



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



UNIVERSITE HAMMA LAKHDHAR D'EL-OUED

FACULTE DES SCIENCES ET TECHNOLOGIE

Mémoire de fin d'étude

Présenté pour l'obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et techniques

Filière : Hydrocarbures et Chimie

Spécialité : Raffinage et Pétrochimie

Thème

**Optimisation de la TVR de l'Essence par
l'Etude des Paramètres de March du
Débutaniseur et la Vérification du Rebouilleur**

Soutenu le 01/06/2015

Présenté par: - Nouh Laib
- Bebboukha Med-Elhafed

Devant le jury

**Président
ELOUED**

Mr.CHAABIA Nacer

MA-A-Université de

**Examineur
ELOUED**

Mr.BOUDHIAF Moussa

MA-A- Université de

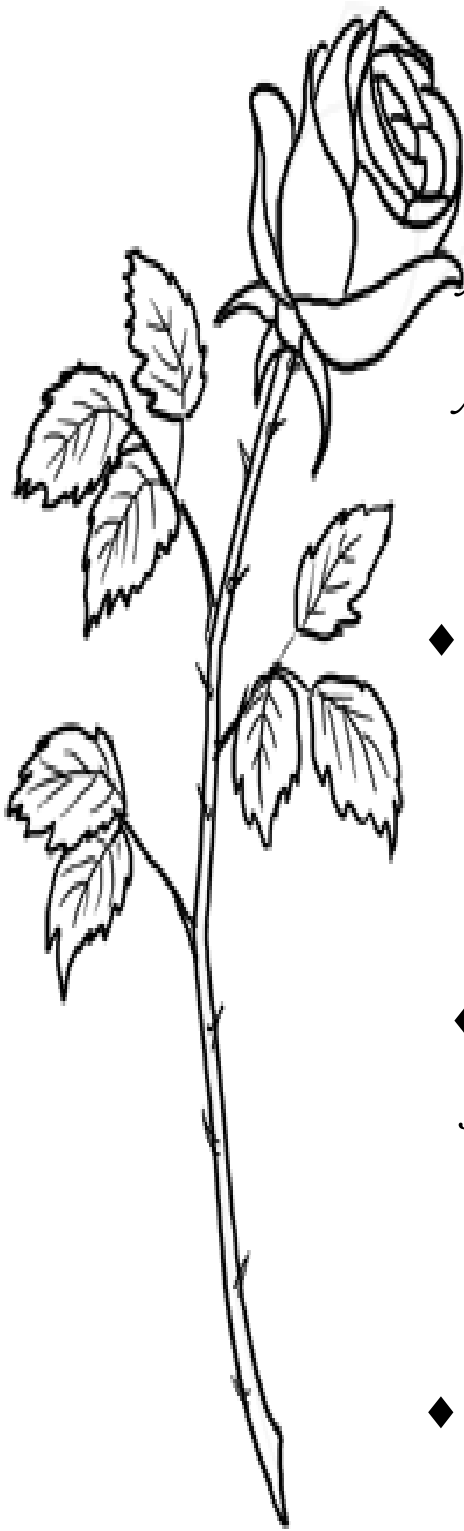
Directeur de mémoire

Mr.ATIA ABDELMALEK

MA-A- Université de ELOUED

Promotion:2015

Dédicace

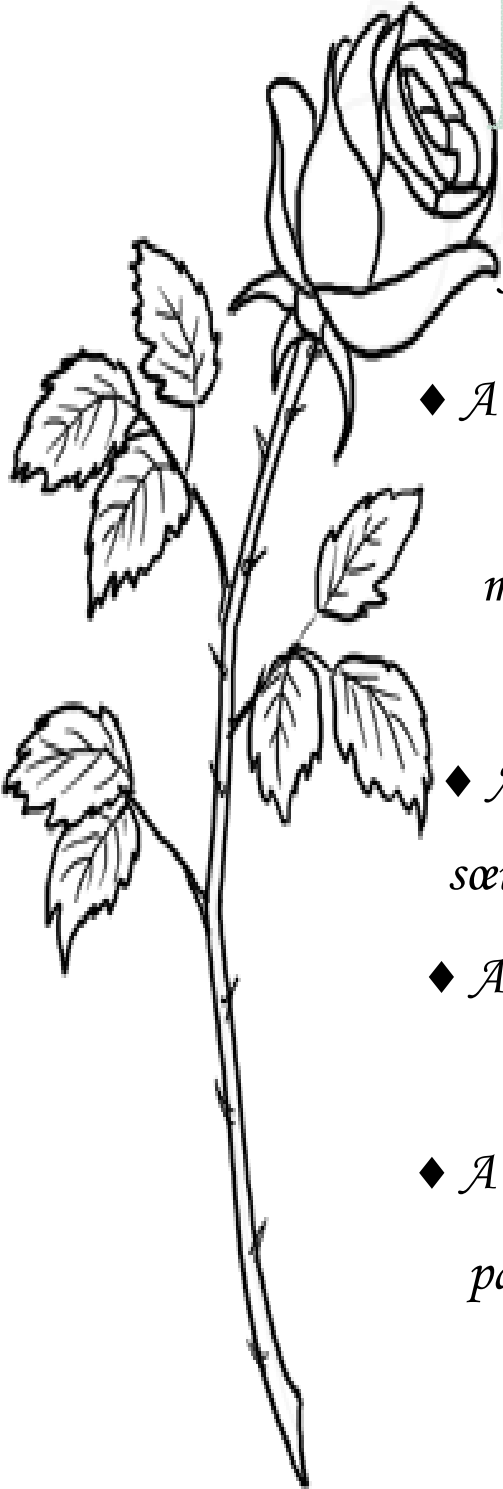


A la vie, pour ses joies et ses peines

A mes parents, pour leur support

Je dédie ce modeste travail :

- ◆ *A mes très chères parents et grands
parents qui m'ont aidés et
m'encouragé durant toutes mes
études.*
- ◆ *A mes chères frères et mes chères
sœurs, ainsi que mes chères tantes.*
- ◆ *A toute la famille laib ainsi que
tous mes proches.*
- ◆ *A tout mes amis, avec lesquelles j'ai
partagés mes meilleurs moments.*



Dédicace

Je dédie ce modeste travail :

- ◆ *A mes très chères parents et grands parents qui m'ont aidés et m'encouragé durant toutes mes études.*
- ◆ *A mes chères frères et mes chères sœurs, ainsi que mes chères tentes.*
- ◆ *A toute la famille bebboukha ainsi que tous mes proches.*
- ◆ *A tout mes amis, avec lesquelles j'ai partagés mes meilleurs moments.*

remerciements

Tout d'abord, Nous remercions le bon dieu de nous avoir donné du courage afin que ce mémoire.

*Nous tenons à exprimer mes vifs remerciements et ma gratitude au **Mr. ATIA ABDELMALEK**, maître Assistant à l'Université d'Eloued, qui m'a fait l'honneur d'être rapporteur de ce mémoire. Nous le remercions pour la patience dont il a fait preuve lors de ses relectures mais également pour les différentes discussions fructueuses que nous avons pu tenir ensemble et les lectures attentives lors différentes étapes de la réalisation de ce travail.*

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

Que tous nos amis sans exception, ils sont nombreux, nous ne pouvons tous les citer mais nous ne les oublie.

Enfin, que toutes les personnes ayant contribué, de près ou de loin, à la réalisation de ce travail, soient chaleureusement remerciées.

sommaire

Remerciements

Liste des tableaux

Liste des figures

Nomenclature

Introduction général.....1

Chapitre -I-Généralités sur le pétrole brut

I-1-Le pétrole brut.....2

I-1-1-Définition du pétrole brut.....2

I-1-2-Origin du pétrole brut... ..2

I-1-3-Classification des pétroles.....2

I-1-4- Composition des pétroles bruts.....5

I-2-Le gaz naturel7

I-2-1-Définition de gaz naturel.....7

I-2-2- Origines du gaz naturel7

I-2-3- Types des gaz naturels7

I-2-4-Caractéristiques du gaz naturel8

Chapitre -II- Généralité sur les essences

II-1- Définition de l'essence10

II-2-Les types d'essences.....10

II-3- composition de l'essence11

II-3-1 Caractéristiques du condensât.....11

II-3-2-Domains d'utilisation du Condensât12

II-3-3-stabilisation du condensât13

Chapitre –III-Théorie De La Rectification

III-1-Définition de la rectification.....15

III-2- Colonne de rectification16

III-3-Types de colonnes de rectification17

III-4-Bilan matière de la colonne.....18

III-5-Choix de la pression dans la colonne20

III-6-Régime de température de la colonne de rectification	21
III-7-Taux de vaporisation et composition des phases liquide et vapeur de la charge	22
III-8-Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal	22
III-9-Taux de reflux optimal	23
III-10-Calcul de la TVR de le condensât.....	23

Chapitre IV Théorie De Rebouilleur

IV-1- Domaine d'utilisation de rebouilleur	24
IV-2- Constitution d'un rebouilleur	25
IV-3. La combustion dans un rebouilleur	26
IV-3-1- Définition de la chaleur de combustion	28
IV- 3-2- Réaction de combustion	28
IV -3-3-Composition théorique des fumées.....	29

Chapitre -V -Calcul de vérification de la colonne de stabilisation

V-1-Présentation du champs de Hassi-R'mel.....	31
V-2-But du travail.....	32
V-2-Les donnés de départ	32
V-3-Bilan matière	33
V-4- Pression et température dans la colonne	36
V-5- Utilisation de la volatilité relative.....	38
V-6- Calcul du taux de vaporisation de la charge	40
V-7- Calcul du taux de reflux minimal.....	41
V-8- Calcul du taux de rebouillage minimal et opératoire.....	42
V-9- calcul du nombre minimal de plateaux théoriques ($N_{\min}$).....	43
V-10- Bilan thermique de la colonne.....	46
V-11- Calcul de la tension de vapeur Reid (TVR)	50

V-12- Interprétation des résultats.....	51
---	----

Chapitre VI Calcul de Rebouilleur

VI-1-Présentation de problème	52
VI-2-Données de départ	52
VI-3-Calcul de la combustion	52
VI-4-Bilan thermique.....	58
VI-4-1-La quantité de chaleur absorbée par la charge	58
VI-4-2-La quantité de chaleur dégagée dans la chambre de combustion	58
VI-4-3-Le débit de combustible	58
VI-4--Le nombre de brûleurs	58
Conclusion générale	59

bibliographie

Annexes

Résumé

LISTE DES TABLEAU

Tableau I.1 La teneur en soufre dans le pétrole et les fractions pétrolières	4
Tableau I.2 La teneur en fraction d'huile de base et leur qualité.....	5
Tableau III.1:Différent valeurs des pressions dans la colonne de rectification.....	21
Tableau III.2:Les équations des isothermes pour les différentes parties de la colonne.....	21
Tableau IV.1:la composition des combustibles.....	29
Tableau IV.2:Composition théorique des fumées.....	29
Tableau V.1:la composition de la charge du débutaniseur T-402.....	32
Tableau V .2:Compositions et débits du distillat.....	35
Tableau V.3: Compositions et débits du résidu.....	35
Tableau V.4:Calcul de la température dans le ballon de reflux.....	36
Tableau V . 5:Calcul de la température au sommet de la colonne	37
Tableau V .6:Calcul de la température au fond de la colonne	38
Tableau V .7:volatilités relatives du constituant i de La zone d'alimentation α_{Li}	39
Tableau V .8:volatilités relatives du constituant i de La zone de rectification α_{Di}	39
Tableau V .9: volatilités relatives du constituant i de La zone d'épuisement α_{Ri}	40
Tableau V .10:Détermination du taux de vaporisation de la charge.....	41
Tableau V.11:Calcul du taux de reflux minimal.....	42
Tableau V .12: Calcul du taux de rebouillage minimal.....	43
Tableau V.13:la masse moléculaire moyenne pour la zone de flash.....	47
Tableau V.14:la masse moléculaire moyenne distillat et le résidu	47
Tableau V .15:composition du liquide descendant et le Vapeur qui monte.....	48
Tableau V .16:Les enthalpies des phases vapeurs et des phases liquides.....	49

Tableau V .17:Calcul de la tension de vapeur vraie de condensât.....	51
Tableau VI.1: Composition du gaz combustible (fuel - gaz)	52
Tableau VI.2:Caractéristique des fumées.....	55
Tableau VI.3:composition des fumées.....	55
Tableau VI.4:Pouvoir calorifique du combustible.....	57

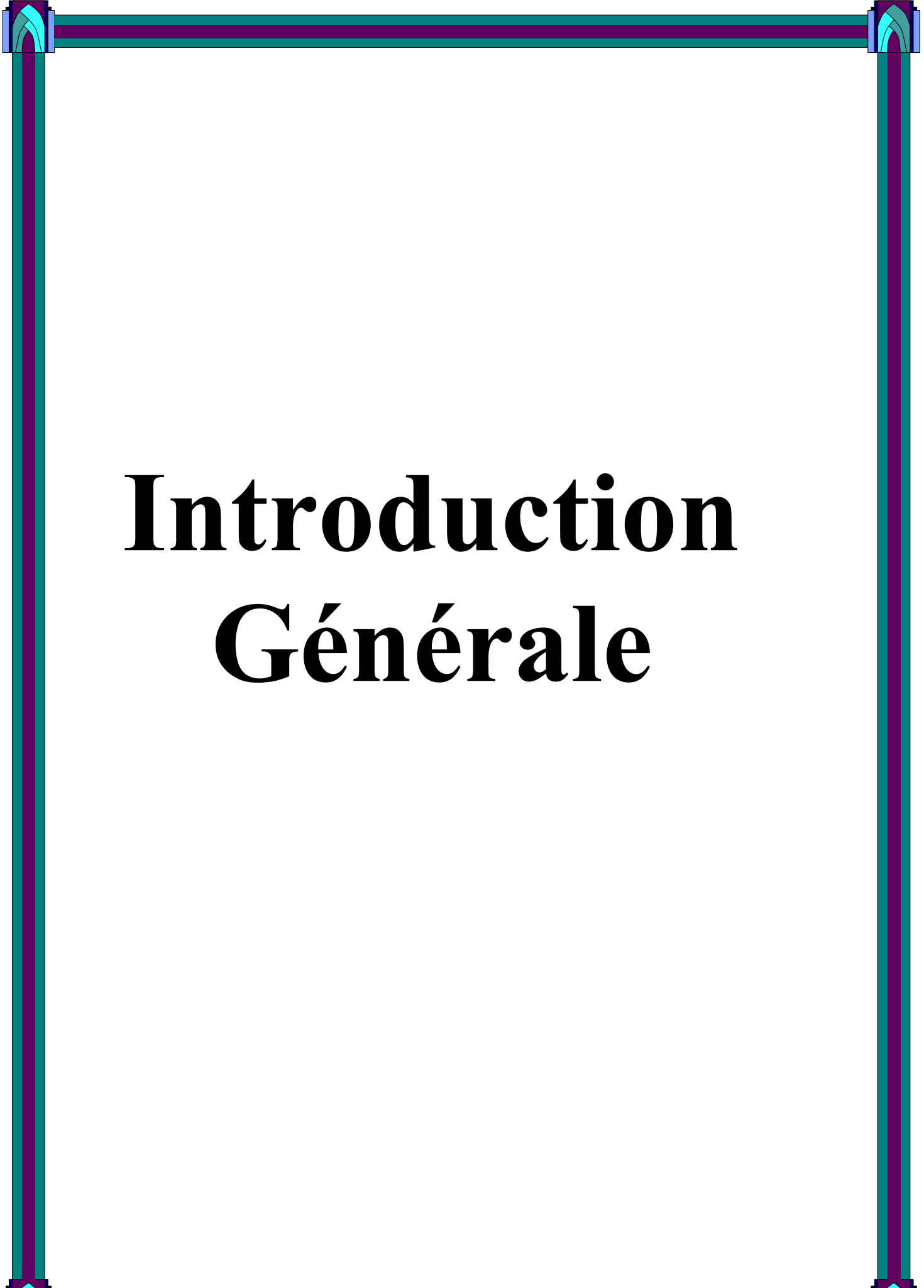
LISTE DES FIGURE

Figure II.1:Schéma de stabilisation du condensât et récupération du GPL.....	14
Figure III.1:Schéma de la colonne de rectification.....	18
Figure IV.1: Vue d'un four verticale (boîtes).....	26
Figure IV.2: Vue d'un four horizontal (cabines).....	27
Figure V.1: Situation géographique du champ de Hassi-Rmel	31
Figure V.2: Schéma simplifié de la colonne T402.....	33

NOMENCLATUR

Symboles	Désignation	Unité
D_i'	Débit molaire partiel du constituant « i » dans le distillat	[kmol/h]
D	Débit massique du distillat	[kg/h]
D_i'	Débit massique partiel du constituant « i » dans le distillat	[kg/h]
e_0'	Taux de vaporisation molaire de la charge	
L'	Débit molaire de la charge	[kmol/h]
L_i'	Débit molaire du constituant « i » dans la charge	[kmol/h]
L	Débit massique de la charge	[kg/h]
F_i'	Débit massique du constituant « i » dans la charge	[kg/h]
R	Débit molaire du rebouillage	[kmol/h]
H_L	Enthalpie massique de la charge	[kcal/kg]
H_D	Enthalpie massique du distillat	[kcal/kg]
H_R	Enthalpie massique du résidu	[kcal/kg]
K_i	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans la charge	
K_{iL}	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans la charge	
K_{iD}	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans le distillat	
K_{iR}	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans le résidu	
K_r	Coefficient d'équilibre du constituant de référence « r »	
K	Facteur de correction	
M_i	Masse molaire du constituant « i »	[kg/kmol]
M_L	Masse molaire moyenne de la charge	[kg/kmol]
M_R	Masse molaire moyenne du résidu	[kg/kmol]
M_D	Masse molaire moyenne du distillat	[kg/kmol]
N_{min}	Nombre de plateaux minimum	
N_{th}	Nombre de plateaux théoriques	
P_b	Pression de ballon de reflux	[atm]
P_s	Pression au sommet de la colonne	[atm]
P_a	Pression de l'alimentation	[atm]
P_f	Pression au fond de la colonne	[atm]
Q_L	Capacité thermique de l'alimentation	[kcal/h]
Q_D	Capacité thermique du distillat	[kcal/h]
Q_R	Capacité thermique du résidu	[kcal/h]
Q_C	Capacité thermique du condenseur	[kcal/h]
Q_{Rb}	Capacité thermique du rebouilleur	[kcal/h]
R'	Débit molaire du résidu	[kmol/h]
R_i'	Débit molaire partiel du constituant « i » dans le résidu	[kmol/h]
R_i	Débit massique partiel du constituant « i » dans le résidu	[kg/h]
r_{min}	Taux de reflux minimal	
r_{opt}	Taux de reflux optimal	
R	Débit massique du résidu	[kg/h]
T_f	Température au fond de la colonne	[°C]
T_s	Température au sommet de la colonne	[°C]
T_b	Température dans le ballon de reflux	[°C]
W_i	Fraction massique du constituant « i »	

X_i	Fraction molaire du constituant « i » en phase liquide	
X_{iL}	Fraction molaire du constituant « i » dans la charge	
X_{iR}	Fraction molaire du constituant « i » dans le résidu	
$(X_{Cl})_W$	Fraction molaire de l'élément clé léger dans le résidu	
$(X_{CL})_D$	Fraction molaire de l'élément clé lourd dans le distillat	
$(X_{Cl})_L$	Fraction molaire de la clé légère dans l'alimentation	
$(X_{CL})_L$	Fraction molaire de la clé lourde dans l'alimentation	
Y_i	Fraction molaire du constituant « i » en phase vapeur	
Y_{iD}	Fraction molaire du constituant « i » dans le distillat	[kg/kmol]
$(TVV)_i$	Tension de vapeur vraie du constituant « i » du mélange	[kg/cm ²]
$(TVV)_m$	Tension de vapeur vraie du mélange	[kg/cm ²]
P_1	Perte de charge due à la résistance des plateaux	[atm]
ΔP_2	Perte de charge due à la résistance des plateaux	[atm]
ΔP_3	Perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur	[atm]
α_i	Volatilité relative du constituant « i »	
φ	Constante d'UNDERWOOD	
α_{iL}	Volatilité relative du constituant « i » dans l'alimentation	
η	Efficacité moyenne des plateaux réels	
ρ_L	Masse volumique de la charge	[kg/m ³]
ρ_{eau}	Masse volumique de l'eau	[kg/m ³]
α_{iDm}	Volatilité relative moyenne dans la zone de rectification	
α_{iwm}	Volatilité relative moyenne dans la zone d'épuisement	
α_{CLm}	Volatilité relative moyenne de la clé légère dans le résidu « nC4 »	
α_{CLm}	Volatilité relative moyenne de la clé lourde dans le distillat « iC5 »	
α_{iD}	Volatilité relative du constituant « i » dans le distillat	
α_{iR}	Volatilité relative du constituant « i » dans le résidu	
ρ_{com}	masse volumique de combustible	[kg/m ³]
L_s	Le débit d'air sec pour un 1 Kg de combustible	[Kg/Kg _{comb}]
G_f	La quantité des fumées rapportée à 1Kg de gaz	Kg fumée s / Kg _{comb}



Introduction Générale

Introduction générale

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons :

Le pétrole et le gaz naturel, qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie.

A cause du manque des données de calculs actuelles concernant la fabrication de l'essence dans les différentes raffineries sur le territoire nationale, d'ailleurs la richesse des données de départ pour la région de Hassi R'Mel, nous avons étudié le même problématique sur le condensât (C_{5+}).

Le champ de Hassi R'Mel est l'un des champs les plus importants en Algérie et au monde, depuis sa découverte, ce champ a connu un important développement afin d'exploiter le maximum de ce gisement, et optimiser le rendement en produits finis : GPL, gaz sec, et condensât, ce dernier peut introduit dans la fabrication d'essence.

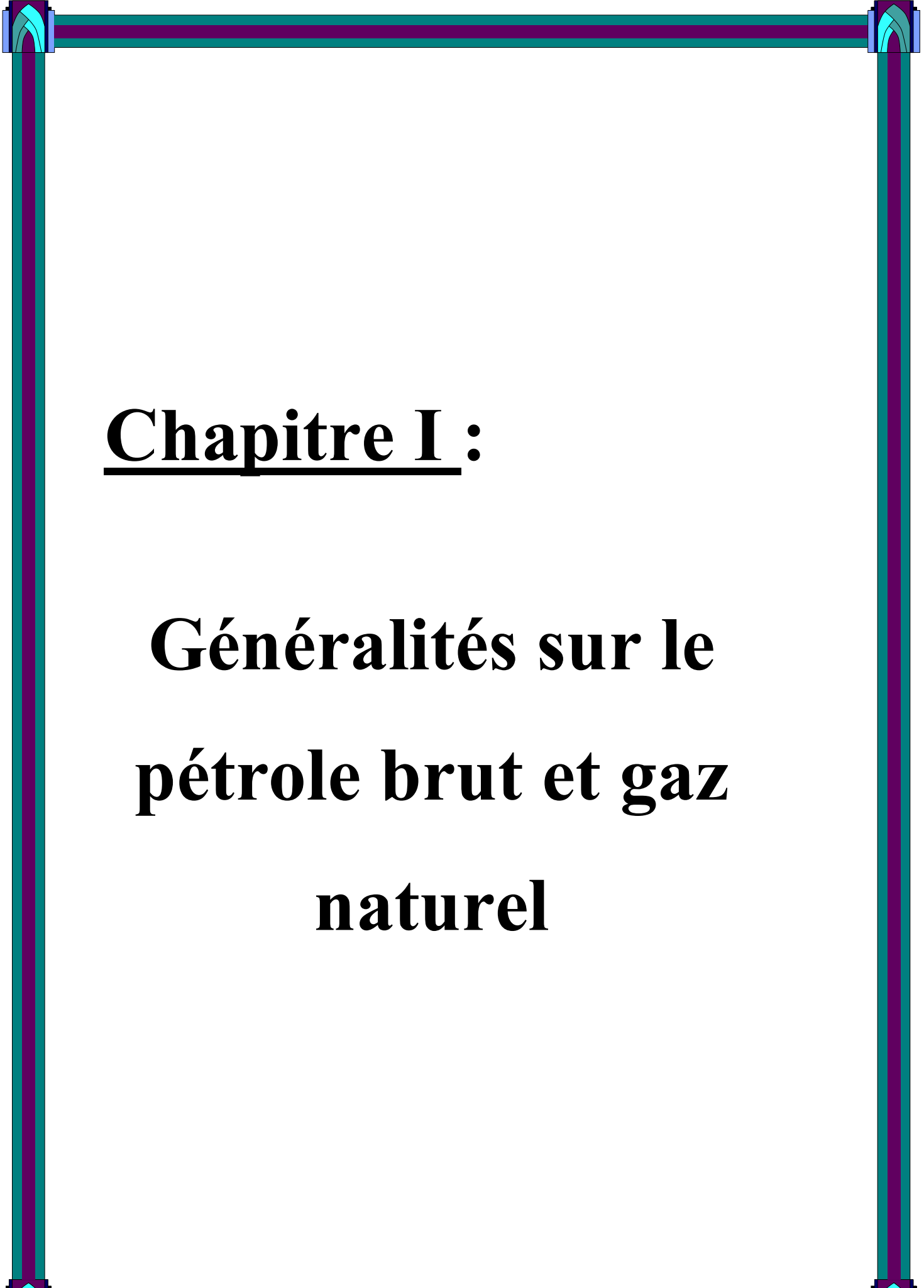
L'industrie de raffinage des hydrocarbures a connu un essor considérable depuis long temps, grâce à l'élaboration des procédés physiques dont le but est d'améliorer la qualité de tous les dérivées du pétrole et gaz ,tout en respectant plusieurs spécifications tels que: la densité ,la TVR...etc.

Le problème majeur face les ingénieurs de Hassi R'Mel est d'optimiser et améliorer la TVR de condensât pour éviter les conséquences inappropriés dans l'opération de stockage.

La réalisation de cette étude nous a imposé de suivre certaines étapes, afin de concrétiser notre objectif.

Notre plan de travail est alors structuré comme suit :

- Une partie théorique qui engendre une description sur le pétrole brut, essence et condensât ainsi que des généralités sur la théorie de distillation.
- Une partie calcul qui contient une vérification des paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation ainsi qu'une étude de rebouilleurs H402.
- Enfin nous portons une conclusion générale qui interprétera les résultats obtenus et les solutions proposées afin de réaliser notre but.



Chapitre I :

Généralités sur le pétrole brut et gaz naturel

Introduction

La découverte du pétrole date de la plus haute antiquité; considéré sous l'angle de son emploi comme produit énergétique, le pétrole est d'abord un carburant. Il a permis à l'industrie de se développer et à l'aviation de prendre son essor. [1]

La comparaison des taux d'épuisement des ressources d'hydrocarbures constate que le gaz naturel est une ressource énergétique relativement peu exploitée par rapport au pétrole brute.[2]

I-1-Le pétrole brut

I-1-1-Définition du pétrole brut

Le pétrole, vient du mot latin « petra » pierre et « oleum » huile (soit « huile de pierre »). C'est un liquide brun plus ou moins visqueux d'origine naturelle, mélange complexe d'hydrocarbures. Son exploitation est l'un des piliers de l'économie industrielle contemporaine, car il fournit la quasi totalité des carburants liquides. Le pétrole est aussi souvent appelé or noir en référence à sa couleur et à son coût élevé. [2]

I-1-2-Origine du pétrole brut

Le pétrole, est une roche liquide carbonée, ou huile minérale de couleur variant du vert au brun noir et dégage une odeur caractéristique. Énergie fossile, son exploitation est l'un des piliers de l'économie industrielle contemporaine, car il fournit le quasi totalité des carburants liquides, Il s'est formé dans des lagunes peu profondes par décomposition de matières organiques accumulées en milieu anaérobique. Celles-ci se sont transformées en gaz et en liquide plus ou moins visqueux qui est le pétrole ; ces transformations sont très lentes. En raison de sa faible densité, il a tendance à migrer jusqu'à être piégé dans une couche poreuse qui donne alors la roche réservoir, coincée entre deux couches imperméables. C'est là où se trouvent les gisements. [3]

Il existe une grande diversité de pétroles bruts aussi bien du point de vue physique que du point de vue de la composition chimique ce qui entraîne des conditions spécifiques de production, de transport, de stockage et de raffinage selon les pétroles et les produits qui en dérivent, d'où la nécessité d'une connaissance, la plus exacte possible, de leur composition. [4]

I-1-3-Classification des pétroles

Il est possible de distinguer les différents types de pétrole selon leur densité, leur fluidité, leur teneur en soufre et autres impuretés (vanadium, mercure et sels) et leur teneur en

différentes classes d'hydrocarbures. Le pétrole est alors paraffinique, naphtéinique ou aromatique[5].

On distingue trois types de méthodes de classification :

a- Méthode Industrielle :

Les pétroles sont répartis dans la partie industrielle en : légers, moyens et lourds, déterminés par simple mesure de densité tels que[5] :

- le pétrole est léger : si $\rho_{15}^{15} < 0,828$.
- le pétrole est moyen : si $0,828 < \rho_{15}^{15} < 0,844$.
- le pétrole est lourd : si $\rho_{15}^{15} > 0,844$

Un pétrole brut léger contient une quantité relativement importante de fractions légères (essences, kérosènes, gas-oil léger), et de paraffine. Mais il y a peu de soufre et de gommes. L'indice d'octane de l'essence est faible, mais les huiles lubrifiantes obtenues sont de bonne qualité (indice de viscosité élevé).

Les pétroles lourds sont aromatiques et contiennent peu d'essences avec un indice d'octane est élevé. Ils contiennent beaucoup de gommes.

Ces pétroles peuvent donner un grand rendement de coke et des bitumes de bonne qualité. Cette classification qui ne tient compte que de la densité ρ_{15}^{15} reste incomplète.

b- Méthode Chimique :

En fonction de la prédominance d'une ou plusieurs familles des hydrocarbures, on peut distinguer les pétroles suivants [5]:

- a) Pétroles paraffiniques.
- b) Pétroles naphtéiniques.
- c) Pétroles aromatiques.
- d) Pétroles paraffino-naphteniques.
- e) Pétrole naphténo – aromatiques.
- f) Pétroles paraffino- aromatiques.
- g) Pétroles paraffino-naphténo-aromatiques.

La classification chimique ne reflète pas la vraie nature des pétroles car la répartition des légers dans les fractions est différente, aussi les fractions lourdes contiennent des

hydrocarbures mixtes. Donc, cette classification ne peut pas nous renseigner complètement sur la quantité et la qualité des produits à obtenir.

Actuellement, la méthode la plus complète, et donc la plus utilisée reste la méthode technologique.

c- Méthode économique (Technologique) :

Elle est basée sur la connaissance de la :

a) Teneur potentielle en soufre dans le pétrole et dans les fractions pétrolières [5] :

a-1) Classe 1 : Pétroles peu sulfureux : $S \leq 0,5 \%$

a-2) Classe 2 : Pétroles sulfureux : $0,5 \leq S < 2,0 \%$

a-3) Classe 3 : Pétroles très sulfureux : $S > 2,0 \%$.

Tableau I.1 La teneur en soufre dans le pétrole et les fractions pétrolières [5]

Classes	Teneur en soufre (%)			
	Dans le pétrole	Essence PI $\div 200$	Carburéacteur $120 \div 240$	Carburant diesel $240 \div 360$
Classe 1	$\leq 0,5$	$\leq 0,15$	$\leq 0,1$	$\leq 0,2$
Classe 2	$0,5 \div 0,2$	$0,15$	$\leq 0,25$	$\leq 1,0$
Classe 3	> 2	$> 0,15$	$> 0,25$	$> 1,0$

b) Teneur potentielle en produits clairs ($PF \leq 350^\circ C$) [5]:

On distingue trois types de pétrole :

b-1) Type 1 : Teneur $\geq 45 \%$ - Pétroles légers

b-2) Type 2 : Teneur $30 \div 45 \%$ - Pétroles moyens

b-3) Type 3 : Teneur $\leq 30 \%$ - Pétroles lourds

c) Teneur en huiles de base et leurs qualités [5]:

En fonction de la teneur en huiles de base et en huile résiduelle, on distingue les groupes, et en fonction de leurs qualités (indice de viscosité), on distingue les sous-groupes :

Tableau I.2 La teneur en fraction d'huile de base et leur qualité[5]

Groupes	Teneur en huile de base %		Sous-groupe	Indice de viscosité
	Par rapport au pétrole	Par rapport au mazoute		
M ₁	> 25	≥ 45	I ₁	> 85
M ₂	15 ÷ 25	≥ 45		
M ₃	15 ÷ 25	30 ÷ 45	I ₂	40 ÷ 85
M ₄	<15	< 30		

c)- Teneur en paraffines dans le pétrole :

En fonction de la teneur en paraffines et de la possibilité de la fabrication des carburateurs et des carburants diesel et des huiles de distillat de base à partir du pétrole brut, avec ou sans déparaffinage, on distingue trois espèces de pétrole [5]:

P₁ - Pétroles peu paraffiniques ≤ 1.5 % .

P₂ - Pétroles paraffiniques 1,5 ÷ 6% .

P₃ - Pétroles très paraffiniques > 6%.

I-1-4- Composition des pétroles bruts

Les éléments composant le pétrole sont carbone, ~ 87 % et de l'hydrogène jusqu'à 14%. On retrouve parmi les éléments, le soufre, l'azote, le chlore..., et dans le pétrole, on peut rencontrer aussi les métaux, tels que : Na, Ca, Fe, Al, ...etc[6].

La quantité de ces éléments varie largement d'un pétrole à un autre. La teneur en azote, soufre, CO₂, peut varier de 1 à 7% Les hydrocarbures composant le pétrole peuvent être classés en 3 familles[4] :

- Les hydrocarbures paraffiniques.

- Les hydrocarbures naphténiques

- Les hydrocarbures aromatiques.

a- Composés sulfurés :

Pratiquement, tous les pétroles contiennent des composés sulfurés, et leur teneur varie largement d'un pétrole à un autre. Les composés sulfurés sont très corrosifs pour les appareils et les machines. Ce sont aussi de puissants poisons pour les catalyseurs, ils diminuent l'indice d'octane de l'essence, ils forment des gommages dans les essences. Les composés sulfurés peuvent être classés de la manière suivante [4]:

- Les composés à base d'acide (H_2S et RSH) : ils peuvent se dissoudre dans l'eau et former de l'acide $R-SH$ (mercaptans).
- Les sulfites et les poly sulfites ($R-S-R'$, $-(R-S-S-R')_n$) : Avec l'augmentation de la température, il y a formation de H_2S et de $R-SH$, par décomposition.
- Les thiophanes et les thiophènes : Comme précédemment avec l'augmentation de la température il y a formation de H_2S et de $R-SH$.
- Les composés sulfurés à grande masse moléculaire, que l'on retrouve principalement dans le mazout et le goudron.

b- Composés azotés :

Comme pour le soufre et les composés sulfurés, les composés azotés sont indésirables et sont éliminés au même titre que les composés sulfurés au cours de l'épuration par solvant sélectif ou par H_2SO_4 ou par l'éther. Le pétrole algérien en contient approximativement 1,4%. Les composés sulfurés, azotés et oxygénés en grande majorité se concentrent dans les asphaltènes (matières premières pour la fabrication des bitumes) [4].

c- Composés oxygénés :

Pratiquement, tous les pétroles renferment des composés oxygénés, Ce sont des acides naphthéniques $R-COOH$ ou les homologues du phénol, ils se concentrent principalement dans les fractions de gasoil et les acides naphthéniques à deux noyaux se retrouvent généralement dans les huiles. Les composés oxygénés sont aussi très corrosifs[4].

d-Substances résineuses et asphaltiques

Ces substances sont présentées dans le pétrole sous forme d'un mélange très complexe de composés hétérocycliques à noyau contenant le soufre, l'azote, l'oxygène et les métaux, leur teneur varie entre (10 et 20%)[4] .

e-Substances minérales

Le pétrole brut contient de l'eau dont la combinaison donne une émulsion qui peut être stable, il contient aussi des sels et des impuretés[7] .

I-2-Le gaz naturel

I-2-1-Définition de gaz naturel

Le gaz naturel est une énergie fossile comme la houille, le charbon ou le lignite. C'est un mélange dont le constituant principal, de **75 % à 95 %**, est le méthane (CH_4). Il est donc composé majoritairement d'hydrogène et de carbone, d'où son nom d'hydrocarbure. [8]

I-2-2- Origines du gaz naturel

Les différentes compositions du gaz naturel sont dues à la diversité de ses origines, qui peuvent être [8] :

➤ **Un gaz bactérien :**

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

➤ **Un gaz thermique :**

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

➤ **Un gaz inorganique :**

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

I-2-3- Types des gaz naturels

L'apparition d'une phase liquide dépend des conditions de température et de pression dans le réservoir et en surface, ce qui conduit à distinguer les types suivants [8] :

- **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 a condensât** : Formant une phase liquide dans le réservoir en cours de production, la phase condensée est riche en constituants lourds.
- **Gaz associé** : Coexistant dans le réservoir avec une phase « huile » (gisement de pétrole). Le gaz associé comprend le gaz de couverture (phase gazeuse présente dans le réservoir) et les gaz dissous.

I-2-4-Caractéristiques du gaz naturel

Au stade final de son exploitation le gaz naturel a les caractéristiques suivantes [8]:

a) la masse volumique :

C'est la masse de l'unité de volume du gaz exprimé en Kg / m³, elle est fonction de la température et de la pression, en d'hors des conditions spécifiées on se réfère à des conditions dites normales ou standards :

- Condition normale : T = 0°C, P = 1atm.
- Condition standard : T = 15°C, P = 1atm.

b) Volume massique :

Représente le volume occupé par unité de masse de gaz, il est donc l'inverse de la masse volumique et s'exprime en m³ / Kg.

c) La densité :

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

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

d) Pouvoir calorifique :

C'est la quantité de chaleur dégagée par la combustion d'une unité de volume du gaz, mesurée dans les conditions de référence, le pouvoir calorifique pour le gaz naturel s'exprime en Joules / m³.

On distingue deux pouvoirs calorifiques :

1. Pouvoir calorifique supérieur PCS :

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

2. Pouvoir calorifique inférieur PCI :

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

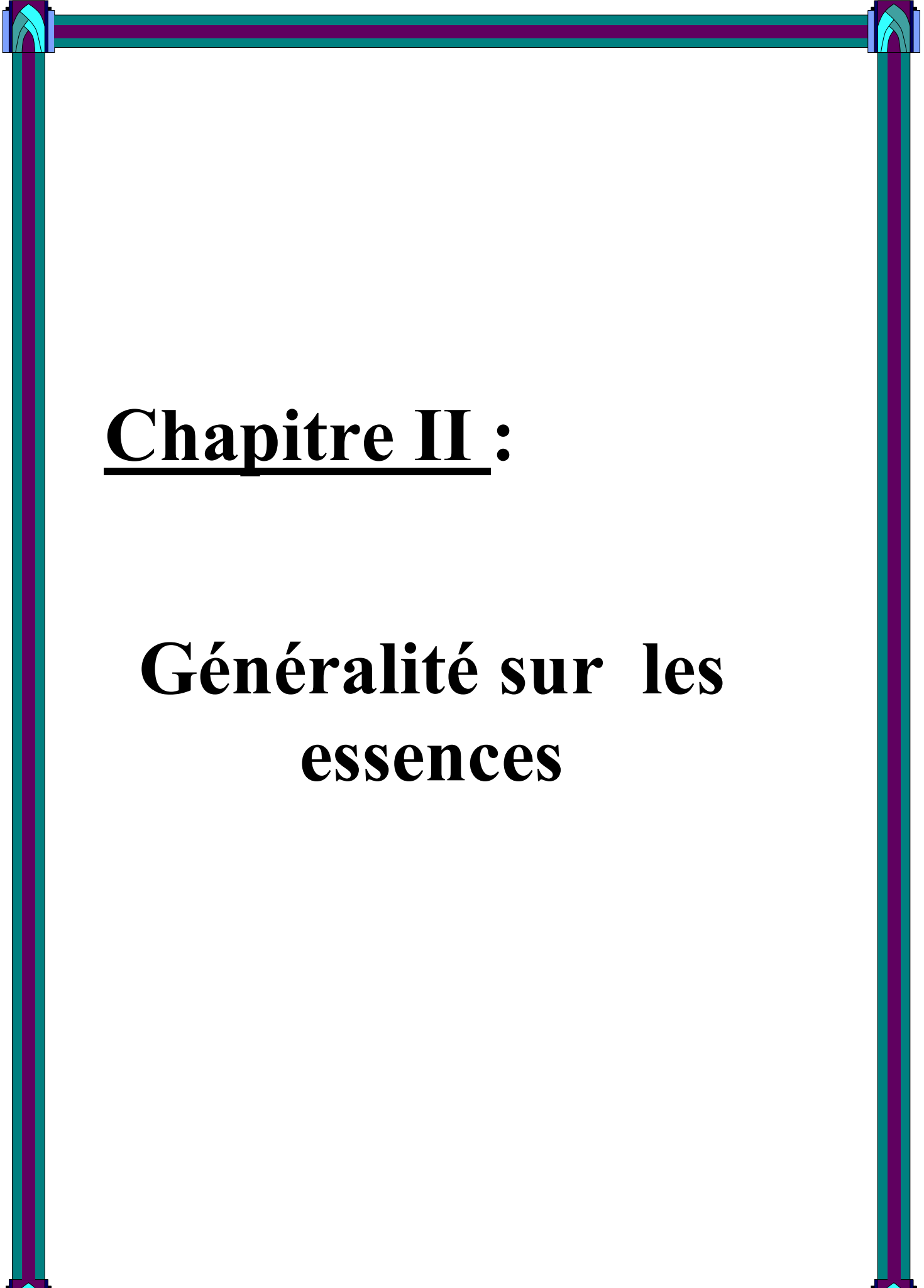
e) Composition chimique :

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

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

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

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



Chapitre II :

Généralité sur les essences

Introduction

L'essence est le carburant le plus vendu dans le monde. La plus grande part de ces fractions subira encore d'autres traitements, puis seront mélangées pour donner de l'essence pour moteur. A partir de ce distillation produit également de l'essence pour avions (carburant d'un indice d'octane particulièrement élevé pour avions légers), ainsi que des essences spéciales pour l'industrie chimique.[9]

Pour utiliser l'essence comme carburant, ces fractions de la distillation subiront encore divers traitements d'amélioration de qualité. Dans la chambre de combustion du moteur, le mélange air-essence est soumis à une forte compression et à l'auto-allumage.

Les essences alimentent les moteurs d'automobile à allumage commandé par étincelle dits, de façon impropre, à explosion. • cette catégorie se rattachent le GPL et des produits à usages spéciaux, qui alimentent les motocycles, les avions munis de moteur à piston et les voitures de compétition .[9]

II-1- Définition de l'essence

L'essence désigne les carburants, les combustibles liquides et volatiles utilisés dans les moteurs à allumage par étincelle (essence moteur). Elle n'est généralement pas une fraction simple obtenue en raffinerie ; mais un mélange de produits provenant de divers procédés aux quels on ajoute des additifs pour leur permettre de satisfaire les exigences du marché. Les essences produites en raffineries sont des liquides incolores fortement inflammables. [9]

II-2-Les types d'essences

Les différents types d'essences présentent généralement des caractéristiques physiques proches les unes des autres, mais diffèrent par leur composition chimique et leur teneur en additifs.

Les différents types d'essences présents sur le marché international sont [9]:

- ✓ **L'essence ordinaire** : dont le RON ne dépasse pas 93-94 , ne se vend pratiquement qu'en Allemagne et dans les pays sous-développés :
- ✓ **Le supercarburant classique** : caractérisé par des valeurs minimales de RON et de MON, respectivement de 97 et 86. Il contient de faibles quantités d'alkyles de plomb (0.15 g/l), ce qui permet d'atteindre commodément et au coût les valeurs requises d'indices d'octane.
- ✓ **Le sans plomb** : apparu en 1985 en Europe, le sans plomb est depuis l'essence de référence. Il est obligatoire pour les véhicules essence équipés d'un pot catalytique. A l'inverse, il n'est pas nécessaire d'avoir un véhicule catalysé pour utiliser une

essence sans plomb, l'addition de plomb dans les essences est interdite en vue de réduire la pollution et pour permettre un fonctionnement satisfaisant des pots catalytiques.

- ✓ **Le super 98 :** (SP 98 pour sans plomb), parfois appelé « super plus », présente des RON et MON supérieurs ou égaux, respectivement, à 98 et 88. Ces deux valeurs ne correspondent pas à des spécifications officielles, mais à des objectifs de qualité que se fixent les raffineurs en accord avec les constructeurs automobiles. Le SP 98 n'est aujourd'hui largement diffusé que dans quelques pays d'Europe comme la France, l'Allemagne et les Pays-Bas.
- ✓ **L'Eurosuper:** est conforme à la norme en 228 (comité européen de normalisation) ; il doit présenter un RON minimal de 95 et un MON minimal de 85. Ce sera, dans les prochaines années, le type d'essence le plus répandu en Europe.

II-3- composition de l'essence

L'essence est un liquide inflammable, issu de la distillation du pétrole, utilisé comme carburant dans les moteurs à combustion interne. C'est un mélange d'hydrocarbures, auxquels peuvent être ajoutés des additifs. On y trouve en moyenne :

- 20 % à 30 % d'alcane, hydrocarbures saturés de formule C_nH_{2n+2} ;
- 5 % de cycloalcane, hydrocarbures saturés cycliques ;
- 30 % à 45 % d'alcène, hydrocarbures insaturés ;
- 30 % à 45 % d'hydrocarbures aromatiques, de la famille du benzène.

Il se compose de fractions légères tirées de la distillation du brut à des températures (35°C à 180°C) allant de C_4 à C_{10} . Elles sont obtenues à partir de divers procédés qui en donnent différentes qualités. [2]

II-3-1 Caractéristiques du condensât

Le condensât est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques, de (iC_5H_{12}) jusqu'au ($C_{12}H_{26}$) et plus, généralement extrait des gisements du gaz à condensât. Il est sous forme liquide dans les conditions normales de température et de pression.

Les principales caractéristiques du condensât sont :

- **Aspect :** C'est un liquide incolore, avec une odeur d'essence.
- **Poids spécifique :** Poids spécifique du condensât est compris entre 0,7 à 0,8.
- **Point d'éclair :** Son point d'éclair est inférieure à -40°C.

- **Limites d'inflammabilités :** Il est très inflammable, car il a un point d'éclaire inférieur à zéro, ses limites d'inflammabilités sont approximativement : **1,4 et 7,6%** (dans l'air).
- **Densité de vapeur :** Les vapeurs du condensât sont plus lourdes que l'air, la densité de ces vapeurs est de **3 à 4** plus grande que celle de l'air.[10]
- **Explosivité et d'inflammabilités :** Le condensât est un fluide hautement inflammable et évaporable à une température et pression normales, du fait qu'il n'est pas électro-conducteur, présente un danger d'inflammation ou explosion du fait de l'étincelage électrostatique amorcé par coulage, filtration, chute, pulvérisation,...etc.
On devra faire attention car les vapeurs du condensât constituent un mélange gazeux explosif se répandant par terre du fait de sa densité plus élevée que celle de l'air.[11]
- **Toxicité physiologique :** Les vapeurs du condensât sont toxique. Lorsqu'un Homme s'y expose le premier symptôme constaté sera l'irritation des yeux ce qui sera suivie de symptômes névropathies (étourdissement).
La victime peut éventuellement se mettre à crier, rire stupidement et finir à avoir du mal à marcher. lorsque la concentration des vapeurs du condensât est de l'ordre de **0,025% à 0,05% volumique** dans l'air, elle ne peuvent pas causer des symptômes heures d'inhalation. [11]
- **Précautions hygiéniques :** Pour prévenir l'intoxication, on doit réaliser une ventilation convenable des locaux de travail et maintenir la concentration des vapeurs du condensât à moins de **300 ppm**.

II-3-2-Domains d'utilisation du Condensât

La particularité du condensât résidu dans son utilisation dans deux secteurs industriels entièrement stratégiques : le raffinage et la pétrochimie.

Elle confère à ce produit une valeur différente par secteur d'utilisation, qui représente en fait un coût d'opportunité par rapport à la charge classique dans une raffinerie ou un craquer. [2]

II-3-2-1-Utilisation du Condensât dans la pétrochimie

La valorisation du condensât, se fait principalement dans le domaine de la pétrochimie où la demande est très importante Il est principalement utilisé pour la production des oléfines par le vapocraquage. [10]

II-3-2-2-Utilisation du Condensât dans le raffinage

Le condensât est utilisé dans la production des carburants notamment les essences, leurs prix de revient est plus bas que les essences produites à partir du pétrole brut car la séparation et la transformation du condensât sont moins coûteuses, et sa composition chimique riche en éléments légers.

Il est utilisé dans le procédé d'isomérisation pour produire l'essence « isomérisée », en transformant les normales paraffines en iso-paraffine qui ont un haut indice octane utilisé également dans le reforming catalytique.[10]

II-3-3-stabilisation du condensât

le procédé stabilisation de condensât et de produire le GPL à partir des liquides récupérés du gaz brut dans la zone de séparation du condensât. Les hydrocarbures liquides provenant du ballon tampon d'alimentation sont dirigés vers le plateau 18 du dééthaniseur après avoir préchauffés dans l'échangeur E-408.

Lorsque un niveau s'est établi dans le fond du T-401, le liquide est dirigé vers le débuteur T-402 passant par le côté calandre du E-409 lorsque un niveau s'est établi dans le fond du T-402, le liquide est dirigé vers le V-403 passant par E-409 côté tube, E-402 côté tube, E-408 côté tube et aéroréfrigérant de condensât E-403. Le liquide récupéré dans le V-403 pendant le démarrage est dirigé vers les installation de stockage de condensât off-spec via le V-409.

Lorsque des niveaux se sont établis dans T-401 et T-402, les rebouilleurs H-401 et H-402 sont allumés pour produire des vapeurs pour T-401 et T-402 respectivement.

La charge est introduite dans le T-401 à partir du V-401 et le débit de la charge ont augmenté progressivement à 75% du débit de calcul lorsque l'exploitation de la colonne s'est stabilisée dans les conditions normales.

Le condensât stabilisé et le GPL sont dirigés vers les réservoirs on-spec lorsque ces produits sont devenus conformes aux spécifications.

Lorsque les vapeurs de tête de dééthaniseur sont devenues conformes aux spécifications, les C-302A ou B se mettent en marche et les vapeurs sont dirigées partiellement vers le pipeline de gaz de vent du Module 0.

Lorsque les zones de stabilisation du condensât et de récupération du GPL du train 1 s'ont mises en ligne, il faut amener le débit de l'usine de 75% à 100% dans des conditions de calcul.[19]

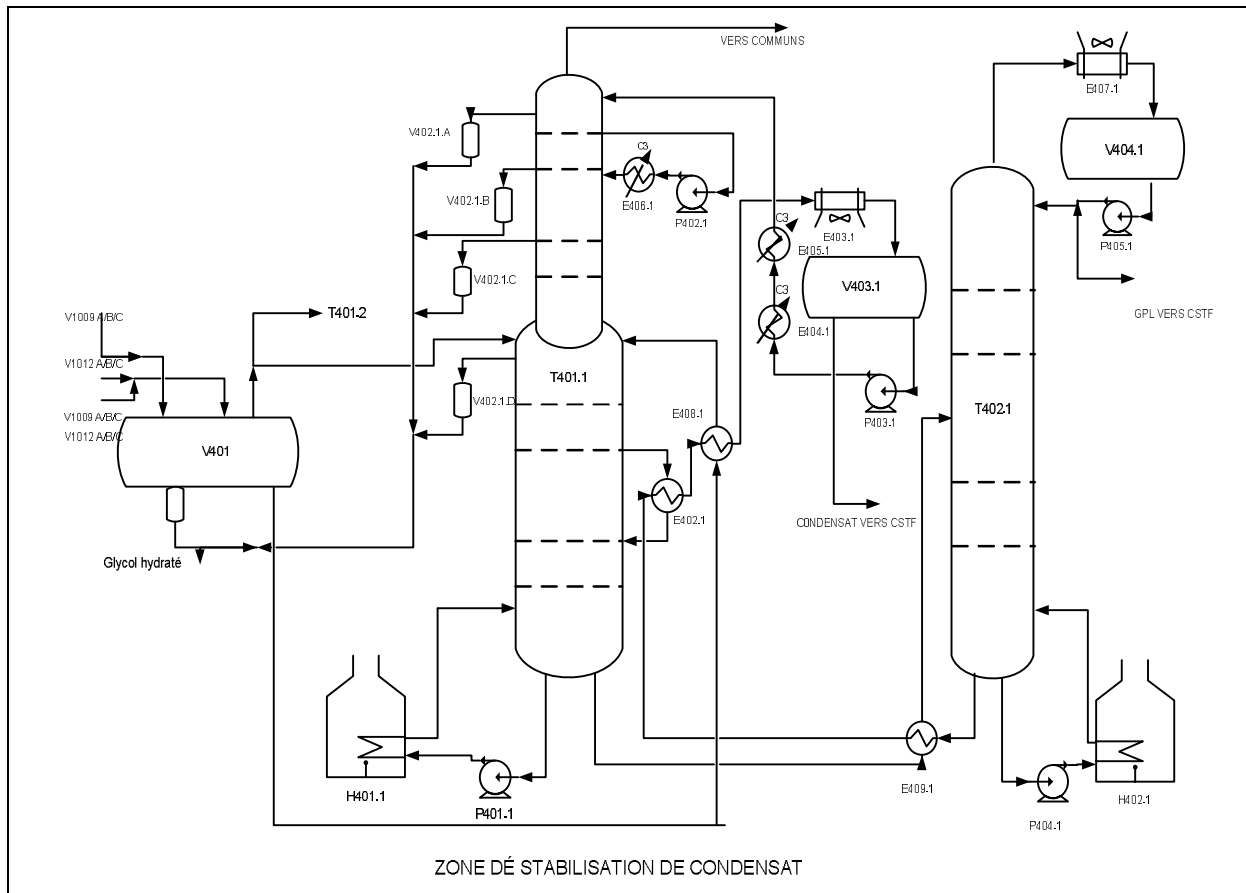
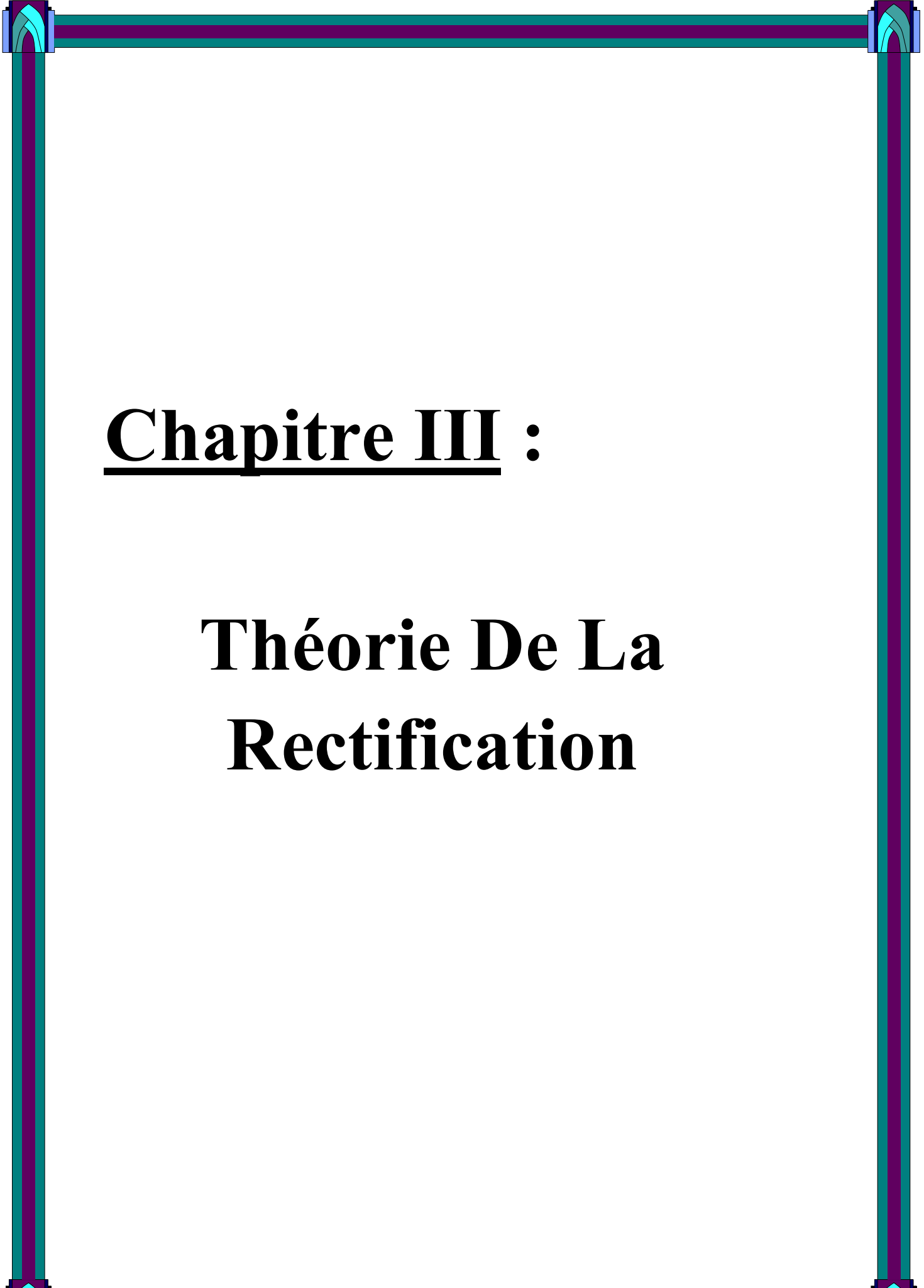


Figure II.1: Schéma de stabilisation du condensât et récupération du GPL [19]



Chapitre III :

Théorie De La Rectification

III-Introduction

Si l'on vaporise un mélange de deux constituants miscibles ou qu'on condense leurs vapeurs, on obtient respectivement une vapeur plus riche et un liquide plus pauvre en constituant le plus volatil. Bien que l'opération simple permette d'enrichir la vapeur en constituant le plus volatil et le liquide en constituant le moins volatil, elle ne peut pas conduire à un degré de séparation raisonnable. C'est par une vaporisation fractionnée qu'on peut obtenir un liquide ou une vapeur de composition voulue encore que la fraction obtenue soit négligeable par rapport à la quantité de liquide de départ ; cette solution n'est donc satisfaisante que d'un point de vue purement qualitatif. On ne peut pas obtenir une séparation complète des constituants puisqu'au cours de l'opération d'importantes quantités de vapeur et de liquide de titres différents seront éliminées. [16]

III-1- Définition de la rectification

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

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

A la suite de telle mise en contact, la phase vapeur s'enrichit en constituant le plus lourd. Une telle séparation est réalisée à contre-courant, soit par étage dans une colonne à plateaux, soit en continu dans une colonne à garnissage.

Ainsi, l'opération de rectification est basée sur le phénomène de séparation par diffusion des constituants d'une phase à une autre par des mises en contacts des deux phases, en discontinu, à contre courant ...etc. [15]

Le transfert de matière d'une phase à une autre s'effectue par diffusion moléculaire. La force motrice de transfert d'une substance est la différence de concentration de l'élément dans les deux phases. Tous les phénomènes de transfert de matière sont réversibles, le sens de transfert est déterminé par les paramètres suivant :

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

Le transfert est plus grand lorsque la surface et le temps de contact sont grands et se termine lorsque l'état d'équilibre dynamique est atteint[16]

III-2- Colonne de rectification

La colonne de rectification est une capacité cylindrique de hauteur et de diamètre variable, forme d'une virole et de deux fonds. L'intérieur est divisé en compartiments horizontaux appelés plateaux. Généralement la colonne peut atteindre près de **50m** de hauteur et **6m** de diamètre .Elle est montée verticalement et repose sur des pieds ou une jupe .[16]

III-2-1-Description et fonctionnement

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

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

✓ **Zone de flash** : la partie de la colonne où s'effectue l'alimentation.

✓ **Zone de rectification** :elle se trouve au dessus de la zone de flash, son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.

✓ **Zone d'puisement** : elle se trouve au dessous de la zone de flash, son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par liquide.

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

Rôle du condenseur :A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité du condensat qui est renvoyé dans la colonne en qualité de « **reflux froid** » qui ajuste la température en tête de colonne à la valeur choisie.

Rôle du rebouilleur : A l'aide du rebouilleur on apporte une quantité de chaleur, et c'est dans le rebouilleur que le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise partiellement.

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

- ✓ La quantité de matière échangée dépend de :
- Concentration initial et finale.
 - Pressions partielles.
 - Surface de l'élément (plateau).

- Nature de l'écoulement (vitesse).

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

- ✓ La charge peut être envoyée dans la colonne à :
 - Etat **liquide** : $\bar{e} = 0$.
 - Etat **vapeur** : $\bar{e} = 1$.
 - Etat **liquide-vapeur** : $0 < \bar{e} < 1$ [16].

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

III-3-Types de colonnes de rectification

On distingue deux types de colonnes selon leurs plateaux :

- ✓ Colonne à plateaux.
- ✓ Colonne à garnissage.

III-3-1-Colonnes à plateaux

Le transfert de matière entre les phases vapeur et liquide résulte du contact intime de ces deux phases circulant à contre-courant. Ce contact s'effectue en discontinu sur des plateaux. Les paramètres (T, P) ainsi que le nombre de plateaux théoriques et les quantités de chaleur à mettre en œuvre ; sont fonction des bilans massiques et thermiques et des équations d'équilibres. [13]

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

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

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

Il constitue un compromis entre les deux types précédents, c'est un plateau perforé dont les orifices sont équipés de clapets, la hauteur de soulèvement de ce dernier est fonction de la vapeur qui s'échappe horizontalement dans le liquide, Exactly comme aux fentes des calottes, dans les marques « Flexitray » et « Ballast tray », le clapet peut être taré

à convenance en fonction du débit vapeur . Il semble probable que les plateaux à clapets se substitueront progressivement aux plateaux à calottes car leur performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible, l'usage dira si un système dynamique a la même longévité qu'un système statique. [13]

III-3-2-Colonnes à garnissage

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent un contre-courant continu. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides. On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché. Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution du liquide et du gaz et faibles pertes de charges. Les garnissages utilisés dans l'industrie sont de type « **RASHIG** » qui est des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur[13].

✓ Avantage :

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

✓ Inconvénient :

- Faible flexibilité.

III-4-Bilan matière de la colonne

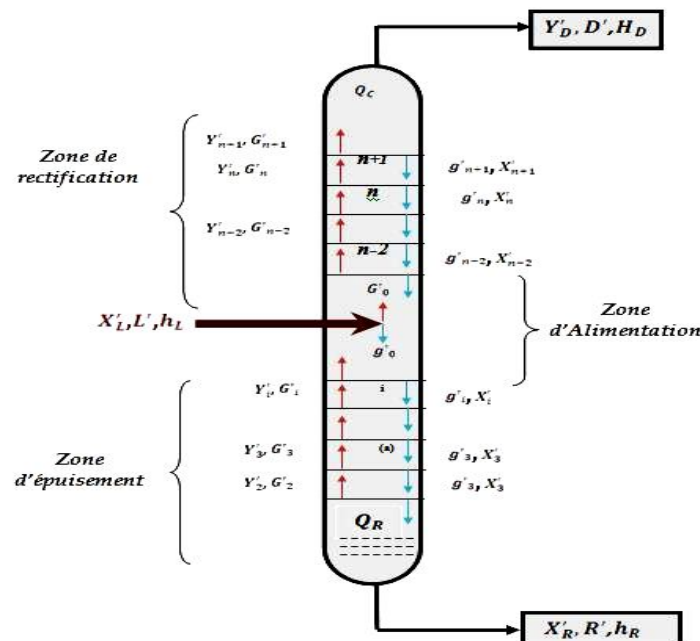


Figure III.1:Schéma de la colonne de rectification[16]

- **Bilan matière global :**

$$L = D + R \quad (\text{III .1})$$

- **Bilan matière partielle :**

$$L X'_{L,i} = D Y'_{D,i} + R X'_{R,i} \quad (\text{III .2})$$

Avec:

L, D, R : Sont respectivement les débits de la charge, du distillat et du résidu (Kg / h).

X' _L , Y' _D , X' _R : Concentrations molaires du constituant le plus volatil respectivement dans la charge , dans le distillat et dans le résidu .(**Figure III-1**)

III-4-1- Bilan matière de la zone de rectification

$$G = g + D \quad (\text{III .3})$$

$$L Y'_{n,i} = g X'_{n-1,i} + D Y'_{D,i} \quad (\text{III .4})$$

La résolution de cette équation par rapport à $Y'_{D,i}$, donne l'équation de concentration (opératoire) de la zone de rectification :

$$Y'_{n,i} = m X'_{n-1,i} + (1-m) Y'_{D,i} \quad (\text{III .5})$$

Avec : $m = g / G = r_f / (r_f + 1) \quad (\text{III .6})$

Où : r_f : est le taux de reflux.

III-4-2 Bilan matière de la zone d' puisement :

$$g' = G' + R \quad (\text{III .7})$$

$$g' X'_{n+1,i} = G' Y'_{n,i} + R X'_{R,i} \quad (\text{III .8})$$

La résolution de l'équation (III -8) par rapport à $X'_{n+1,i}$ permet d'obtenir l' équation de concentration de la zone d' puisement :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{n,i} / m' + [(m' - 1) / m'] X'_{R,i} \quad (\text{III .9})$$

Avec : $m' = g' / G' = (r_b + 1) / r_b \quad (\text{III.10})$

Où : r_b : est le taux de remouillage.

Il y a lieu de procéder au bilan matière de la zone d'alimentation. On a donc le bilan matière effectué juste au-dessous du plateau supérieur de cette zone.

$$g_m = g_k + g_D = G_K + R \quad (\text{III .11})$$

$$g_m X'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + R X'_{R,i} \quad (\text{III .12})$$

De même, la vapeur G_m alimentant la zone de rectification est la somme de vapeur G_K et de la phase G_D . Ainsi, le bilan matière effectué juste au- dessous du plateau inférieur de la zone de rectification donne :

$$G_m = G_K + G_D = g_{K+D} \quad (\text{III .13})$$

$$G_m Y'_{m,i} = G_K Y'_{K,i} + G_D X'_{D,i} \quad (\text{III .14})$$

Dans le cas de la rectification des mélanges complexes, on sera amené à effectuer des séries de calculs d'équilibre sur chaque plateau. Pour éviter le travail long et fastidieux des approximations successives, on peut utiliser une méthode simplifiée rapide donnant une précision souvent suffisante. Cette méthode fait intervenir la notion de volatilité α_i qui est le rapport du coefficient d'équilibre de constituant i à celui d'un constituant de référence r .

$$\alpha_i = K_i / K_r \quad (\text{III .15})$$

En qualité de constituants de référence, on peut choisir n'importe quel constituant (habituellement le constituant moins volatil du mélange).

$$Y'_i = K_i X'_i = \alpha_i K_r X'_i \quad (\text{III .16})$$

$$X'_i = Y'_i / \alpha_i K_r \quad (\text{III .17})$$

La somme des équations (III-16) et (III-17) nous donne :

$$K_r = 1 / \sum \alpha_i X'_i \quad (\text{III .18})$$

$$K_r = \sum Y'_i / \alpha_i \quad (\text{III .19})$$

$$Y'_i = \alpha_i X'_i / \sum \alpha_i X'_i \quad (\text{III .20})$$

III-5-Choix de la pression dans la colonne

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

A faible pression, la sélectivité de la séparation est meilleure, on peut éviter l'altération thermique des produits, mais en contre partie, à faible pression, il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir donc le choix du fluide réfrigérant qui va imposer la pression de la colonne.[13]

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

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

La pression dans le ballon de reflux P_b est déterminée par approximation successive d'après l'équation d'**isotherme** de la phase **liquide** [13] :

$$\sum (K_i X'_{D,i}) = 1 \quad (\text{III .21})$$

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

Tableau III.1: Différent valeurs des pressions dans la colonne de rectification[13]

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

Où : ΔP_1 : Pertes de charges dues aux résistances des conduites et du conducteur.

ΔP_2 : Pertes de charges dues aux résistances des plateaux.

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

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

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

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

(1): (III -21) / (2): (III -22) / (3): (III -23) / (4): (III -24) / (5): (III -25) / (6): (III -26)

Où $X'_{o,i}$: Concentration molaire du constituant *i* dans la phase liquide .

$Y'_{o,i}$: Concentration molaire du constituant *i* dans la phase vapeur .

$X'_{L,i}$: Concentration molaire du constituant *i* dans la charge .

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

Dans le calcul de la zone d'alimentation, il est nécessaire de disposer du débit et de la composition des phases liquide et vapeur de la charge[16].

- Taux de vaporisation :

$$\bar{e} = G'_o / L$$

- Taux de condensation :

$$r'_o = g'_o / L$$

$$D'ou : G'_o = \bar{e} \cdot L \quad (III .22)$$

$$Où : g'_o = r'_o \cdot L \quad (III .23)$$

$\bar{e}$: Taux de vaporisation molaire de la charge.

r'_o : Taux de condensation molaire.

g'_o : Débit molaire de la phase liquide de la charge.

G'_o : Débit molaire de la phase vapeur de la charge.

Remarque :

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

$$\sum X'_{o,i} = \sum \frac{X'_{L,i}}{1 + \bar{e} (K_i - 1)} = 1 \quad (III .24)$$

$$\text{Avec:} \quad \bar{e} + r'_o = 1 \quad (III .25)$$

III-8-Fonctionnement d'une colonne à reflux minimal

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux pour la séparation spécifiée, donc d'après la formule d'**UNDERWOOD** [7]:

$$(rf)_{\min} = \phi \sum Y'_{D,i} / \alpha_{i,L} - \phi \quad (III .26)$$

$$Où : - (rb)_{\min} = \sum \alpha_{i,L} \cdot X'_{R,i} / \alpha_{i,L} - \phi$$

$\alpha_{i,L}$: Coefficient de volatilité d'un constituant i par rapport au constituant clé lourd déterminé à la température d'entre de la charge .

ϕ : Paramètre conventionnel déterminé par approximations successives

$\bar{e}$: Taux de vaporisation molaire de la charge.

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

$$(\mathbf{rb})_{\min} = \frac{D(\mathbf{rf})_{\min}/L + (1-\epsilon) - R/L}{R/L} \quad (\text{III .27})$$

III-9-Taux de reflux optimal

A partir du taux de reflux opératoire choisi, l'étude du procédé de rectification montre qu'à chaque valeur du taux de reflux, correspond un nombre fini de plateaux théoriques et que ce nombre diminue quand le taux de reflux s'accroît. Pour cela on utilise la formule proposée par **GILLILAND**[12].

$$\frac{(\mathbf{rf})_{\text{op}} - (\mathbf{rf})_{\min}}{(\mathbf{rf})_{\text{op}} + 1} = 0.1 \text{ à } 0.3 \quad (\text{III .28})$$

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

III-10-Calcul de la TVR de le condensât

Connaissant la composition des différents constituants au fond du débutaniseur ,nous obtenons la tension de vapeur vraie $(\text{TVV})_m$ du mélange, d'après la loi de **RAOULT** telle que [13]:

$$(\text{TVV})_m = \sum \text{TVV}_i \times X_i \quad (\text{III .29})$$

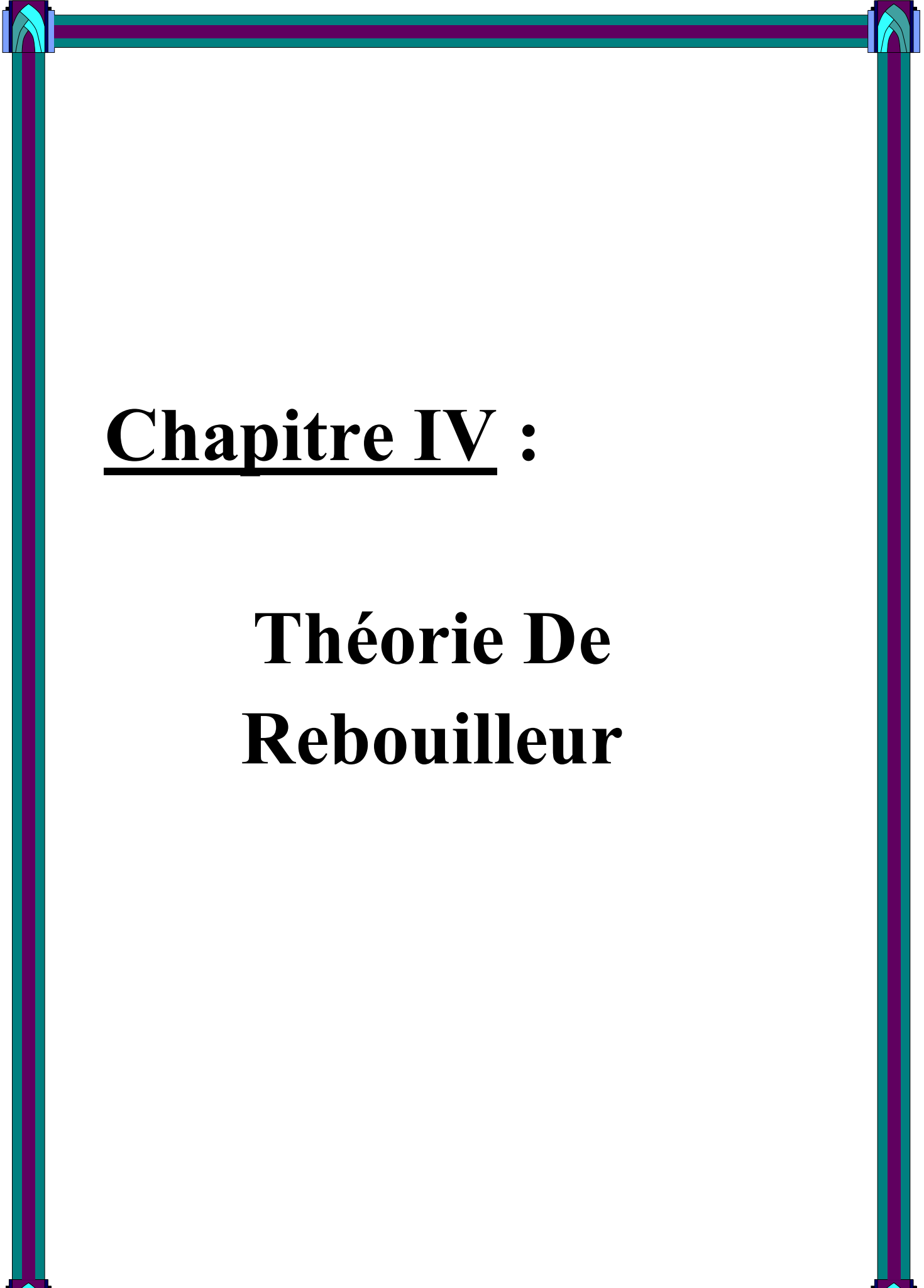
Avec :

$(\text{TVV})_m$: Tension de vapeur vraie du mélange à la température T .

$(\text{TVV})_i$: Tension d'un constituant « i » du mélange à la température T.

X_i : Fraction molaire de ce constituant « i » dans le mélange.

Connaissant la $(\text{TVV})_m$ et la pente « S » de la distillation ASTM du résidu, on accède à la $(\text{TVR})_m$ du mélange ,en utilisant l'abaque représenté dans [Annexe: FIG7] [13].



Chapitre IV :

Théorie De Rebouilleur

IV- Généralités

le rebouilleur constituant un équipement clef pour l'industrie de raffinage et de la chimie de pétrole et doivent, grâce à leur conception, répondre aux exigences nombreuses émises par les utilisateurs comportant essentiellement une charge thermique déterminée, un rendement thermique minimum, un bon facteur de marche et une flexibilité d'opération satisfaisant avec le souci de respecter les impératifs de sécurité. Ces appareils élaborés doivent être conçus également en fonction de l'accroissement progressif de taille et d'une supervision confiée de plus en plus l'instrumentation automatique qui caractérise l'évolution technique de cette industrie de masse. [17]

La place occupée dans l'industrie pétrolière et pétrochimique est importante. En effet :

- La part d'investissement de ce matériel au sien d'une unité de production peut atteindre 20% du prix de revient de l'unité
- Les services imposés aux fours sont capitaux dans la bonne marche d'une unité. Ils doivent absorber toutes les variations de fonctionnement process (débit massique, débit calorifique) avec des combustibles aux caractéristiques variables.

Or, la moindre défaillance peut compromettre et voir même stopper la marche de l'unité avec toutes les conséquences que nous savons.

D'où, l'importance des problèmes posés par la conception, la construction, la conduite des fours.

Considérant que la réalisation et le fonctionnement de ceux-ci font appel à un grand nombre de discipline et pose de sérieux problèmes technologiques ; sachant également que l'évolution des techniques, des conditions d'exploitation et de la politique des prix conduisent vers une optimisation entre les investissements, la qualité du matériel et la sécurité de marche, l'idée nous est venue de nous pencher en profondeur sur les problèmes ainsi évoqués. [17]

IV-1- Domaine d'utilisation de rebouiller

Dans les plus part des utilisations de raffineries ou pétrochimie, l'apport de chaleur nécessaire au procédés mis en œuvre se fait par l'intermédiaire d'un four à chauffage direct dans lequel les calories produites par la combustion sont transmises par les mécanismes de la radiation, de la conduction et de la convection au fluide à réchauffer qui circule dans un serpent tubulaire ou un faisceau de tubes, d'où le nom (**four Tubulaire**) que l'on donne à ce type d'appareil. Les usages de ces fours sont multiples mais chaque cas nécessite une étude particulière dans le but de concevoir le four le plus économique et le mieux adapté aux conditions imposées. [18]

On peut citer les exemples suivants :

IV-1-1- Réchauffage d'un fluide sans changement de phase

C'est le cas par exemple, des fours à huile chaude placés sur un circuit alimentant plusieurs échangeurs où se fait le transfert des calories au procédés ; c'est encore le cas des fours de charge de certaines installation où il s'agit de porter le fluide à la température nécessaire pour obtenir une réaction chimique qui se produit dans une capacité extérieure au fours (réacteur) au présence ou non d'un catalyseur. Ou bien encore, il s'agit de réchauffage intermédiaire d'un fluide, au cours d'une réaction chimique sur catalyseur, entre les divers stades de la réaction, pour remonter la température. Des produits à un niveau convenable lorsque l'endothermicité de la réaction est importante. [18]

IV-1-2- Réchauffage d'un fluide avec vaporisation simple (vaporisation partielle)

C'est le cas de la plupart des fours de distillation (Fours de charge ou four de rebouillage en fond de la colonne).

Les fours de ce type sont d'ailleurs les nombreux et sont, en générale, ceux dont la capacité thermique est plus élevée. [18]

IV-1-3-Réchauffage d'un fluide avec réaction chimique

C'est le cas des fours de charge des unités de craquage catalytique et de reforming thermique. Le produit est d'abord réchauffé jusqu'à la température de réaction, puis est maintenu à cette température un certain temps dans une section spéciale du faisceau appelée zone de soaking ou de naturation; où les calories transmises compensent celles absorbées par la réaction. Dans certains cas, lorsque la réaction se fait en présence de catalyseur, celui est placé dans les tubes même du four. Il s'agit là de fours un peu particuliers qui sortent de cadre de notre étude. [18]

IV-2- Constitution d'un rebouiller

D'une façon générale, les fours comportent les parties principales suivantes[18] :

- Une zone de radiation, constituée essentiellement d'une chambre de combustion, dans les tubes est disposée. Les tubes sont jointifs, sont reliés entre eux par des coudes. La transmission de chaleur s'effectue principalement par radiation. Une fraction de l'échange se fait par convection entre les fumées et les tubes. La température des fumées à la sortie de la zone de radiation, est élevée (**700 à 1200°C**) est donc le rendement est faible (de l'ordre de **50%** du pouvoir calorifique inférieur).
- Afin de récupérer la chaleur sensible des fumées, ces derniers circulent à vitesse élevée à travers un faisceau de tubes, où l'échange s'effectue principalement par convection, cette

zone est par conséquence, qualifiée de section de convection. Ces tubes peuvent être garnis d'ailettes ou d'aiguilles, afin d'augmenter la surface d'échange du côté des fumées, qui est en général le fluide présentant la résistance thermique la plus forte.

➤ Une cheminée, qui a un rôle multiple, son premier but est l'évacuation des fumées dans l'atmosphère à une hauteur telles, qu'elles ne risquent pas de gêner le voisinage.

IV-3- Les différents types de rebouiller

Il existe de nombreuses dispositions des tubes, dans la zone de radiation et de convection, et d'une zone par rapport à l'autre .Il en résulte de nombreux types de fours. On peut, toutefois, distinguer les différentes catégories suivantes [18] :

✓ Les fours cylindriques verticaux :

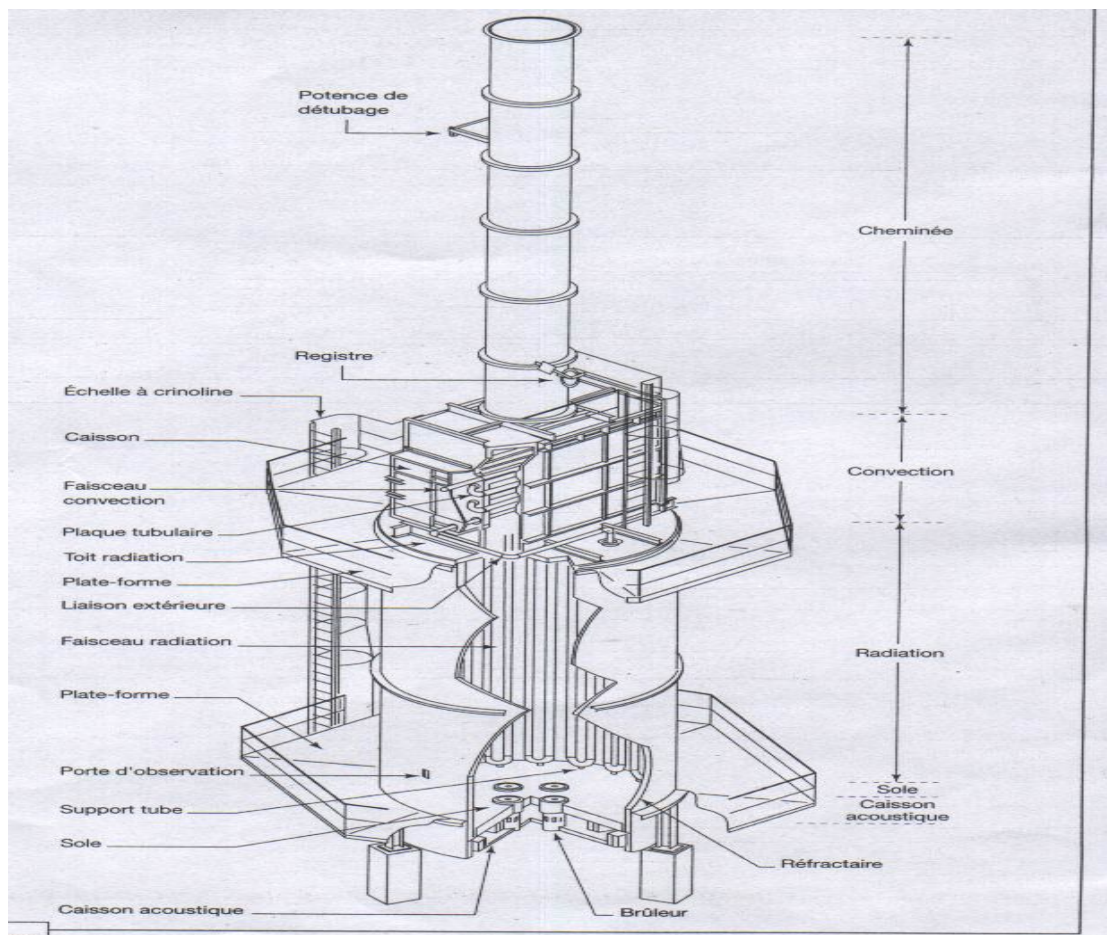


Figure IV.1: Vue d'un four verticale (boîtes) [18]

La zone de radiation se présente sous la forme d'un cylindre à axe vertical. Les brûleurs sont placés sur la sole,. Les brûleurs sont placés sur la sole, à la base du

cylindre. La surface d'échange couvre les parois verticales et présente donc une symétrie circulaire par rapport au groupe de chauffage.

✓ **Les fours dits (cabines) à tubes horizontaux :**

Dans ces fours, la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède, dans le plus grande longueur est horizontale. Les tubes sont placés horizontalement le long des parois latérales les plus longues. Dans ces fours, la forme générale de la zone de radiation est celle d'un parallélépipède. Les brûleurs sont situés sur la sole, la surface d'échange couvre les parois verticales latérales. Les brûleurs sont situés sur la sole, ou sur la partie inférieure des murs latéraux les plus longs, ou encore sur les murs d'extrémités ne recevant pas les tubes.

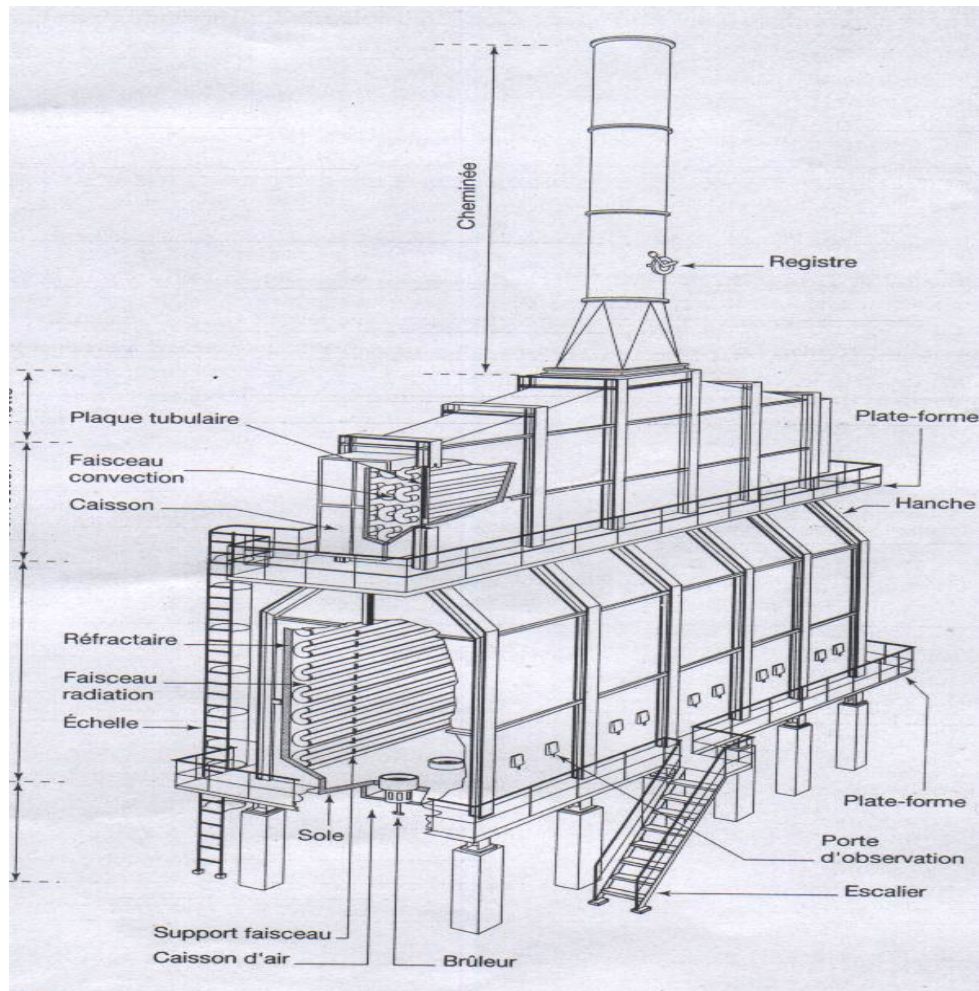


Figure IV.2: Vue d'un four horizontal (cabines) [18]

IV-4- La combustion dans un rebouilleur

La combustion dans les fours pétroliers et pétrochimique se fait dans une chambre appelée également zone de rayonnement .Le faisceau absorbant en radiation étant dispose le long des murs réfractaire est donc soumis au rayonnement direct de la flamme qui se développe très souvent entièrement dans la chambre.

La combustion s'effectue à l'aide des brûleurs à pulvérisation de vapeur capable de brûler des combustibles liquides ou gazeux aux caractéristiques variables et très différentes.

La combustion se fait suivant les équations de réaction classique avec des excès d'air variant de 10% à 40% selon les équipements de chauffe. [18]

IV-4-1- Définition de la chaleur de combustion

On appelle (chaleur de combustion) à pression constante d'un corps simple ou d'un composé chimique défini le nombre de grandes calories dégagé par la combustion avec l'oxygène d'une partie de se combustible égale à une unité de masse. La combustion a lieu à la pression normale de **760mm** de **Hg** avec le combustible, l'oxygène, les fumées pris à la température initiale **0°C**, et l'eau produite par la combustion est totalement condensée. [18]

IV- 4-2- Réaction de combustion

Connaissant la composition des combustibles, l'excès d'air imposé et le taux de la vapeur de pulvérisation des brûleurs, nous résoudrons l'équation de réaction afin déterminer la composition des gazes provenant de la combustion. [18]

En effet, il sera utile de connaître cette composition pour :

- Dimensionner le Four.
- Dimensionner les carneaux et la cheminée.
- Evaluer la quantité des produits agressifs libérés.

Les principales réactions des combustions neutres sont données dans le tableau, avec une température de référence de °C

Ces réaction permettent de déterminer la quantité d'air nécessaire aux brûleur ainsi que la composition et la quantité des fumées sèches et humides produites à partir d'un combustible :

Tableau IV.1: la composition des combustibles [18]

Combustible	Réaction de combustion	Eau vapeur (Kcal)	Eau liquide (Kcal)
C	$C + O_2 + 4N_2 \rightarrow CO_2 + 4N_2$	97,6	
C	$C + 1/2 O_2 + 2N_2 \rightarrow CO + 2N_2$	29,4	
S ₂	$S_2 + 2 O_2 + 8N_2 \rightarrow 2SO_2 + 8N_2$	138,6	
S ₂	$S_2 + 3 O_2 + 12N_2 \rightarrow 2SO_3 + 12N_2$	183,6	
H ₂	$H_2 + 1/2 O_2 + 2N_2 \rightarrow H_2O + 2N_2$	58,2	69,1
CO	$CO + 1/2 O_2 + 2N_2 \rightarrow CO_2 + 2N_2$	68,2	
CH ₄	$CH_4 + 3O_2 + 12N_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O + 8N_2$	192,5	214,3
C ₂ H ₄	$C_2H_4 + 3O_2 + 12N_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O + 12N_2$	319,7	341,5
C ₂ H ₂	$C_2H_2 + 5/2 O_2 + 10N_2 \rightarrow 2CO_2 + 2H_2O + 10N_2$	304,8	315,7
C ₆ H _{6gaz}	$C_6H_6 + 15/2 O_2 + 30N_2 \rightarrow 6CO_2 + 3H_2O + 30N_2$	751,5	748,2
C ₄ H ₁₀	$C_4H_{10} + 13/2 O_2 + 26N_2 \rightarrow 4CO_2 + 5H_2O + 26N_2$	625,7	680,2
C ₃ H ₈	$C_3H_8 + 5O_2 + 20N_2 \rightarrow 3CO_2 + 4H_2O + 20N_2$	485,1	528,7
C ₂ H ₆	$C_2H_6 + 7/2 O_2 + 14N_2 \rightarrow 3CO_2 + 3H_2O + 14N_2$	340,9	373,6

IV -4-3-Composition théorique des fumées

a composition théorique des fumées s'exprime en pourcentage volumique ou massique. On obtient ces valeurs à partir du nombre de molécules des constituants que l'on détermine à l'aide des équations de réaction.

Soit pour les principaux constituants de fumées humides provenant de la combustion de 1Kg de combustible :

Tableau IV- 2-Composition théorique des fumées[18]

Produits Agressif	M	N ^{bre} de moles	% Volumique	Poids (Kg/Kg)	Volume (Nm ³ /Kg)
CO ₂	44	n ₁	n ₁ /N	44n ₁ x 10 ⁻³	0,0224n ₁
SO ₂	64	n ₂	n ₂ /N	64n ₂ x 10 ⁻³	0,0224n ₂
N ₂	28	n ₃	n ₃ /N	28n ₃ x 10 ⁻³	0,0224n ₃
O ₂	32	n ₄	n ₄ /N	32n ₄ x 10 ⁻³	0,0224n ₄
H ₂ O	18	n ₅	n ₅ /N	18n ₅ x 10 ⁻³	0,0224n ₅
Total		N	100	Σ PM _i n _i	Σ 0,0224n _i

IV-5- Teneur théorique en produits agressifs

La connaissance de la teneur en produits agressifs s'impose aujourd'hui du fait de la réglementation sur la pollution atmosphérique.

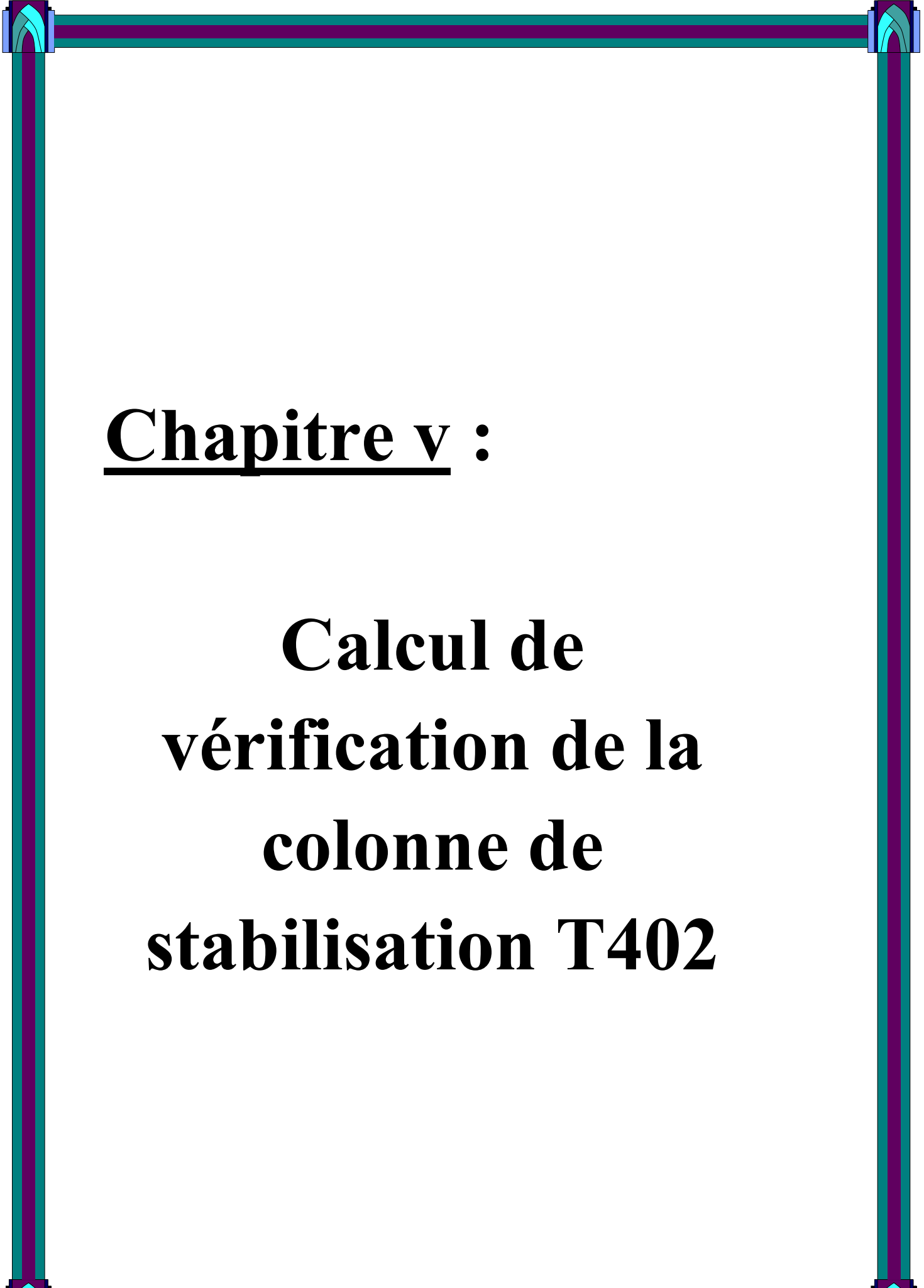
Les principaux produits agressifs contenus dans les fumées produites par les combustibles utilisés sont le CO_2 , le SO_2 et le NO . [18]

IV-6- Pouvoir calorifique supérieur et inférieur

On appelle pouvoir calorifique supérieur (**PCS**) la quantité de chaleur, exprimée en Kcal, dégagée par la combustion à pression constante de **760 mmHg** de **1 Kg** ou de

1 Nm³ d'un combustible à la température de (**0°C**), les produits de la combustion étant ramenés à la température de référence (**0°C**).

On appelle pouvoir calorifique inférieur (**PCI**) la quantité de chaleur, exprimée en **Kcal**, dégagée dans les mêmes conditions que le (**PCS**), mais en admettant que la vapeur provenant de la réaction de n'est pas condensée. [18].



Chapitre v :

Calcul de vérification de la colonne de stabilisation T402

V-1-Présentation du champs de Hassi-R'mel

La région de Hassi-R'mel est située à 550Km au sud d'Alger à une altitude de 760m, le paysage est constitué d'un vaste plateau rocailleux. Le climat est caractérisé par une humidité moyenne de 19% en été et 34% en hiver, les amplitudes sont importantes variantes de -5°C en hiver à 45°C en été. [18]

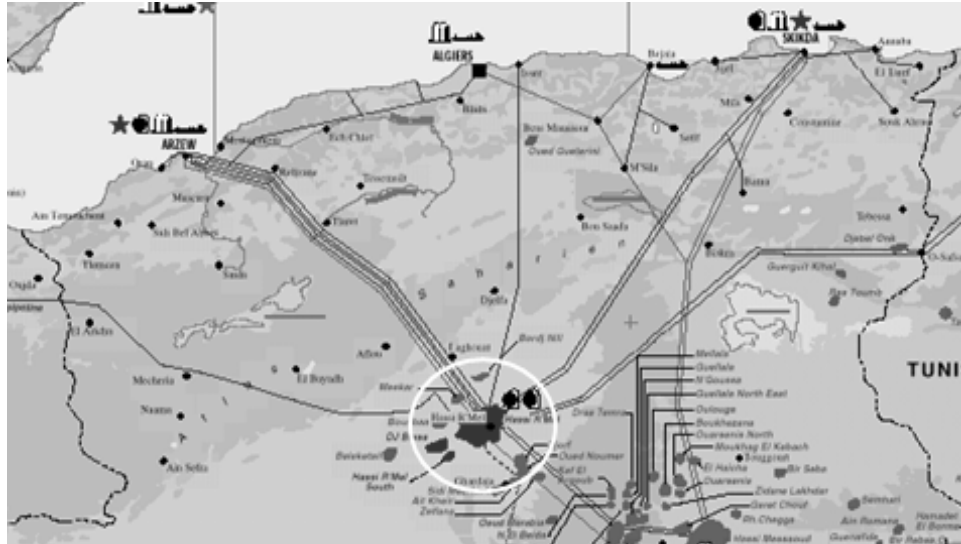


Figure V.1: Situation géographique du champ de Hassi-Rmel [18]

La première compagnie intéressante la région a eu lieu en 1951, le forage du premier puits d'exploitation a eu lieu en 1952 à quelques Km 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 puit a mis en évidence la présence de gaz riche en condensât dans le trias gréseux à une pression de 310 ATM et 90°C . La profondeur atteinte est de 2332m, révélant la présence d'un réservoir de gaz humide.

V-1-1-Description générale de l'usine MPP 0

L'usine MPP 0 (Modul Processing Plant) est situé au centre de champ de Hassi R'Mel, est un ensemble d'installations qui se compose de deux trains, chaque train comporte les mêmes appareillages de processus et sont de même capacité. Ce module assure une production journalière de :

30 millions S m³/jour de gaz traité.

2300 Tonnes /jour de condensât.

630 Tonnes /jour de GPL.

Le module « 0 » se compose des zones suivantes:

- 1-Zone de séparation du condensât.
- 2-Zone de stabilisation du condensât et de la production de GPL.
- 3-Zone de régénération de glycol.
- 4-Zone de stockage de brut

V-2-But du travail

Afin de minimiser la TVR de condensât, nous allons appliquer une méthode de calcul permettant d'optimiser les paramètres de fonctionnement du débutaniseur, en vue d'aboutir dans la mesure du possible à un résultat satisfaisant et de diminuer la TVR de condensât.

V-2-Les données de départ

- Débit de l'alimentation : 2591 kmol/h
- La température d'alimentation dans la colonne : 161°C

Tableau V.1: la composition de la charge du débutaniseur T-402[19]

Constituants	M_i	X'_{Li}	$M_i \cdot X'_{Li}$	L'_i
	(kg/kmol)			(Kmol/h)
C_2	30,0700	0,0059	0,1774	15,2869
C_3	44,1000	0,1100	4,8510	285,0100
iC_4	58,1200	0,0401	2,3306	103,8991
nC_4	58,1200	0,1170	6,8000	303,1470
iC_5	72,1500	0,0517	3,7302	133,9547
nC_5	72,1490	0,1131	8,1601	293,0421
C_6	86,1800	0,1336	11,5136	346,1576
C_7	100,2100	0,0898	8,9989	232,6718
C_8	114,2300	0,0862	9,8466	223,3442
C_9	128,2600	0,0781	10,0171	202,3571
C_{10}	142,2900	0,0700	9,9603	181,3700
C_{11}	156,3100	0,0408	6,3774	105,7128
C_{12}	170,3400	0,0638	10,8677	165,3058
Somme	-	1,0000	93,6309	2591,0000

V-3-Bilan matière

V-3-1 Calcul du débit et de la composition du distillat et du résidu

On doit prendre 4 éléments clés qui sont: (Propane, i-Butane, n-Butane et i-Pentane)

- Teneur max en C₃H₈ dans le résidu: $X'_{Rc3} = 0,0035$
- Teneur max en i C₄H₁₀ dans le résidu : $X'_{RiC4} = 0,0089$
- Teneur max en nC₄H₁₀. dans le résidu : $X'_{RnC4} = 0,0680$
- Teneur max en iC₅H₁₂ dans le distillat : $Y'_{DiC5} = 0,0030$.

Remarque :

Dans notre calcul on a pris ; la teneur limite de C₅ dans le distillat (0,4%); Cette valeur présente l'optimal en qualité et en quantité.

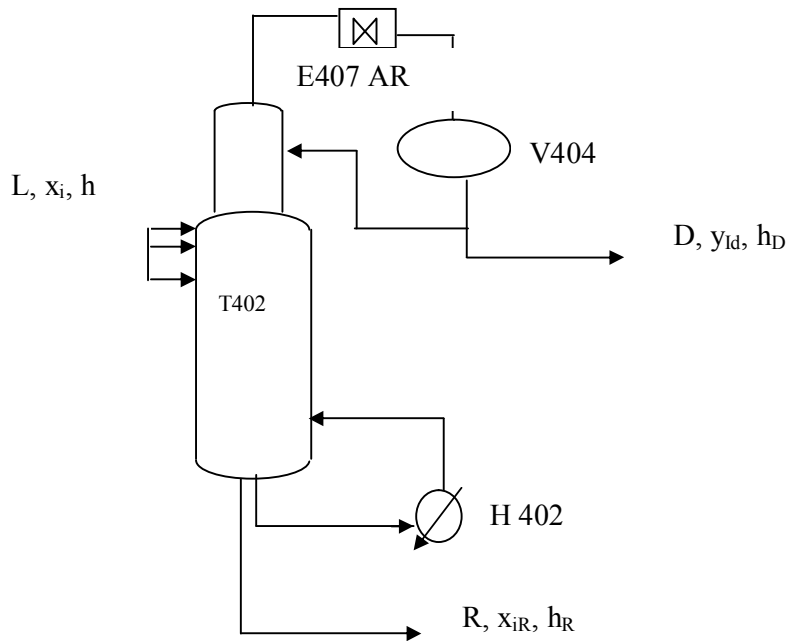


Figure V.2: Schéma simplifié de la colonne T402

- Bilan matière global :

$$L' = D' + R' \quad (V. 1)$$

- Bilan matière partiel :

$$L'. X'_{li} + D'. Y'_{di} + R'. X'_{ri} \quad (V. 2)$$

Avec :

- L' : débit molaire de la charge (Kmol/h).
- D' : débit molaire du distillat (GPL) (Kmol/h).
- R' : débit molaire du résidu (condensât) (Kmol/h).
- $x'_{L,i}$: concentration molaire du constituant « i » dans la charge.
- $y'_{D,i}$: concentration molaire du constituant « i » dans le distillat.
- $x'_{R,i}$: concentration molaire du constituant « i » dans le résidu

Et pour chaque élément de la charge on aura :

En substituant les valeurs connues dans toute l'équation, nous avons :

- 1) C_2H_6 : $2591.0,0059 = D'.Y'_{C_2} + (L' - D').0,0000$
- 2) C_3H_8 : $2591.0,1100 = D'.Y'_{C_3} + (L' - D').0,0035$
- 3) iC_4H_{10} : $2591.0,0401 = D'.Y'_{C_4} + (L' - D').0,0089$
- 4) nC_4H_{10} : $2591.0,1170 = D'.Y'_{C_4} + (L' - D').0,0680$
- 5) iC_5H_{12} : $2591.0,0517 = D'.0,0030 + (L' - D').X_{RC5}$
- 6) nC_5H_{12} : $2591.0,1131 = D'.0,0000 + (L' - D').X_{RC5}$
- 7) C_6H_{14} : $2591.0,1336 = D'.0,0000 + (L' - D').X_{RC6}$
- 8) C_7H_{16} : $2591.0,0898 = D'.0,0000 + (L' - D').X_{RC7}$
- 9) C_8H_{18} : $2591.0,0862 = D'.0,0000 + (L' - D').X_{RC8}$
- 10) C_9H_{20} : $2591.0,0781 = D'.0,0000 + (L' - D').X_{RC9}$
- 11) $C_{10}H_{22}$: $2591.0,0700 = D'.0,0000 + (L' - D').X_{RC10}$
- 12) $C_{11}H_{22}$: $2591.0,0408 = D'.0,0000 + (L' - D').X_{RC11}$
- 13) $C_{12}H_{26}$: $2591.0,0638 = D'.0,0000 + (L' - D').X_{RC12}$

La résolution de ce système d'équation nous donne en faisant la somme des équations (1),(2),(3),(4) :

$$0.273. 2591 = D. (1-0,003) + (2591-D). 0.0804$$

$$D' = 544,19 \text{Kmol/h} \quad R' = 2046,81 \text{Kmol/h}$$

V-3-2 Compositions et débits du distillat et du résidu

Les compositions et les débits du distillat et du résidu sont représentés dans les tableaux suivants :

1- Distillat :

Tableau V.2: Compositions et débits du distillat

		Distillat		
Constituants	Mi	Y'di	Mi.Y'di	D'i.Y'i
C ₂ H ₆	30,07	0,028	0,84196	15,2373
C ₃ H ₈	44,1	0,510	22,491	277,5369
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,157	9,12484	85,4378
n C ₄ H ₁₀	58,12	0,301	17,49412	163,8011
i C ₅ H ₁₂	72,15	0,003	0,21645	1,6325
Total		1	50,16833	543,64

2 – Résidu**Tableau V.3:** Compositions et débits du Résidu

		Résidu		
Constituants	Mi	X'ri	Mi.X'ri	Ri. X'ri
C ₂ H ₆	30,07	0	0	0,0000
C ₃ H ₈	44,1	0,0035	0,1544	7,1638
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,0089	0,5173	18,2166
n C ₄ H ₁₀	58,12	0,068	3,9522	139,1830
i C ₅ H ₁₂	72,15	0,0644	4,6643	131,8145
n C ₅ H ₁₂	72,15	0,1432	10,3319	293,1031
C ₆ H ₁₄	86,18	0,1691	14,5730	346,1155
C ₇ H ₁₆	100,21	0,1137	11,3939	234,7688
C ₈ H ₁₈	114,23	0,1091	12,4625	225,2707
C ₉ H ₂₀	128,255	0,0989	12,6844	202,4295
C ₁₀ H ₂₂	142,282	0,0886	12,6062	181,3473
C ₁₁ H ₂₄	156,308	0,0516	8,0655	105,6153
C ₁₂ H ₂₆	170,335	0,0808	13,7631	165,3822
Total		1	105,1651	2050,4103

V-4- Pression et température dans la colonne

a) Température de la condensation totale :

$$\Rightarrow T_b = 53^\circ\text{C}$$

b) La pression dans le ballon de reflux :

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

$$\sum K_i \cdot Y_i' = 1$$

où :

K_i : constante d'équilibre du constituant i à la température et à la pression donnée : elle est déterminée d'après le diagramme de SCHEIBEL et JENNY, (voir annexe 1)

La pression P_b est déterminée par approximations successives, le tableau suivant donne la pression :

Tableau V.4: Calcul de la température dans le ballon de reflux

Constituons	Y'd	Ki à T=53C°	Y'd.Ki
C ₂ H ₆	0,028	3,42	0,0957
C ₃ H ₈	0,510	1,29	0,6582
iC ₄ H ₁₀	0,157	0,62	0,0975
n C ₄ H ₁₀	0,301	0,49	0,1477
i C ₅ H ₁₂	0,003	0,25	0,0007
Total	1		0,9998

$$P_b = 12.7 \text{ kg /cm}^2$$

c) La pression au sommet de la colonne P_s :

$$P_s = P_b + \Delta P_1 \quad (\text{V. 3})$$

Où :

P_s : Pression au sommet de la colonne

P_b : Pression dans le ballon de reflux

Δp_1 : Perte de charge (due au résistance des conduites) = (0,2 --- 0,4 bar)

Dans notre cas $\Delta p_1 = 0,3 \text{ bar} \Rightarrow$

$$P_s = 13 \text{ kg /cm}^2$$

d) La pression au fond de la colonne (P_f) :

$$P_f = P_s + \Delta p_2 \quad (\text{V.4})$$

Où : ΔP_2

P_f : Pression au fond de la colonne

Δp_2 : Pert de charge (due à la résistance des plateaux) = (0,3---0,5 bar)

Dans notre cas $\Delta p_2 = 0.4 \text{ kg/cm}^2 \Rightarrow P_f = 13.4 \text{ kg/cm}^2$

La pression dans la zone d'alimentation (P_L) :

$$P_L = (P_S + P_f) \cdot 0,5$$

1- Alimentation :

$$P_L = (13 + 13.4) \cdot 0,5$$

$$P_L = 13,2 \text{ kg/cm}^2$$

e) **Température au sommet de la colonne :**

La température au sommet de la colonne est déterminée par l'équation de l'isotherme

de la phase vapeur :

$$\sum \frac{Y'_{Di}}{K_i} = 1$$

Où :

Y'_{Di} : concentration molaire du constituant i dans le distillat

K_i : constant d'équilibre du constituant i à la température T et à la pression au sommet

La température au sommet de la colonne est déterminée par approximations successives, les résultats de calcul sont donnés dans le tableau suivant :

Tableau V. 5: Calcul de la température au sommet de la colonne

Constituons	Y'_d	K_i à 67,5°C	Y'_d/K_i
C ₂ H ₆	0,0280	4,1500	0,0067
C ₃ H ₈	0,5103	1,5700	0,3250
i C ₄ H ₁₀	0,1574	0,8100	0,1943
n C ₄ H ₁₀	0,3010	0,6400	0,4703
i C ₅ H ₁₂	0,0030	0,3100	0,0097
Total	1,0000	/	1,0061

D'après le diagramme de SCHEIBL et JENNY(annexe 1) la température au sommet de la colonne est de 67,5°C

f) **Température au fond de la colonne :**

Elle est déterminée à l'aide de l'équation de l'isotherme de la phase liquide :

$$\sum K_i \cdot X'_{Ri} = 1$$

Où :

X'_{Ri} : concentration du constituant i dans le résidu

K_i : constante d'équilibre du constituant i à la température T_f et à la pression du fond

La température du fond de la colonne est donnée dans le tableau suivant :

Tableau V.6: Calcul de la température au fond de la colonne

Constituons	X'r	Ki à 196°C	K'i.X'r
C ₃ H ₈	0,0035	5,2	0,0182
iC ₄ H ₁₀	0,0089	3,25	0,0289
nC ₄ H ₁₀	0,0680	3,01	0,2047
i C ₅ H ₁₂	0,0644	2	0,1288
n C ₅ H ₁₂	0,1432	1,73	0,2477
C ₆ H ₁₄	0,1691	1,12	0,1894
C ₇ H ₁₆	0,1137	0,705	0,0802
C ₈ H ₁₈	0,1091	0,42	0,0458
C ₉ H ₂₀	0,0989	0,31	0,0307
C ₁₀ H ₂₂	0,0886	0,21	0,0186
C ₁₁ H ₂₄	0,0516	0,14	0,0072
C ₁₂ H ₂₆	0,0808	0,09	0,0073
Total	1,0000	/	1,0075

D'après le diagramme de SCHEIBEL et JENNY (annexe 1) la température au fond de la colonne est de 196°C

V-5- Utilisation de la volatilité relative

Dans le calcul de la rectification des mélanges complexes, on est arrivé à effectuer des séries de calcul d'équilibre sur chaque plateau. L'utilisation de la volatilité relative nous permet un calcul rapide et facile ; la volatilité est le rapport du coefficient d'équilibre du

constituant « i » à celui d'un constituant « r » de référence: $\alpha_i = \frac{K_i}{K_r}$

Où :

K_i : constant d'équilibre du constituant i

K_r : constant d'équilibre du constituant de référence, En qualité de constituant de référence, on choisit le constituant le moins volatil, dans notre cas c'est le iC₅H₁₂

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

✓ Pour la zone de rectification :

$$\alpha_{im} = 0,5.(\alpha_{Di} + \alpha_{Li})$$

✓ Pour la zone d'épuisement :

$$\alpha_{im} = 0,5.(\alpha_{Ri} + \alpha_{Li})$$

Où:

α_{Di} α_{Ri} , : volatilité relatives respectivement du constituant i dans le résidu et dans la distillat.

α_{Li} : volatilité relative du constituant i dans la charge.

Les tableaux suivantes donnent les volatilités relative moyenne de chaque constituant dans les différent zones ainsi que les volatilités relatives

Tableau V.7:volatilités relatives du constituant i de La zone d'alimentation α_{Li}

Constituants	K_i à 161°C et 13,2 kg/cm ²	α_{Li}
C ₂ H ₆	9,9	6,6000
C ₃ H ₈	4,1	2,7333
i C ₄ H ₁₀	2,2	1,4667
n C ₄ H ₁₀	2,22	1,4800
i C ₅ H ₁₂	1,5	1,0000
n C ₅ H ₁₂	1,47	0,9800
C ₆ H ₁₄	0,6	0,4000
C ₇ H ₁₆	0,35	0,2333
C ₈ H ₁₈	0,2	0,1333
C ₉ H ₂₀	0,13	0,0867
C ₁₀ H ₂₂	0,08	0,0533
C ₁₁ H ₂₄	0,05	0,0333
C ₁₂ H ₂₆	0,03	0,0200

Tableau V.8:volatilités relatives du constituant i de La zone de rectification α_{Di}

Constituants	K_i à 67,5°C 13 kg/cm ²	α_{Di}	α_{mi}
C ₂ H ₆	4,1500	13,3870	9,9935
C ₃ H ₈	1,5700	5,0645	3,8989
i C ₄ H ₁₀	0,8100	2,6129	2,0398
n C ₄ H ₁₀	0,6400	2.0645	1,7722
i C ₅ H ₁₂	0,3100	1,0000	1,0000

Tableau V.9: volatilités relatives du constituant i de La zone d'épuisement α_{Ri}

Constituants	Ki à 196°C	α_{Li}	α_{Ri}	α_{mi}
C ₃ H ₈	5,2	2,7333	2,6	2,6666
i C ₄ H ₁₀	3,25	1,4667	1,625	1,5458
n C ₄ H ₁₀	3,01	1,48	1,505	1,4924
i C ₅ H ₁₂	2	1	1	1,0000
n C ₅ H ₁₂	1,73	0,98	0,865	0,9224
C ₆ H ₁₄	1,12	0,4	0,56	0,4800
C ₇ H ₁₆	0,705	0,2333	0,3525	0,2928
C ₈ H ₁₈	0,42	0,1333	0,21	0,1716
C ₉ H ₂₀	0,31	0,0867	0,155	0,1208
C ₁₀ H ₂₂	0,21	0,0533	0,105	0,0791
C ₁₁ H ₂₄	0,14	0,0333	0,07	0,0516
C ₁₂ H ₂₆	0,09	0,02	0,045	0,0325

V-6- Calcul du taux de vaporisation de la charge

Le taux de vaporisation de l'alimentation e'_0 et les compositions des phases liquide et vapeur en équilibre à l'entrée de la colonne sont calculées à l'aide des équations suivantes :

$$\sum X'_{0i} = \sum \frac{X'_{Li}}{1 + e'_0 (K_i - 1)} = 1$$

Et : $Y'_{0i} = K_i X'_{0i}$

Où :

X'_{Li} : concentration du constituant « i » dans la charge

X'_{0i} : concentration du constituant « i » dans la phase liquide

Y'_{0i} : concentration du constituant « i » dans la phase vapeur

Le taux de vaporisation est calculé dans le tableau suivant :

Tableau V.10: Détermination du taux de vaporisation de la charge

Constituons	X_{li}	e'	K_i	$e (K_i - 1)$	$1 + e (K_i - 1)$	$X_{li} / 1 + e (K_i - 1)$
C_2H_6	0,0059	0,16	9,9	1,4240	2,4240	0,0024
C_3H_8	0,1100	0,16	4,1	0,4960	1,4960	0,0735
iC_4H_{10}	0,0401	0,16	2,2	0,1920	1,1920	0,0336
nC_4H_{10}	0,1170	0,16	2,25	0,2000	1,2000	0,0975
iC_5H_{12}	0,0517	0,16	1,5	0,0800	1,0800	0,0479
$n C_5 H_{12}$	0,1131	0,16	1,47	0,0752	1,0752	0,1052
C_6H_{14}	0,1336	0,16	0,6	-0,0640	0,9360	0,1427
C_7H_{16}	0,0898	0,16	0,35	-0,1040	0,8960	0,1002
C_8H_{18}	0,0862	0,16	0,2	-0,1280	0,8720	0,0989
C_9H_{20}	0,0781	0,16	0,13	-0,1392	0,8608	0,0907
$C_{10}H_{22}$	0,0700	0,16	0,08	-0,1472	0,8528	0,0821
$C_{11}H_{24}$	0,0408	0,16	0,05	-0,1520	0,8480	0,0481
$C_{12}H_{26}$	0,0638	0,16	0,03	-0,1552	0,8448	0,0755
Total	1.000	/	/	/	/	0,9998

D'après le tableau :

$$e'_0 = 0,16$$

V-7- Calcul du taux de reflux minimal

Pour le calcul de *taux* de reflux minimal, on a beaucoup de méthodes parmi elles, la méthode de **Under Wood** est couramment employée, il est bon de savoir que cette méthode est juste mathématiquement seulement pour les supposition des débits molaires des phases et de la constante des volatilité relatives des constituants.

Dans ces conditions, la vapeur, valeur minimale du taux de reflux ou de taux de vaporisation est calculé d'après la formule d'**Under Wood** suivant

$$(rf_{\min}) = \varphi \cdot \sum \frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi} e'_0 = \sum \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{li}}{\alpha_{Li} - \varphi}$$

Détermination de φ :

φ : Paramètre conventionnel déterminé par approximation de l'équation, D'une manière général, la valeur de φ se trouve dans l'intervalle Avec :

$1 < \varphi < 1.4925$ Les résultats des calculs montre que $e'_0 = 0,16$; donc la valeur de $\varphi = 1.203$

La valeur du taux de reflux minimal Déterminé par la loi suivante : $(rf_{\min}) = \varphi \cdot \sum \frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi}$

Détermination de $rf_{\min}$:

Tableau V.11: Calcul du taux de reflux minimal

Constituons	φ	Y'd	$\alpha_{Li} - \varphi$	$\frac{Y'_{Di}}{\alpha_{Li} - \varphi}$
C ₂ H ₆	1,203	0,028	5,397	0,0052
C ₃ H ₈	1,203	0,510	1,5303	0,3332
iC ₄ H ₁₀	1,203	0,157	0,2637	0,5953
nC ₄ H ₁₀	1,203	0,301	0,277	1,0866
iC ₅ H ₁₂	1,203	0,003	-0,203	-0,0148
Total	/	/	/	2,0055

$$(rf_{\min}) = 1,203 \cdot 2,0055 = 2,4126$$

$$(rf_{\min}) = 2,4126$$

Le taux de reflux opératoire est :

$$(rf)_{\text{opt}} = 1.3 (rf)_{\min} + 0.3$$

$$(rf)_{\text{opt}} = 3,4364$$

V-8- Calcul du taux de rebouillage minimal et opératoire

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

$$\sum \frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \varphi} = -(rb)_{\min}$$

Tableau V.12: Calcul du taux de rebouillage minimal

Constituons	X'r	α_{Li}	ϕ	$\alpha_{Li} \cdot X'r$	$\alpha_{Li} - \phi$	$\frac{\alpha_{Li} \cdot X'_{Ri}}{\alpha_{Li} - \phi}$
C ₃ H ₈	0,0035	2,7333	1,203	0,0096	1,5303	0,0063
iC ₄ H ₁₀	0,0089	1,4667	1,203	0,0131	0,2637	0,0522
nC ₄ H ₁₀	0,068	1,48	1,203	0,1006	0,277	0,3818
iC ₅ H ₁₂	0,0646	1	1,203	0,0646	-0,203	-0,2985
n C ₅ H ₁₂	0,1432	0,98	1,203	0,1403	-0,223	-0,5936
C ₆ H ₁₄	0,1691	0,4	1,203	0,0676	-0,703	-0,0829
C ₇ H ₁₆	0,1137	0,2333	1,203	0,0265	-0,9697	-0,0270
C ₈ H ₁₈	0,1091	0,1333	1,203	0,0145	-1,0697	-0,0134
C ₉ H ₂₀	0,0989	0,0867	1,203	0,0086	-1,1163	-0,0076
C ₁₀ H ₂₂	0,0886	0,0533	1,203	0,0047	-1,1497	-0,0041
C ₁₁ H ₂₄	0,0516	0,034	1,203	0,0018	-1,169	-0,0015
C ₁₂ H ₂₆	0,0808	0,029	1,203	0,0023	-1,173	-0,0020
Total	1	/	/	/	/	-0,5903

$$rb_{\min} = 0,5903$$

Le taux de rebouillage opératoire est calculé comme suit :

$$(rb)_{opt} = (rf)_{opt} \cdot \frac{D'}{R'} + (1 - e'_0) \cdot \frac{L'}{R'} - 1$$

$$(rb)_{opt} = 3,4364 \cdot \frac{544,19}{2046,81} + (1 - 0,16) \cdot \frac{2591}{2046,81} - 1$$

$$(rb)_{opt} = 0,9769$$

V-9- calcul du nombre minimal de plateaux théoriques (N_{min})

L'application de la formule de FENSKE aux deux constituants clé (nC4, iC₅) permet de calculer le nombre minimal de plateaux théoriques (N_{min}) :

$$N_{\min} = \frac{\log \left(\frac{Y'_{DnC4} \cdot X'_{RiC5}}{Y'_{DiC5} \cdot X'_{RnC4}} \right)}{\log(\alpha_{LnC4} / \alpha_{LiC5})}$$

$$N_{\min} = \frac{\log\left(\frac{0,3.0,064}{0,003.0,068}\right)}{\log(1,4800/1)} = 11,5900$$

$$N_{\min} \approx 12 \text{ plateaux}$$

Calcul du nombre de plateaux théoriques dans la colonne :

Le nombre de plateaux théoriques est de 12 (calculé précédemment) ; on calcul le rapport suivant :

$$\frac{(rf)_{opt} - (rf)_{\min}}{(rf)_{opt} + 1} = \frac{3,4364 - 2,4126}{3,4364 + 1} = 0,2307$$

D'après le diagramme de GILLIAND (voir l'annexe 2) on aura :

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = 0,43 \quad \Rightarrow N = \frac{0,43 + 11,59}{1 - 0,43} = 21,0877$$

Où :

N : c'est le nombre de plateaux théorique pour la colonne entière, et en tenant compte de l'efficacité des plateaux à clapet est égale à 0,7 (E = 0,7) le nombre réel dans la colonne est de :

$$N_R = \frac{N}{E} = \frac{21,0877}{0,7}$$

$$N_R = 31 \text{ plateaux}$$

En tenant compte du condenseur et du rebouilleur.

➤ Calcul du nombre de plateaux minimal dans la zone de rectification :

L'application de l'équation d'**UNDER WOOD** aux constituant clé entre l'alimentation et le distillat donne :

$$N_{Rth.min} = \frac{\log \frac{Y'_{Dv} \cdot X'_{Ll}}{Y'_{Di} \cdot X'_{Lv}}}{\log \frac{\alpha_v}{\alpha_l}}$$

$$N_{Rth.min} = \frac{\log \frac{0,3.0,0517}{0,003.0,117}}{\log \frac{1,68}{1}}$$

$$N_{Rth.min} = 7,302$$

$$\frac{N_R - N_{\min}}{N_R + 1} = 0,43 \quad \text{d'où on tire } N_R / \quad N_R = \frac{7,302 + 0,4300}{1 - 0,4300} = 13,5656$$

Le nombre de plateaux réels dans la zone de rectification est :

$$N_{RR} = \frac{N_R}{E} = \frac{13,565}{0,7} = 19,38$$

$$N_{RR} = 20 \text{ plateaux}$$

➤ Calcul du nombre des plateaux minimal dans la zone d'épuisement :

L'application de l'équation d'**UNDER WOOD** aux constituant clé entre l'alimentation et le résidu donne :

$$N_{Eth. \min} = \frac{\log \frac{X'_{Lv} \cdot X'_{Rl}}{X'_{Ll} \cdot X'_{Rv}}}{\log \frac{\alpha_v}{\alpha_l}}$$

$$N_{Rth. \min} = \frac{\log \frac{0,117 \cdot 0,0646}{0,0517 \cdot 0,0680}}{\log \frac{1,300}{1}}$$

$$N_{Rth \min} = 2,9174$$

$$\frac{N_R - N_{\min}}{N_R + 1} = 0,43 \quad \text{d'où on tire } N_E / \quad N_E = \frac{2,8600 + 0,4300}{1 - 0,4300} = 5,8726$$

Le nombre de plateaux réels dans la zone d'épuisement est :

$$N_{ER} = \frac{N_E}{E} = \frac{5,8726}{0,7} = 8,389$$

$$N_{ER} = 9 \text{ plateaux}$$

Le nombre de plateaux dans la colonne est de 29.

On constate d'après les résultats obtenus que le nombre total de plateau de la colonne se réduit à 29 plateaux, cela est dû au l'appauvrissement de la charge de la colonne en constituants lourds.

V-10- Bilan thermique de la colonne

L'équation du bilan thermique de la colonne entière s'écrit d'après la formule suivante :

$$L' \cdot h_L + Q_R = D' \cdot H_D + R' \cdot h_R + Q_C$$

$$h_L = e'_0 H_0 + (1 - e'_0) h_0$$

$$Q_R = g_r (H_R - h_R) \quad / \quad H_R = e'_0 \cdot H_{Gr} + (1 - e'_0) h_{Gr}$$

$$Q_c = (D + g_x) \cdot (H_D - h_D)$$

L', D', R' : débits molaires respectivement de la charge, du distillat et du résidu en (kmole/h)

Q_R : charge thermique du rebouilleur en (Kcal/h)

Q_C : charge thermique du condenseur en (Kcal/h)

h_L : enthalpie de la charge biphasique en (Kcal/h)

e'₀ : taux de vaporisation molaire de la charge

H₀ : enthalpie de la phase vapeur de la charge en (Kcal/h)

h₀ : enthalpie de la phase liquide de la charge en (Kcal/h)

h_D : enthalpie du distillat à l'état liquide en (Kcal/h)

H_D : enthalpie du distillat à l'état vapeur en (Kcal/h)

h_R : enthalpie du résidu en (Kcal/h)

h_{Gr} : enthalpie de la phase liquide provenant du rebouilleur en (Kcal/h)

H_{Gr} : enthalpie de la phase vapeur provenant du rebouilleur en (Kcal/h)

g_x : débit de reflux froid en (Kmol/h)

G_R : débit de la vapeur provenant du rebouilleur en (Kmol/h)

g_R : débit de liquide alimentant le rebouilleur en (Kmol/h)

V-10-1-Détermination des masses moléculaires

a-Pour la zone de flash :

La masse moléculaire de chaque phase est déterminée par la formule suivante :

$$M_m = \sum X_i \cdot M_i$$

Tableau V.13: la masse moléculaire moyenne pour la zone de flash

	phase liquide			phase vapeur		
Constituants	Mi	X _{0i}	Mi.X _{0i}	Y _{0i}	Ki	Mi.Y _{0i}
C ₂ H ₆	30,07	0,0024	0,072168	0,0238	9,9	0,7145
C ₃ H ₈	44,1	0,0735	3,24135	0,3014	4,1	13,2895
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,0336	1,952832	0,0739	2,2	4,2962
nC ₄ H ₁₀	58,12	0,0975	5,6667	0,2165	2,22	12,5801
iC ₅ H ₁₂	72,15	0,0479	3,455985	0,0719	1,5	5,1840
n C ₅ H ₁₂	72,15	0,1052	7,59018	0,1546	1,47	11,1576
C ₆ H ₁₄	86,18	0,1427	12,297886	0,0856	0,6	7,3787
C ₇ H ₁₆	100,21	0,1002	10,041042	0,0351	0,35	3,5144
C ₈ H ₁₈	114,23	0,0989	11,297347	0,0198	0,2	2,2595
C ₉ H ₂₀	128,255	0,0907	11,6327285	0,0118	0,13	1,5123
C ₁₀ H ₂₂	142,282	0,0821	11,6813522	0,0066	0,08	0,9345
C ₁₁ H ₂₄	156,308	0,0481	7,5184148	0,0024	0,05	0,3759
C ₁₂ H ₂₆	170,335	0,0755	12,8602925	0,0023	0,03	0,3858
Total	/	0,9984	99,308278	1,0000	/	63,5829

b-Pour le distillat et le résidu :

On procède de la même manière que la zone de flash

Tableau V.14: la masse moléculaire moyenne distillat et le résidu

		Distillat		Résidu	
Constituants	Mi	Y _{di}	Mi.Y _{di}	X' _{ri}	Mi.X' _{ri}
C ₃ H ₈	44,1	0,5103	22,5042	0,0035	0,1544
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,1574	9,1481	0,0089	0,5173
nC ₄ H ₁₀	58,12	0,301	17,4941	0,068	3,9522
iC ₅ H ₁₂	72,15	0,003	0,2165	0,0646	4,6609
n C ₅ H ₁₂	72,15	0	0	0,1432	10,3319
C ₆ H ₁₄	86,18	0	0	0,1691	14,5730
C ₇ H ₁₆	100,21	0	0	0,1137	11,3939
C ₈ H ₁₈	114,23	0	0	0,1091	12,4625
C ₉ H ₂₀	128,255	0	0	0,0989	12,6844
C ₁₀ H ₂₂	142,282	0	0	0,0886	12,6062
C ₁₁ H ₂₄	156,308	0	0	0,0516	8,0655
C ₁₂ H ₂₆	170,335	0	0	0,0808	13,7631
Total		1	50,2048	1	105,1651

A l'aide de l'équation de concentration de la zone d'épuisement, on calcule la composition du liquide descendant du plateau « n + 1 ».

$$X'_{n+1,i} = (Y'_{ni} / m) + [(m - 1) / m] \cdot X'_{Ri} \quad (V.5)$$

Le coefficient « m » figurant dans cette équation est calculé d'après la formule suivante :

$$m = [(rb)_{opt} + 1] / (rb)_{opt} = (0,97 + 1) / 0,97 = 2,03.$$

On remplace « m » par sa valeur :

$$X'_{n+1,i} = Y'_{ni}/2,03 + [(2,03 - 1) / 2,03] \cdot X'_{Ri}$$

$$X'_{n+1,i} = 0,495 \cdot Y'_{ni} + 0,507 \cdot X'_{Ri}$$

Donc :

$$X'_{L,i} = 0,495 \cdot Y'_{Ri} + 0,507 \cdot X'_{Ri}$$

Et :

$$Y'_{R,i} = (\alpha_{im} X'_{Ri}) / \sum (\alpha_{mi} X'_{Ri})$$

Les résultats de calcul sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau V.15: composition du liquide descendant et le Vapeur qui monte

		Vapeur G _r		Liquide g _l	
Constituants	M _i	Y' _{ri}	M _i . Y' _{ri}	X' _{li}	M _i . X' _{li}
C ₂ H ₆	30,07	0	0	0	0
C ₃ H ₈	44,1	0,0195	0,8600	0,0114	0,5027
iC ₄ H ₁₀	58,12	0,0287	1,6680	0,0187	1,0868
nC ₄ H ₁₀	58,1200	0,212	12,3214	0,1393	8,0961
iC ₅ H ₁₂	72,1500	0,1349	9,7330	0,0994	7,1717
n C ₅ H ₁₂	72,1500	0,2759	19,9062	0,2089	15,0721
C ₆ H ₁₄	86,1800	0,1695	14,6075	0,1693	14,5903
C ₇ H ₁₆	100,2100	0,0696	6,9746	0,0918	9,1993
C ₈ H ₁₈	114,2300	0,0391	4,4664	0,0745	8,5101
C ₉ H ₂₀	128,2550	0,025	3,2064	0,0623	7,9903
C ₁₀ H ₂₂	142,2820	0,0147	2,0915	0,052	7,3987
C ₁₁ H ₂₄	156,3080	0,0056	0,8753	0,0288	4,5017
C ₁₂ H ₂₆	170,3350	0,0055	0,9368	0,0435	7,4096
Total		1	77,6473	1	91,5294

Les enthalpies des phases vapeurs et des phases liquides sont déterminées à l'aide des graphes (Voir l'annexe 3 et 4).

Tableau V.16: Les enthalpies des phases vapeurs et des phases liquides

Constituants	Masse moléculaire	T ⁰ °C	P (kg /cm ²)	Enthalpie Kcal/Kg	Enthalpie Kcal/ Kmol
Charge liquide g ₀	99,3082	161,0000	13,5000	67,2200	6675,7800
Charge vapeur G ₀	63,5829	161,0000	13,5000	140,0000	8901,6060
g _x	50,2048	53,0000	13,0000	10,0000	502,0480
Distillat vapeur	50,2048	67,5000	13,0000	93,0000	4669,0460
Résidu	105,1651	196,0000	14,0000	92,7777	9756,9842
G _r	77,6473	196,0000	14,0000	157,0000	12190,6200
g _I	91,5294	186,0000	13,7500	84,0000	7688,4696

V-10-2- Détermination de g_x et G_R

$$g_x = (r_f)_{opt} \cdot D' \quad (V.6)$$

$$g_x = 3,4364 \cdot 544,19$$

$$g_x = 1870.05 \text{ Kmol/h}$$

$$G_R = (r_b)_{opt} \cdot R' \quad (V.7)$$

$$G_R = 0,9769 \cdot 2046,81$$

$$G_R = 1999.52 \text{ Kmol/h}$$

V-10-3 Calcul des charges thermiques

- **Charge thermique de l'alimentation Q_L :**

$$Q_L = L' \cdot h_L$$

$$h_L = e'_0 H_0 + (1 - e'_0) \cdot h_0 = 0,16 \cdot 8901,6060 + (1 - 0,16) \cdot 6675,7800 = 7031,9122 \text{ Kcal/Kmol}$$

$$Q_L = 2591 \cdot 7031,9122$$

$$Q_L = 18,2196 \cdot 10^6 \text{ Kcal / h}$$

- **Charge thermique de distillat Q_D :**

$$Q_D = D' \cdot H_D$$

$$Q_D = 544,19 \cdot 4669,046$$

$$Q_D = 25,408 \cdot 10^5 \text{ Kcal / h}$$

- **Charge thermique de résidu Q_R :**

$$Q_R = R' \cdot h_R$$

$$Q_R = 2046,81 \cdot 9756,9842$$

$$Q_R = 19.970.10^6 \text{ Kcal / h}$$

- **Charge thermique de condenseur Q_C :**

$$Q_C = (D' + g_X) \cdot (H_D - h_D)$$

$$Q_C = (544,19 + 1870,05) \cdot (4669,046 - 502,0480)$$

$$Q_C = 10,0601.10^6 \text{ Kcal / h}$$

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

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

$$Q_{Rb} = 19.970.10^6 + 25,408.10^5 + 10,0601.10^6 - 18,2196.10^6$$

$$Q_{Rb} = 14351300.10^3 \text{ cal/h}$$

V-11- Calcul de la tension de vapeur Reid (TVR)

La tension de vapeur Reid caractérise la volatilité condensât et par conséquent, la teneur en éléments très légers qui conditionnent la sécurité au cours du transport et les pertes au stockage.

Pour calculer la TVR de condensât, on doit déterminer la tension de vapeur vraie (TVV) du mélange en connaissant la composition molaire des différents éléments constituant condensât au fond du débutaniseur, d'après la loi de Raoult [13]:

$$(TVV)_m = \sum_{i=1}^n (TVV)_i \cdot X_i \quad (V.8)$$

Avec :

$(TVV)_m$: tension de vapeur vraie du mélange à la température T_{en} [kg/cm^2]

$(TVV)_i$: tension de vapeur vraie d'un constituant « i » du mélange à la température T en [kg/cm^2]

X_i : concentration molaire de ce constituant « i » dans le mélange.

a) Estimation théorique de la TVR

D'après le diagramme de COX-CHART [Annexe : Fig-4], la tension de vapeur vraie est déterminée en fonction de la température d'ébullition de chaque élément à 37.8°C (100°F).

Les résultats sont portés dans le tableau ci-après.

Tableau V.17: Calcul de la tension de vapeur vraie de condensât

Constituants	$T_{eb}(^{\circ}\text{C})$	X_i	$(TVV)_i$	$(TVV)_i \cdot X_i$
C3	-42.11	0,0035	13.6	0.047
iC ₄	-11.7	0,0089	5	0.044
nC ₄	-0.5	0,068	3.5	0.23
iC ₅	27.9	0,0644	1.4	0.09
nC ₅	36.1	0,1432	1	0.14
C ₆	59.94	0,1691	0.37	0.05
C ₇	94.46	0,1137	0.11	0.012
C ₈	115.55	0,1091	0.035	0.003
C ₉	150.8	0,0989	0.012	0.0011
C10	174	0,0886	0.0047	0.00041
C11	195.9	0,0516	0.0015	0.00007
C12	216	0,0808	0.001	0.00008
Total	-	1.0000	-	0.56

Donc $(TVV)_m = 0.56 \text{ kg/cm}^2$.

En utilisant le diagramme de corrélation entre la tension de vapeur Reid (TVR) et la tension de vapeur vraie (TVV) [Annexe : Fig5], on trouve la pente de la courbe de distillation ASTM :

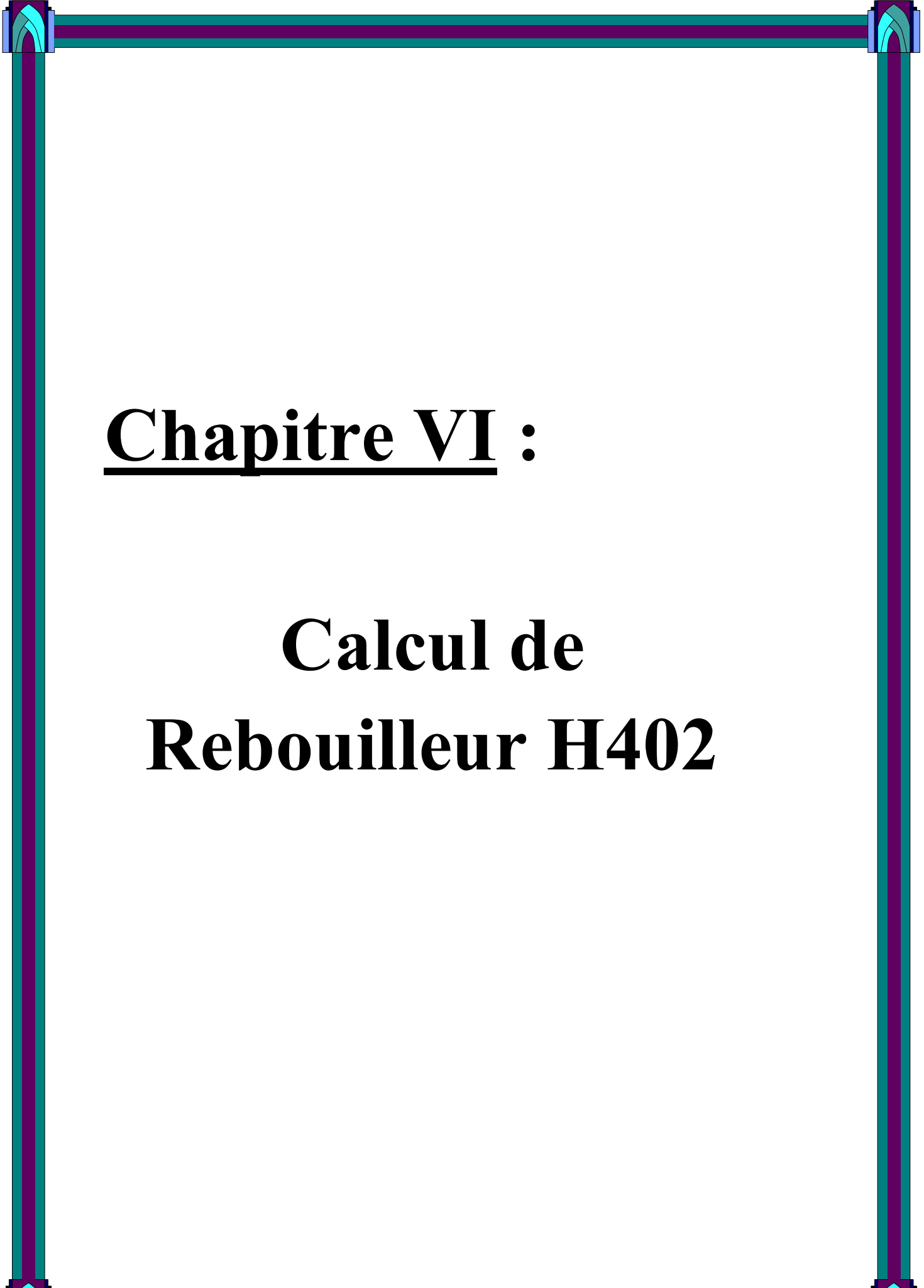
d'où $TVR = 0.5 \text{ kg/cm}^2$

V-12- Interprétation des résultats

D'après les calculs effectués précédemment, on a constaté que la colonne supporte parfaitement la charge.

D'autre part, le calcul de la tension de vapeur Reid (TVR) du condensât, qui représente la teneur en éléments volatils présents dans celle-ci, nous a permis de comparer la TVR calculée avec celle obtenue actuellement (cas réel).

On a constaté que la TVR calculée (0.5 kg/cm^2) est inférieure à celle dans la norme suivie par l'usine **MPP0** de Hassi-R'mel (0.7 kg/cm^2). On en conclut que le rebouilleur est transmettre la quantité de chaleur nécessaire pour débarrasser les GPL du condensât. Il y a donc nécessité de vérifier les rebouilleurs (H402) du fond du débutaniseur afin d'optimiser la consommation d'énergie, c'est ce que nous allons présenter dans le chapitre qui suit.



Chapitre VI :

Calcul de Rebouilleur H402

VI-1-Présentation de problème

Un bon contrôle de la TVR nécessite une vérification de la colonne de stabilisation de condensât et de rebouilleur (**H402**), pour cela nous faisons une étude d'optimisation de la consommation en fuel gaz de four rebouilleur (**H402**) de la section de stabilisation pour une bonne récupération du liquide (condensât et GPL).

VI-2-Données de départ

- Débit de la charge à chauffer : **476719.3756 Kg/H.**
- Température d'entrée de la charge : **194 °C.**
- Taux de vaporisation : **50%.**
- Pression de la charge à l'entrée : **Pe : 18.6 bars.**
- Pression de la charge à l'entrée : **Ps : 16.3 bars.**
- Excès d'air : **20 %.**
- Température de l'air de combustion: **45 °C.**
- Humidité relative de l'air : **45 %.**
- Rendement : **70 ÷ 80%**

Tableau VI.1: Composition du gaz combustible (fuel - gaz) [19]

Composant	N ₂	CO ₂	C ₁	C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅	C ₆
(%mol)	5,68	0,31	83,31	8,08	1,84	0,25	0,36	0,06	0,07	0,04

Les calculs effectués :

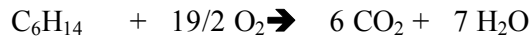
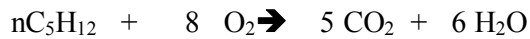
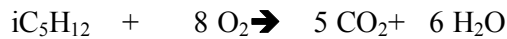
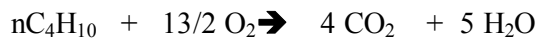
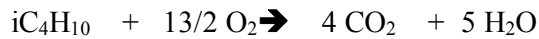
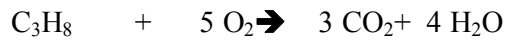
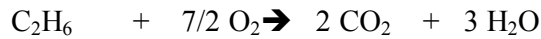
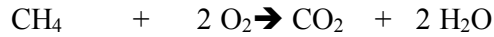
- Calcul de la combustion.
- Le bilan thermique du rebouilleur H402.

VI-3-Calcul de la combustion

Le calcul est basé sur l'équation stœchiométrique de la combustion des hydrocarbures ayant la formule généralisée **C_nH_m**, avec des excès d'air variant de **10% à 40%** selon les équipements de chauffage.

VI-3-1-Réaction à combustion

Formule générale :

**VI-3-2-Quantité d'oxygène (O₂) nécessaire à la combustion**

D'après les réaction de combustion de fuel gaz de module 0 de Hassi R'Mel :

$$N_{O_2} = 2 \times (0,8331) + 7/2 \times (0,0808) + 5 \times (0,0184) + 13/2 \times (0,0025) + 13/2 \times (0,0036) + 8 \times (0,0006) + 8 \times (0,0007) + 19/2 \times (0,0004) \rightarrow N_{O_2} = 2,09485 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

La quantité pratique de O₂ en tenant compte l'excès d'air ($\alpha=20\%$).

$$\text{Donc: } N_{O_2} = N_{O_2} + \alpha \times N_{O_2} \rightarrow N_{O_2} = (1 + 0,2) \times 2,09485$$

$$\rightarrow N_{O_2P} = 2,5138 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

VI-3-3-La quantité d'air nécessaire à la combustion

Comme la teneur de l'air en O₂ est **21%**, alors la quantité d'air théorique

$$N_{AIRth} = N_{O_2th} \times \frac{100}{21} \rightarrow N_{AIRth} = 2,09485 \times \frac{100}{21}$$

$$N_{Airth} = 9,9754 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

La quantité pratique de l'air en tenant compte l'excès ($\alpha=20\%$) est :

$$N_{AIRP} = (1 + \alpha) \times N_{AIRTh} \rightarrow N_{AIRP} = (1 + 0,2) \times 9,9754$$

$$\rightarrow N_{AIRP} = 11,9705 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

VI-3-4-Les quantités des produits de la combustion (Composition des fumées)

- La quantité dioxyde de carbone (CO₂) dégagé

$$N_{CO_2} = 0,8331 + 2 \times (0,0808) + 3 \times (0,0184) + 4 \times (0,0025) + 4 \times (0,0036) \\ + 5 \times (0,0006) + 5 \times (0,0007) + 6 \times (0,0004)$$

$$\rightarrow N_{CO_2} = 1,0832 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

- La quantité d'eau (H₂O) dégagé

$$N_{H_2O} = 2 \times (0,331) + 3 \times (0,0808) + 4 \times (0,0184) + 5 \times (0,0025) + 5 \times (0,0036) + 6 \times (0,0006) \\ + 6 \times (0,0007) + 7 \times (0,0004) \rightarrow N_{H_2O} = 2,0233 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

En tenant compte l'humidité de l'air, la quantité d'eau est alors :

$$N_{H_2O} = N_{AIR} \cdot P_{H_2O} / (P - P_{H_2O})$$

Avec : P_{H_2O} : la pression partiel de l'eau (72,385 mmHg)

P : la pression atmosphérique (760 mmHg)

N_{AIR} : La quantité de l'eau contenue dans l'air (Kmol).

$$N_{H_2O} = 11,9757 \cdot 72,385 / (760 - 72,385) \rightarrow N_{H_2O} = 0,3905 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

Soit l'humidité relative de l'air (45%) :

$$N'_{H_2O} = N_{H_2O} \cdot (45/100) \rightarrow N'_{H_2O} = 0,3905 \cdot (45/100)$$

$$\rightarrow N'_{H_2O} = 0,1757 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

- La quantité d'eau totale :

$$N_{H_2O} = 2,0233 + 0,1757 \rightarrow N_{H_2O\text{Totale}} = 2,2087 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

- La quantité d'azote (N₂) dans l'air :

$$N_{N_2} = 0,79 \times (11,9757)$$



$$N_{N_2} = 9,4608 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

➤ **quantité d'azote totale :** $N_{N_2\text{Totale}} = N_{N_2\text{air}} + N_{N_2\text{gaz}}$

$$N_{N_2\text{Totale}} = 9,4608 + 0,0568 \rightarrow 9,517 \text{ Kmol/Kmol}_{\text{gaz}}$$

VI-3-5-Caractéristique des fumées

Tableau VI.2:Caractéristique des fumées

Composant	PM (Kg/Kmol)	Quantité (Kmol)	% Vol	% Mol	$M_i \cdot X_i$
CO ₂	44	1,3932	10,1387	10,1387	4,4610
H ₂ O	18	2,4117	17,5506	17,5506	3,1591
N ₂	28	9,5176	69,2622	69,2622	19,3934
O ₂	32	0,4189	3,0485	3,0485	0,9755
Total		13,7414	100	100	27,9890

Tableau VI.3:composition des fumées

Composition de Combustible	% Mol	O ₂ pour La combustion	Composition des fumées				Composition De Combustible
			CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂	
N ₂	5,68	---	---	---	---	5,68	N ₂
CO ₂	0,31	---	0,31	---	---	---	CO ₂
C ₁	83,31	166,62	83,31	166,62	---	---	C ₁
C ₂	8,08	28,28	16,16	24,24	---	---	C ₂
C ₃	1,84	9,20	5,52	7,63	---	---	C ₃
iC ₄	0,25	1,625	1,00	1,25	---	---	iC ₄
nC ₄	0,36	2,43	1,44	1,8	---	---	nC ₄
iC ₅	0,06	0,48	0,30	0,36	---	---	iC ₅
nC ₅	0,07	0,56	0,35	0,42	---	---	nC ₅
C ₆	0,04	0,38	0,24	0,28	---	---	C ₆
Total	100	209,485	---	92,17	41,897	951,175	Air de Combustion
O ₂ excès (20%)		41,897	108,63	294,5	41,89	952,348	Total
O ₂ comb		251,382					
N ₂ air		946,668	1397,3800				N ^{bre} total des fumées pour 100 moles de gaz combustible
N ^{bre} de Kmol d'air pour 100 moles de gaz combustible		1197,05					

VI-3-6- Calcul les spécifications des fumées et de gaz combustible

- 1- La masse moléculaire des fumées :

$$M_f = \sum_i^4 M_i X_i \rightarrow M_f = 44 \times (0,1013) + 18 \times (0,1755) + 28 \times (0,6926) + 32 \times (0,3048)$$

→

$$M_f = 27,9890 \text{ Kg/Kmol}$$

- 2- La masse volumique des fumées aux conditions normales :

$$\rho_f = \frac{M_f}{22,4} \rightarrow \rho_f = 27,9890/22,4 \rightarrow$$

$$\rho_f = 1,2495 \text{ Kg/m}^3$$

- 3- Volume des fumées formées par la combustion de 1Nm³ de fuel gaz :

$$V_f = 1397,38/100 \rightarrow$$

$$V_f = 13,9738 \text{ Nm}^3$$

- 4- La masse moléculaire de gaz combustible : $M_{\text{gazcomb}} = \Sigma(M_i \cdot Y_i)$

$$M_f = 28 \times (0,0568) + 24 \times (0,0031) + 16 \times (0,8331) + 30 \times (0,0808) + 44 \times (0,0184) + 58 \times (0,0025) + 58 \times (0,0036) + 72 \times (0,0006) + 72 \times (0,0007) + 86 \times (0,0004).$$

→

$$M_{\text{gazcomb}} = 18,8222 \text{ Kg/Kmol}$$

- 5- La masse volumique de combustible aux conditions normales :

$$\rho_{\text{com}} = \frac{M_{\text{com}}}{22,4} \rightarrow \rho_{\text{com}} = 18,8222/22,4 \rightarrow$$

$$\rho_{\text{com}} = 0,7842 \text{ Kg/m}^3$$

- 6- La masse volumique de l'air :

$$\rho_{\text{air}} = 1,293 \text{ Kg/m}^3$$

- 7- Le débit d'air sec pour un 1 Kg de combustible :

$$L_s = 1,293 \cdot (N_{\text{Air}}/\rho_{\text{com}}) \rightarrow L_s = 1,293 \cdot (11,9757/0,7842)$$

→

$$L_s = 19,7457 \text{ Kg/Kg comb}$$

- 8- La quantité des fumées rapportée à 1Kg de gaz :

$$G_f = V_f \cdot (\rho_f / \rho_{\text{comb}}) \rightarrow G_f = 13,9738 \cdot (1,2495 / 0,7842)$$

→

$$G_f = 22,2650 \text{ Kg fumée s / Kg comb}$$

Si l'on considère l'humidité de l'air, on peut calculer la quantité prise des fumées par la combustion de 1Kg de combustible :

$$G_f = V_{\text{Air}} \cdot (\rho_{\text{Air}} / \rho_{\text{comb}}) \rightarrow G_f = 11,9705 \cdot (1,293 / 0,7842)$$

→

$$G_f = 19,3771 \text{ Kg/Kg}_{\text{comb}}$$

VI-3-7-Pouvoir calorifique du combustible

Tableau VI.4: Pouvoir calorifique du combustible

Gaz	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

- Calcul du pouvoir calorifique inférieur du combustible : (PCI)

$$\text{PCI} = \text{PCS} - 10,9 \cdot N \quad (\text{pour un gaz}).$$

Avec : N : nombre de moles de H₂O.

- Détermination du nombre de moles de l'eau :

$$1 \text{ mol de gaz} \longrightarrow 2,945 \text{ moles de H}_2\text{O}.$$

$$22,4 \cdot 10^{-3} \text{ mol de gaz} \longrightarrow 2,945 \text{ moles de H}_2\text{O}.$$

$$1 \text{ Nm}^3 \text{ de gaz } N. \longrightarrow$$

Donc :

$$N = 131,4732 \text{ moles de H}_2\text{O}$$

- Calcul du pouvoir calorifique supérieur du combustible : (PCS)

$$\text{PCS}_{\text{moy}} = \sum (Y'_i \cdot \text{PCS}_i)$$

→

$$\text{PCS}_{\text{moy}} = 9278,3165 \text{ Kcal/Nm}^3$$

$$\text{Donc : PCI} = 9278,3165 - 10,9 \cdot 131,4732$$

→

$$\text{PCI} = 7845,2586 \text{ Kcal/Nm}^3$$

- Pouvoir calorifique inférieur de 1Kg du combustible :

$$Q_{\text{inf}} = \text{PCI} / \rho_{\text{comb}} \rightarrow Q_{\text{inf}} = 7845,2586 / 0,7842$$

→

$$Q_{\text{inf}} = 10004,1553 \text{ Kcal/Nm}^3$$

VI-4-Bilan thermique

VI-4-1-La quantité de chaleur absorbée par la charge

D'après le bilan de la colonne on :

$$Q_{rb} = 14351300 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{Et on a : } Q_{rb} = G_R \cdot (H_R - h_R).$$

$$\text{Donc : } H_R = h_R + (Q_{ab} / G_x)_{comb}$$

Avec :

- G_R : Débit de la charge entrant dans le four (**476719.3756 Kg/h**).
- h_R : L'enthalpie de la charge du fond de la colonne = **92,7777 Kcal/Kg**.
- H_R : L'enthalpie du l'effluent sortant de four.

$$\text{Donc : } H_R = h_R + (Q_{rb}/G_x) \rightarrow H_R = 92,7777 + (14351300/476719.3756)$$

$$\rightarrow H_R = 122.88 \text{ Kcal/h}$$

VI-4-2-La quantité de chaleur dégagée dans la chambre de combustion

On admet que : $\eta = 75\%$ (le four fonctionne sans pré chauffeur d'air).

$$Q_{réel} = Q_{rb} / \eta \rightarrow Q_{réel} = 14351300 \cdot 10^3 / 0,75$$

$$\rightarrow Q_{réel} = 1913,506 \cdot 10^7 \text{ Kcal/h}$$

VI-4-3-Le débit de combustible

$$B = Q_{réel} / Q_{rb} \rightarrow B = 1913,506 \cdot 10^7 / 14351300$$

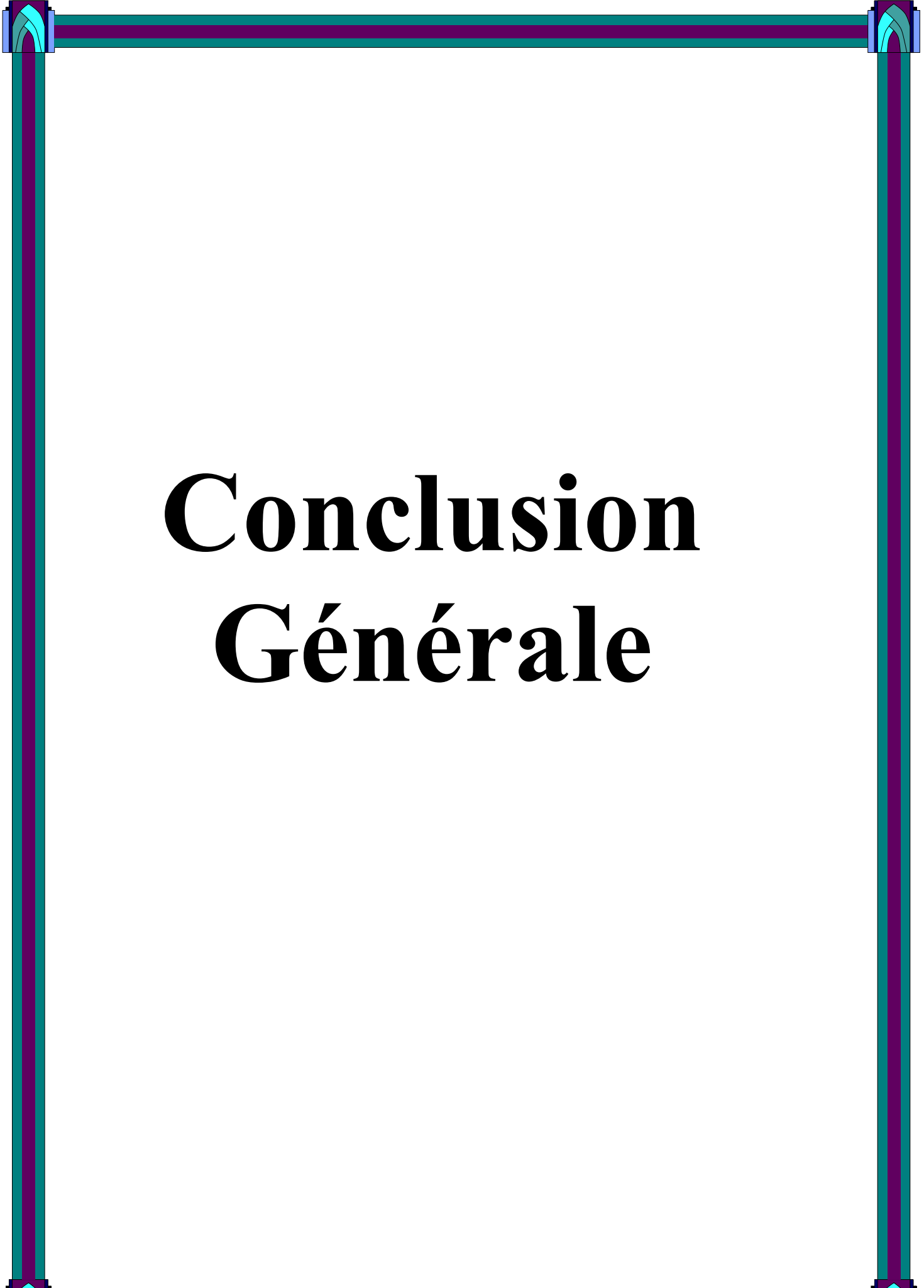
$$\rightarrow B = 1333,3333 \text{ Kg}_{\text{gaz comb}}/\text{h}$$

VI-4--Le nombre de brûleurs

Le nombre des brûleurs dans les fours est déterminer à partir du débits de combustible brûlé dans un brûleur (généralement entre 150 et 180 Kg/h).

$$N_{\text{brûleurs}} = B / 170 \rightarrow N_{\text{brûleurs}} = 1333,333 / 170$$

$$\rightarrow N_{\text{brûleurs}} = 8 \text{ brûleurs}$$



Conclusion Générale

Conclusion générale

Le principal intérêt de ce travail est de contribuer à la compréhension du problème de la tension de vapeur de condensât qui est une caractéristique ultrasensible.

Nous avons étudié dans ce mémoire les paramètres opératoires de la section de stabilisation de condensât au niveau de module de traitement du gaz MPP0 de Hassi R'mel dans le but d'optimiser la TVR du condensât afin d'améliorer les conditions de sécurité liées au stockage, obtenir des produits conformes aux spécifications commerciales et de réduire la consommation d'énergie.

Cette étude nous a permis d'approfondir nos connaissances théoriques et de maîtriser le fonctionnement opérationnel de cette section.

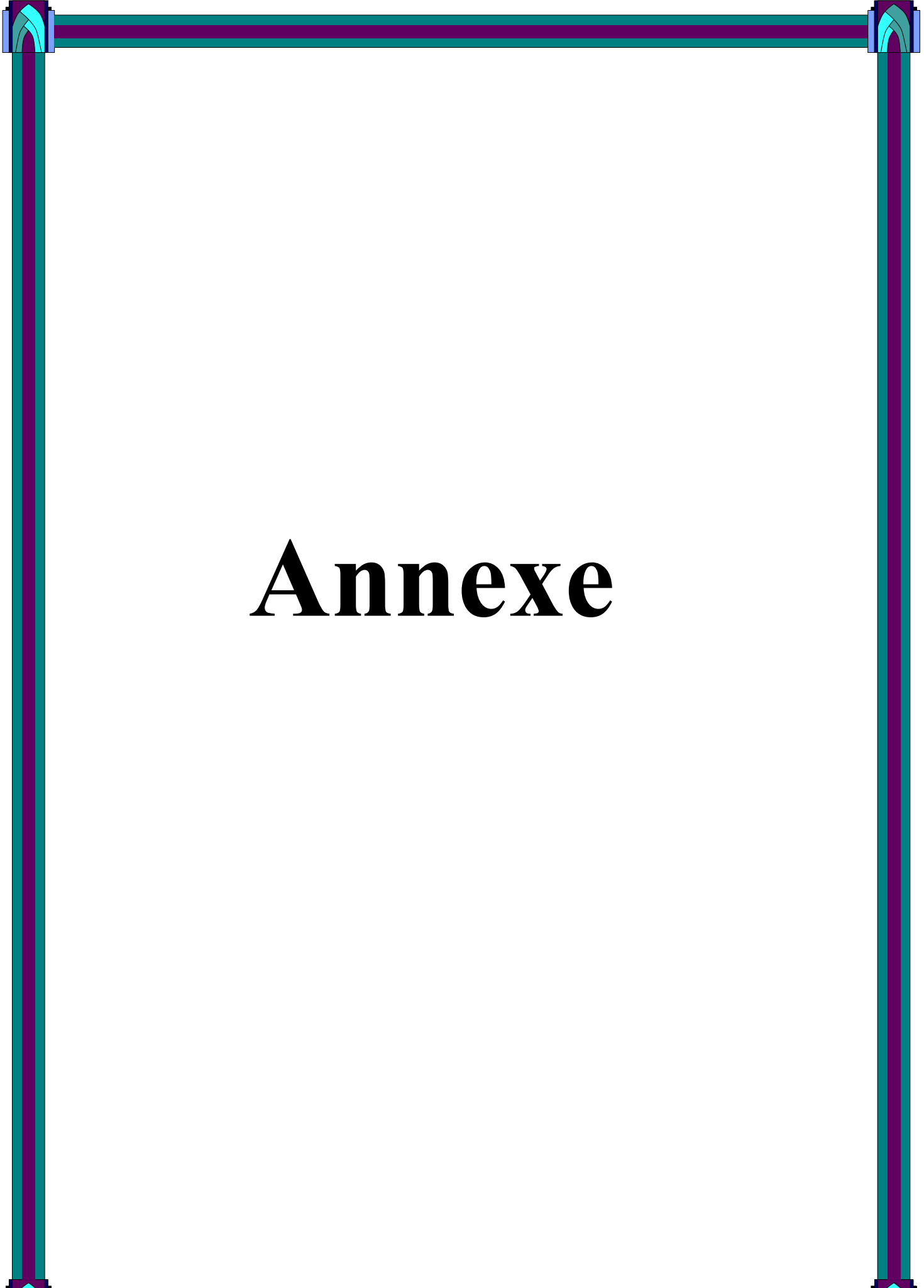
D'ailleurs, ce travail nous a apporté des informations utiles aux défaillances et anomalies qui existaient, elle nous a permis d'acquérir une expérience pour consolider et enrichir notre formation théorique dans l'industrie pétrolière et gazière.

Des actions pourraient aussi être envisagées, et les recommandations suivantes sont à retenir:

- ✓ augmenter la température de l'alimentation, ce qui entraînera un meilleur taux de vaporisation,
- ✓ Utiliser des inhibiteurs de corrosion adéquats pour éviter les phénomènes de dépôts aux niveaux des échangeurs qui implique la diminution de taux de transfert de chaleur et parfois l'encrassement des tubes des échangeurs.

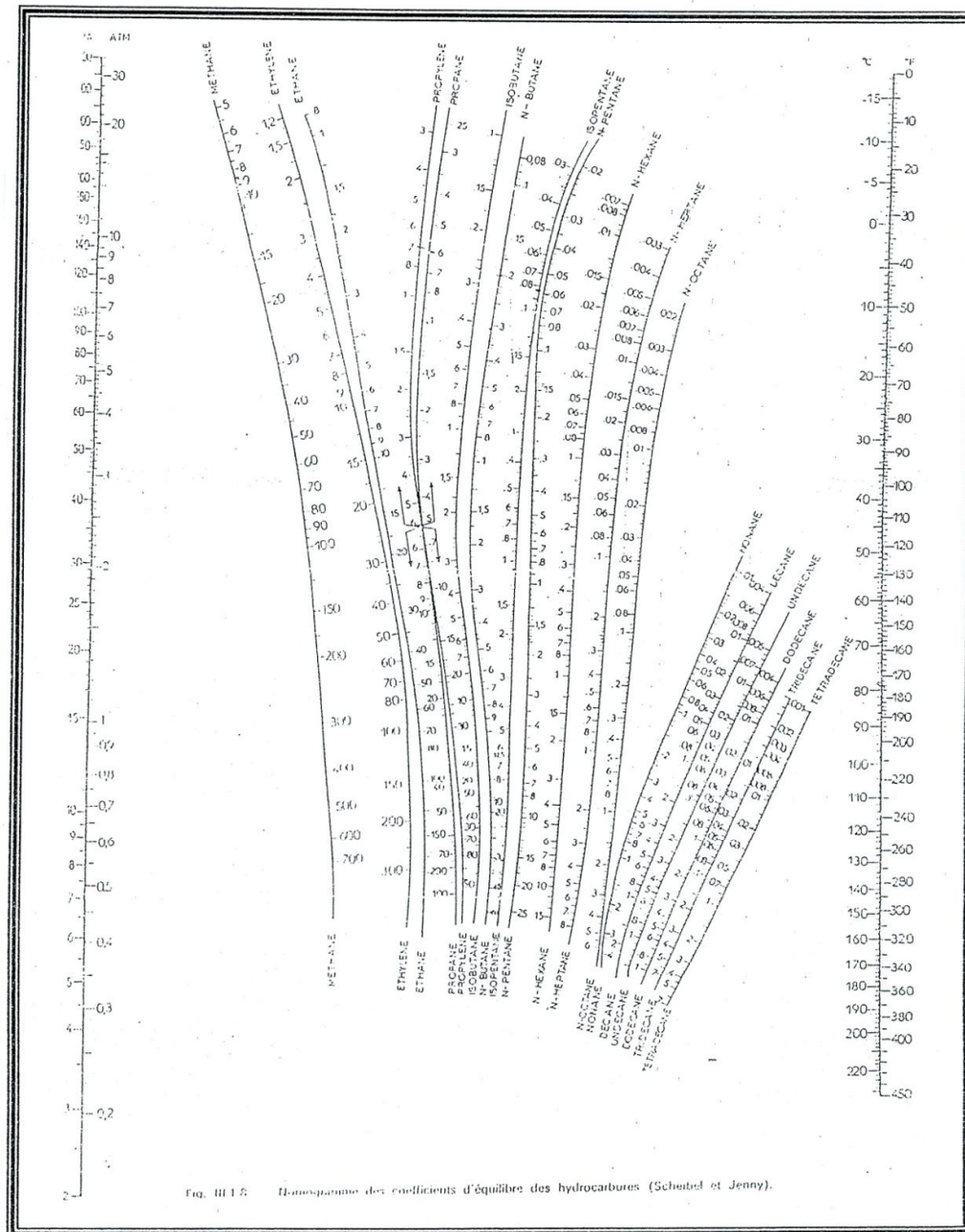
bibliographie

- [1] KHELLADI, M, Qu'est-ce que le pétrole , Elaboration et conception (SONATRACH), (1984).
- [2] www.Wikipédia.com , l'encyclopédie libre Documentation Internet
- [3] Durousset, M, Le marché du pétrole, Paris Collection HISTEGE, (1999).
- [4] WAUQUIER, J, P., Le raffinage du pétrole, produits pétroliers, schémas de fabrication , Paris , Edition Technip, publication de l'institut français de pétrole, Tome 1 (1994).
- [5] HADJARAB, D, Cours de raffinage 4ème année.
- [6] Durousset, M., Le marché du pétrole, Paris ,Collection HISTEGE, (1999).
- [7] WAUQUIER, J.P., Le Raffinage du pétrole procédés de séparation, Tome 2 (1998).
- [8] A. ROJEY, B. DURAND, C. JAFFRET, S. JULLIAN, M. VALAIS , Gaz naturel, production, traitement et transport, Publication IFP, édition technip 1994 .
- [9] ENSM formation industrie –IFP training (2006) élément de chimie produit Edition d'IFP, paris.
- [10] Résumé des journées scientifique et techniques .Alger. Avril 1998
- [11]: Fiche de sécurité des produits du module III.
- [12] J-C GUIBET carburant et moteurs, Tome 1
- [13] PIERRE WRITHES, raffinage et génie chimique Tome 1, Edition technip, paris (1972).
- [14] J-C. GUBET , Utilisation de produits organiques oxygénés comme carburant et combustibles dans les moteurs, Edition technip paris.
- [15] Mémoire Développement des corrélations pour le calcul des propriétés du pétrole et de ses fractions.
- [16] A. SKOBLO, I. TREGOUBOV, N. EGOROV; «Méthode et appareils de l'industrie du pétrole» ; Edition Technip-Paris ; 1986.
- [17] J. CRABOL : Transfert de matière et transfert de chaleur. « Les équipements des unités pétrolières ».
- [18] Revue Sonatrach. « Gaz en Algérie ».
- [19] : Manuel opératoire module 0, Phase B Hassi-R'mel.



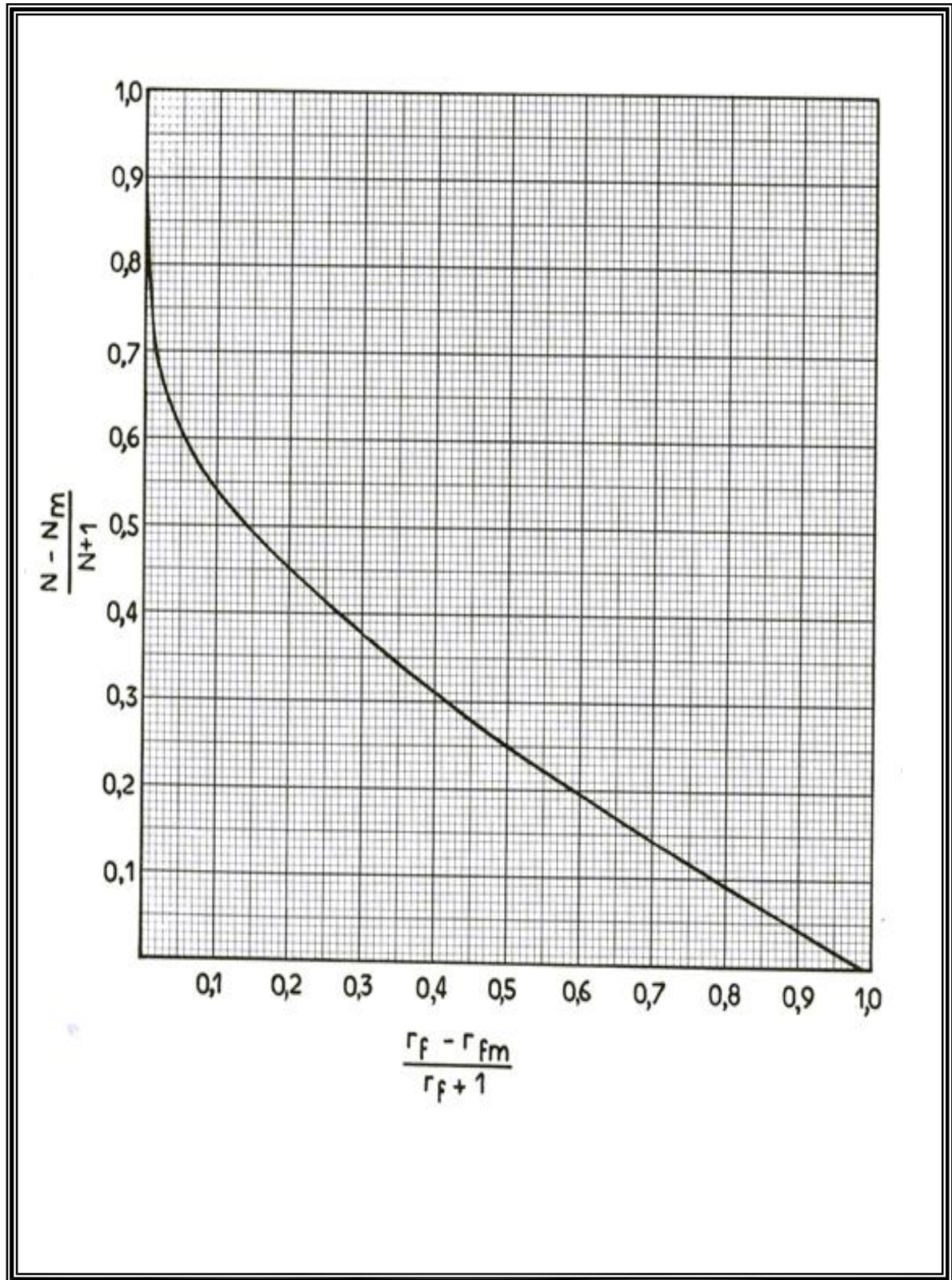
Annexe

FIGURE 1



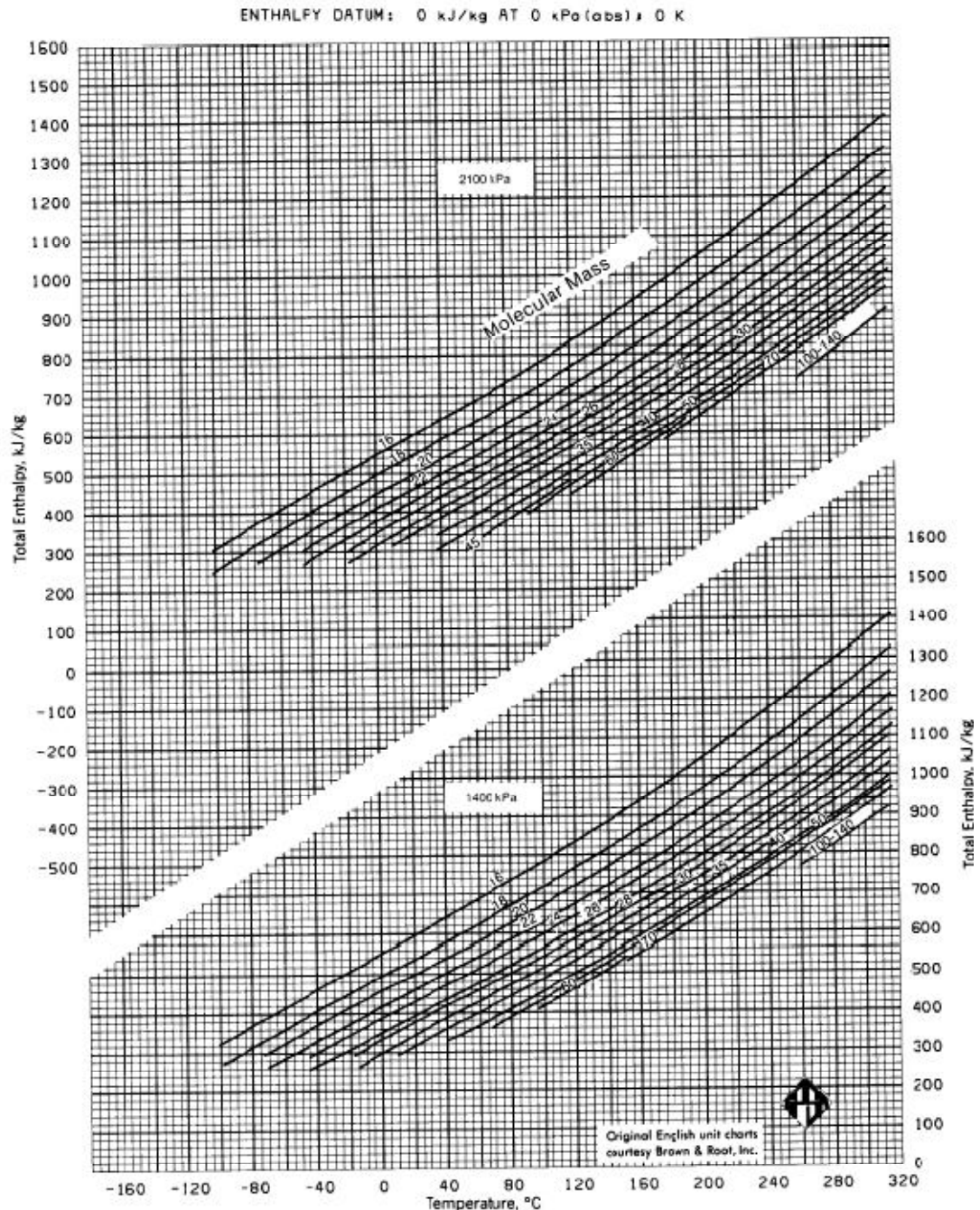
**Monogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures
(Scheibel et Jenny).**

FIGURE 2



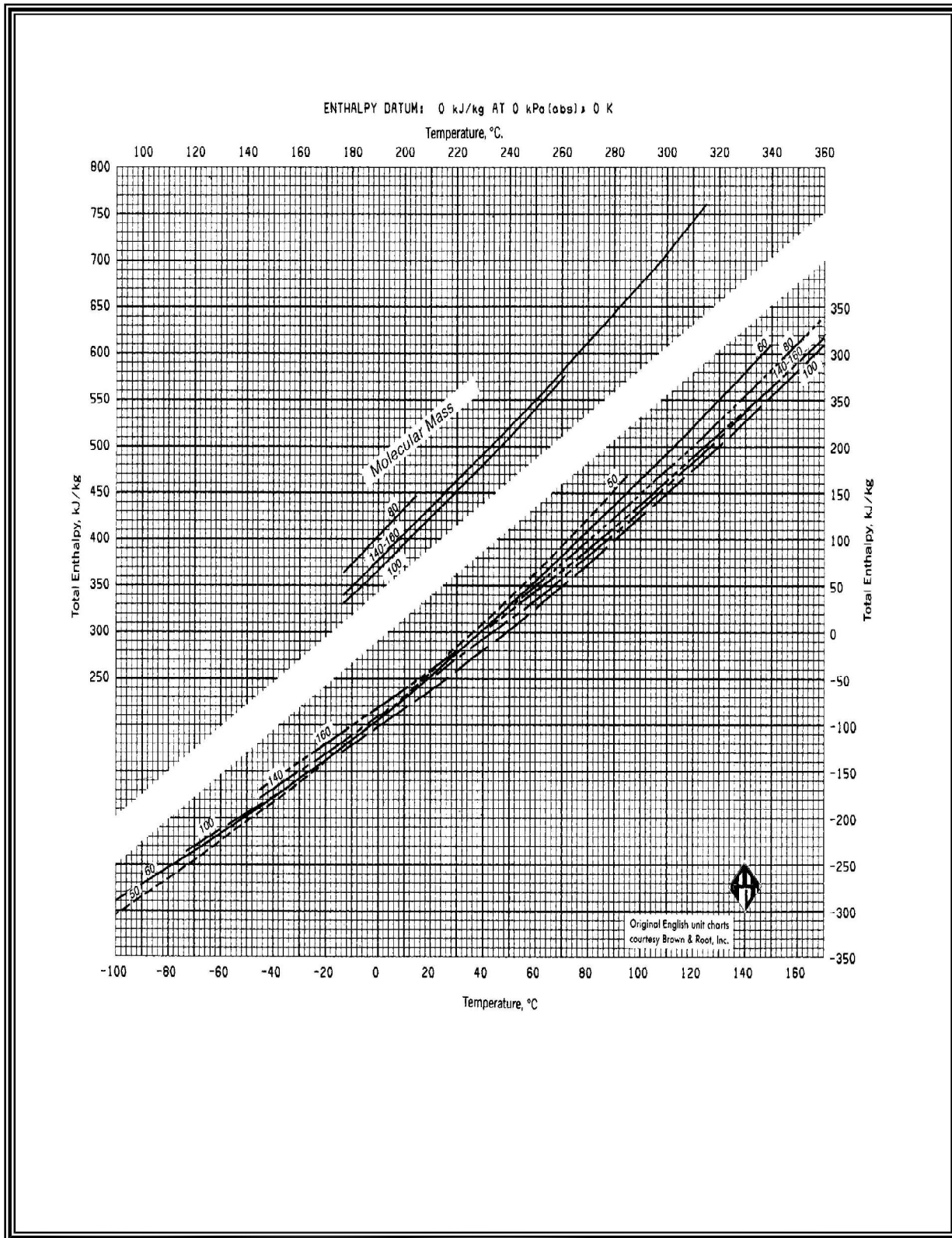
Nombre de bateaux théorique N en fonction de taux de reflux r_f
Dans la distillation des mélanges complexe

FIGURE 3



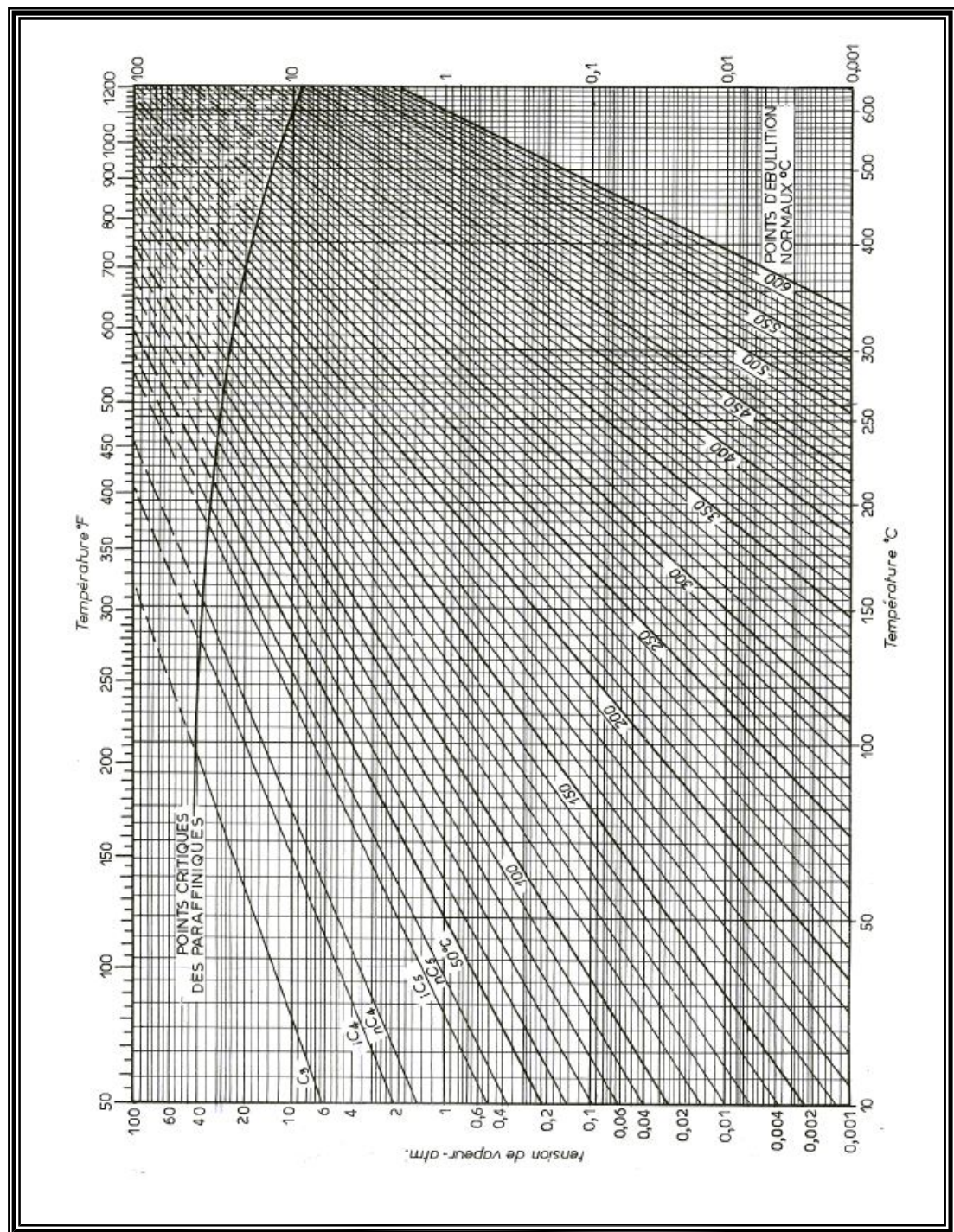
Enthalpie totale de paraffine hydrocarbure vapeur

FIGURE 4



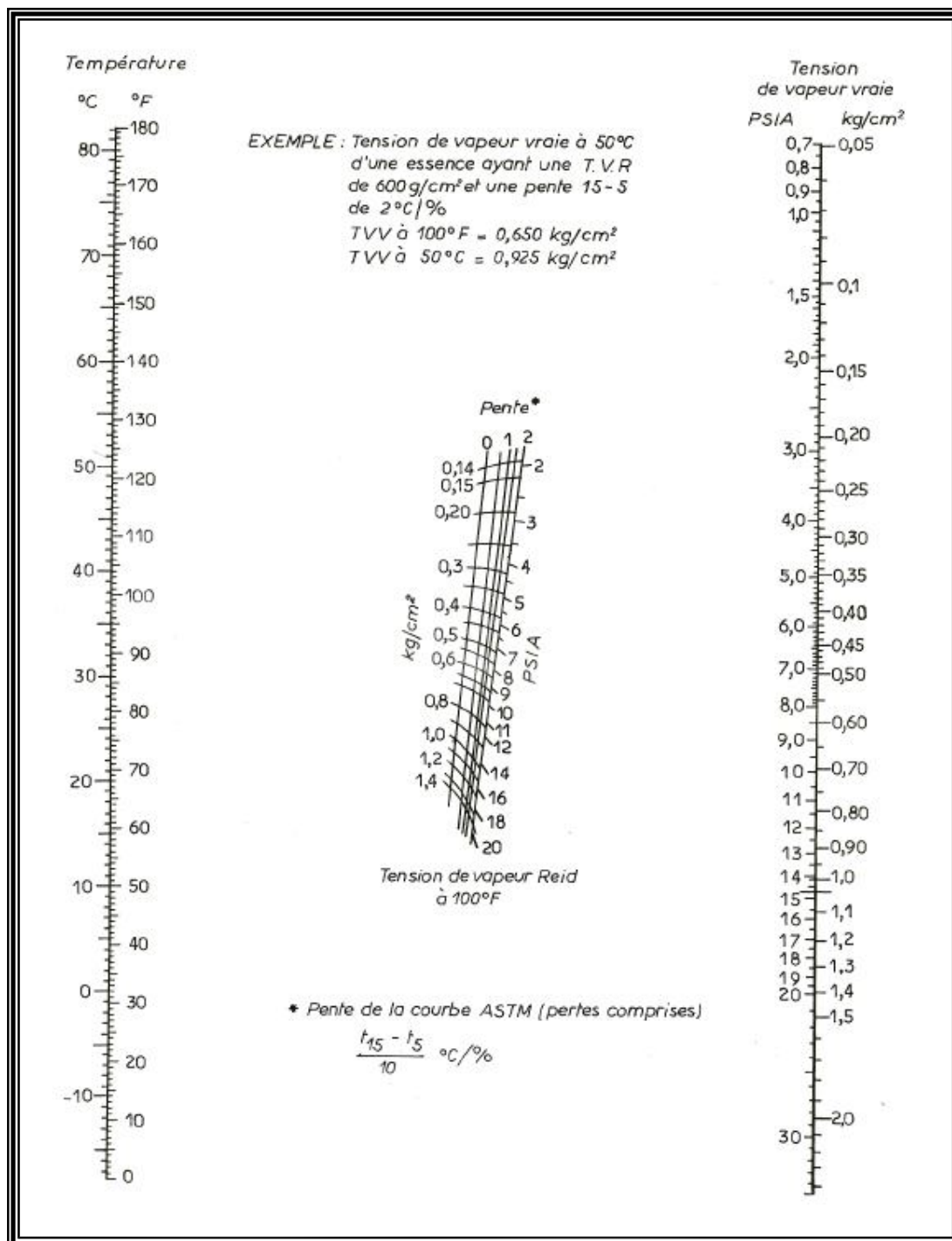
Enthalpie totale de paraffine hydrocarbure liquide

FIGURE 5



Courbes de tension de vapeur des hydrocarbures (Cox-Chart) .

FIGURE 6



Corrélation entre tension de vapeur Reid (TVR) et tension de vapeur vraie (TVV)

Tableau 1 : Résultats de la distillation ASTM du résidu(condensât)

%volumique	T (°C)
10	49
50	71
70	88
90	103

Résumé

La tension de vapeur Reid étant une spécification importante pour les hydrocarbures légères, on cherche toujours les possibilités de l'optimiser par un traitement secondaire ou par un changement technique.

Le but du présent travail est de calculer cette caractéristique par une étude des paramètres de marche de la section de stabilisation. Cela permet de déterminer les paramètres opératoires optimaux pour obtenir une valeur de TVR incluse dans les normes commerciales, ainsi pour éviter les risques d'incident liés à l'opération de stockage du condensat, d'ailleurs pour une consommation d'énergie efficace.

Mots clés

Tension de vapeur Reid (TVR), débiteur, condensat, reboilleur .

Abstract

Reid vapor pressure is an important specification for light hydrocarbons. Always, engineers are looking for opportunities to optimize it by secondary treatment or by a technical change.

The aim of this work is to calculate this characteristic by a study of operating parameters of the stabilization section. This helps to determine the optimum process parameter to obtain a value of TVR included in commercial standards, and to avoid incidents related to the condensate storage operation, also for efficient energy consumption.

Key words

The vapor pressure Reid (TVR), stabilization column, condensate, reboiler.

ملخص

ضغط بخار رايد هو إحدى المواصفات الهامة للهيدروكربونات الخفيفة. المهندسون دائما يبحثون عن فرص لتحسين هذه الخاصية بإجراء بعض المعالجات ثانوية أو تغييرات التقنية. الغرض من هذا العمل هو حساب هذه الخاصية من خلال دراسة معايير التشغيل لقسم الاستقرار. هذا يساعد على تحديد المعاملات العملية المثلى للحصول على قيمة TVR تدخل ضمن المعايير التجارية، من جهة أخرى لتجنب المخاطر المنبثقة عن عملية تخزين المكثفات، وكذلك من أجل ترشيد استهلاك الطاقة.

الكلمات المفتاحية

الضغط البخاري رايد TVR، الاستقرار، المكثفات، المسخن .