS	173.4	1498	3248	2238	2960	---
52	28 Main TS	175.9	1501	3336	981.3	---	---
53	29 Main TS	179.3	1504	3438	1069	---	---
54	30 Main TS	184.7	1507	3549	1171	---	---
55	31 Main TS	195.1	1510	3621	1282	---	---
56	Reboiler	220.0	1510	---	1354	---	2267

Column Profiles Energy

	Temperature (C)	Liquid Enthalpy (kJ/kgmole)	Vapour Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (kJ/h)
59	Condenser	50.62	-1.302e+005	-1.085e+005
60	1 Main TS	69.90	-1.331e+005	-1.133e+005
61	2 Main TS	77.69	-1.351e+005	-1.163e+005
62	3 Main TS	82.22	-1.361e+005	-1.180e+005
63	4 Main TS	84.77	-1.365e+005	-1.189e+005
64	5 Main TS	86.26	-1.366e+005	-1.193e+005
65	6 Main TS	87.21	-1.368e+005	-1.194e+005
66	7 Main TS	87.95	-1.369e+005	-1.195e+005
67	8 Main TS	88.67	-1.371e+005	-1.196e+005
68	9 Main TS	89.50	-1.375e+005	-1.197e+005

1		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PFE\THESE NON MODIFI&E\HYSYS\K100 DESIGN.HSC
2			Unit Set: SI
3			Date/Time: Sun Jun 28 18:23:01 2009
4			
5			

Distillation: T-100 @Main (continued)

COLUMN PROFILES

		Temperature (C)	Liquid Enthalpy (kJ/kgmole)	Vapour Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (kJ/h)
12	10 Main TS	90.61	-1.381e+005	-1.199e+005	---
13	11 Main TS	92.13	-1.390e+005	-1.203e+005	---
14	12 Main TS	94.20	-1.402e+005	-1.208e+005	---
15	13 Main TS	96.92	-1.418e+005	-1.216e+005	---
16	14 Main TS	100.2	-1.436e+005	-1.226e+005	---
17	15 Main TS	103.9	-1.454e+005	-1.237e+005	---
18	16 Main TS	107.6	-1.471e+005	-1.249e+005	---
19	17 Main TS	111.0	-1.484e+005	-1.261e+005	---
20	18 Main TS	113.9	-1.494e+005	-1.270e+005	---
21	19 Main TS	116.3	-1.501e+005	-1.277e+005	---
22	20 Main TS	118.2	-1.505e+005	-1.282e+005	---
23	21 Main TS	119.8	-1.508e+005	-1.284e+005	---
24	22 Main TS	121.3	-1.511e+005	-1.286e+005	---
25	23 Main TS	123.0	-1.515e+005	-1.286e+005	---
26	24 Main TS	125.6	-1.524e+005	-1.286e+005	---
27	25 Main TS	130.4	-1.548e+005	-1.285e+005	---
28	26 Main TS	141.8	-1.627e+005	-1.282e+005	---
29	27 Main TS	173.4	-1.867e+005	-1.266e+005	---
30	28 Main TS	175.9	-1.857e+005	-1.283e+005	---
31	29 Main TS	179.3	-1.848e+005	-1.300e+005	---
32	30 Main TS	184.7	-1.841e+005	-1.321e+005	---
33	31 Main TS	195.1	-1.845e+005	-1.347e+005	---
34	Reboiler	220.0	-1.891e+005	-1.386e+005	---

FEEDS / PRODUCTS

Flow Basis:		Molar							
	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kgmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)		
39	QC	Energy	5.809e+007 *		---	---	---		
40	Condenser	VERS TORCHE	---	Vapour	3.063e-005 *	-1.085e+005 *	50.62 *		
41		GPL	---	Liquid	692.4 *	-1.302e+005 *	50.62 *		
42	1 Main TS								
43	2 Main TS								
44	3 Main TS								
45	4 Main TS								
46	5 Main TS								
47	6 Main TS								
48	7 Main TS								
49	8 Main TS								
50	9 Main TS								
51	10 Main TS								
52	11 Main TS								
53	12 Main TS								
54	13 Main TS								
55	14 Main TS								
56	15 Main TS								
57	16 Main TS								
58	17 Main TS								
59	18 Main TS								
60	19 Main TS								
61	20 Main TS								
62	21 Main TS								
63	22 Main TS								
64	23 Main TS								
65	24 Main TS								
66	25 Main TS								
67	26 Main TS								
68	27 Main TS	1	Feed	---	Mixed	2960 *	-1.732e+005 *	190.0 *	*

Licensed to: TEAM LND * Specified by user.



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: E:\PFE\THèSE NON MODIFIèE\HYSYS\K100 DESIGN.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Sun Jun 28 18:23:01 2009

Distillation: T-100 @Main (continued)

FEEDS / PRODUCTS

28	Main TS							
29	Main TS							
30	Main TS							
31	Main TS							
15	Reboiler	QR	Energy	5.192e+007 *	---	---	---	
		COND	Draw	---	Liquid	2267	* -1.891e+005	* 220.0 *

SETUP

Sub-Flowsheet

Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
QR	QR @Main	None Req'd	QC	QC @Main	None Req'd
1	1 @Main	P-H Flash	VERS TORCHE	VERS TORCHE @Main	P-H Flash
			GPL	GPL @Main	P-H Flash
			COND	COND @Main	P-H Flash

VARIABLES

Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description

COMPONENT MAPS

Feed Streams

Feed Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
QR		
1		

Product Stream

Product Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
QC		
VERS TORCHE		
GPL		
COND		

DYNAMICS

Vessel Dynamic Specifications

Vessel	Condenser	Reboiler
Diameter (m)	1.193	1.193
Height.0 (m)	1.789	1.789
Volume.0 (m3)	2.000 *	2.000 *
Liquid Volume Percent (%)	50.00 *	50.00 *
Level Calculator	Horizontal cylinder	Horizontal cylinder
Fraction Calculator	Use levels and nozzles	Use levels and nozzles
Vessel Delta P (kPa)	196.1 *	0.0000 *
Fixed Vessel P Spec (kPa)	1226	1510
Fixed P Spec Active	Not Active	Not Active

Other Equipment in Column Flowsheet

Holdup Details

	Pressure (kPa)	Volume (m3)	Bulk Liquid Volume (m3)
Condenser	0.0000	0.0000 *	---
1 Main TS	0.0000	0.0000 *	---
2 Main TS	0.0000	0.0000 *	---
3 Main TS	0.0000	0.0000 *	---

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PFE\THèSE NON MODIFIèE\HYSYS\K100 DESIGN.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Sun Jun 28 18:23:01 2009
4		
5		

Distillation: T-100 @Main (continued)

	Pressure (kPa)	Volume (m3)	Bulk Liquid Volume (m3)
4 Main TS	0.0000	0.0000	---
5 Main TS	0.0000	0.0000	---
6 Main TS	0.0000	0.0000	---
7 Main TS	0.0000	0.0000	---
8 Main TS	0.0000	0.0000	---
9 Main TS	0.0000	0.0000	---
10 Main TS	0.0000	0.0000	---
11 Main TS	0.0000	0.0000	---
12 Main TS	0.0000	0.0000	---
13 Main TS	0.0000	0.0000	---
14 Main TS	0.0000	0.0000	---
15 Main TS	0.0000	0.0000	---
16 Main TS	0.0000	0.0000	---
17 Main TS	0.0000	0.0000	---
18 Main TS	0.0000	0.0000	---
19 Main TS	0.0000	0.0000	---
20 Main TS	0.0000	0.0000	---
21 Main TS	0.0000	0.0000	---
22 Main TS	0.0000	0.0000	---
23 Main TS	0.0000	0.0000	---
24 Main TS	0.0000	0.0000	---
25 Main TS	0.0000	0.0000	---
26 Main TS	0.0000	0.0000	---
27 Main TS	0.0000	0.0000	---
28 Main TS	0.0000	0.0000	---
29 Main TS	0.0000	0.0000	---
30 Main TS	0.0000	0.0000	---
31 Main TS	0.0000	0.0000	---
32 Main TS	0.0000	0.0000	---
33 Main TS	0.0000	0.0000	---
34 Main TS	0.0000	0.0000	---
35 Main TS	0.0000	0.0000	---
36 Main TS	0.0000	0.0000	---
37 Main TS	0.0000	0.0000	---
38 Main TS	0.0000	0.0000	---
39 Reboiler	0.0000	0.0000	---

NOTES

40
41
42
43
44
45
46
47
48
49
50
51
52
53
54
55
56
57
58
59
60
61
62
63
64
65
66
67
68

ANNEXE 7
Simulation de la charge optimisée

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA		Case Name: E:\PFE\THÈSE NON MODIFIÉ\EHYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.HSC						
2			Unit Set: SI						
3			Date/Time: Sun Jun 28 18:11:45 2009						
4									
5									
6	Distillation: T-202 @Main								
7									
8	CONNECTIONS								
9	Inlet Stream								
10	STREAM NAME	Stage	FROM UNIT OPERATION						
11	QR	Reboiler							
12	1	27 Main TS							
13	Outlet Stream								
14	STREAM NAME	Stage	TO UNIT OPERATION						
15	QC	Condenser							
16	VERS TORCHE	Condenser							
17	GPL	Condenser							
18	COND	Reboiler							
19	MONITOR								
20	Specifications Summary								
21		Specified Value	Current Value	Wt. Error	Wt. Tol.	Abs. Tol.	Active	Estimate	Used
22	C5+	0.0020	0.0003	-1.737e-003	1.000e-002 *	1.000e-003 *	Off	On	Off
23	Temperature	63.50 C	61.58 C	-3.848e-003	1.000e-002 *	1.000 C *	Off	On	Off
24	Temperature - 2	196.5 C	196.5 C	3.698e-005	1.000e-002 *	1.000 C *	On	On	On
25	Draw Rate	0.0000 kgmole/h	2.737e-005 kgmole/h	4.643e-008	1.000e-002 *	1.000 kgmole/h *	On	On	On
26	Vapour Press	65.50 kPa	68.09 kPa	3.958e-002	1.000e-002 *	0.1000 kPa *	Off	On	Off
27	Temperature - 3	165.0 C	167.1 C	4.283e-003	1.000e-002 *	1.000 C *	Off	On	Off
28	Liquid Flow	240.0 m3/h *	240.0 m3/h	1.988e-004	1.000e-002 *	1.000 m3/h *	On	On	On
29	SPECS								
30	Column Specification Parameters								
31	C5+								
32	Fixed / Ranged:	Ranged	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	0.0040 *	Upper Bound:	0.0000 *	
33	Draw:	GPL	Flow Basis:	Molar					
34	Components:	i-Pentane		n-Pentane					
35	Temperature								
36	Fixed / Ranged:	Ranged	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	64.00 *	Upper Bound:	63.00 *	
37	Stage:	1 Main TS							
38	Temperature - 2								
39	Fixed / Ranged:	Ranged	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	198.0 *	Upper Bound:	195.0 *	
40	Stage:	Reboiler							
41	Draw Rate								
42	Fixed / Ranged:	Ranged	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	0.0000 *	Upper Bound:	0.0000 *	
43	Stream:	VERS TORCHE	Flow Basis:	Molar					
44	Vapour Press								
45	Fixed / Ranged:	Ranged	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	68.95 *	Upper Bound:	62.05 *	
46	Stage:	Reboiler	Type:	Reid Vap Pressure	Phase:	Liquid			
47	Temperature - 3								
48	Fixed / Ranged:	Ranged	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	166.0 *	Upper Bound:	164.0 *	
49	Stage:	31 Main TS							
50	Liquid Flow								
51	Fixed / Ranged:	Fixed	Primary / Alternate:	Primary	Lower Bound:	---	Upper Bound:	---	
52	Stage:	Condenser	Flow Basis:	Std Ideal Vol	Liquid Specification:	---			
53	SUBCOOLING								
54			Condenser						
55	Degrees of Subcooling				---				
56	Subcool to				---				
57	Hyprotech Ltd. HYSYS v3.2 (Build 5029) Page 1 of 12								

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PF\ETHÈSE NON MODIFIÉ\HYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Sun Jun 28 18:11:45 2009
4		
5		

Distillation: T-202 @Main (continued)

User Variables

PROFILES

General Parameters

14	Sub-Flow Sheet: T-202 (COL1)	Number of Stages: 31 *
----	------------------------------	------------------------

Profile Estimates

		Temperature (C)	Net Liquid (kgmole/h)	Net Vapour (kgmole/h)
18	Condenser	47.73 *	1639 *	2.168e-005 *
19	1 Main TS	61.03 *	1683 *	2317 *
20	2 Main TS	67.56 *	1674 *	2360 *
21	3 Main TS	71.85 *	1663 *	2351 *
22	4 Main TS	74.80 *	1657 *	2341 *
23	5 Main TS	76.83 *	1654 *	2335 *
24	6 Main TS	78.21 *	1652 *	2331 *
25	7 Main TS	79.18 *	1650 *	2329 *
26	8 Main TS	79.87 *	1649 *	2328 *
27	9 Main TS	80.40 *	1647 *	2326 *
28	10 Main TS	80.83 *	1646 *	2325 *
29	11 Main TS	81.21 *	1644 *	2323 *
30	12 Main TS	81.57 *	1642 *	2321 *
31	13 Main TS	81.94 *	1639 *	2319 *
32	14 Main TS	82.34 *	1635 *	2317 *
33	15 Main TS	82.80 *	1631 *	2313 *
34	16 Main TS	83.33 *	1625 *	2308 *
35	17 Main TS	83.98 *	1616 *	2302 *
36	18 Main TS	84.77 *	1606 *	2294 *
37	19 Main TS	85.77 *	1592 *	2283 *
38	20 Main TS	87.02 *	1573 *	2269 *
39	21 Main TS	88.61 *	1548 *	2251 *
40	22 Main TS	90.72 *	1511 *	2225 *
41	23 Main TS	93.63 *	1454 *	2189 *
42	24 Main TS	98.08 *	1351 *	2132 *
43	25 Main TS	105.9 *	1153 *	2029 *
44	26 Main TS	121.8 *	801.2 *	1831 *
45	27 Main TS	156.2 *	3528 *	1479 *
46	28 Main TS	157.1 *	3478 *	1246 *
47	29 Main TS	160.3 *	3507 *	1196 *
48	30 Main TS	167.1 *	3582 *	1225 *
49	31 Main TS	181.6 *	3636 *	1300 *
50	Reboiler	220.0 *	2282 *	1354 *

EFFICIENCIES

Stage Efficiencies

Stages	Overall Efficiency	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	i-Pentane
55	Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
56	1 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
57	2 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
58	3 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
59	4 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
60	5 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
61	6 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
62	7 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
63	8 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
64	9 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
65	10 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
66	11 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
67	12 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
68	13 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500

1		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PF\ETH&SE NON MODIFI&EHYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.H3C
2			Unit Set: SI
3			Date/Time: Sun Jun 28 18:11:45 2009
4			
5			

Distillation: T-202 @Main (continued)

Stage Efficiencies							
Stages	Overall Efficiency	Ethane	Propane	i-Butane	n-Butane	i-Pentane	
14 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
15 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
16 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
17 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
18 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
19 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
20 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
21 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
22 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
23 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
24 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
25 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
26 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
27 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
28 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
29 Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Stages	Overall Efficiency	n-Pentane	n-Hexane	n-Heptane	n-Octane	n-Nonane	
Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
1 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
2 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
3 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
4 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
5 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
6 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
7 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
8 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
9 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
10 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
11 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
12 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
13 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
14 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
15 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
16 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
17 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
18 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
19 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
20 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
21 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
22 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
23 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
24 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
25 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
26 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
27 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
28 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
29 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
30 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
31 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500
Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Stages	Overall Efficiency	n-Decane	n-C11	n-C12			
Condenser	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000		
1 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500		
2 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500		
3 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500	0.6500		

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PFE\THèSE NON MODIFIèE\HYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.HSC
2		Unit Set: SI
3		Date/Time: Sun Jun 28 18:11:45 2009
4		
5		

Distillation: T-202 @Main (continued)

Stage Efficiencies						
Stages	Overall Efficiency	n-Decane	n-C11	n-C12		
4 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
5 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
6 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
7 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
8 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
9 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
10 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
11 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
12 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
13 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
14 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
15 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
16 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
17 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
18 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
19 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
20 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
21 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
22 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
23 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
24 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
25 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
26 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
27 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
28 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
29 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
30 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
31 Main TS	0.6500 *	0.6500	0.6500	0.6500		
39 Reboiler	1.000	1.000	1.000	1.000		

SOLVER

Column Solving Algorithm: HYSIM Inside-Out

Solving Options		Acceleration Parameters	
Maximum Iterations:	10000	Accelerate K Value & H Model Parameters:	Off
Equilibrium Error Tolerance:	1.000e-05		
Heat/Spec Error Tolerance:	5.000e-004		
Save Solutions as Initial Estimate:	On		
Super Critical Handling Model:	Simple K		
Trace Level:	Low		
Init from Ideal K's:	Off	Damping Parameters	
Initial Estimate Generator Parameters		Azeotrope Check:	Off
Iterative IEG (Good for Chemicals):	Off	Fixed Damping Factor:	1

SIDE STRIPPERS

SIDE RECTIFIERS

PUMP AROUNDS

VAP BYPASSES

RATING

Tray Sections

Tray Section	Main TS		
Tray Diameter (m)	3.500 *		

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\PFE\THÈSE NON MODIFIÉ\HYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.HSC
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Sun Jun 28 18:11:45 2009
4			
5			

Distillation: T-202 @Main (continued)

9	Weir Height	(m)	5.000e-002	*		
10	Weir Length	(m)	2.800	*		
11	Tray Space	(m)	0.5500	*		
12	Tray Volume	(m3)	5.292			
13	Disable Heat Loss Calculations		No			
14	Heat Model		None			
15	Rating Calculations		No			
16	Tray Hold Up	(m3)	8.836e-002			

Vessels

19	Vessel		Condenser		Reboiler	
20	Diameter	(m)	1.193		1.193	
21	Length	(m)	1.789		1.789	
22	Volume	(m3)	2.000	*	2.000	*
23	Orientation		Horizontal		Horizontal	
24	Vessel has a Boot		No		No	
25	Boot Diameter	(m)	---		---	
26	Boot Length	(m)	---		---	
27	Hold Up	(m3)	1.000		1.000	

Other Equipment In Column Flowsheet

28				
29				
30				

Pressure Profile

33		Pressure (kPa)	Pressure Drop (kPa)
34	Condenser	1177 kPa *	196.1 kPa
35	1 Main TS	1373 kPa	4.576 kPa
36	2 Main TS	1378 kPa	4.576 kPa
37	3 Main TS	1382 kPa	4.576 kPa
38	4 Main TS	1387 kPa	4.576 kPa
39	5 Main TS	1391 kPa	4.576 kPa
40	6 Main TS	1396 kPa	4.576 kPa
41	7 Main TS	1400 kPa	4.576 kPa
42	8 Main TS	1405 kPa	4.576 kPa
43	9 Main TS	1410 kPa	4.576 kPa
44	10 Main TS	1414 kPa	4.576 kPa
45	11 Main TS	1419 kPa	4.576 kPa
46	12 Main TS	1423 kPa	4.576 kPa
47	13 Main TS	1428 kPa	4.576 kPa
48	14 Main TS	1432 kPa	4.576 kPa
49	15 Main TS	1437 kPa	4.576 kPa
50	16 Main TS	1442 kPa	4.576 kPa
51	17 Main TS	1446 kPa	4.576 kPa
52	18 Main TS	1451 kPa	4.576 kPa
53	19 Main TS	1455 kPa	4.576 kPa
54	20 Main TS	1460 kPa	4.576 kPa
55	21 Main TS	1464 kPa	4.576 kPa
56	22 Main TS	1469 kPa	4.576 kPa
57	23 Main TS	1474 kPa	4.576 kPa
58	24 Main TS	1478 kPa	4.576 kPa
59	25 Main TS	1483 kPa	4.576 kPa
60	26 Main TS	1487 kPa	4.576 kPa
61	27 Main TS	1492 kPa	4.576 kPa
62	28 Main TS	1496 kPa	4.576 kPa
63	29 Main TS	1501 kPa	4.576 kPa
64	30 Main TS	1506 kPa	4.576 kPa
65	31 Main TS	1510 kPa	---
66	Reboiler	1510 kPa *	0.0000 kPa

Pressure Solving Options

1		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PFETH\HÈSE NON MODIFIÈ\EHYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.HSC
2			Unit Set: SI
3			Date/Time: Sun Jun 28 18:11:45 2009
4			
5			

Distillation: T-202 @Main (continued)

9	Pressure Tolerance	1.000e-004 *	Pressure Drop Tolerance	1.000e-004 *	Damping Factor	1.000 *	Max Press Iterations	100 *
---	--------------------	--------------	-------------------------	--------------	----------------	---------	----------------------	-------

PROPERTIES

Properties : 1

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
13	Vapour/Phase Fraction	0.4959	0.4959	0.5041	
14	Temperature: (C)	160.0	160.0	160.0	
15	Pressure: (kPa)	1510	1510	1510	
16	Molar Flow (kgmole/h)	1741	863.3	877.5	
17	Mass Flow (kg/h)	1.412e+005	5.466e+004	8.649e+004	
18	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	220.0	92.49	127.5	
19	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.543e+005	-1.202e+005	-1.877e+005	
20	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1903	-1899	-1905	
21	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	207.1	195.2	218.7	
22	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.554	3.083	2.219	
23	Heat Flow (kJ/h)	-2.686e+008	-1.038e+008	-1.648e+008	
24	Molar Density (kgmole/m3)	0.9432	0.5125	5.445	
25	Mass Density (kg/m3)	76.48	32.45	536.7	
26	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	641.6	591.0	678.3	
27	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	654.0	601.3	687.6	
28	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	222.4	154.5	289.2	
29	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.743	2.440	2.934	
30	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	3.058e-002	5.732e-002	
31	Viscosity (cP)	---	1.167e-002	0.1280	
32	Surface Tension (dyne/cm)	6.269	---	6.269	
33	Molecular Weight	81.08	63.32	98.56	
34	Z Factor	---	0.8182	7.701e-002	

Properties : GPL

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
37	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
38	Temperature: (C)	48.16	48.16	48.16	
39	Pressure: (kPa)	1177	1177	1177	
40	Molar Flow (kgmole/h)	703.8	0.0000	703.8	
41	Mass Flow (kg/h)	3.525e+004	0.0000	3.525e+004	
42	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	65.75	0.0000	65.75	
43	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.303e+005	-1.095e+005	-1.303e+005	
44	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2602	-2330	-2602	
45	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	99.66	149.7	99.66	
46	Mass Entropy (kJ/kg-C)	1.990	3.185	1.990	
47	Heat Flow (kJ/h)	-9.173e+007	0.0000	-9.173e+007	
48	Molar Density (kgmole/m3)	9.829	0.5516	9.829	
49	Mass Density (kg/m3)	492.3	25.93	492.3	
50	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	536.1	518.6	536.1	
51	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	540.1	523.9	540.1	
52	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	145.2	95.23	145.2	
53	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.899	2.026	2.899	
54	Thermal Conductivity (W/m-K)	8.104e-002	2.105e-002	8.104e-002	
55	Viscosity (cP)	0.1025	9.322e-003	0.1025	
56	Surface Tension (dyne/cm)	6.017	---	6.017	
57	Molecular Weight	50.09	47.01	50.09	
58	Z Factor	4.482e-002	0.7987	4.482e-002	

Properties : COND

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
61	Vapour/Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
62	Temperature: (C)	196.5	196.5	196.5	
63	Pressure: (kPa)	1510	1510	1510	
64	Molar Flow (kgmole/h)	1037	0.0000	1037	
65	Mass Flow (kg/h)	1.059e+005	0.0000	1.059e+005	
66	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	154.2	0.0000	154.2	
67	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.822e+005	-1.362e+005	-1.822e+005	

1		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PF\ETHÈSE NON MODIFIÉ\HYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.HSC
2			Unit Set: SI
3			Date/Time: Sun Jun 28 18:11:45 2009
4			
5			

Distillation: T-202 @Main (continued)

Properties : COND

		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
10	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-1784	-1686	-1784	
12	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	239.2	223.5	239.2	
13	Mass Entropy (kJ/kg-C)	2.342	2.768	2.342	
14	Heat Flow (kJ/h)	-1.890e+008	0.0000	-1.890e+008	
15	Molar Density (kgmole/m3)	4.871	0.5106	4.871	
16	Mass Density (kg/m3)	497.4	41.22	497.4	
17	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	686.6	646.1	686.6	
18	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	692.4	652.0	692.4	
19	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	328.4	212.7	328.4	
20	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	3.216	2.634	3.216	
21	Thermal Conductivity (W/m-K)	3.747e-002	3.160e-002	3.747e-002	
22	Viscosity (cP)	0.1010	1.157e-002	0.1010	
23	Surface Tension (dyne/cm)	4.288	---	4.288	
24	Molecular Weight	102.1	80.74	102.1	
25	Z Factor	7.939e-002	0.7575	7.939e-002	

Properties : VERS TORCHE

		Overall	Vapour Phase		
27					
28	Vapour/Phase Fraction	1.0000	1.0000		
29	Temperature: (C)	48.16	48.16		
30	Pressure: (kPa)	1177	1177		
31	Molar Flow (kgmole/h)	2.737e-005	2.737e-005		
32	Mass Flow (kg/h)	1.286e-003	1.286e-003		
33	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	2.481e-006	2.481e-006		
34	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.095e+005	-1.095e+005		
35	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2330	-2330		
36	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	149.7	149.7		
37	Mass Entropy (kJ/kg-C)	3.185	3.185		
38	Heat Flow (kJ/h)	-2.997	-2.997		
39	Molar Density (kgmole/m3)	0.5516	0.5516		
40	Mass Density (kg/m3)	25.93	25.93		
41	Std Ideal Liq Mass Density (kg/m3)	518.6	518.6		
42	Liq Mass Density @Std Cond (kg/m3)	523.9	523.9		
43	Molar Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	95.23	95.23		
44	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.026	2.026		
45	Thermal Conductivity (W/m-K)	2.105e-002	2.105e-002		
46	Viscosity (cP)	9.322e-003	9.322e-003		
47	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
48	Molecular Weight	47.01	47.01		
49	Z Factor	0.7987	0.7987		

SUMMARY

52	Flow Basis:	Molar	The composition option is selected
----	-------------	-------	------------------------------------

Feed Composition

	1			
54				
55	Flow Rate (kgmole/h)	1.740838e+03		
56		---		
57	Ethane	0.0052		
58	Propane	0.2243		
59	i-Butane	0.1058		
60	n-Butane	0.1240		
61	i-Pentane	0.0686		
62	n-Pentane	0.0552		
63	n-Hexane	0.0664		
64	n-Heptane	0.1067		
65	n-Octane	0.0976		
66	n-Nonane	0.0572		
67	n-Decane	0.0341		
68	n-C11	0.0260		

1		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name: E:\PF\ETHÈSE NON MODIFIÉ\HYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.HSC
2			Unit Set: SI
3			Date/Time: Sun Jun 28 18:11:45 2009
4			
5			

Distillation: T-202 @Main (continued)

SUMMARY

11		1			
12	n-C12	0.0290			

13 Flow Basis: Molar The composition option is selected

Feed Flows

15		1			
16	Flow Rate (kgmole/h)	1.740838e+03			
17		---			
18	Ethane (kgmole/h)	9.0514			
19	Propane (kgmole/h)	390.4308			
20	i-Butane (kgmole/h)	184.1622			
21	n-Butane (kgmole/h)	215.8423			
22	i-Pentane (kgmole/h)	119.4095			
23	n-Pentane (kgmole/h)	96.0846			
24	n-Hexane (kgmole/h)	115.5801			
25	n-Heptane (kgmole/h)	185.7288			
26	n-Octane (kgmole/h)	169.8888			
27	n-Nonane (kgmole/h)	99.5659			
28	n-Decane (kgmole/h)	59.3566			
29	n-C11 (kgmole/h)	45.2572			
30	n-C12 (kgmole/h)	50.4792			

Products

32 Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Compositions

34		VERS TORCHE	GPL	COND	
35	Flow Rate (kgmole/h)	0.0000	703.8062	1.037031e+03	
36		---	---	---	
37	Ethane	0.0436	0.0129	0.0000	
38	Propane	0.7052	0.5473	0.0050	
39	i-Butane	0.1477	0.2312	0.0207	
40	n-Butane	0.1035	0.2085	0.0666	
41	i-Pentane	0.0000	0.0001	0.1151	
42	n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0926	
43	n-Hexane	0.0000	0.0000	0.1115	
44	n-Heptane	0.0000	0.0000	0.1791	
45	n-Octane	0.0000	0.0000	0.1638	
46	n-Nonane	0.0000	0.0000	0.0960	
47	n-Decane	0.0000	0.0000	0.0572	
48	n-C11	0.0000	0.0000	0.0436	
49	n-C12	0.0000	0.0000	0.0487	

50 Flow Basis: Molar The composition option is selected

Product Flows

52		VERS TORCHE	GPL	COND	
53	Flow Rate (kgmole/h)	0.0000 *	703.8062 *	1.037031e+03 *	
54		---	---	---	
55	Ethane (kgmole/h)	0.0000 *	9.0450 *	0.0064 *	
56	Propane (kgmole/h)	0.0000 *	385.2263 *	5.2045 *	
57	i-Butane (kgmole/h)	0.0000 *	162.7226 *	21.4396 *	
58	n-Butane (kgmole/h)	0.0000 *	146.7557 *	69.0866 *	
59	i-Pentane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0519 *	119.3576 *	
60	n-Pentane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0047 *	96.0800 *	
61	n-Hexane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	115.5801 *	
62	n-Heptane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	185.7288 *	
63	n-Octane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	169.8888 *	
64	n-Nonane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	99.5659 *	
65	n-Decane (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	59.3566 *	
66	n-C11 (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	45.2572 *	
67	n-C12 (kgmole/h)	0.0000 *	0.0000 *	50.4792 *	

68 Flow Basis: Molar The composition option is selected

1	 TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\PF\ETHèSE NON MODIFIèEHYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.HSC
2		Unit Set:	SI
3		Date/Time:	Sun Jun 28 18:11:45 2009
4			
5			

Distillation: T-202 @Main (continued)

SUMMARY

Product Recoveries

	VERS TORCHE	GPL	COND		
13	Flow Rate (kgmole/h)	0.0000	703.8062	1.037031e+03	
14		---	---	---	
15	Ethane (%)	0.0000	99.9291	0.0709	
16	Propane (%)	0.0000	98.6670	1.3330	
17	i-Butane (%)	0.0000	88.3583	11.6417	
18	n-Butane (%)	0.0000	67.9921	32.0079	
19	i-Pentane (%)	0.0000	0.0435	99.9565	
20	n-Pentane (%)	0.0000	0.0049	99.9951	
21	n-Hexane (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
22	n-Heptane (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
23	n-Octane (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
24	n-Nonane (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
25	n-Decane (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
26	n-C11 (%)	0.0000	0.0000	100.0000	
27	n-C12 (%)	0.0000	0.0000	100.0000	

COLUMN PROFILES

30	Reflux Ratio:	3.651	Reboil Ratio:	1.288	The Flows Option is Selected	Flow Basis:	Molar
----	---------------	-------	---------------	-------	------------------------------	-------------	-------

Column Profiles Flows

	Temperature (C)	Pressure (kPa)	Net Liq (kgmole/h)	Net Vap (kgmole/h)	Net Feed (kgmole/h)	Net Draws (kgmole/h)
32	Condenser	48.16	1177	2569	---	703.8
33	1 Main TS	61.58	1373	2648	3273	---
34	2 Main TS	68.48	1378	2644	3352	---
35	3 Main TS	73.15	1382	2636	3348	---
36	4 Main TS	76.46	1387	2632	3340	---
37	5 Main TS	78.79	1391	2631	3336	---
38	6 Main TS	80.42	1396	2631	3335	---
39	7 Main TS	81.58	1400	2631	3335	---
40	8 Main TS	82.43	1405	2631	3335	---
41	9 Main TS	83.08	1410	2631	3335	---
42	10 Main TS	83.61	1414	2631	3335	---
43	11 Main TS	84.07	1419	2630	3335	---
44	12 Main TS	84.50	1423	2629	3334	---
45	13 Main TS	84.91	1428	2627	3333	---
46	14 Main TS	85.33	1432	2625	3331	---
47	15 Main TS	85.78	1437	2621	3329	---
48	16 Main TS	86.29	1442	2616	3325	---
49	17 Main TS	86.88	1446	2609	3320	---
50	18 Main TS	87.59	1451	2599	3313	---
51	19 Main TS	88.46	1455	2585	3303	---
52	20 Main TS	89.56	1460	2566	3289	---
53	21 Main TS	90.95	1464	2539	3270	---
54	22 Main TS	92.77	1469	2501	3243	---
55	23 Main TS	95.19	1474	2444	3205	---
56	24 Main TS	98.63	1478	2350	3148	---
57	25 Main TS	104.0	1483	2165	3054	---
58	26 Main TS	114.5	1487	1735	2869	---
59	27 Main TS	141.2	1492	2661	2439	1741
60	28 Main TS	140.5	1496	2480	1624	---
61	29 Main TS	144.8	1501	2441	1443	---
62	30 Main TS	153.0	1506	2434	1404	---
63	31 Main TS	167.1	1510	2372	1397	---
64	Reboiler	196.5	1510	---	1335	1037

Column Profiles Energy

	Temperature (C)	Liquid Enthalpy (kJ/kgmole)	Vapour Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (kJ/h)	
67	Condenser	48.16	-1.303e+005	-1.095e+005	---



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: E:\PFE\THESE NON MODIFIÉ\HYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.HSC
Unit Set: SI
Date/Time: Sun Jun 28 18:11:45 2009

Distillation: T-202 @Main (continued)

COLUMN PROFILES

		Temperature (C)	Liquid Enthalpy (kJ/kgmole)	Vapour Enthalpy (kJ/kgmole)	Heat Loss (kJ/h)
12	1 Main TS	61.58	-1.324e+005	-1.141e+005	---
13	2 Main TS	68.48	-1.344e+005	-1.161e+005	---
14	3 Main TS	73.15	-1.358e+005	-1.177e+005	---
15	4 Main TS	76.46	-1.367e+005	-1.187e+005	---
16	5 Main TS	78.79	-1.371e+005	-1.194e+005	---
17	6 Main TS	80.42	-1.373e+005	-1.198e+005	---
18	7 Main TS	81.58	-1.374e+005	-1.199e+005	---
19	8 Main TS	82.43	-1.374e+005	-1.200e+005	---
20	9 Main TS	83.08	-1.374e+005	-1.200e+005	---
21	10 Main TS	83.61	-1.373e+005	-1.200e+005	---
22	11 Main TS	84.07	-1.373e+005	-1.199e+005	---
23	12 Main TS	84.50	-1.373e+005	-1.199e+005	---
24	13 Main TS	84.91	-1.373e+005	-1.199e+005	---
25	14 Main TS	85.33	-1.373e+005	-1.199e+005	---
26	15 Main TS	85.78	-1.373e+005	-1.199e+005	---
27	16 Main TS	86.29	-1.375e+005	-1.199e+005	---
28	17 Main TS	86.88	-1.376e+005	-1.199e+005	---
29	18 Main TS	87.59	-1.379e+005	-1.200e+005	---
30	19 Main TS	88.46	-1.382e+005	-1.202e+005	---
31	20 Main TS	89.56	-1.387e+005	-1.204e+005	---
32	21 Main TS	90.95	-1.394e+005	-1.207e+005	---
33	22 Main TS	92.77	-1.402e+005	-1.210e+005	---
34	23 Main TS	95.19	-1.414e+005	-1.215e+005	---
35	24 Main TS	98.63	-1.430e+005	-1.220e+005	---
36	25 Main TS	104.0	-1.452e+005	-1.226e+005	---
37	26 Main TS	114.5	-1.485e+005	-1.230e+005	---
38	27 Main TS	141.2	-1.631e+005	-1.215e+005	---
39	28 Main TS	140.5	-1.677e+005	-1.256e+005	---
40	29 Main TS	144.8	-1.701e+005	-1.289e+005	---
41	30 Main TS	153.0	-1.719e+005	-1.320e+005	---
42	31 Main TS	167.1	-1.736e+005	-1.349e+005	---
43	Reboiler	196.5	-1.822e+005	-1.362e+005	---

FEEDS / PRODUCTS

Flow Basis:		Molar							
	Stream	Type	Duty (kJ/h)	State	Flows (kgmole/h)	Enthalpy (kJ/kgmole)	Temp (C)		
48	QC	Energy	5.312e+007 *		---	---	---		
49	VERS TORCHE	Draw	---	Vapour	2.737e-005 *	-1.095e+005 *	48.16 *		
50	GPL	Draw	---	Liquid	703.8 *	-1.303e+005 *	48.16 *		
51	1 Main TS								
52	2 Main TS								
53	3 Main TS								
54	4 Main TS								
55	5 Main TS								
56	6 Main TS								
57	7 Main TS								
58	8 Main TS								
59	9 Main TS								
60	10 Main TS								
61	11 Main TS								
62	12 Main TS								
63	13 Main TS								
64	14 Main TS								
65	15 Main TS								
66	16 Main TS								
67	17 Main TS								
68	18 Main TS								

1		TEAM LND Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	E:\PF\ETHèSE NON MODIFIèEHYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.HSC
2			Unit Set:	SI
3			Date/Time:	Sun Jun 28 18:11:45 2009
4				
5				

Distillation: T-202 @Main (continued)

FEEDS / PRODUCTS

11	19	Main TS								
12	20	Main TS								
13	21	Main TS								
14	22	Main TS								
15	23	Main TS								
16	24	Main TS								
17	25	Main TS								
18	26	Main TS								
19	27	Main TS	1	Feed	---	Mixed	1741	*	-1.543e+005	* 160.0 *
20	28	Main TS								
21	29	Main TS								
22	30	Main TS								
23	31	Main TS								
24	Reboiler	QR	Energy	4.098e+007 *	---				---	
25		COND	Draw	---	Liquid	1037	*	-1.822e+005	*	196.5 *

SETUP

Sub-Flowsheet

Feed Streams			Product Streams		
Internal Stream	External Stream	Transfer Basis	Internal Stream	External Stream	Transfer Basis
QR	QR @Main	None Req'd	QC	QC @Main	None Req'd
1	Charge @Main	P-H Flash	VERS TORCHE	VERS TORCHE @Main	P-H Flash
			GPL	GPL @Main	P-H Flash
			COND		<None Set>

VARIABLES

Column Flowsheet Vars Available as Parameters

Data Source	Variable	Component	Description

COMPONENT MAPS

Feed Streams

Feed Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
QR		
1		

Product Stream

Product Name	In to SubFlowSheet	Out of SubFlowSheet
QC		
VERS TORCHE		
GPL		
COND		

DYNAMICS

Vessel Dynamic Specifications

Vessel	Condenser	Reboiler
Diameter (m)	1.193	1.193
Height.0 (m)	1.789	1.789
Volume.0 (m3)	2.000 *	2.000 *
Liquid Volume Percent (%)	50.00 *	50.00 *
Level Calculator	Horizontal cylinder	Horizontal cylinder
Fraction Calculator	Use levels and nozzles	Use levels and nozzles
Vessel Delta P (kPa)	196.1 *	0.0000 *
Fixed Vessel P Spec (kPa)	1177	1510
Fixed P Spec Active	Not Active	Not Active

Other Equipment in Column Flowsheet



TEAM LND
Calgary, Alberta
CANADA

Case Name: E:\PFE\THèSE NON MODIFIèE\HYSYS\K100 ACTUEL OPT MOD.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Sun Jun 28 18:11:45 2009

Distillation: T-202 @Main (continued)

Holdup Details

	Pressure (kPa)	Volume (m3)		Bulk Liquid Volume (m3)
14	Condenser	0.0000	*	---
15	1 Main TS	0.0000	*	---
16	2 Main TS	0.0000	*	---
17	3 Main TS	0.0000	*	---
18	4 Main TS	0.0000	*	---
19	5 Main TS	0.0000	*	---
20	6 Main TS	0.0000	*	---
21	7 Main TS	0.0000	*	---
22	8 Main TS	0.0000	*	---
23	9 Main TS	0.0000	*	---
24	10 Main TS	0.0000	*	---
25	11 Main TS	0.0000	*	---
26	12 Main TS	0.0000	*	---
27	13 Main TS	0.0000	*	---
28	14 Main TS	0.0000	*	---
29	15 Main TS	0.0000	*	---
30	16 Main TS	0.0000	*	---
31	17 Main TS	0.0000	*	---
32	18 Main TS	0.0000	*	---
33	19 Main TS	0.0000	*	---
34	20 Main TS	0.0000	*	---
35	21 Main TS	0.0000	*	---
36	22 Main TS	0.0000	*	---
37	23 Main TS	0.0000	*	---
38	24 Main TS	0.0000	*	---
39	25 Main TS	0.0000	*	---
40	26 Main TS	0.0000	*	---
41	27 Main TS	0.0000	*	---
42	28 Main TS	0.0000	*	---
43	29 Main TS	0.0000	*	---
44	30 Main TS	0.0000	*	---
45	31 Main TS	0.0000	*	---
46	Reboiler	0.0000	*	---

NOTES

Bibliographie

Bibliographie :

✓ Les livres :

[1] : P.Wuithier

« Le pétrole et génie chimique », Tome I, Ed TECHNIP, [1972].

[2] : P.Wuithier

« Le pétrole et génie chimique », Tome II, Ed TECHNIP, [1972].

[3] : A.Rojey

« Le gaz naturel production traitement transport », Ed TECHNIP, [1994].

[4]: DATA BOOK, 9^{ème} Ed, Gas Processing Suppliers Association in co-operation with the Gas Processing Association, [1972].

[5]: Jhon.M.Compbell

« Gas conditioning and processing », Volume 2 « The equipment modules », Ed Compbell Petroleum Series, [1984].

[6]: William.C.Lyons

« Standard HANDBOOK of petroleum and natural gas engineering », Volume 2, Ed gpc (GULF), [1996].

[7]: Waynec.Edmister & Byung.Ikle

« Applied hydrocarbon thermodynamics », Volume 1, 2nd Ed gpc (GULF), [1983].

[8]: A.Skoblo; I.Tregoubova & N.Egorov

« Méthodes appareils de l'industrie du pétrole », Ed : Ecole Supérieure, Moscou, [1976].

[9]: William C.Lyons

«Standard HANDBOOK of Petroleum and Natural gas engineering». Volume 1, Ed gpc (GULF), [1996].

[10]: Lange

« HANDBOOK of chemistry ». 2nd Ed : Mc Graw. HILL Book Company, [1956,1961,1967].

✓ Les sites internet :

[11] : http://fr.wikipedia.org/wiki/Tonne_d%27%C3%A9quivalent_p%C3%A9trole

[12] : www.sonatrach-dz.com