



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



UNIVERSITE D'EL-OUED

FACULTE DES SCIENCES ET DE LA 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

Présenté par : - Atallah Elyas

- Belaid Khaled

Thème

**Etude des Paramètres de Marche du
Débutaniseur afin de Minimiser la Tension
de Vapeur Reid (TVR) de l'Essence**

Soutenu le 30 /06/2013 devant le jury suivant :

Mr. Abdelesselam	BOUGHZEL	MA-B-	Université d'ELOUED	Président
Mr. Djamal	BARANI	MA-B-	Université d'ELOUED	Examineur
Melle. Nassima	LAMI	MA-A-	Université d'ELOUED	Examineur
Mr. Abdelmalek	ATIA	MA-B-	Université d'ELOUED	Rapporteur

Résumé

La tension de vapeur Reid étant une spécification importante des carburants, on cherche toujours les possibilités de l'améliorer par un traitement secondaire ou par un changement technique.

Le but du présent travail est de calculer cette caractéristique par une optimisation des paramètres de marche du débutaniseur. Cela permet de déterminer la cause principale de l'augmentation de la TVR de l'essence totale, et par conséquent, de réduire la TVR de l'essence SR qui rentre dans la constitution des carburants, car la production d'une essence SR à TVR élevée augmente les risques d'incident, Ainsi contraint les responsables de la fabrication de la raffinerie d'Alger à remplacer la quantité de l'essence SR prévue pour la fabrication des carburants auto par une quantité équivalente de plat format, ce qui est une perte économique considérable sachant que ce dernier coûte plus cher.

Mots clés

Tension de vapeur Reid, débutaniseur, essence total, essence SR, Raffinerie d'Alger .

Abstract

The vapor pressure Reid (TVR) is an important motor-fuel's specification, so we have to find an improvement by secondary treatment or changing our approach.

The purpose of the present study is to optimize the TVR through the operating parameters of stabilization column. This approach allow us to understand the main issue for TVR raising in total gasoline and by this way, we reduce the TVR of the Straight Run gasoline (SR) which is a component of engine's fuel.

The production of SR gasoline with high TVR increases the risk of incident so induce the replacement of that one used in engine's fuel by an equivalent amount of platformat, this process is costly for the refinery plant of Algiers.

Key words

The vapor pressure Reid (TVR), stabilization column, total gasoline, SR gasoline, the refinery plant of Algiers.

□ □ □

إن الضغط البخاري رايد (TVR) يعد من بين الخصائص الهامة للوقود ، لذلك يجب البحث عن إمكانيات لتحسينه بتدخل ثانوي أو عن طريق تغيير تقنية التشغيل في وحدات تكرير البترول.

الهدف من هذا العمل هو تخفيض هذه الخاصية عن طريق تحسين ظروف عمل الاستقرار وذلك لمعرفة السبب الرئيسي لارتفاع ضغط البخار في البنزين SR وهذا لتقليص هذه الخاصية التي تدخل في تركيبة الوقود تركيبة الوقود، لأن إنتاج البنزين SR بضغط غازي مرتفع يزيد من خطر الحرائق قد يرغم مسؤولي الإنتاج بمعمل تكرير البترول في الجزائر على تعويض كمية البنزين SR المتوقعة لإنتاج وقود السيارات بكمية مكافئة من المنتج (بلاط فورما) مما يسبب في خسارة اقتصادية معتبرة حيث أن هذا الأخير غالي الثمن.

الكلمات المفتاحية

الضغط البخاري رايد TVR ،الاستقرار،البنزينSR،معمل تكرير البترول في الجزائر

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 remercions vivement **Mr. Nacer CHAABIA** pour avoir bien accepté de présider ce jury.*

*Nous remercions **Mr. Ammar BEN MYA, Mr. Djamel BARANI, Mr. ZAIZ TOUFIK**, pour avoir bien voulu examiner ce mémoire et faire partie du jury de soutenance. Qu'ils trouvent ici l'expression de nos gratitude.*

Nous tenons également à remercier tous nos collègues d'études en 2^{ème} année Master Raffinage& Pétrochimie 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.



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 ATALLAH
ELYAS 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 BELAID
KHALED ainsi que tous mes
proches.*
- ◆ *A tout mes amis, avec lesquelles j'ai
partagés mes meilleurs*



Sommaire

Résumé

Remerciements

Dédicace

Liste des tableaux

Liste des figures

Nomenclature

Glossaires

Introduction générale.....1

Chapitre I-1:Généralités sur le pétrole et le raffinage

I-1-1- Origine du pétrole brut.....3

I-1-2-Composition du pétrole brut.....4

I-1-2-1- Les hydrocarbures paraffiniques « Alcanes ».....4

I-1-2.2-Hydrocarbures naphténiques « Cyclanes »4

I-1-2.3-Hydrocarbures aromatiques4

I-1-2.4-Hydrocarbures insaturés (oléfine).....5

I-1-2.5-Composés oxygénés5

I-1-2.6-Composés azotés5

I-1-2.7-Substances résineuses et asphaltiques.....5

I-1-2.8-Substances minérales5

I-1-3. Classification des pétroles bruts.....5

I-1-3.1-Classification industrielle5

I-1-3.2-Classification chimique6

I-1-3.3-Classification technologique.....7

I-1-4- Spécification du pétrole.....8

I-1-4-1-La densité (specific gravity).....8

I-1-4-2-Point d'écoulement.....9

I-1-4-3- Viscosité.....9

I-1-4-4-Tension de vapeur et point d'éclair.....9

I-1-4-5-Teneur en soufre.....	9
I-1-4-6-Teneur en azote.....	10
I-1-4-7-Teneur en eau sédiment et sels.....	10
I-1-5- Le raffinage en Algérie.....	10
I-1-5-1- L'entreprise nationale NAFTEC.....	11
I-1-5-2- Patrimoine de l'entreprise NEFTEC.....	12
I-1-5-2-1- Raffinerie de SKIKDA.....	12
I-15-2- 2- Raffinerie D'ARZEW.....	12
I-1-5-2-3-Raffinerie d'ALGER.....	13
I-1-5-2-4- Raffinerie de HASSI-MESSAOUD N°1.....	13
I-5-2-5- Raffinerie de HASSI –MESSOUD N°2.....	13
I-1-5-2-6- Raffinerie D' IN- AMENAS.....	13
I-1-5-3- Les raffineries en Algérie.....	14

Chapitre II: Théorie de la distillation

II-1- DÉFINITION DE LA DISTILLATION.....	15
II -1-1- Distillation à l'échelle du laboratoire.....	16
A) distillation TBP	16
B) distillation ASTM	16
II -1-2- Distillation à l'échelle industrielle.....	16
A) distillation atmosphérique.....	16
B) distillation sous vide.....	16
II -2- PRINCIPE DE LA DISTILLATION.....	17
II -3- DESCRIPTION D'UNE INSTALLATION DE DISTILLATION.....	17
II -4- CLASSIFICATION DES COLONNES DE DISTILLATION.....	19
II -4-1- Colonnes à plateaux.....	19
II -4-2- Colonnes à garnissages.....	20

II -5- NOTIONS DE BASES.....	22
II -5-1- Notion de stabilisation.....	22
II -5-2- Tension de vapeur.....	22
II -5-3- Volatilité.....	22
II -6- HYPOTHÈSES ET MÉTHODES DE CALCUL DANS LA DISTILLATION.....	23
II -6-1- Méthodes graphiques.....	23
A) Méthode de MAC CABE et THIELE.....	23
B) Méthode de PONCHON et SAVARIT.....	23
II -6-2- Méthodes approximatives.....	24
A) Equation de FENSKE.....	24
B) Méthode de GILLILAND.....	24
II -6-3- Méthodes rigoureuses pour le fonctionnement en régime permanent.....	24
II -7- PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT D'UNE COLONNE DE RECTIFICATION...	24
II -8-LOIS FONDAMENTALES DE DISTILLATION.....	26
II -8- 1- Lois de DALTON et de RAOUL.....	26
A)– La pression d'équilibre	26
B)– Equilibre liquide-vapeur.....	26
C) – Détermination de la température de bulle « t_b » et de rosée « t_r ».....	27
II -8-2- Bilan matière de la colonne.....	28
II -8-3 Bilan matière de la zone de rectification.....	28
A)- Le taux de reflux.....	28
B)- Bilan matière de zone de rectification.....	29
II -8-4- Bilan matière de la zone d'épuisement.....	29
A)-Le taux de rebouillage.....	29
B)-Bilan matière de zone d'épuisement.....	30
II -8-5 Bilan matière de la zone d'alimentation.....	30
II -9- CHOIX DE LA PRESSION DANS LA COLONNE.....	31

II -10- FONCTIONNEMENT A TAUX DE REFLUX TOTAL.....	32
II -11- FONCTIONNEMENT A TAUX DE REFLUX MINIMAL.....	33
II -12- LE TAUX DE REFLUX OPERATOIRE OPTIMAL.....	34
II -13- NOMBRE DE PLATEAUX THEORIQUES	34
II -14- NOMBRE DE PLATEAU REELS.....	34
II -15- BILAN THERMIQUE DE LA COLONNE.....	35
II-16- CALCUL DE LA TVR DE L'ESSENCE TOTALE STABILISEE.....	36

Chapitre III: Calcul de vérification de la colonne de stabilisation C104

III-1- PRÉSENTATION DE LA PROBLÉMATIQUE.....	37
III-2- BUT DU TRAVAIL.....	37
III-3- DONNÉES DE DÉPART.....	38
III-3-1- Analyse chromatographique.....	38
III-3-2- Condition de travail.....	38
III-4- EXPLOITATION DES DONNÉES DE DÉPART.....	39
III-4-1- Détermination de la composition molaire de la charge.....	39
III-4-2- Détermination des débits molaires et massiques de la charge.....	39
III-4-3- Détermination des débits molaire et massique du distillat D et du résidu W....	41
III-4-4- Détermination des compositions et débits des constituants dans le distillat et dans le résidu.....	44
III-4-5- Détermination des pressions de fonctionnement de la colonne.....	44
A) Pression de l'alimentation « P_a ».....	44
B) Pression au fond de la colonne « P_f ».....	44
C) Pression dans le ballon de reflux « P_b ».....	45
III-4-6- Détermination des températures de fonctionnement de la colonne.....	45
A) Au sommet de la colonne « T_s » (température de rosée).....	45
B) Au fond de la colonne « T_f » (température de bulle).....	46

C) Dans le ballon de reflux « T_b » (température de bulle).....	46
III-4-7- Détermination du taux de vaporisation de la charge « e ».....	47
III-4-8- Calcul de la volatilité relative.....	48
III-4-9- Détermination du taux de reflux minimal « r_{min} ».....	49
III-4-10- Détermination du taux de reflux optimal « r_{opt} ».....	50
III-4-11- Détermination du débit de reflux.....	50
III-4-12- Détermination du taux de rebouillage minimal « $r_{b\ min}$ ».....	50
III-4-13- Détermination du taux de rebouillage optimal « r_{bopt} ».....	51
III-4-14- Détermination du nombre de plateaux minimum « N_{min} ».....	51
III-4-15- Détermination du nombre de plateaux théoriques « N_{th} ».....	52
III-4-16- Calcul de l'efficacité de la colonne « ϵ ».....	52
III-4-17- Détermination du niveau d'alimentation.....	52
III-4-18- Détermination des capacités thermiques aux différents niveaux de la colonne.....	53
A) Au niveau du condenseur « Q_C ».....	54
B) Au niveau de l'alimentation « Q_F ».....	55
C) Au niveau du rebouilleur « Q_{Rb} ».....	57
III-4-19- Calcul de la tension de vapeur Reid (TVR) de l'essence totale stabilisée.....	58
A) Estimation théorique de la TVR.....	58
B) Estimation réelle de la TVR 	59
III-5- INTERPRÉTATION DES RÉSULTATS.....	59
Conclusion générale	61
References bibliographiques	
Annexes	

LISTE DES TABLEAU

<i>N° Tableau</i>	<i>Titre</i>	<i>Page</i>
I.1	la teneur en fraction d'huile de base et leur qualité	7
I.2	quantité de pétroles bruts ont été traitées par les raffineries	14
III.1	Quelques spécifications des essences	38
III.2	Composition massique des différents constituants de la charge	39
III.3	Composition massique et molaire de l'alimentation de la C104	40
III.4	Résultats de l'analyse ASTM de l'alimentation de la C104	41
III.5	Composition molaire des constituants dans le distillat et dans le résidu	45
III.6	Calcul de la température au sommet de la colonne	46
III.7	Calcul de la température au fond de la colonne	47
III.8	Calcul de la température dans le ballon de reflux	48
III.9	Représentation des k_{iF} , X_{iF} , X_i	48
III.10	Calcul des volatilités des constituants aux différentes zones du débutaniseur	50
III.11	Les enthalpies massiques des phases liquide et vapeur du distillat	56
III.12	Résultats de la distillation ASTM du résidu (l'essence totale stabilisée)	57
III.13	Calcul de la tension de vapeur vraie de l'essence totale stabilisée (cas théorique)	59

III.14	Calcul de la tension de vapeur vraie de l'essence totale stabilisée (cas réel)	60
III-15	Conditions de fonctionnement de la colonne C104	61
III-16	Comparaison des capacités thermiques du condenseur et de rebouilleur	61

LISTE DES FIGURE

N ⁰ FIGURE	Titre	Page
I.1	Circuit de l'essence totale stabilisée	2
I.2	Les raffineries en Algérie	14
II.1	schéma synoptique de la colonne de rectification	18
II.2	Clapet fixe utilisé avec ou sans déversoir	21
II.3	Clapets.	21
II.4	Garnissage en vrac de première génération.	22
II.5	Garnissage en vrac de deuxième génération.	22
II.6	schéma générale du fonctionnement d'une colonne de rectification	25
II.7	zone de rectification	29
II.8	zone d'épuisement	30
II.9	schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation	31
III.1	Schéma simplifié de la colonne C104	43

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]
d_4^{15}	Densité mesurée à 15°C	
d_4^t	Densité mesurée à la température T	
d_F	Densité de la charge	
e'^0	Taux de vaporisation molaire de la charge	
E_i	Coefficient de Henry	
F_V	Débit volumique de la charge	[m ³ /h]
F	Débit molaire de la charge	[kmol/h]
F_i	Débit molaire du constituant « i » dans la charge	[kmol/h]
F'	Débit massique de la charge	[kg/h]
F_i'	Débit massique du constituant « i » dans la charge	[kg/h]
G	Débit molaire du rebouillage	[kmol/h]
H_F	Enthalpie massique de la charge	[kcal/kg]
H_d	Enthalpie massique du distillat	[kcal/kg]
H_w	Enthalpie massique du résidu	[kcal/kg]
K_i	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans la charge	
K_{iF}	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans la charge	
K_{iD}	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans le distillat	
K_{iw}	Coefficient d'équilibre du constituant « i » dans le résidu	
K_r	Coefficient d'équilibre du constituant de référence « r »	
K	Facteur de correction	
K_{uop}	Facteur de caractérisation	
L	Débit molaire du reflux	[kmol/h]
L'	Débit massique du reflux	[kg/h]
M_i	Masse molaire du constituant « i »	[kg/kmol]
M_F	Masse molaire moyenne de la charge	[kg/kmol]
M_w	Masse molaire moyenne du résidu	[kg/kmol]
M_D	Masse molaire moyenne du distillat	[kg/kmol]
M	Nombre de plateaux situés au dessus du plateau d'alimentation	
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]
P	Nombre de plateaux situés en dessous du plateau d'alimentation	
Q_F	Capacité thermique de l'alimentation	[kcal/h]
Q_D	Capacité thermique du distillat	[kcal/h]

Q_w	Capacité thermique du résidu	[kcal/h]
Q_C	Capacité thermique d condenseur	[kcal/h]
Q_{Rb}	Capacité thermique du rebouilleur	[kcal/h]
W	Débit molaire du résidu	[kmol/h]
W_i	Débit molaire partiel du constituant « i » dans le résidu	[kmol/h]
W_i'	Débit massique partiel du constituant « i » dans le résidu	[kg/h]
r_{min}	Taux de reflux minimal	
r_{opt}	Taux de reflux optimal	
W'	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]
T_{mav}	Température moyenne pondérée	[°C]
T_V	Température moyenne volumique	[°C]
a	facteur de correction	
W_i	Fraction massique du constituant « i »	
X_i	Fraction molaire du constituant « i » en phase liquide	
X_{iF}	Fraction molaire du constituant « i » dans la charge	
X_{iw}	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	
$(X_{CL})_F$	Fraction molaire de la clé légère dans l'alimentation	
$(X_{CL})_F$	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]

ΔP_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_{iF}	Volatilité relative du constituant « i » dans l'alimentation	
η	Efficacité moyenne des plateaux réels	
P_f	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 « nC ₄ »	
α_{CLm}	Volatilité relative moyennede la clé lourde dans le distillat « iC ₅ »	
α_{iD}	Volatilité relative du constituant « i » dans le distillat	
α_{iw}	Volatilité relative du constituant « i » dans le résidu	

Abréviations

UOP :Universal oil product

HDS:hydrodésulfuration

Sp.gr 60/60 :specific gravity

PPM:Partie par million

Mt :Million tonne

BTS :Basse teneur de soufre

HTS: Haut teneur de soufre

MMT: mille mille tonne.

BRI:brut réduite importé.

RHM: raffinerie de hassi messoud.

API :American Petroleum Institut

ASTM : American Society for Testing Materials

C : Colonne

CA89 : Essence normale à un indice d'octane de 89

CPG : Chromatographie en phase gazeuse

D : Ballon

FRC : Contrôleur de débit

GPL : Gaz de pétrole liquéfié HC : Hydrocarbures

Max : Maximum

Min : Minimum

NAFTAL : Société nationale de distribution et de commercialisation des produits pétroliers

NAFTEC : Société nationale de production des produits pétroliers

NO : Nombre d'octane

IC : Indice de cétane

P : Pompe

PI : Point initial de la distillation

PF : Point final de la distillation

PRC : Contrôleur de pression

SP96 : Essence super à un indice d'octane de 96

CA : Essence normale à un indice d'octane de 89

SR : Straight Run

TBP : True Boiling Point

TRC : Contrôleur de température

TVR : Tension de vapeur Reid

TVV : Tension de vapeur Vraie

Glossaire

1. TERMES GENERAUX

1.1. Point initial de distillation

Température relevée au moment où la première goutte de distillat tombe de l'extrémité du condenseur lors d'une distillation effectuée selon une méthode normalisée.

1.2. Point final de distillation

Température maximale relevée au cours de l'essai de distillation effectué suivant une méthode normalisée.

1.3. Intervalle de distillation

Intervalle de température qui définit une coupe par son point initial et son point final de distillation.

1.4 .Coupe

Distillat obtenu entre deux températures déterminées au cours d'une opération de distillation.

1.5. Point de bulle

Température à laquelle apparaît la première bulle de vapeur.

1.6 .Point de rosée

Température à laquelle apparaît la première goutte de liquide à une pression fixe en refroidissant progressivement.

1.7. Reflux

Quantité d'un produit issu de distillation servant à contrôler la température à différentes zones de la colonne de distillation.

1.8. Spécification

Il s'agit d'une norme qui donne les valeurs souhaitées ou exigées pour une formulation d'essence.

2. PRODUITS ET MATIERES PREMIERES

2.1 .Gaz naturel

Hydrocarbures gazeux (principalement du méthane) provenant de gisements souterrains et dont la production peut être associée à celle du pétrole brut.

Ce gaz est désigné comme « humide » ou « sec » suivant la proportion d'hydrocarbures facilement condensables qu'il contient. Ce terme s'applique également au gaz épuré.

2.2 .Gaz de pétrole liquéfié

Mélange d'hydrocarbures légers, gazeux dans les conditions normales de température et de pression et amené à l'état liquide par augmentation de pression ou abaissement de température. Les principaux composants sont le propane, le propène, le butane et le butène.

2.3. Huile lubrifiante

Huile généralement raffinée destinée principalement à réduire le frottement entre des surfaces en mouvement.

2.4. Asphalte

Roche généralement calcaire, parfois siliceuse, imprégnée de bitume.

2.5 .Paraffine

Produit obtenu à partir de distillats. Il est constitué essentiellement par un mélange d'hydrocarbures saturés, solide à la température ordinaire, ayant une faible teneur en huile et une structure cristalline assez marquée.

2.6. Essence

Distillat de pétrole raffiné dont l'intervalle de distillation se situe normalement entre 30°C et 220°C. Il est principalement destiné à l'alimentation des moteurs à allumage commandé.

2.7. Essence SR

Essence Straight Run, qui est un produit semi fini de la redistillation, utilisé comme matière première pour la constitution des essences super et normal.

2.8. Distillat de tête

Fraction la plus volatile du produit traité passant en tête de distillation.

2.9. Huile minérale

Mélange d'hydrocarbures soit à l'état naturel, soit obtenu par traitement de produits d'origine minérale.

2.10. Gaz de raffinerie

Gaz provenant des opérations de traitement du pétrole brut et contenant principalement des hydrocarbures.

2.11. Pétrole brut

Huile minérale existant à l'état naturel (avant raffinage et autre traitement), constituée essentiellement d'hydrocarbures.

Le pétrole brut peut être de nature paraffinique, asphaltique ou mixte selon la présence dans le résidu après distillation de paraffines, de bitumes ou d'un mélange des deux.

2.12. Coke de pétrole

Produit solide, noirâtre, constitué essentiellement de carbone, obtenu le plus souvent par craquage thermique.

2.13. Agent anti- détonant

Produit ajouté en quantités minimales aux carburants pour moteurs à explosion pour augmenter la résistance à la détonation.

2.14. Additif

Substance appropriée qui, additionnée à un produit pétrolier, lui confère des propriétés spéciales ou renforce ses propriétés naturelles.

2.15. Inhibiteur

Substance préexistante ou additionnée, sa présence en faibles proportions dans un produit pétrolier empêche l'évolution de certains phénomènes considérés comme indésirables.

2.16. Kérosène

Il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures intermédiaire, caractérisé par ses propriétés physiques, il se situe entre l'essence et le gasoil, il est destiné à alimenter les moteurs d'avions.

2.17. Fuel oil

Combustible issu de la distillation de pétrole.

3. PROPRIETES ET ESSAIS

3.1. Tension de vapeur

Pression exercée par les vapeurs émises par un produit pétrolier dans un appareil approprié et dans des conditions normalisées.

3.2. Viscosité

Propriété d'un produit caractérisé par la résistance qu'il oppose lorsqu'il est en mouvement au glissement relatif de ses molécules.

3.3. Gommages

Résidu non volatil présent comme un produit vernissé, ce sont des molécules condensées par oxydation et polymérisation des oléfines instables en présence d'air.

3.4. Indice d'octane

Nombre d'une échelle conventionnelle exprimant la résistance à la détonation des carburants pour moteurs à explosion.

4. PRODUCTION ET RAFFINAGE

4.1. Craquage

Accroissement de la proportion relative des composants légers ou plus volatils d'une huile par modification de la structure chimique de ses constituants.

4.2. Stabilisation

Procédé de séparation des fractions légères du pétrole brut ou de l'essence en vue d'en abaisser la tension de vapeur.

4.3. Reforming

Procédé de traitement thermique ou catalytique des fractions légères du pétrole en vue d'obtenir une essence ayant une teneur en hydrocarbures aromatiques et un indice d'octane plus élevé que la charge.

4.4. Craquage thermique

Craquage obtenu par action de la température et de la pression.

4.5. Craquage catalytique

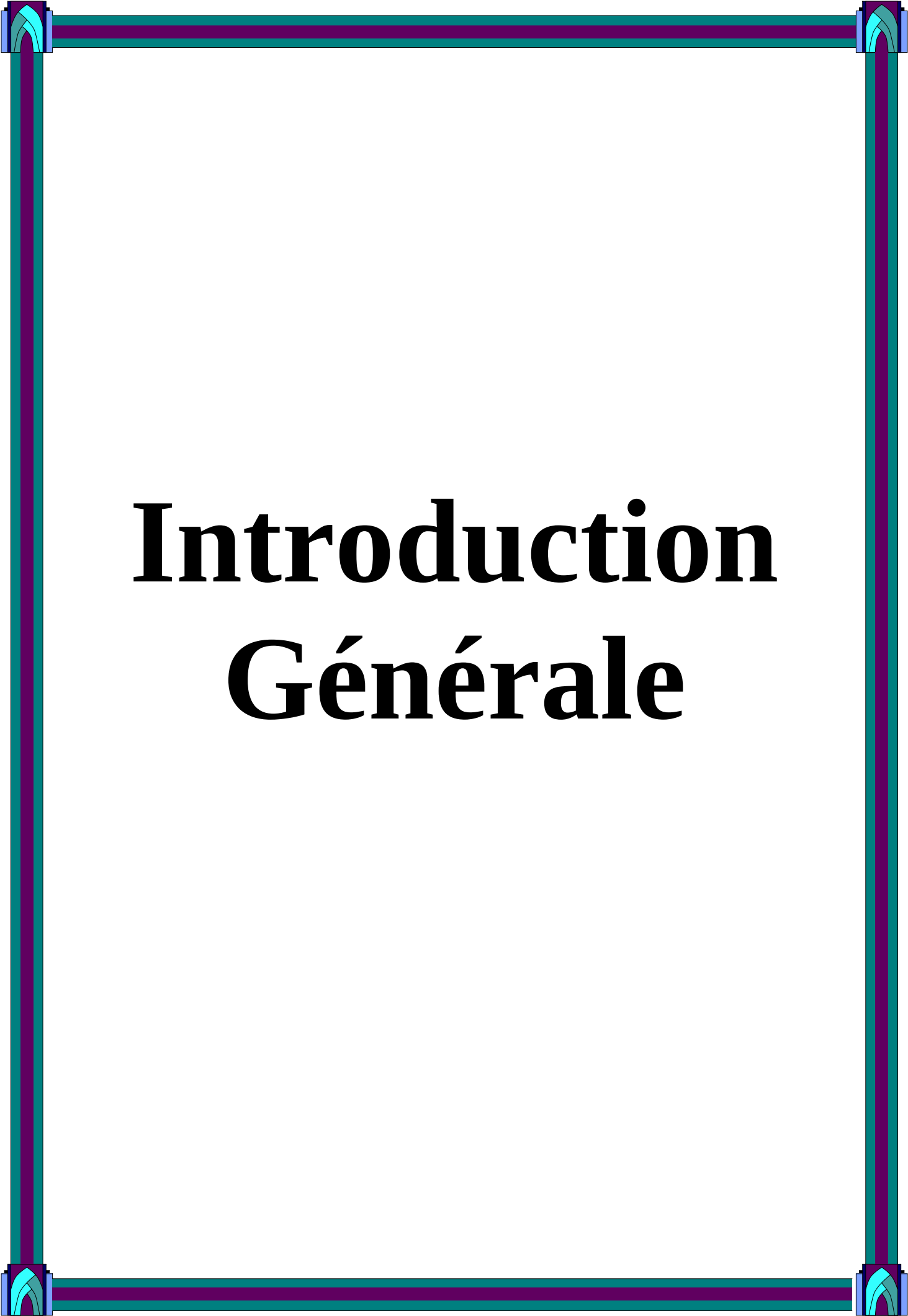
Craquage obtenu en présence d'un catalyseur, destiné à raccourcir les longues molécules d'hydrocarbures en les transformant en unités plus courtes et donc plus légères.

4.6. Gaz Plant

Unité assurant la séparation des GPL en propane et butane.

4.6. Stripping

Injection de la vapeur d'eau dans le fond d'une colonne de distillation.



Introduction Générale

Introduction générale

A l'heure actuelle, le pétrole est la principale source d'énergie dans la plupart des pays du monde; il est indispensable à notre civilisation plus que n'importe quel autre produit pris isolément. Ce dernier prédomine aujourd'hui dans la consommation globale d'énergie de la plupart des pays. En Algérie, le pétrole est de loin la source de revenus la plus importante pour l'économie du pays.

L'industrie du raffinage du pétrole a connu un essor considérable depuis fort longtemps, grâce à l'élaboration des procédés physiques dont le but est d'améliorer la qualité de tous les dérivés du pétrole, tout en respectant plusieurs spécifications telles que la densité, la tension de vapeur,...etc.

La raffinerie d'Alger est l'une des plus importantes de ces industries pour l'économie nationale, elle couvre la région centre du pays avec ses différents produits finis ou semi finis. Elle produit actuellement deux types d'essence qui sont livrées à la consommation sous les désignations de super et de normal carburant.

Le produit de tête de la colonne de distillation atmosphérique C101 constitué d'un mélange de solvant léger, d'essence légère et des GPL, appelé communément « essence totale », alimente la colonne de stabilisation C104, après avoir quitté le ballon de reflux et après son passage par une série d'échangeurs de chaleur. La coupe GPL sera séparée en tête de colonne alors que la coupe de l'essence totale stabilisée (essence SR + solvant léger) sera recueillie en fond de colonne pour être séparée ultérieurement dans la colonne de redistillation C105 en essence SR (tête de colonne) et en solvant léger au fond de colonne (voir figure I.1)

Actuellement, l'essence totale est produite avec une tension de vapeur trop élevée, qui influe de ce fait sur sa température de stockage. Cette situation est potentiellement dangereuse car les risques d'incidents sont élevés à cause de la présence des vapeurs de produits légers facilement inflammables. Autrement dit : une essence à haute tension de vapeur d'où la nécessité d'une optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation C104 (débutaniseur), car ces paramètres ne sont pas maintenus constants en raison des problèmes qui surgissent durant le fonctionnement du débutaniseur [1].

Pour l'exposé de notre mémoire et de nos principaux calculs nous procédons comme suit. Après une introduction générale, on présente dans le premier chapitre une généralité sur le pétrole brut et le raffinage. Cette dernière met en considération les principales caractéristiques du pétrole brut. Après une brève description sur la théorie de distillation qui présente la base de

notre travail (chapitre II), dans le troisième chapitre nous exposons la méthodologie de calcul et une série de calcul afin d'optimiser les paramètres de marche de débuteur pour l'obtention à une valeur acceptable de la tension de vapeur Reid (TVR). En finissons notre travail par une conclusion générale et recommandations.

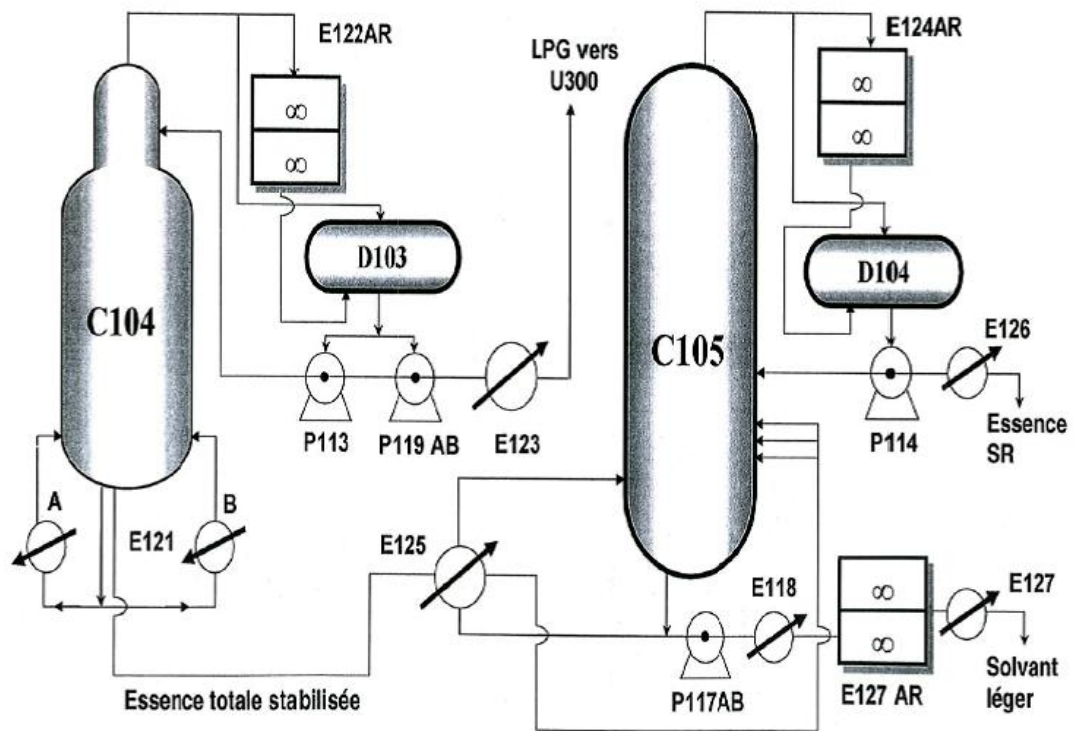
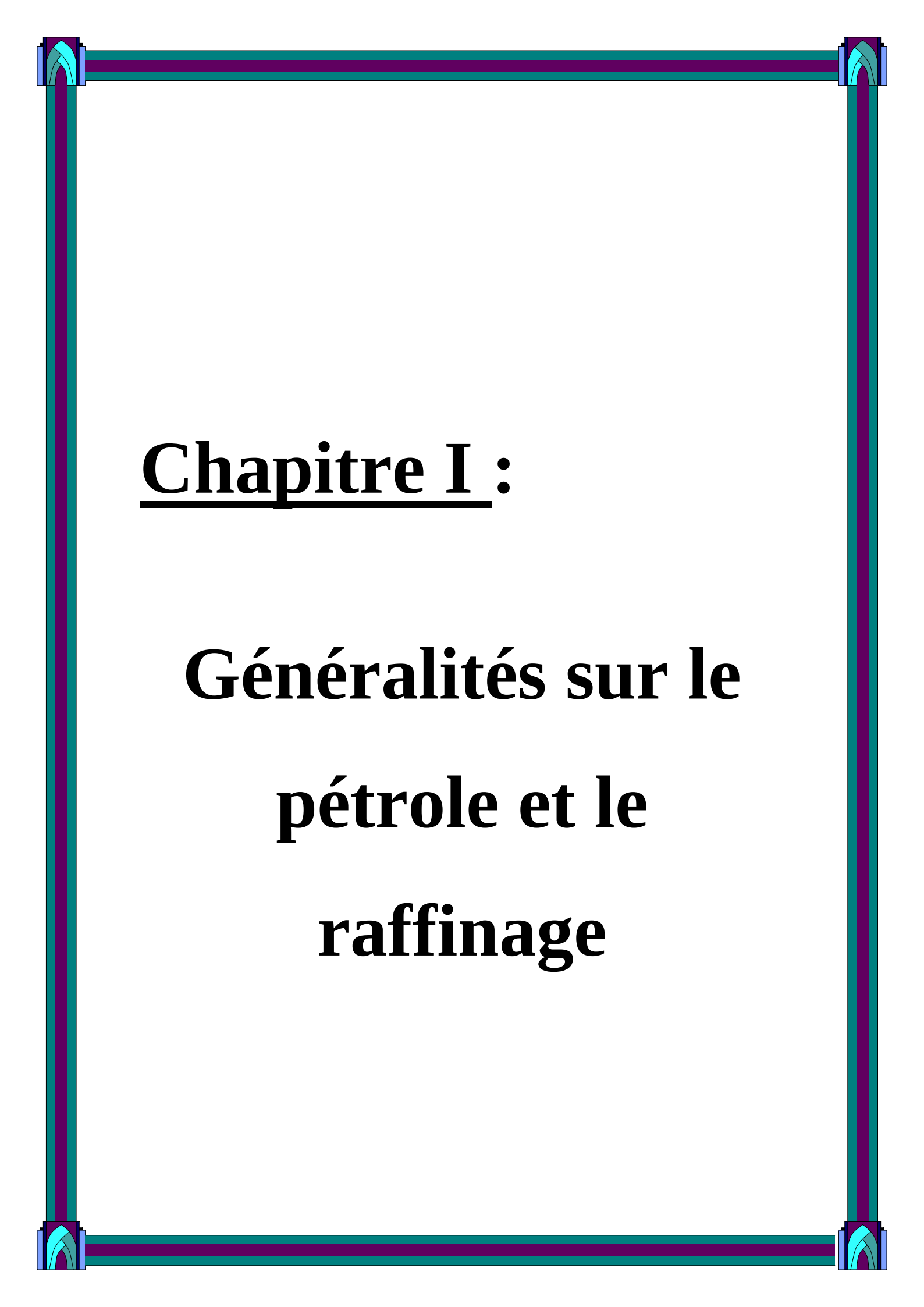


Fig-I-1-Circuit de l'essence totale stabilisée[1].



Chapitre I :

Généralités sur le pétrole et le raffinage

I-INTRODUCTION

Le pétrole brut a une importance capitale dans le monde moderne puisqu'il constitue avec le gaz naturel, la principale source d'énergie. Il fournit 60% des besoins énergétiques mondiaux ou autres, les hydrocarbures qui le composent permettent la fabrication des produits non énergétiques comme les lubrifiants, les bitumes et les produits pétrochimiques dont la variété ne cesse d'augmenter (les fibres synthétiques, les matières plastiques, les solvants et détergents) [2].

I-1-GENERALITES SUR LE PETROLE ET LE RAFFINAGE

Le pétrole est un mélange de différents produits hydrocarbonés, utilisable dans les différentes branches de l'industrie.

La qualité d'un brut dépend largement de son origine, sa couleur, sa viscosité, sa teneur en soufre, son point d'écoulement et sa teneur en minéraux.

La structure de chaque raffinerie doit tenir compte de tous ces facteurs. En plus, une raffinerie doit être conçue pour traiter une gamme assez large de bruts. Bien que, il existe des raffineries conçues pour traiter uniquement un seul brut, mais ce sont des cas particuliers où la ressource estimée en brut est assez conséquente [2].

I-1-1-Origine du pétrole brut

Depuis sa découverte, ainsi que son importance, plusieurs savants se sont penchés sur le problème de l'origine de cette source d'énergie. Pour cela de nombreuses théories étaient émises, mais seules deux d'entre elles étaient prises en considération.

La première, celle de l'origine minérale défendue autrefois par de notables savants tels que MOISSAN et SABATIER.

Quant à la deuxième, le vrai semblable aujourd'hui, défendue autrefois par ENGLER et HOFER. En effet, ces deux savants ont réussi à obtenir au laboratoire des hydrocarbures à partir des végétaux et des poissons, ce qui a permis d'expliquer l'élaboration des immenses nappes de pétrole [3].

I-1-2-Composition du pétrole brut

Les éléments essentiels composant le pétrole sont le carbone (83 à 87%) et l'hydrogène (11 à 14%) qui forment les divers groupements d'hydrocarbures.

Parmi les composants du pétrole, on compte également des composés d'oxygène, de soufre et d'azote (au total jusqu'à 6 ou 7%).

On a pu constater la présence dans les cendres du pétrole, de chlore, phosphate, silicium et des métaux tels que : K, Na, Ca, Fe, Ni.....etc.

Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent aux trois groupements principaux suivants [3] :

- ✓ Les alcanes (paraffines) ou hydrocarbures saturés.
- ✓ Les naphthènes et les hydrocarbures aromatiques

I-1-2-1- Les hydrocarbures paraffiniques « Alcanes »

Ces hydrocarbures sont saturés ayant la formule générale C_nH_{2n+2} , la teneur de ces hydrocarbures dans le pétrole brut est variable, si cette teneur supérieure ou égale à 50%, on dit que le pétrole est paraffiniques, on distingue [2] :

- ✓ Les paraffines gazeuses.
- ✓ Les paraffines liquides.
- ✓ Les paraffines solides.

I-1-2-2-Hydrocarbures naphténiques « Cyclanes »

Ce sont des hydrocarbures cycliques saturés ayant la formule générale C_nH_{2n} , ces hydrocarbures sont présentés dans le pétrole sous forme de dérivés du cyclohexane et cyclopentane, ils sont divisés en naphténiques monocycliques, bicyclique, polycycliques, si la teneur est environ 50% dans le pétrole, on dit qu'il est naphténiq[ue] [2].

I-1-2-3-Hydrocarbures aromatiques

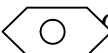
Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés de formule générale C_nH_{2n-6} , ces hydrocarbures sont présentés dans le pétrole sous forme de (benzène, toluène, xylène) et leurs

dérivés, Si la teneur de ces hydrocarbures est d'environ 35% dans le pétrole, on dit qu'il est aromatique [2].

I-1-2-4-Hydrocarbures insaturés (oléfines)

Le pétrole ne contient pratiquement pas d'hydrocarbures insaturés ; ils sont surtout produits par le traitement des produits pétroliers dans les procédés thermiques et thermo catalytiques [2].

I-1-2-5-Composés oxygénés

Ces composés sont représentés dans le pétrole sous forme de phénol et des acides naphténiques CH_2  COOH , R-COOH . Leur teneur dans le pétrole est faible (1 ÷ 2%) [2].

I-1-2-6-Composés azotés

Ce sont des composés hétérocycliques contenant l'élément d'azote, leur teneur dans le pétrole est d'environ 2,5% [2].

I-1-2-7-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%) [2].

I-1-2-8-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 [3].

I-1-3-Classification des pétroles bruts

Après la découverte d'un gisement de pétrole, on fait subir des analyses de celui-ci afin de le classer. Cette classification a une grande importance dans la détermination de son schéma de traitement. Pour cela, il existe trois méthodes de classification qui sont :

I-1-3-1-Classification industrielle

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

- ✓ Pétrole léger avec $r_{15}^{15} < 0.828$
- ✓ Pétrole moyen avec $0.828 < r_{15}^{15} < 0.884$
- ✓ Pétrole lourd avec $r_{15}^{15} > 0.884$

Les pétroles légers contiennent une quantité relativement importante des fractions claires (essences, kérosènes, gas-oils). Ils sont paraffiniques peu sulfureux, peu gommeux, le NO est faible, l'IC très bon et élevé.

Les pétroles lourds sont aromatiques (asphaltiques) contenant beaucoup de cire. Ils donnent peu de fractions claires (NO élevé, IC bas), une quantité importante de gommes, un rendement élevé en coke ainsi qu'un bitume de bonne qualité [3].

I-1-3-2-Classification chimique

Cette classification est basée sur la prédominance d'une ou plusieurs familles d'hydrocarbures.

On peut distinguer les pétroles suivants :

- ✓ Pétrole paraffinique (Etats unies).
- ✓ Pétrole naphténique (république d'Azerbaïdjan).
- ✓ Pétrole aromatique (Indonésie).
- ✓ Pétrole paraffino-naphténique (Algérie).
- ✓ Pétrole naphteno-aromatique (la Californie).
- ✓ Pétrole paraffino-naphteno-aromatique.

La classification chimique ne reflète pas la vraie nature du pétrole, car la répartition des hydrocarbures dans les fractions est différente ainsi 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 [3].

I-1-3-3-Classification technologique

La méthode est basée sur la connaissance de la :

- ✓ Teneur potentielle en soufre.
- ✓ Teneur potentielle en fractions claires avec PF=350°C.
- ✓ Teneur potentielle en fractions d'huile de base et leur qualité.
- ✓ Teneur potentielle en paraffines.

a-D'après la teneur en soufre

Le pétrole se divise en trois classes :

- ✓ Pétrole peu sulfureux si la teneur ne dépasse pas 0.5% (% massique).
- ✓ Pétrole sulfureux, si la teneur est comprise entre 0.5-2%.
- ✓ Pétrole très sulfureux si sa teneur >2%.

b-Selon la teneur potentielle en fractions claires PF=350°C

- ✓ Teneur élevée PF = 350°C >45% (pétrole léger).
- ✓ Teneur moyenne entre 30 et 45% (pétrole moyen).
- ✓ Teneur faible <30% (pétrole lourd).

c-Selon la teneur en fraction d'huile de base et leur qualité

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

Tab -I-1- La teneur en fraction d'huile de base et leur qualité [3].

Groupe	Teneur en huile de base par rapport au pétrole	Teneur en huile de base par rapport au mazout	Sous groupe	Indice de viscosité
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		

d-Selon la teneur potentielle en paraffines

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 :

P₁- pétrole peu paraffinique $\leq 1.5\%$

P₂- pétrole paraffinique 1.5-6%

P₃- pétrole très paraffinique $>6\%$ [3].

Remarque

La méthode technologique est la plus complète et permet de choisir le schéma adéquat de traitement.

La nature du brut peut être aussi déterminée à partir du facteur de caractérisation (K_{uop}). Ce facteur était proposé par NELSON, WATSON, et MURPHY de la société UOP pour classer les bruts selon la prédominance d'une famille chimique.

Le K_{uop} est déterminé par cette relation mathématique [3]:

$$K_{uop} = (T_b)^{1/3} / sp_{gr60/60} \dots\dots\dots [I-1]$$

Où

T_b : est la température exprimée en degré Rankine

- ✓ $K_{uop}=13$ pour les paraffiniques normales et iso.
- ✓ $K_{uop}=12$ pour les hydrocarbures mixtes ou le cycle et la chaîne sont équivalents.
- ✓ $K_{uop}=11$ pour les aromatiques et les naphténiques légèrement substitués.
- ✓ $K_{uop}=10$ pour les aromatiques.

I-1-4- Spécification du pétrole

I-1-4-1-La densité (specific gravity)

La connaissance de la densité à une importante valeur commerciale car la cotation des pétroles bruts dépendent de cette propriété, souvent exprimé en degré API.

Dans une même région géographique, d'un gisement la densité du brut varie à un autre même, on observe aussi des variations de densité d'un puits à un autre dans le même champ [4].

I-1-4-2-Point d'écoulement

Lorsque le pétrole brut est exposé au froid, on n'observe pas, comme pour un produit pur, un passage net de l'état liquide à l'état solide. Il apparaît d'abord une augmentation plus ou moins importante de la viscosité, si l'abaissement de la température est suffisant, le pétrole brut cesse d'être fluide et s'approche à l'état solide.

Le point d'écoulement des pétroles bruts est mesuré pour donner une indication approchée sur la pompabilité. En fait, l'agitation du fluide provoquée par le pompage, peut empêcher ou détruire la formation des cristaux de paraffines, conférant ainsi aux bruts une certaine fluidité au-dessous de la température d'écoulement mesurée [4].

I-1-4-3- Viscosité

La mesure de la viscosité des pétroles bruts à différentes températures est particulièrement important pour le calcul des pertes de charge dans les pipelines ainsi pour la spécification des pompes et des échangeurs. La viscosité d'un brut paraffinique augmentera rapidement si la température baisse, par contre pour le brut naphténique ou mixte l'accroissement de la viscosité sera plus progressif [4].

I-1-4-4-Tension de vapeur et point d'éclair

La mesure de la tension de vapeur et du point d'éclair du pétrole brut permet d'estimer la teneur en hydrocarbure.

On admet généralement que le pétrole brut ayant une tension de vapeur supérieure à 0.2 bars à 37.80°C a un point d'éclair inférieur à 200°C [4].

I-1-4-5-Teneur en soufre

Le pétrole brut contient des hydrocarbures sulfurés, de l'hydrogène sulfuré dissous et parfois même du soufre en suspension.

D'une manière générale, la teneur totale en soufre d'un est comprise entre 0.05 et 5% en poids, le rapport qui s'accorde avec la teneur en soufre des débris organiques qui à l'origine du pétrole brut [4].

I-1-4-6-Teneur en azote

Le pétrole brut renferme des hydrocarbures azotés sous forme basique (quinoléine, isoquinoléine, pyridyne) ou neutres (pyrrole, indole, carbazole). Ces composés peuvent être malodorants ou avec une odeur agréable.

Il se décompose sous l'action de la chaleur pour donner des basses organiques ou de l'ammoniac qui réduisent l'acidité des catalyseurs des unités de transformation [4].

I-1-4-7-Teneur en eau sédiment et sels

Le pétrole brut contient, en très faible quantités, de l'eau, des sédiments et des sels minéraux dont la majeure partie est dissoute dans l'eau, le reste se trouvant sous forme de cristaux très fins. Ces produits peuvent détériorer les équipements: corrosion, érosion, dépôt et bouchage.

Dans le brut l'eau se trouve en partie dissoute ou sous forme d'émulsion plus ou moins stable, cette stabilité est due à la présence d'asphaltènes ou de certains agents tensioactifs comme les mercaptans ou les acides naphthéniques.

Les sédiments sont des produits solides non solubles dans les hydrocarbures ou dans l'eau, peuvent être entraînés avec le brut. Ce sont de fines particules de sable, de boue de forage ou de débris de roche. La présence de tels produits dans le pétrole est extrêmement gênante puisqu'ils peuvent boucher les tuyauteries et détériorer la qualité des fuels.

La présence de sels minéraux dans le pétrole pose de sérieux problèmes lors du traitement, bien qu'ils soient relativement en faibles quantités, de l'ordre de quelques dizaines de PPM [4].

I-1-5-Le raffinage en Algérie

En Algérie, l'industrie de raffinage est née avec la découverte et la production du pétrole brut de Hassi Messaoud.

La première unité fut construite sur les lieux même de la découverte qui a été orientée vers la satisfaction des besoins excessifs des sociétés opérantes dans le cadre de la recherche et l'exploitation de brut.

Aussitôt l'indépendance acquise, l'Algérie s'est attachée à l'idée d'accéder au développement économique en avantageant la mise en place d'une industrie pétrolière par la transformation systématique de ses hydrocarbures.

C'est ainsi que vont être réalisées diverses unités industrielles et des expansions de celles déjà en place en vue d'accroître les capacités de première transformation.

Dans le domaine de raffinage, l'Algérie possède cinq raffineries d'une totale capacité de production de $21,7.10^6$ t/an soit 45% environ de sa production en pétrole brut.

A l'origine, ces raffineries étaient une partie intégrante dans SONATRACH. En 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en entreprise nationale de raffinage et de distribution des produits pétroliers ERDP-NAFTAL. En 1988, le raffinage est à son tour, séparé de l'activité distribution et érigé en entreprise nationale de raffinage de pétrole NAFTEC. En avril 1998, l'entreprise devient une filiale dont les actions détenues à 100% par le holding raffinage et chimie de SONATRACH avec un capital social de 12 milliards de DA dénommé société nationale de raffinage de pétrole NAFTEC ;

Ces principaux objectifs sont :

- ✓ Améliorer la valeur de la société sur le marché national
- ✓ Continuer à assurer la couverture des besoins en produits raffinés sur le plan quantitatif et qualitatif, dont un programme de suppression du plomb des essences avec une réduction actuelle à 0.40g/l depuis 01/01/1999, à 0.15g/l à partir de 01/01/2002 et suppression totale en 2009.
- ✓ Intégration d'une unité isomérisation à partir de l'an 2009 pour la production de Eurosuper 95 (teneur en aromatiques). Quant au gazole (gas-oil), une unité d'hydrodésulfuration (HDS) est nécessaire pour être au rendez-vous des nouvelles spécifications européennes [5].

I-1-5-1-L'entreprise nationale NAFTEC

L'entreprise nationale de raffinage du pétrole NAFTEC crée par décret 87- 190 du 25 août 1987 a pour mission principale :

«La production des GPL, carburants, solvants, aromatiques, lubrifiants, paraffines, bitumes et cela pour la satisfaction des besoins du marché national et à l'exportation» [5].

I-1-5-2-Patrimoine de l'entreprise NEFTEC

Ce patrimoine est constitué essentiellement des raffineries suivantes:

I-1-5-2-1-Raffinerie de SKIKDA

La raffinerie traite le pétrole brut provenant de HASSI MESSAOUD, et le brut réduit importé pour satisfaire la demande du marché intérieur et du marché extérieur.

- **Localisation** : Est de l'Algérie
- **Unités** :
 - ✓ 02 Topping : 7.5 millions T/an chacun.
 - ✓ 02 unités reforming : 30 000 bbl/j chacun
 - ✓ 03 unités gas plant : 655 000
 - ✓ Unités Aromatiques : 191 000 T/an
 - ✓ Unité Bitumes : 145 000 T/an
- **Production** : GPL, essences, naphta, kérosène, gasoil, fuels, aromatiques et bitumes
Plus de **50%** de sa production est exportée [5].

I-1-5-2-2-Raffinerie D'ARZEW

La raffinerie d'Arzew répond aux impératifs suivants :

- ✓ Traiter le pétrole brut de Hassi Messaoud et le brut réduit importé, bitumes, fuels et paraffine.
- ✓ Exporter les excédents principalement les fuels naphta et kérosène.
- **Localisation** : nord ouest de l'Algérie.
- **unités** :
 - ✓ Unité Topping avec une capacité : 2.5 millions T/an.
 - ✓ Unité reforming : 9 000 bbl/j .
 - ✓ Unité gas plant : 131 400 T/an.
 - ✓ 02 unités Lubrifiants 50 000 T/an et 120 000 T/an.
 - ✓ Unité bitumes : 145 000 T/an.
- **Production** :
 - ✓ GPL, essences, naphta, kérosène, gasoil, fuel oil, lubrifiants et bitumes.
 - ✓ Elle approvisionne la région Ouest et Sud-Ouest du pays par 62% de sa production.

- ✓ Les fuels (BTS et HTS) et la naphta pétrochimique sont exportés à partir du port d'Arzew [5].

I-1-5-2-3-Raffinerie d'ALGER

La raffinerie d'Alger a pour but de traiter le pétrole brut de Hassi Messaoud afin de satisfaire essentiellement la demande en carburants du marché national et de l'exportation (NAPHTA et fuel) [5].

- **Localisation** : au centre du pays .
- **Unités** :
 - ✓ Unité topping avec une capacité : 2.7 millions T/an.
 - ✓ Unité reforming : 16 000 bbl/j.
 - ✓ Unité gas plant : 178 800 T/an.
- **Production** :
 - ✓ GPL, essences, naphta, kérosène, gasoil et le fuel oil.
 - ✓ Les carburants produits (62 % de la production) sont destinés à la région Centre, le reste (Naphta et fuel BTS) est exporté.

I-1-5-2-4-Raffinerie de HASSI-MESSAOUD N°1

Cette unité a démarré en 1962 et a une capacité de 200.000 t/an , Elle traite le brut stabilisé de HASSI-MESSAOUD pour produire du butane ,du kérosène et du gasoil pour les besoins locaux , les excédents de produits sont réinjectés dans le pétrole brut et expédiés hors du pays .

I-1-5-2-5-Raffinerie de HASSI –MESSOUD N°2

Cette raffinerie a démarré en 1980 et elle a été conçue pour traiter 1.070.000 t/an de brut de HASSI-MESSOUD. La raffinerie est alimentée à partir du centre de production de SONATRACH , elle produit des essences , du kérosène et du gas-oil pour le besoin de la consommation du sud du pays [5].

I-1-5-2-6-Raffinerie D' IN- AMENAS

Démarré en 1980 pour les besoins de la consommation du Sud Est du pays, elle comprend:

- Une unité de distillation atmosphérique de capacité de traitement de 300.000 t/an.

Cette raffinerie est à l'arrêt depuis 1987 suite à des affaissements du sol.

De 1964 à 2007, Près de 600 millions de tonnes de pétroles bruts ont été traitées par les raffineries [5].

Tab-I-2-Quantité de pétroles bruts ont été traitées par les raffineries[5].

Raffineries	Pétrole brut (Mt)
Skikda	367 412 666
Arzew	95 002 713
Alger	106 590 700
Hassi Messaoud	26 943 320
TOTAL	595 349 399

I-1-5-3-Les raffineries en Algérie

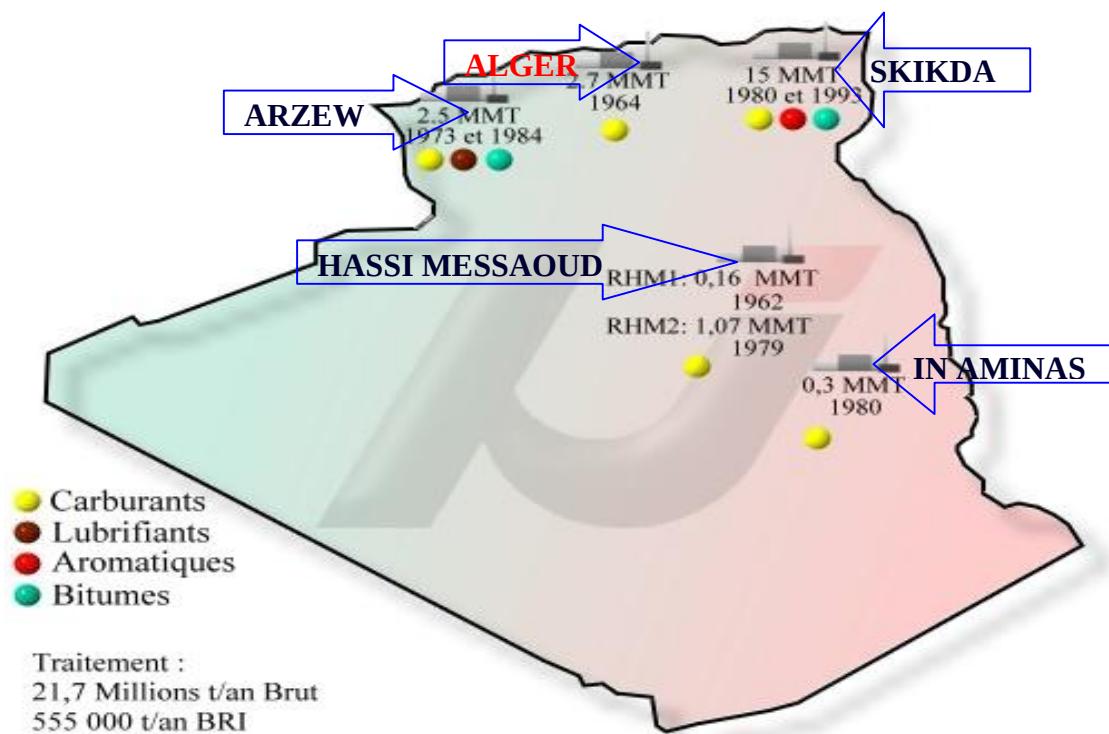
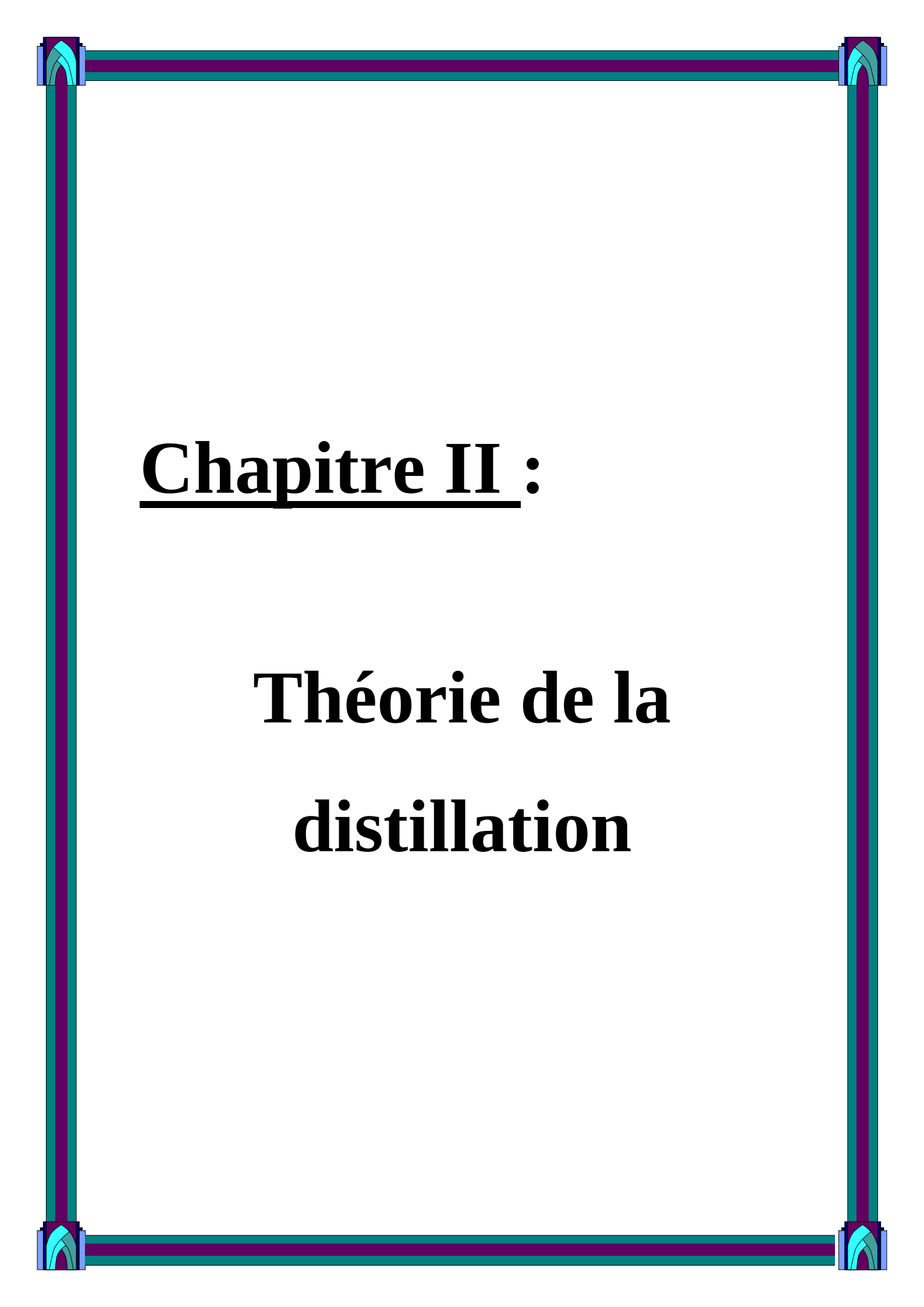


Fig-I-1-Les raffineries en Algérie [5].



Chapitre II :

Théorie de la distillation

II-Introduction

Les opérations de séparation constituent un des éléments les plus importants dans de nombreux procédés industriels, aussi bien dans le cadre de l'industrie chimique lourde (raffineries, distillation) qu'en chimie fine (cristallisation, extraction). Dans l'industrie du raffinage, la séparation des mélanges de fluides nécessite la mise en œuvre d'une ou de plusieurs opérations dites opérations unitaires.

Parmi les innombrables applications de ces dernières, il faut souligner que la distillation est à la base du raffinage des pétroles bruts [5].

II-1-Définition de la distillation

Exploitant les différences de volatilités des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou comme on dit généralement le fractionnement des constituants en fonction de leurs températures d'ébullition.

Travaillant comme une machine thermique entre une source chaude (four), et une source froide (condenseur de tête) la distillation met en œuvre un contre courant de liquide et vapeur, discontinu dans le cas des colonnes à plateaux ou continu pour les colonnes à garnissage, comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange des constituants, les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les éléments lourds passent en phase liquide et ils sont soutirés au fond de la colonne, cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit entre la tête et le fond de la colonne par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration.

On désigne sous le nom de distillation les opérations fondamentales de transfert de matière et d'énergie permettant de séparer plusieurs composés possédant une différence de volatilité suffisante. Cette séparation se réalise par une succession de vaporisations et de condensations. Elle est basée sur le fait qu'une vapeur produite par un liquide est en équilibre avec le liquide qui lui a donné naissance et est généralement enrichie en constituant les plus volatiles.

L'intérêt du passage par la phase vapeur est donc mis à profit, dans la distillation, pour séparer au moins deux composés en phase liquide.

Elle peut être réalisée à l'échelle du laboratoire ainsi qu'à l'échelle industrielle [6].

II-1-1-Distillation à l'échelle du laboratoire

Le pétrole brut est analysé par deux types de distillations.

a) La distillation TBP (True boiling point)

Est réalisée dans un appareillage représentant un nombre important d'étages ou de plateaux théoriques, c'est-à-dire un appareillage à très haute sélectivité, équivalent à la succession de très grands nombres de distillations simples élémentaires. La courbe TBP est obtenue en notant la température de la vapeur en fonction du pourcentage distillé.

b) La distillation ASTM (American society for testing materials)

Est utilisée pour fournir les spécifications de distillation des produits pétroliers. En effet, la courbe de distillation ASTM fournit à l'utilisateur de précieux renseignements sur la composition du pétrole brut. Son principal avantage est le temps court qu'elle nécessite. Son mode d'utilisation est simple [6].

II-1-2-Distillation à l'échelle industrielle

Cette dernière peut être réalisée à pression atmosphérique ($P=1\text{atm}$), ou sous vide (quelques dizaines de millimètres de mercure).

a) La distillation atmosphérique

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

b) La distillation sous vide

Est réservée au fonctionnement de produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient au seuil du craquage. Elle est utilisée surtout pour les produits nobles pour lesquels il faut éviter toute trace d'altération par décomposition thermique. Elle permet en effet [7]:

- ✓ la fabrication des huiles de distillats lubrifiants qui, après traitement, serviront de base pour les huiles commerciales,
- ✓ la redistillation de ces huiles après traitements au solvant,
- ✓ la redistillation de certaines essences spéciales,

- ✓ la préparation de charge des unités de craquage pour obtenir un gasoil sous vide à partir d'un résidu atmosphérique.

II-2-Principe de la distillation

La distillation est une méthode de séparation basée sur la différence de température d'ébullition des différents liquides qui composent un mélange.

Si on chauffe un mélange de liquides, c'est le liquide le plus volatile (celui qui a la température d'ébullition la plus basse) qui s'échappera le premier.

Pour recueillir les vapeurs de ce produit, il faut les condenser. Cela est fait par un réfrigérant à eau [8].

II-3-Description d'une installation de distillation

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

Dans chaque plateau il y'a barbotage de la vapeur dans la phase liquide et ceci permettra le transfert de matière et d'énergie entre les deux phases, pour cela les plateaux seront munies d'éléments spéciaux comme les calottes...etc. Le liquide se déplace par gravité de haut en bas, et la vapeur de bas en haut, grâce à l'énergie de pression utilisée pour qu'il y'est un bon barbotage.

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

La vapeur arrivant en tête de la colonne est condensée, une partie du produit condensée est envoyée en tête de la colonne en qualité de reflux, le reste est soutiré en tant que distillat (produit de tête)

En plus des équipements tels que les pompes, les cuves, les tuyauteries...etc. Une unité de distillation comprend deux parties [8].

- **un système de vaporisation (chauffage)** : est situé en bas de colonne et qu'on appelle bouilleur,
- **un système de condensation (refroidissement)** : est situé en tête de la colonne et qu'on appelle condenseur.

Pour une installation de rectification, en plus des éléments cités ci- dessus, on trouve

- **un système de contact** : situé entre le bouilleur et le condenseur, appelé colonne de fractionnement et constitué par des séparateurs (garnissage, plateau...) qui assurent le contact entre les deux phases liquide et vapeur le plus intimement possible.

Cette colonne se compose de trois parties principales :

- **une zone d'alimentation** : où la charge est injectée.
- **une zone d'enrichissement (concentration)** : située au- dessus de l'alimentation et qui est caractérisée par la concentration en éléments les plus volatiles de la charge.
- **une zone d'appauvrissement (d'épuisement)** : située au dessous de l'alimentation, caractérisée par la concentration des constituants les plus lourds de la phase liquide et l'appauvrissement progressif en constituants volatiles.

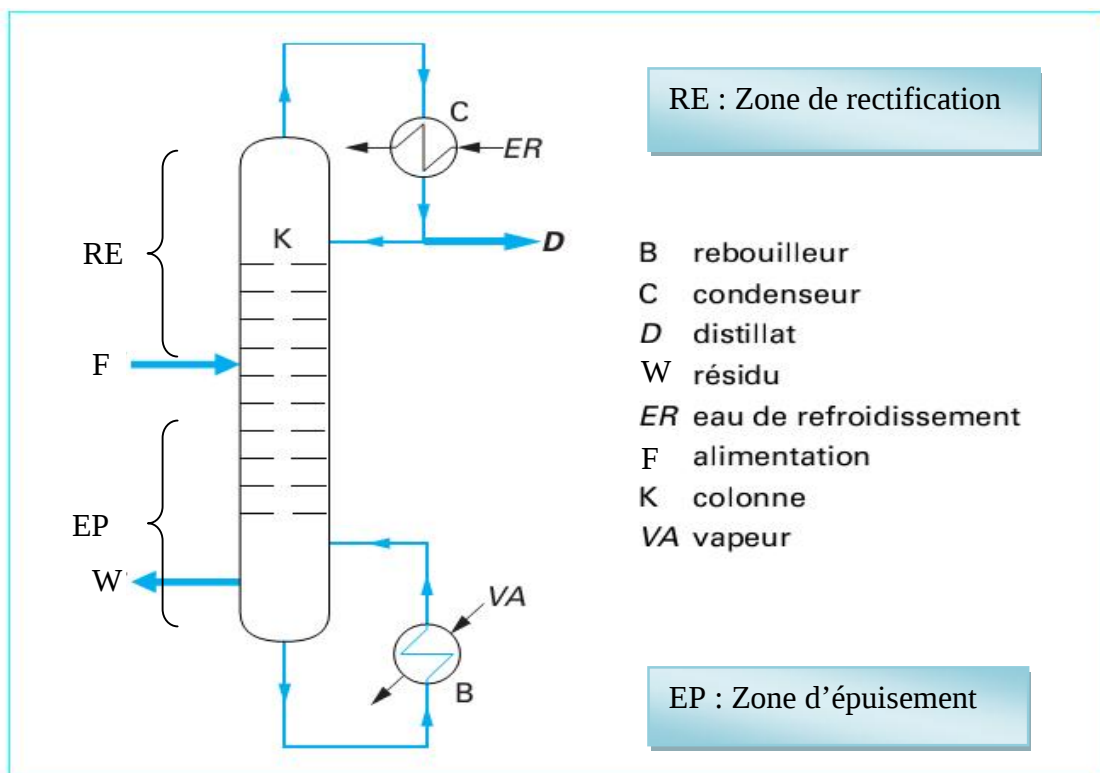


Fig-II-1-Schéma synoptique de la colonne de rectification [9].

II-4-Classification des colonnes de distillation

La séparation est effectuée dans une colonne à garnissage ou à plateaux assurant le meilleur contact possible entre la vapeur ascendante et le liquide descendant.

II-4-1-Colonne à plateaux

Le plateau, qui est la partie active de la colonne et sur lequel sont disposés les éléments de barbotage, a pour rôle la mise en contact de deux phases en mouvement, de manière à les rapprocher le plus possible de l'état d'équilibre.

Le mouvement des phases peut se faire de deux façons [8]:

- à contre-courant, sur un plateau constitué exclusivement par des trous où le liquide et la vapeur s'écoulent par ces orifices ;
- à courants croisés, sur un plateau où la phase vapeur traverse une couche de liquide se déplaçant horizontalement.

Il existe trois types de plateaux aux multiples variantes de détails suivant les constructeurs ainsi que la disposition des éléments de barbotage [8]:

- ✓ plateau à calottes,
 - ✓ plateau perforé,
 - ✓ plateau à clapets.
- **à calottes**

C'est le model le plus répandu encore dans l'industrie pétrolière ou chimique. Il est constitué d'une plaque perforée, chaque trou étant muni d'une cheminée ; celle-ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un contre écrou. Une centaine de formes différentes de calottes ont été imaginées et conduisent à des efficacités de contact plus ou moins bonnes. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur.

La qualité prédominante d'un plateau à calottes est sa faculté d'adaptation à une large gamme de débits liquide et vapeur, son utilisation est toute fois restreinte en raison de son coût élevé et des fortes pertes de charge qu'il crée dans la colonne [8].

➤ **Plateau perforé à déversoir**

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

Les plateaux perforés sont peu utilisés dans l'industrie pétrolière. S'ils ont l'avantage d'être moins chers que les autres technologies, leur défaut majeur est leur manque de flexibilité [8].

➤ **Plateau à clapets**

Il constitue un compromis entre les deux types précédents. C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets (voir figure II-3). La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide, exactement comme aux fentes des calottes. Les plateaux à clapets se sont progressivement substitués aux plateaux à calottes, car leurs performances sont largement supérieures, pour un prix de revient plus faible [8].

➤ **Plateau sans déversoirs**

Ces plateaux ne sont constitués que de simples plaques perforées et donc de construction peu onéreuse. Liquide et vapeur s'écoule à contre courant par les mêmes orifices, qui peuvent être de simples trous ou des clapets fixes (Voir Figure II-2). La rétention liquide sur le plateau est due à la balance des écoulements liquide et vapeur à travers les trous. Ces plateaux ont une efficacité acceptable [8].

➤ **Plateau à jet directionnel**

La construction de ce plateau est inspirée du souci de simplicité, efficacité, et surtout faible coût de revient par rapport aux autres technologies [8].

II-4-2-Colonne à garnissage

Les colonnes garnies diffèrent nettement des colonnes à plateaux, tant par leur construction que par leur fonctionnement.

Les fluides y circulent à contre-courant et non plus à courants croisés.

Les transferts de matière entre liquide et vapeur ont lieu de façon continue sur toute la hauteur de la colonne.

Ces colonnes ont l'inconvénient d'une faible flexibilité, mais présentent les avantages suivants ;

- ✓ Prix de reviens moins onéreux ;
- ✓ Faibles pertes de charges ;
- ✓ Rétention peu importante.

Au fil des années, les types de garnissage proposés par les fabricants ont fortement évolué et actuellement on trouve une grande variété. On distingue trois grandes classes [8]:

- ✓ Les garnissages disposés en vrac (Voir Figure II-4,5) ;
- ✓ Les garnissages ordonnés ou structurés ;
- ✓ Les grilles superposées, qui se rapprochent des précédents.

En ce qui concerne les matériaux utilisés, on a le choix entre la céramique ou porcelaine (bon marché et résistants à la corrosion, mais fragile), l'acier (moins épais, donc offrant une plus grande fraction du vide, mais plus cher) ou (le plastique peu coûteux, léger, mais limité en température comme le polypropylène) [8].

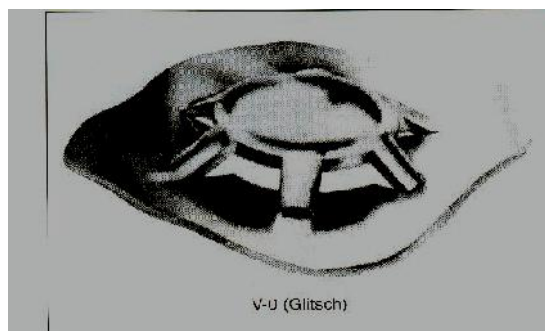


Fig-II-2- Clapet fixe utilisé avec ou sans déversoir [10].

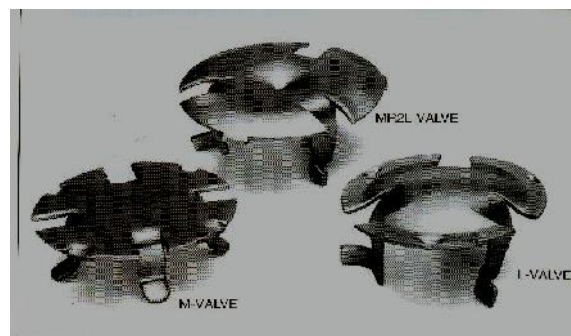


Fig-II-3- Clapets [10].

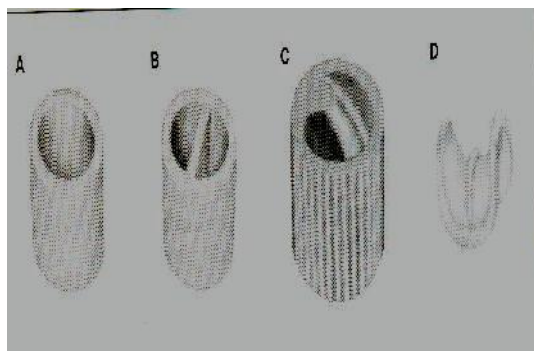


Fig-II-4- Garnissage en vrac de première génération [11].

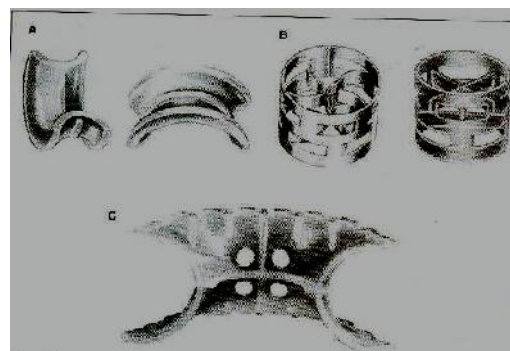


Fig-II-5- Garnissage en vrac de deuxième génération [11].

II-5-Notions de base

II -5-1-Notion de stabilisation

La stabilisation est la première opération que subit le pétrole brut à sa sortie du puit avant d'être transporter vers les unités de transformation.

Elle consiste à enlever les fractions volatiles, principalement les C4⁻ afin d'assurer un transport (ou stockage) en toute sécurité.

En générale, la stabilisation des produits pétroliers revient à diminuer la teneur des constituants très volatils [7].

II -5-2-Tension de vapeur

La tension de vapeur, à une température donnée, mesure la tendance des molécules à s'échapper d'une phase liquide pour engendrer une phase vapeur en équilibre thermodynamique.

L'essai de tension de vapeur est très important, car il indique d'une manière directe, la teneur en produits très légers qui conditionnent la sécurité au cours du transport, les pertes au stockage et la volatilité des essences [5].

II-5-3-Volatilité

A l'équilibre , la concentration de tout composant présent dans la phase liquide peut être reliée à sa concentration dans la phase vapeur par le coefficient de partage appelé « volatilité absolue » (K) :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \dots\dots\dots [\text{II -1}]$$

Où K_i est le coefficient de partage, y_i est la fraction molaire du constituant i dans la phase vapeur et x_i est la fraction molaire du constituant i dans la phase liquide.

Les composants les plus volatiles dans le mélange ont une valeur de K plus élevée, tandis que les composants les moins volatiles ont une valeur plus faible pour K .

Pour la distillation, le facteur clef de la séparation est la volatilité relative. Plus la volatilité relative augmente, plus la séparation par distillation sera facile. Elle est définie comme [7]:

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \dots\dots\dots [II-2]$$

Où α_{ij} est la volatilité relative du composant i par rapport au composant j .

II-6-Hypothèses et méthodes de calcul dans la distillation

En distillation, il y a trois méthodes de calcul.

II-6-1-Méthodes graphiques

Elles sont basées sur les constructions graphiques comme la méthode de MAC CABE et THIELE et la méthode de PONCHON et SAVARIT.

a) Méthode de MAC CABE et THIELE

Cette méthode est applicable pour des mélanges binaires. Elle est utilisée pour la détermination du nombre de plateaux théoriques, car elle est simple, rapide et donne des approximations suffisamment précises dans beaucoup de cas.

Les principales hypothèses d'application de cette méthode sont :

- la perte de charge négligeable ;
- l'effet thermique de mélange (chaleur de mixtion) négligeable ;
- la chaleur latente molaire des composants du mélange égale.

L'utilité des bilans thermiques conduit à effectuer toutes les constructions sur le diagramme d'équilibre $Y = f(X)$ où sont alors exploitées les équations de bilan de matière qui tiennent compte de la constante des débits molaires dans chaque section de la colonne [7].

b) Méthode de PONCHON et SAVARIT

Lorsque les hypothèses de la méthode précédente ne sont pas remplies (c'est-à-dire que les chaleurs latentes molaires et les chaleurs de mixtions ne sont pas nulles et que

l'alimentation se fait dans un état différent de celui qui existe sur le plateau correspondant), PONCHON et SAVARIT ont établi une solution graphique exacte pour déterminer le nombre de plateaux théoriques [7].

II -6-2- Méthodes approximatives

Ce sont des méthodes simplifiées pour les calculs préliminaires, basées sur les corrélations empiriques.

a) Equation de FENSKE

Quelle que soit la complexité du mélange, on peut calculer le nombre minimal d'étages théoriques « N_m » en appliquant les équations de bilan et d'équilibre à chaque étage, pour un constituant quelconque, après le choix d'un constituant de référence, et en adoptant une valeur moyenne de la volatilité relative de l'élément « i » par rapport à l'élément « j » entre le sommet et le fond de la colonne. On aura l'équation de FENSKE [7]:

$$N_m = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} \dots\dots\dots[\text{II -3}]$$

b) Méthode de GILLILAND

GILLILAND a proposé une corrélation empirique unique entre le taux de reflux et le nombre d'étages théoriques : si « N » est le nombre de plateaux théoriques correspondant à un taux de reflux opératoire $(r_f)_{\text{opt}}$, les deux fonctions sont reliées entre elles par la corrélation [7]:

$$\frac{N - N_{\min}}{N + 1} = \frac{(r_f)_{\min}}{r_f + 1} \dots\dots\dots[\text{II -4}]$$

II -6-3- Méthodes rigoureuses pour le fonctionnement en régime permanent

Ce sont les méthodes les plus efficaces et les plus utilisées dans la conception, surtout après le développement de l'informatique. Elles sont capables de résoudre tous les types de problèmes de distillation avec exactitude, rapidité et efficacité [6].

II-7-Principe de fonctionnement d'une colonne de rectification

Le principe de fonctionnement d'une colonne à distiller est simple, toute en travaillant à une pression constante, il consiste à déplacer les équilibres de phases à l'aide d'un gradient de température créé par une source froide (condenseur), qui crée un flux de liquide froid

descendant dans la colonne, une source chaude (le rebouilleur), générant un flux de vapeur chaude montant.

Pour assurer les transferts de matière et de chaleur entre ses deux flux, des éléments de contact sont placés à l'intérieur de la virole.

Ils sont constitués soit par des plateaux, dont le principe de base est de faire barboter la vapeur dans une rétention liquide provoquée par un barrage coupant la phase liquide, soit par des garnissages constitués le plus souvent par un treillis métallique dispersant les deux phases et assurant une bonne surface d'échange entre les fluides circulant à contre courant.

Le rebouilleur fonctionne à l'aide d'un fluide extérieur (vapeur, huile chaude), le plus souvent refroidi par l'air ou de l'eau [12].

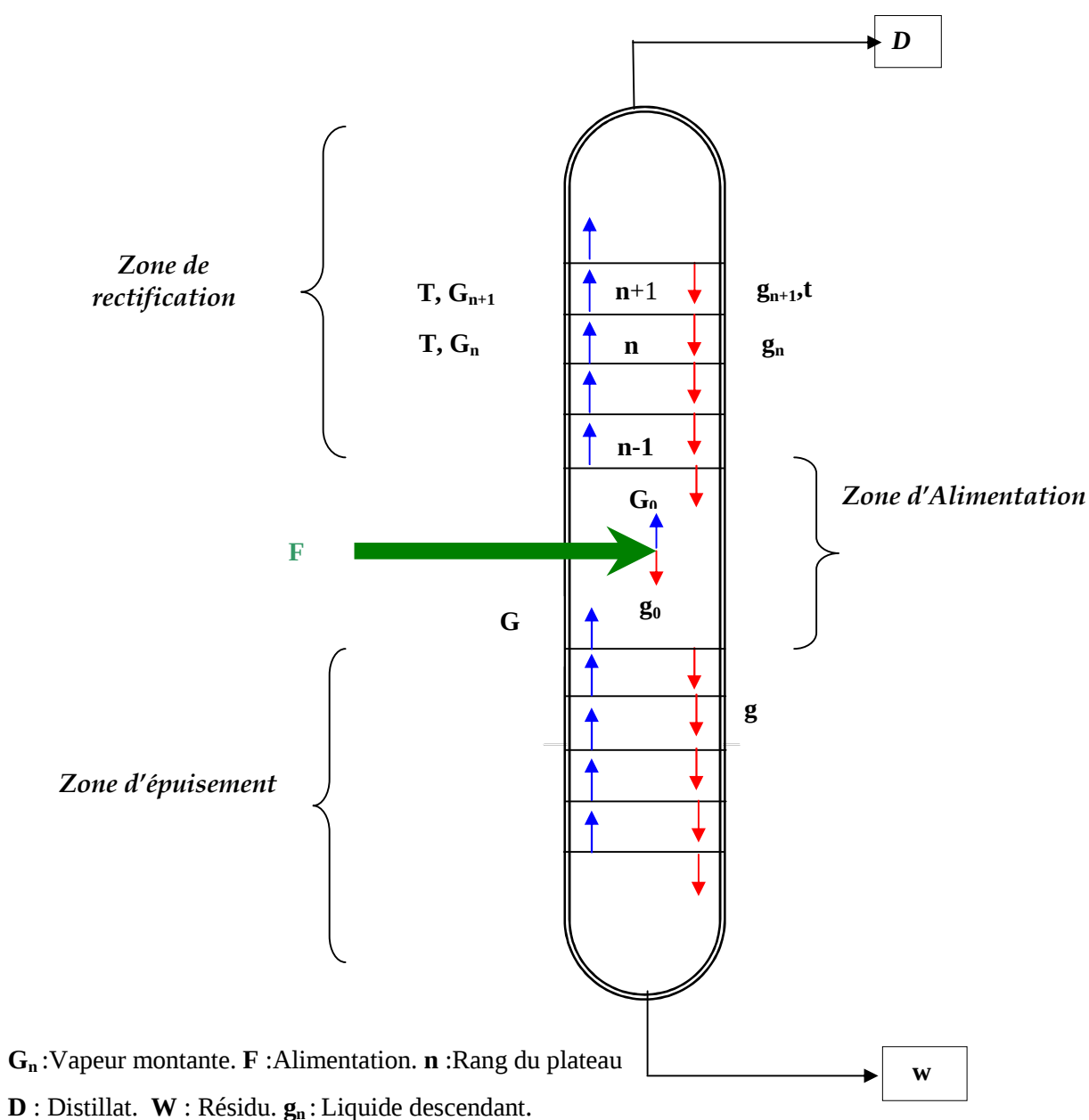


Fig-II-6-schéma générale du fonctionnement d'une colonne de rectification.

Lorsque la colonne fonctionne en continu, la charge est injectée en un point de la virole dépendant des caractéristiques de la charge, celle-ci est alors séparée en résidu au fond de la colonne et en distillat en tête [12].

La zone d'épuisement a pour objectif d'appauvrir le résidu en produits légers, la zone de tête ou zone de rectification, a pour objectif d'éliminer les produits lourds du distillat, cette définition révèle que la zone d'épuisement pourra être moins efficace que la zone de rectification si les exigences de qualité sont plus faibles pour le résidu que pour le distillat [12].

II-8-Lois fondamentales de distillation

II-8-1-Lois de DALTON et de RAOUL

A)- La pression d'équilibre

La pression d'équilibre d'un mélange gazeux supposé parfait est la somme des pressions partielles de ces constituants [12]:

$$\pi = \sum P_i \dots \dots \dots [II-5]$$

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

$$y_i = P_i / \pi \dots \dots \dots [II-6]$$

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

$$P_i = P_i^* \cdot X_i \dots \dots \dots [II-7]$$

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

$$P_i = E_i \cdot X_i \dots \dots \dots [II-8]$$

Où :

E_i : coefficient d'HENRY.

B)-Equilibre liquide-vapeur

On dit que les deux phases sont en équilibre lorsque la pression partielle de chacun des constituants est la même dans les deux phases (liquide et vapeur), Des relations [II-6] et [II-7] on peut faire apparaître le coefficient d'équilibre :

$$K_i = P'_i/\pi = y'_i/X'_i \dots \dots \dots [II-9]$$

Le coefficient d'équilibre ainsi défini ne peut être que d'un usage restreint étant donc que :

- La définition des pressions partielles dans la phase vapeur implique que chacune de celle-ci se comporte comme un gaz parfait ce qui ne peut être vérifié qu'à basse pression.
- Lorsque la pression augmente, la valeur de K_i calculée comme égale au rapport (P'_i/π) , ne caractérise pas la distribution réelle des constituants entre les deux phases en équilibre. Dans ce cas, on utilise les valeurs expérimentales de K_i ou celle calculées par la méthode thermodynamique (diagramme JENNY SHEIBEL) [7].

C)- Détermination de la température de bulle « t_b » et de rosée « t_r »

C-1) Taux de vaporisation molaire « ϵ »

Considérant un mélange de n constituants sous une pression P , sachant que [10]:

N_F : Nombre de Kmole de l'alimentation d'une colonne.

N_D : Nombre de Kmole de la phase vapeur (distillat).

N_W : Nombre de Kmole de la phase liquide (résidu).

X'_{Fi} : Concentration molaire du constituant « i » dans la charge.

$$N_F X'_{Li} = N_D y'_i + N_W X'_i \dots \dots \dots [II-10]$$

Sachant que $\epsilon = N_D/N_F$.

Par substitution on aura :

$$\sum_{i=1}^n X'_i = \sum_{i=1}^n \frac{X'_{Fi}}{1 + \epsilon (K_i - 1)} = 1 \dots \dots \dots [II-11]$$

$$\sum_{i=1}^n y'_i = \sum_{i=1}^n \frac{K_i X'_{Fi}}{1 + \epsilon (K_i - 1)} = 1 \dots \dots \dots [II-12]$$

C-2) Détermination de la température de bulle « t_b » :

On écrit que la bulle de vapeur émise a une composition molaire y_i , telle que [10]:

$$\sum y_i = 1 \quad \text{et}$$

$$\sum_{i=1}^n y_i = \sum_{i=1}^n K_i X_i' = 1 \dots\dots\dots [II -13]$$

La température de bulle est déterminée par approximations successives.

C-3) Détermination de la température de rosée « t_r » :

On écrit que la première goutte de condensât liquide a une composition molaire x_i , telle que [10]:

$$\sum x_i = 1 \quad \text{et}$$

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n y_i' / K_i = 1 \dots\dots\dots [II -14]$$

La température t_r est déterminée par approximations successives.

II -8-2- Bilan matière de la colonne

Le bilan matière pour la colonne entière et pour l'élément i s'écrit comme suit :

$$F = D + W \dots\dots\dots [II -15]$$

$$F X_{Fi}' = D Y_{Di}' + W X_{Wi}' \dots\dots\dots [II -16]$$

Où :

- F, D, W Sont respectivement les débits de la charge, le distillat, et le résidu en (Kg/h ou Kmole/h).
- $X_{Fi}', Y_{Di}', X_{Wi}'$ Sont les concentrations du constituant le plus volatil respectivement dans la charge, distillat et le résidu (molaire).

A partir de l'équation [II -15] on pourra calculer W et D , si la concentration du constituant i dans le distillat et dans le résidu est connue [13].

II -8-3- Bilan matière de la zone de rectification

A)- Le taux de reflux r_f

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

Il est égal au rapport de la quantité de reflux renvoyé dans la colonne sur la quantité du distillat [13]:

$$r_f = L/D \dots \dots \dots [II -17]$$

B)- Bilan matière de zone de rectification

On donne les significations suivantes :

G, y' : Le débit et la concentration molaire de la vapeur.

g, X' : Le débit et la concentration molaire du liquide.

D, y'_D : Le débit et la concentration molaire du distillat.

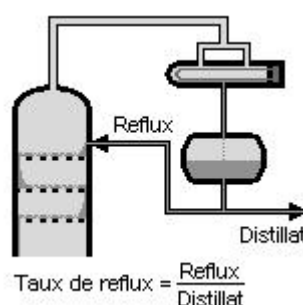


Fig-II-7-zone de rectification.

Le bilan matière pour la zone de rectification pour le constituant le plus volatil « i » s'écrit [13]:

$$G_i = g_{i-1} + D \dots \dots \dots [II -18]$$

$$G_i \cdot y'_i = g_{i-1} \cdot X'_{i-1} + D y'_D \dots \dots \dots [II -19]$$

A partir des équations [II -17], [II -18] et [II -19], on trouve l'équation de concentration de la zone de rectification [13]:

$$y'_i = \frac{r_f}{1 + r_f} X'_{i-1} + \frac{1}{1 + r_f} y'_D \dots \dots \dots [II -20]$$

II -8-4- Bilan matière de la zone d'épuisement

A) Le taux de rebouillage « r_b » (reflux chaud)

Le reflux chaud a pour but d'apporter la chaleur, de maintenir la température au fond de la colonne et d'assurer la vaporisation des légers entraînés par le produits de fond. Il est égal au rapport de la quantité de reflux chaud provenant du rebouilleur à la quantité de résidu [13]:

$$r_b = G_R / W \dots\dots\dots [II -21]$$

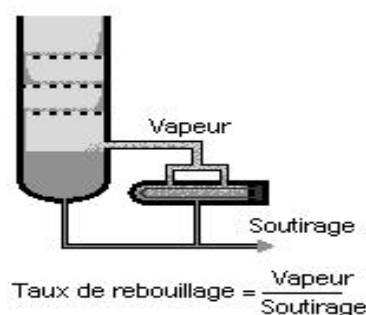


Fig-II-8- zone d'épuisement.

B) Bilan matière de zone d'épuisement

Admettant que :

W, X'_w : Sont débit et concentration molaire de résidu.

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

$$g_{i+1} = G_i + W \dots\dots\dots [II -22]$$

$$g_{i+1} X'_{i+1} = G_i y'_i + W X'_w \dots\dots\dots [II -23]$$

Des équations [II -21], [II -22], et [II -23] on peut écrire l'équation de concentration de la zone d'épuisement [13]:

$$X'_{i+1} = \frac{r_b}{1 + r_b} y'_i + \frac{1}{1 + r_b} X'_w \dots\dots\dots [II -24]$$

II -8-5- Bilan matière de la zone d'alimentation

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

$$F = G_0 + g_0 \dots\dots\dots [II -25]$$

$$F X'_F = G_0 y'_0 + g_0 X'_0 \dots\dots\dots [II -26]$$

Où [12]:

- F, X'_F : Débit et concentration molaire de l'alimentation.
- G_0, y'_0 : Débit et concentration molaire de la vapeur.
- g_0, X'_0 : Débit et concentration molaire du liquide.

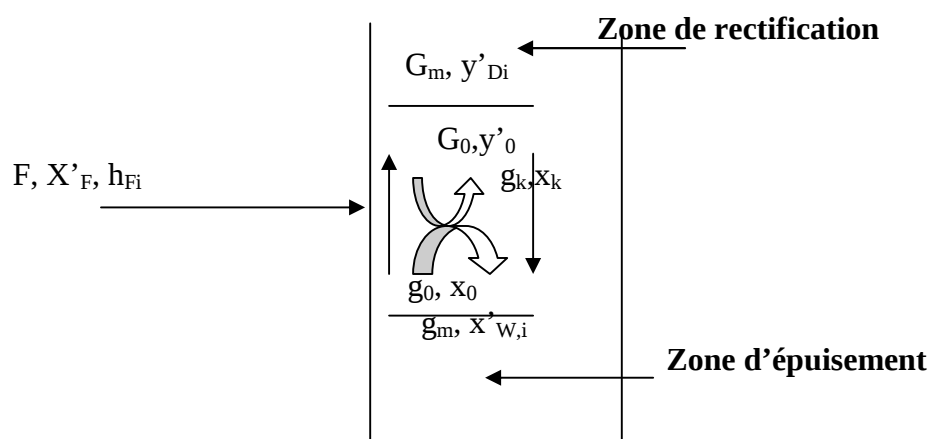


Fig-II-9-Schéma descriptif du fonctionnement de la zone d'alimentation

La vapeur qui monte du plateau supérieur de la zone d'épuisement (G_K), se mélange avec la vapeur G_0 de l'alimentation pour alimenter la zone de rectification :

$$G_m = G_0 + G_K \dots \dots \dots [\text{II -27}]$$

$$G_m y'_{mi} = G_0 \cdot y'_{oi} + G_K \cdot y'_{ki} \dots \dots \dots [\text{II -28}]$$

Il en est de même pour l'alimentation de la zone d'épuisement, le liquide vient du plateau inférieur de la zone de rectification g_K , se mélange avec le liquide de l'alimentation g_0 pour alimenter la zone d'épuisement [13]:

$$g_m = g_0 + g_K \dots \dots \dots [\text{II -29}]$$

$$g_m \cdot X'_m = g_0 X'_0 + g_K X'_K \dots \dots \dots [\text{II -30}]$$

II -9- Choix de la pression dans la colonne

Quelque soit la complexité du mélange à séparer, le choix de la pression dans la colonne est avant tout un problème économique ; on sait qu'à faible pression la sélectivité de la séparation sera meilleure et que l'on évitera l'altération thermique des produits, mais en contre partie il faut condenser à basse température les vapeurs de tête pour obtenir le reflux liquide à sa température de bulle. C'est donc le choix de fluide réfrigérant qui va imposer la pression dans la colonne, on doit utiliser une source froide abondante et bon marché, on utilise généralement l'air et l'eau qui permet d'obtenir un condensât de 30 à 45 °C, la pression dans la colonne sera au moins égale à la pression de bulles à ces températures.

Si la température de condensation des vapeurs du distillat à la pression atmosphérique est supérieure à celle de l'eau ou l'air, la rectification s'effectue généralement à une faible pression effective, un excès de pression est nécessaire pour vaincre les résistances des plateaux, des conduites et du condenseur.

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

Lorsque le distillat est constitué de composants très légers, il est nécessaire de faire appel à une réfrigération artificielle (utilisation d'une machine frigorifique) pour travailler à des basses températures [3].

Quelque soit la pression de service, la température de condensation totale des vapeurs du distillat doit être prise au moins de 15 à 20°C plus grande que celle du fluide réfrigérant. Ainsi, la pression dans le ballon de reflux est déterminée d'après l'équation de l'isotherme de la phase liquide, cela par approximation successive.

$$\sum K_i \cdot X'_{Di} = 1 \dots \dots \dots [II - 31]$$

Les pressions au sommet, au fond et dans la zone d'alimentation dans la colonne seront donc respectivement [3]:

$$\text{➤ } P_s = P_b + \Delta P_1 \dots \dots \dots [II - 32]$$

$$\text{➤ } P_f = P_a + \Delta P_2 \dots \dots \dots [II - 33]$$

$$\text{➤ } P_a = P_s + \Delta P_2 \dots \dots \dots [II - 34]$$

Où :

$\Delta P_1 = (0.2 \div 0.4) \text{ Atm}$, perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur.

$\Delta P_2 = (0.3 \div 0.5) \text{ Atm}$, perte de charge due aux résistances des plateaux.

II -10- Fonctionnement à taux de reflux total

Dans la rectification on utilise deux méthode d'idéalisations du procédé permettant d'établir les cas limites du fonctionnement de la colonne, l'un des cas est le fonctionnement à reflux total qui correspondant à un nombre minimal de plateaux théoriques et l'autre est le fonctionnement à reflux minimal demandant la séparation spécifiée un nombre infini de plateaux.

A reflux total lorsque les concentrations de deux constituants (i et j) dans les produits obtenus (distillat et résidu), les volatilités relatives de ces constituants et le nombre minimal de plateaux est donné par la formule connue de **Fenske-Underwood**

$$X'_{di} / X'_{dj} = (\alpha_i / \alpha_j)^{N_{\min}} \cdot (X'_{ri} / X'_{rj}) \dots \dots \dots [II - 35]$$

A partir de cette équation, le nombre minimal de plateaux théoriques y compris le rebouilleur sera :

$$N_{\min} = \log (X'_{di} \cdot X'_{rj} / X'_{dj} \cdot X'_{ri}) \cdot (1 / \log (\alpha_i / \alpha_j)) \dots \dots \dots [II -36]$$

L'application de cette équation aux constituants clés donne :

$$N_{\min} = \log (X'_{Di} \cdot X'_{Rj} / X'_{Dj} \cdot X'_{Ri}) / \log (\alpha_i / \alpha_j) \dots \dots \dots [II -37]$$

Le nombre de plateaux théoriques dans la zone d'épuisement et de rectification est fixé par l'application de l'équation de FENSKE-UNDERWOOD aux constituants clés entre l'alimentation et le distillat ou résidu comme suit :

$$N_{R \min} = \log (X'_{DV} \cdot X'_{FL} / X'_{DL} \cdot X'_{LV}) \cdot (1 / \log \alpha_{VL}) \dots \dots \dots [II -38]$$

$$N_{E \min} = \log (X'_{LV} \cdot X'_{WL} / X'_{LL} \cdot X'_{LV}) \cdot (1 / \log \alpha_{VL}) \dots \dots \dots [II -39]$$

α_{VL} : c'est le rapport entre la volatilité relative du constituants clé volatil (v) par celle du constituant clé lourd (l), elle est déterminée comme la moyenne géométrique entre le sommet et le fond de la colonne et le niveau de l'alimentation [3].

II -11- Fonctionnement à taux de reflux minimal

C'est une autre limite de fonctionnement de la colonne correspondant à un nombre infini de plateaux théoriques. Pour calculer le reflux minimal la méthode de **Underwood** est couramment employée [3]:

$$(r_f)_{\min} + 1 = \sum (\alpha_{iL} \cdot Y'_{D,i}) / (\alpha_{iF} - \phi) \dots \dots \dots [II -40]$$

$$(r_f)_{\min} = \sum (\phi - Y'_{D,i}) / (\alpha_{iF} - \phi) \dots \dots \dots [II -41]$$

α_{iF} : Volatilité du constituant « i » dans la zone d'alimentation.

ϕ : Paramètre conventionnel déterminé par approximation successive à partir des équations suivantes [3]:

$$e'_0 = \sum (\alpha_{iL} \cdot Y'_{D,i}) / (\alpha_{iL} - \phi) \dots \dots \dots [II -42]$$

$$(r_b) = \sum (\alpha_{iF} \cdot X_{W,i}) / (\alpha_{iF} - \phi) \dots \dots \dots [II -43]$$

e'_0 : Taux de vaporisation molaire de la charge.

La valeur de ϕ se trouve dans l'intervalle $\alpha_1 < \phi < \alpha_v$, étant respectivement les volatilités relatives des constituants clés lourds et volatils.

La relation entre le $(r_b)_{\min}$ et $(r_f)_{\min}$ est donnée par la formule suivante [3]:

$$(r_b)_{\min} = (D / W) \cdot (r_f)_{\min} + (F / W) (1 - e'_0) - 1 \dots \dots \dots [II -44]$$

F, D, W Débits molaire respectivement de la charge, du distillat et du résidu (K mole/h).

II -12- Le taux de reflux opératoire optimal

A partir de l'alimentation il est possible de réaliser une séparation spécifique en choisissant un taux opératoire en tête de colonne.

D'une manière générale, le taux de reflux optimal $(r_f)_{opt}$ est conditionné par le prix de reviens des produits obtenus. Pour calculer la valeur optimale de $(r_f)_{opt}$ surtout pour la rectification des mélanges complexes actuellement on ne dispose pas de méthode théorique simple, l'observation du fonctionnement des colonnes industrielles sont largement utilisée pour avoir des formules empiriques avec une corrélation très satisfaisante avec la réalité. Ainsi, on peut utiliser la formule proposée par **GILLILAND** [3]:

$$(r_b)_{opt} - (r_f)_{min} / (r_f)_{opt} + 1 = 0.1 \div 0.33 \dots \dots \dots [II -45]$$

Pour le rapport moyen 0.23 on aura :

$$(r_f)_{opt} = 1.3 (r_f)_{min} + 0.3 \dots \dots \dots [II -46]$$

On peut également calculer la valeur optimale de $(r_f)_{opt}$ par la relation suivante :

$$(r_f)_{opt} / (r_f)_{min} = 1.04 \div 1.5 \dots \dots \dots [II -47]$$

Donc le nombre optimal de plateaux théoriques dépasse de 2 à 3 fois le nombre minimal de plateaux [3].

II -13- Nombre de plateaux théoriques

On applique l'équation d'EDULJEE pour la détermination du nombre de plateaux théoriques, cette équation s'écrit [3]:

$$\frac{N_{th} - N_{min}}{N_{th} + 1} = 0.75 \times \left[1 - \left(\frac{r_{opt} - r_{min}}{r_{opt} + 1} \right)^{0.5668} \right] \dots \dots \dots [II -48]$$

Avec :

N_{th} : Nombre de plateaux finis correspond à un taux de reflux r fini.

N_{min} : Nombre de plateaux minimal correspond à un taux de reflux total.

r_{min} : Taux de reflux minimal pour un nombre infini d'étages.

II -14- Nombre de plateau réels

Le nombre de plateaux réels dans la colonne est donné par [3]:

$$N_{réel} = N_R - N_E / \eta \dots \dots \dots [II -49]$$

η : Efficacité moyenne des plateaux réels.

➤ La zone de rectification :

$$N_{R\text{réel}} = N_R / \eta \dots \dots \dots [II -50]$$

➤ La zone d'épuisement [3]:

$$N_{E \text{ réel}} = N_E / \eta \dots \dots \dots [\text{ II -51}]$$

II -15-Bilan thermique de la colonne

L'établissement du bilan thermique de la colonne est nécessaire pour vérifier le débit du reflux liquide provenant du condenseur et pour déterminer les charges thermiques du condenseur et du rebouilleur [3].

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

$$F . h_F + Q_R = D . h_D + W' . h_W + Q_C \dots \dots \dots [\text{ II -52}]$$

$$H_F = e'_0 . H_0 + (1 - e'_0) . h_0 \dots \dots \dots [\text{ II -53}]$$

$$Q_R = G_R (H_R - h_{gr}) + r (H_R - H_{gr}) \dots \dots \dots [\text{ II -54}]$$

Où :

- Q_R : Charge thermique du rebouilleur (**kcal/h**).
- Q_C : Charge thermique du condenseur (**kcal/h**).
- H_F : Enthalpie de la charge liquide (**Kcal/Kmol**).
- e'_0 : Taux de vaporisation de la charge.
- H_0 : Enthalpie de phase vapeur de la charge (**Kcal/Kmol**).
- h_0 : Enthalpie de phase liquide de la charge (**Kcal/Kmol**).
- h_D : Enthalpie du distillat en état liquide (**Kcal/Kmol**).
- H_D : Enthalpie du distillat en état vapeur (vapeur de tête de colonne), (**Kcal/Kmol**).
- H_R : Enthalpie de phase vapeur provenant du rebouilleur (**Kcal/Kmol**).
- H_W : Enthalpie du résidu en état liquide (**Kcal/Kmol**).
- h_{gr} : Enthalpie du liquide alimentant le rebouilleur (**Kcal/Kmol**).
- g_x : Débit du reflux **Kmol/h**.
- G_R : Débit du reflux chaud (vapeur provenant du rebouilleur) **Kmol/h**.

A partir du bilan thermique de la colonne on a [3]:

$$g_x = \frac{(H_R - h_{gr})}{(H_D - h_D)} - \frac{(W . h_{gr} + D . H_D - F . h_F)}{(H_D - h_D)} \dots \dots \dots [\text{ II -55}]$$

$$g_x = (r_f)_{opt} . D \dots \dots \dots [\text{ II -56}]$$

$$G_R : (r_b)_{opt} . W \dots \dots \dots [\text{ II -57}]$$

$(r_b)_{opt}$: taux de rebouillage optimal défini par :

$$(r_b)_{opt} = (D / W) . (r_f)_{opt} + (F / W) (1 - e'_0) - 1 \dots \dots \dots [\text{ II -58}]$$

II-16- Calcul de la TVR de l'essence totale stabilisée

Connaissant la composition des différents constituants au fond du débutaniseur (essence totale stabilisée), nous obtenons la tension de vapeur vraie (TVV)_m du mélange, d'après la loi de RAOULT telle que [10]:

$$(TVV)_m = \sum TVV_i \times X_i \dots\dots\dots [II -59]$$

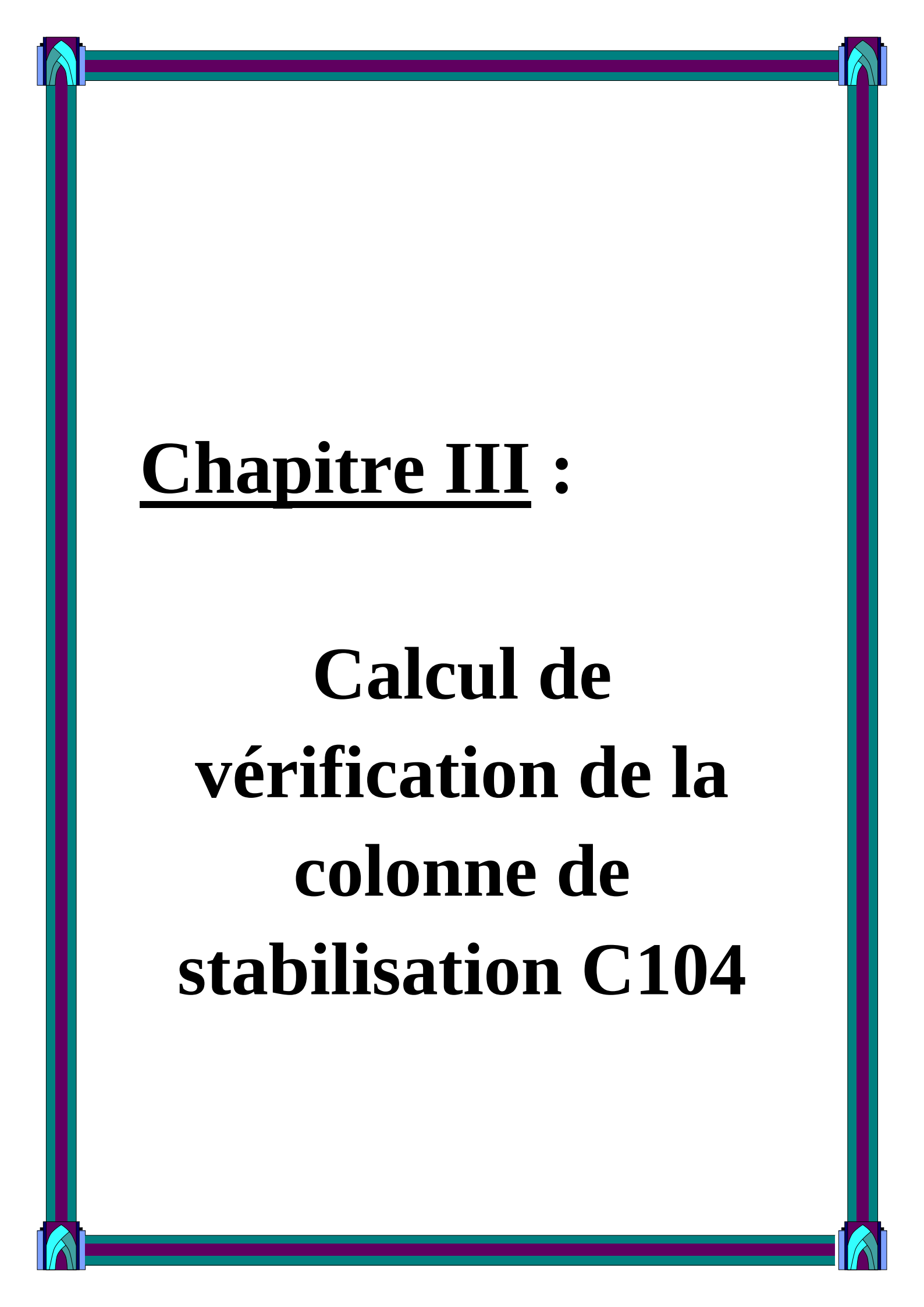
Avec :

(TVV)_m : Tension de vapeur vraie du mélange à la température T .

(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 (TVV)_m et la pente « S » de la distillation ASTM du résidu, on accède à la (TVR)_m du mélange ,en utilisant l'abaque représenté dans [Annexe: FIG12] [10].



Chapitre III :

Calcul de vérification de la colonne de stabilisation C104

III-1- Présentation de la problématique

L'augmentation de la capacité de traitement dans l'unité de distillation atmosphérique de la raffinerie d'Alger ainsi que le taux de condensât injecté dans le brut ont conduit à une modification de taux de présence des éléments volatile dans le pétrole brut. Autrement dit, l'augmentation de la tension de vapeur Reid (TVR) de l'essence.

Dans le cas actuel, la tension de vapeur de la fraction de l'essence SR (Straight Run) qui est issue en tête de la colonne de redistillation C105 est trop élevée, avec des valeurs allant de 1100 à 1300 g/cm² et atteignant même 1500 g/cm² (1.5 bar).

Cela est dû à une présence importante des gaz (GPL, en particulier le butane) dans l'alimentation de la colonne C105 qui provient du fond de la colonne C104.

Cette forte présence des GPL au fond de la colonne signifie qu'il s'est produit un entraînement de ces derniers dans le résidu ; par conséquent, on en déduit que la charge thermique fournie par les rebouilleurs E121A et B n'est pas suffisante pour débarrasser le résidu de la colonne C104 des GPL.

L'augmentation de la tension de vapeur de l'essence SR influe sur sa température de stockage qui dépasse de ce fait les 38°C, ce qui est potentiellement dangereux et pourrait provoquer des incidents.

Afin d'éliminer tous les risques, il est important d'abaisser la tension de vapeur de l'essence SR et de la ramener à des valeurs acceptables.

Tab-III-1-Quelques spécifications des essences[1].

Propriétés	Plat format	Essence SR	Butane	Essence normale (CA)	Essence super (SP)
d_4^{15}	0.765-0.775	0.559-0.640	0.559	0.710-0.765	0.730-0.770
TVR (bar)	0.300- 0.400	0.90- 1.0	5.5	0.8 Max en hiver. 0.67 Max en été.	
Nombre d'octane (NO (n (NO)	84- 92	66- 73	95	89- 90	96- 99

III-2- But du travail

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

La réalisation de cet objectif aura plusieurs avantages, parmi lesquels nous citons :

- ✓ l'amélioration du rendement en GPL (distillat de la colonne C104).
- ✓ la diminution de la TVR de l'essence SR au niveau de la colonne de redistillation qui va nous permettre, à son tour, le stockage en toute sécurité du produit,
- ✓ la réalisation d'un gain économique considérable, en consommant une grande quantité de cette coupe pour la fabrication des essences (CA89, SP96).

III-3- Données de départ

III-3-1- Analyse chromatographique

Notre travail a nécessité une analyse chromatographique en phase gazeuse d'un échantillon constitué d'une essence totale non stabilisée.

Pour cela, une prise d'échantillon a été effectuée au niveau de la pompe qui alimente la colonne de stabilisation C104 (voir Annexe: FIG1).

Le tableau suivant représente la composition massique des différents constituants de la charge d'alimentation de la colonne C104.

Tab-III-2-Composition massique des différents constituants de la charge (annexe figure 1).

Constituants	Fraction massique w_{iF}
C ₃	0.001
iC ₄	0.0478
nC ₄	0.1065
iC ₅	0.0904
nC ₅	0.1189
C ₆	0.2573
C ₇	0.2593
C ₈	0.1078
C ₉	0.0109
Total	1.0000

III-3-2- Conditions de travail

Nous nous sommes basées sur les conditions de fonctionnement précisées sur la feuille de marche :

- une densité de brut de 0.669,

- un débit volumique de $6.8 \text{ m}^3/\text{h}$ relevé sur l'indicateur FRC 115 ayant un coefficient de 15.69, d'où le débit volumique de l'alimentation : $F_v = 6.8 \times 15.69 \Rightarrow F_v = 106.692 \text{ m}^3/\text{h}$,

III-4- Exploitation des données de départ

III-4-1- Détermination de la composition molaire de la charge

On détermine la fraction molaire du constituant « i » en fonction de la fraction massique par l'équation suivante :

$$X_i = \frac{\frac{W_i}{M_i}}{\sum_{i=1}^n \frac{W_i}{M_i}} \dots\dots\dots [\text{III-1}]$$

avec :

X_i : fraction molaire du constituant « i »,

W_i : fraction massique du constituant « i »,

M_i : masse molaire du constituant « i » en $[\text{kg}/\text{kmole}]$.

Tab-III-3-Composition massique et molaire de l'alimentation de la C104.

Constituants	Alimentation de la C104	
	Fraction massique w_i	Fraction molaire x_i
C ₃	0.001	0.0018
iC ₄	0.0478	0.0675
nC ₄	0.1065	0.1504
iC ₅	0.0904	0.1028
nC ₅	0.1189	0.1352
C ₆	0.2573	0.2449
C ₇	0.2593	0.2124
C ₈	0.1078	0.077
C ₉	0.0109	0.0069
Total	1.0000	1.0000

III-4-2- Détermination des débits molaire et massique de la charge « F »

A partir du débit volumique de la charge F_v , on calcule le débit molaire suivant l'expression :

$$F = \frac{F_v \times \rho_F}{M_F} \dots\dots\dots [\text{III-2}]$$

Avec :

F_V : débit volumique [m^3/h],

ρ_f : masse volumique de la charge [kg/m^3],

M_F : masse molaire moyenne de la charge [kg/kmol].

La distillation ASTM de la charge et la mesure de densité à l'aide d'un pycnomètre nous ont permis de calculer ρ_F et M_f .

Les résultats de la distillation ASTM [Annexe: FIG2] sont résumés dans le tableau suivant:

Tab-III-4-Résultats de l'analyse ASTM de l'alimentation de la C104

% volumique	T(C°)
10	37
50	78
70	93
90	115

La densité de la charge (d_4^{15}): $d_f = 0.669$

➤ Calcul de ρ_F

Sachant que :

$$d_F = \frac{\rho_F}{\rho_{\text{eau}}} \dots\dots\dots[\text{III-3}]$$

Avec :

d_F : densité de la charge,

ρ_F : masse volumique de la charge [kg/m^3],

ρ_{eau} : masse volumique de l'eau à 4°C [kg/m^3],

d'où : $\rho_F = \rho_{\text{eau}} \times d_F = 1000 \times 0.669 \Rightarrow \rho_F = 669 \text{ kg}/\text{m}^3$.

➤ Calcul de M_f

Calculons la pente S [7]:

$$S = \frac{T_{70} - T_{10}}{60} \dots\dots\dots[\text{III-4}]$$

$$\text{A.N : } S = \frac{93 - 37}{60} = 0.93 \text{ } ^\circ\text{C}/\%.$$

➤ **Calcul la température volumique moyenne**[7]

$$t_v = \frac{T_{10} + 2T_{50} + T_{90}}{4} \dots\dots\dots[III-5]$$

$$\text{A.N : } t_v = \frac{37 + 2 \times 78 + 115}{4} \Rightarrow t_v = 77^\circ\text{C}$$

➤ **Calcul du facteur de correction « a »**

Connaissant S et t_v , on déterminera le facteur « a » qui est la correction apportée à « t_v », pour la détermination de la température moyenne pondérée « t_{mav} », on utilise l'abaque [Annexe : FIG3].

Pour : $t_v = 77^\circ\text{C}$ et $S = 0.93^\circ\text{C}/\%$ on trouve $a = -14$.

➤ **Calcul de T_{mav}**

$$t_{\text{mav}} = t_v + a \dots\dots\dots[III-6]$$

$$\text{A.N : } t_{\text{mav}} = 63^\circ\text{C}$$

Le poids moléculaire « M_f » est déterminé à partir de l'abaque [Annexe: FIG4], qui donne la variation du poids moléculaire en fonction de la température moyenne pondérée[10]:

Pour : $\rho_F = 669 \text{ kg/m}^3$

et $t_{\text{mav}} = 63^\circ\text{C} \Rightarrow M_f = 88 \text{ kg/ kmole}$

$$\text{A.N : } F = \frac{106.692 - 669}{88}$$

$$F = 811.101 \text{ kmole/h}$$

III-4-3- Détermination des débits du distillat D et du résidu W

Connaissant la composition de la charge à l'entrée du débutaniseur et son débit, nous pourrions calculer les débits du distillat « D » et du résidu « W » ainsi que leurs composition. Etant donné que la colonne C104 est un débutaniseur, on définit deux constituants de référence :

- ✓ La clé lourde (iC5), comme le plus lourd des légers qui apparaît dans le distillat.
- ✓ La clé légère (nC4), comme le plus léger des lourds qui se trouve dans le résidu.

Selon le design, la teneur des constituants clés est fixée comme suit :

$$X_{iC4}(W)=0.00082$$

$$X_{iC5}(D)=0.0028$$

$$X_{nC4}(W)=0.004$$

$$X_{nC5}(D)=0.0028$$

➤ Bilan de matière global

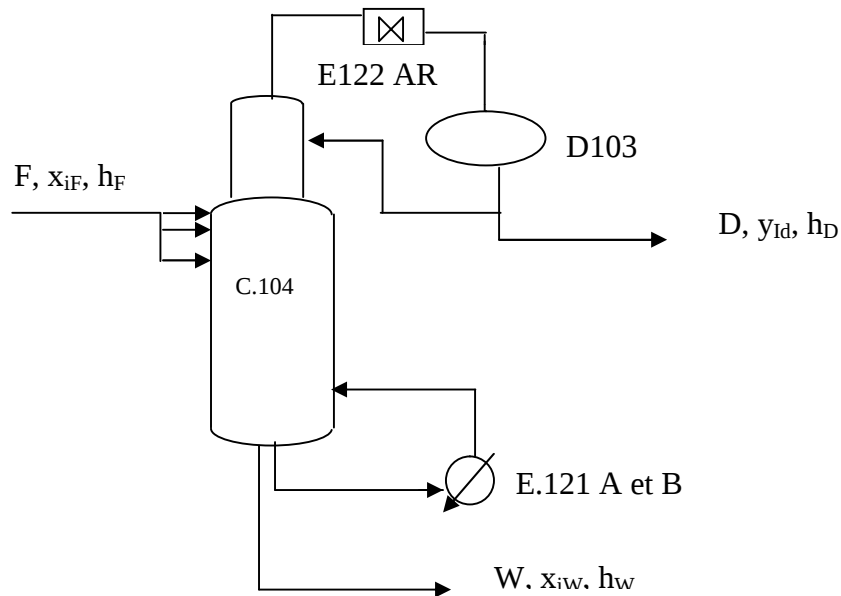


Fig-III-1- Schéma simplifié de la colonne C104

A l'aide du schéma [FIG III.1], on a effectué un bilan de matière sur la colonne et d'après l'équation [III-7] on a [8]:

$$F=D+W$$

En appliquant l'équation [III-8] sur chacun des constituants, on obtient le système d'équation suivant :

✓ Bilan de matière global:

$$F = D + W \dots\dots\dots[III-7]$$

✓ Bilan de matière sur le constituant « i »:

$$F. x_{iF} = D. Y_{iD} + W. X_{iW} \dots\dots\dots[III-8]$$

Avec :

F : débit molaire de l'alimentation,

D : débit molaire du distillat,

W : débit molaire du résidu,

X_{iF} : fraction molaire du constituant « i » dans la charge,

Y_{iD} : fraction molaire du constituant « i » dans le distillat,

X_{iW} : fraction molaire du constituant « i » dans le résidu.

D'après l'équation [III-8], on aboutit à un système d'équations pour chaque constituant de la charge, qui s'écrit :

$$F. x_{C3} = D. Y_{C3D} + W. x_{C3W}$$

$$F. x_{nC4} = D. Y_{nC4D} + W. x_{nC4W}$$

$$F. x_{iC4} = D. Y_{iC4D} + W. x_{iC4W}$$

$$F. x_{nC5} = D. Y_{nC5D} + W. x_{nC5W}$$

$$F. x_{iC5} = D. Y_{iC5D} + W. x_{iC5W}$$

$$F. x_{C6} = D. Y_{C6D} + W. x_{C6W}$$

$$F. x_{C7} = D. Y_{C7D} + W. x_{C7W}$$

$$F. x_{C8} = D. Y_{C8D} + W. x_{C8W}$$

$$F. x_{C9} = D. Y_{C9D} + W. x_{C9W},$$

$$\text{Avec : } x_{C3W} = 0.$$

$$Y_{C6D} = Y_{C7D} = Y_{C8D} = Y_{C9D} = 0.$$

Pour la commodité du travail, nous effectuons les calculs pour 100 kmol/h de la charge.

On obtient :

$$0.18 = D. Y_{C3D} + 0 \dots \dots \dots (1)$$

$$6.75 = D. Y_{iC4D} + W. 0.00082 \dots \dots \dots (2)$$

$$15.04 = D. Y_{nC4D} + W. 0.004 \dots \dots \dots (3)$$

$$10.28 = D. 0.0028 + W. x_{iC5W} \dots \dots \dots (4)$$

$$13.52 = D. 0.0028 + W. x_{nC5W} \dots \dots \dots (5)$$

$$24.49 = 0 + W. x_{C6W} \dots \dots \dots (6)$$

$$21.24 = 0 + W. x_{C7W} \dots \dots \dots (7)$$

$$7.7 = 0 + W. x_{C8W} \dots \dots \dots (8)$$

$$0.69 = 0 + W. x_{C9W} \dots \dots \dots (9)$$

En additionnant les équations de (4) jusqu'à (9), on obtient :

$$77.92 = D. 0.0056 + W [x_{iC5W} + x_{nC5W} + x_{C6W} + x_{C7W} + x_{C8W} + x_{C9W}],$$

$$\text{D'où: } 77.92 = D. 0.0056 + (100-D). [1 - (x_{iC4W} + x_{nC4W})],$$

$$\Rightarrow 77.92 = D. 0.0056 + (100-D). [1 - (0.00082 + 0.004)].$$

Nous trouvons :

$D = 21.81 \text{ kmol/h}$ pour 100 kmol/h de charge.

$W = 78.19 \text{ kmol/h}$ pour 100 kmol/h de charge.

Pour $F = 811.101 \text{ kmol/h}$

$$D = 176.901 \text{ kmol/h.}$$

$$W=634.200 \text{ kmol/h.}$$

III-4-4-Détermination des compositions et débits des constituants dans le distillat et dans le résidu

On remplace les valeurs de D et de W dans le système d'équations [III.8], on aboutit aux résultats résumés dans le tableau suivant :

Tab-III-5-Composition molaire des constituants dans le distillat et dans le résidu.

Constituants	Y_{ID}	X_{Iw}
C3	0.0082	0
iC4	0.306	0.00082
nC4	0.675	0.004
iC5	0.0028	0.130
nC5	0.0028	0.172
C6	0	0.313
C7	0	0.271
C8	0	0.098
C9	0	0.0088
TOTAL	1	1

III-4-5- Détermination des pressions de fonctionnement de la colonne

Nous savons que l'alimentation est introduite au niveau du 24^{ème} plateau du fond de la colonne C104 et que la perte de charge par plateau est constante sur toute la hauteur de la colonne et est égale à 0.02 atm.abs[1].

La pression au sommet de la colonne est fixée selon la feuille de marche à la salle de contrôle

$$P_s=14 \text{ atm.abs.}$$

On peut donc déterminer la pression de l'alimentation et celle du fond, en connaissant la pression au sommet [3]:

a. Pression de l'alimentation « P_a »

$$P_a = P_s + \Delta P_1 \dots \dots \dots [III-9]$$

Avec ΔP_1 : perte de charge due à la résistance des 15 plateaux au dessous du sommet,

$$\text{d'où } P_a = 14 + 0.3 = 14.3 \text{ atm.abs}$$

b. Pression au fond de la colonne « P_f »

$$P_f = P_a + \Delta P_2 \dots \dots \dots [III-10]$$

Avec ΔP_2 : perte de charge due à la résistance des 24 plateaux au dessous de l'alimentation,

d'où $P_f = 14.3 + 0.5 = 14.8 \text{ atm.abs}$

c. Pression dans le ballon de reflux « P_b »

$$P_b = P_s - \Delta P_3 \dots \dots \dots [\text{III-11}]$$

Avec ΔP_3 : perte de charge due aux résistances des conduites et du condenseur,

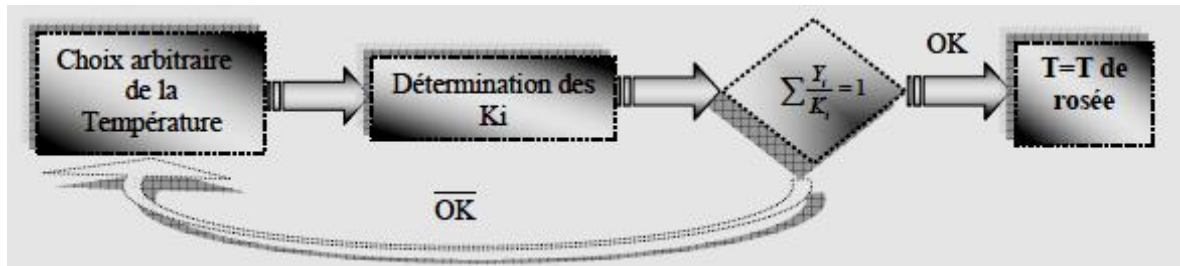
d'où $P_b = 14 - 0.5 = 13.5 \text{ atm.abs}$

III-4-6- Détermination des températures de fonctionnement de la colonne

On admet une température d'alimentation de 154°C (Prise de la feuille de marche) voir [Annexe: Fig5]

a. Au sommet de la colonne « T_s » (température de rosée)

A la pression de service P_s , la température au sommet de la colonne est déterminée par approximation successive à partir de l'équation d'isotherme de la phase vapeur [10].



$$\sum \frac{Y_{iD}}{k_i} = 1 \dots \dots \dots [\text{III-12}]$$

Avec k_i : coefficient d'équilibre du constituant « i », déterminé à l'aide du monogramme de « Scheibel et Jenny » [Annexe: Fig6].

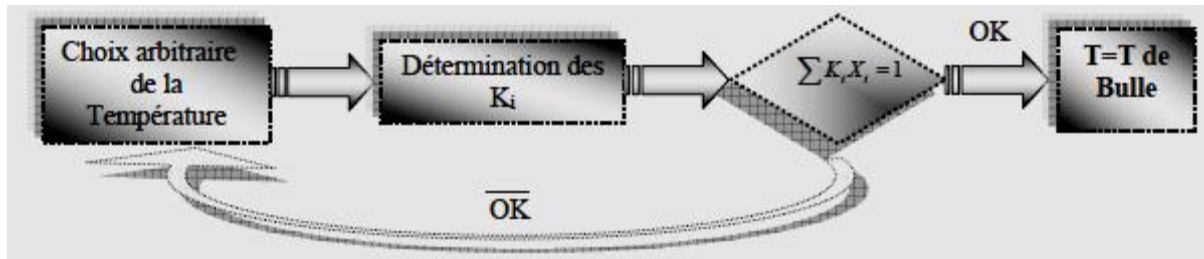
Les résultats sont donnés dans le tableau ci-dessous.

Tab-III-6-Calcul de la température au sommet de la colonne.

Sommet de la colonne C104 Pour $P_s = 14 \text{ atm.abs}$ et $T_s = 98^\circ\text{C}$			
Constituants	Y_{iD}	k_i	Y_{iD}/k_i
C_3	0.0082	2.1	0.0039
iC_4	0.306	1.15	0.2660
nC_4	0.675	0.94	0.7180
iC_5	0.0028	0.5	0.0056
nC_5	0.0028	0.43	0.0065
Total	1	-	1

b. Au fond de la colonne « T_f » (température de bulle)

La température au fond de la colonne doit être calculée comme la température de bulle du résidu à la pression P_f par approximation successive à partir de l'équation de l'isotherme de la phase liquide [10].



$$\sum k_i \cdot X_{iw} = 1 \dots\dots\dots [\text{III-13}]$$

Les résultats sont donnés dans le tableau suivant:

Tab-III-7-Calcul de la température au fond de la colonne.

Fond de la colonne C104 Pour $P_F = 14.8 \text{ atm.abs}$ et $T_F = 187^\circ \text{C}$			
Constituants	X_{iw}	k_i	$k_i \cdot X_{iw}$
iC ₄	0.00082	2.9	0.0024
nC ₄	0.0040	2.6	0.0104
iC ₅	0.130	1.65	0.2145
nC ₅	0.172	1.6	0.2752
C ₆	0.313	0.95	0.2973
C ₇	0.271	0.6	0.1626
C ₈	0.098	0.35	0.0343
C ₉	0.0088	0.25	0.0022
Total	1.0000	-	1

c. Dans le ballon de reflux « T_b » (température de bulle)

Etant donné que la condensation est totale dans le ballon, la température « T_b » sera celle de bulle du distillat. Elle est déterminée par approximation successive qui vérifie l'équation [10]:

$$\sum k_i \cdot X_{iD} = 1 \dots\dots\dots [\text{III-14}]$$

Les résultats sont donnés dans le tableau suivant:

Tab-III-8-Calcul de la température dans le ballon de reflux.

Ballon D103 Pour $P_b=13.5 \text{ atm.abs}$ et $T_b = 95 \text{ °C}$			
Constituants	$Y_{iD}=X_{iD}$	k_i	$k_i.X_{iD}$
C_3	0.0082	2.1	0.0172
iC_4	0.306	1.15	0.3519
nC_4	0.675	0.93	0.6278
iC_5	0.0028	0.5	0.0014
nC_5	0.0028	0.43	0.0012
Total	1	-	1

III-4-7- Détermination du taux de vaporisation de la charge « e »

A une pression et une température données, le taux de vaporisation est déterminé par approximation successive à partir de l'équation de « TREGOUBOV » [10]:

$$\sum_{i=1}^n X_i = \sum_{i=1}^n \frac{X_{iF}}{1 + e(k_{iF} - 1)} = 1 \dots \dots \dots [III-15]$$

Avec :

X_i : fraction molaire du constituant « i » dans la phase liquide de la charge,

X_{iF} : fraction molaire du constituant « i » dans la charge,

k_{iF} : coefficient d'équilibre du constituant « i » dans la charge,

e : taux de vaporisation de la charge.

Après certain itérations on trouve « $e=0.0001$ soit $e=0.01\%$ ».

Les résultats obtenus sont résumés dans le tableau suivant:

Tab-III-9- Représentation des k_{iF} , X_{iF} , X_i .

Pour $P_a=14.3 \text{ atm.abs}$ et $T_a = 154 \text{ °C}$ $e=0.01\%$			
Constituants	X_{iF}	k_{iF}	X_i
C_3	0.0018	3.6	0.00179
iC_4	0.0675	2.2	0.0675
nC_4	0.1504	1.9	0.1503
iC_5	0.1028	1.15	0.1028
nC_5	0.1352	1.1	0.1352
C_6	0.2449	0.62	0.2450
C_7	0.2124	0.34	0.2125
C_8	0.077	0.2	0.0771
C_9	0.0069	0.135	0.0069
Total	1	-	1

III-4-8- Calcul de la volatilité relative

Pour calculer la volatilité relative des constituants aux différents niveaux de la colonne, on se base sur la formule de référence [III-16], et en admettant comme constituant de référence l'élément clé lourde dans le distillat « iC₅ » [14]:

$$a_i = \frac{k_i}{k_r} \dots\dots\dots[III-16]$$

Avec :

α_i : volatilité relative du constituant « i »,

k_i : coefficient d'équilibre du constituant « i »,

k_r : coefficient d'équilibre du constituant de référence « r ».

Les valeurs moyennes des volatilités relatives α_{im} sont déterminées par les formules suivantes [14]:

➤ Pour la zone de rectification

$$a_{iDm} = \frac{(a_{iF} + a_{iD})}{2} \dots\dots\dots[III-17]$$

➤ Pour la zone d'épuisement

$$a_{iwm} = \frac{(a_{iF} + a_w)}{2} \dots\dots\dots[III-18]$$

On définit également la volatilité relative moyenne de la clé légère dans le résidu « nC₄ » et de la clé lourde dans le distillat « iC₅ », notées respectivement, α_{Clm} et α_{CLm}

✓ Pour la clé légère : $a_{Clm} = \sqrt{a_{ClD} \times a_{ClW}} \dots\dots\dots[III-19]$

✓ Pour la clé lourde : $a_{CLm} = \sqrt{a_{CLD} \times a_{CLW}} \dots\dots\dots[III-20]$

Les résultats sont donnés dans le tableau suivant :

Tab-III-10-Calcul des volatilités des constituants aux différentes zones du débutaniseur.

Constituants	Alimentation T=154°C P=14.3 atm		Enrichissement T=98°C P=14atm			Epuisement T=187°C P=14.8atm		
	k_{iF}	α_{iF}	k_{iD}	α_{iD}	α_{iDm}	k_{iW}	α_{iW}	α_{iWm}
C ₃	3.6	3.1304	2.1	4.2	3.6652	-	-	-
iC ₄	2.2	1.9130	1.15	2.3	2.1065	2.9	1.7575	1.8352
nC ₄	1.9	1.6521	0.94	1.88	1.7660	2.6	1.5757	1.6139
iC ₅	1.15	1	0.5	1.00	1.00	1.65	1.00	1.00
nC ₅	1.1	0.9565	0.43	0.86	0.9082	1.6	0.9697	0.9631
C ₆	0.62	0.5391	-	-	-	0.95	0.5757	0.5574
C ₇	0.34	0.2956	-	-	-	0.6	0.3636	0.3296
C ₈	0.2	0.1739	-	-	-	0.35	0.2121	0.1930
C ₉	0.135	0.1173	-	-	-	0.25	0.1515	0.1344

$$\alpha_{CLm} = \sqrt{a_{iC_5D} \times a_{iC_5W}} = 1.$$

$$\alpha_{CLm} = \sqrt{a_{nC_4D} \times a_{nC_4W}} = \sqrt{1.88 \times 1.5757} = 1.7211.$$

III-4-9- Détermination du taux de reflux minimal « r_{min} »

Le fonctionnement à reflux minimal correspond à un nombre infini de plateaux théoriques et le taux de reflux minimal est déterminé à partir de l'équation d'UNDERWOOD [12]:

$$r_{\min} + 1 = \sum_{i=1}^n \frac{a_{iF} \times X_{iD}}{a_{iF} - j} \dots\dots\dots [III-21]$$

Avec : $\alpha_{CLm} < \varphi < \alpha_{CLm}$

φ : constante d'UNDERWOOD, comprise entre la volatilité de la clé légère et celle de la clé lourde,

α_{iF} : volatilité relative du constituant « i » dans l'alimentation,

X_{iD} : fraction molaire du constituant « i » dans le distillat.

La constante d'UNDERWOOD « φ » est déterminée par approximation successive à partir de l'équation suivante [12]:

$$e = \sum_{i=1}^n \frac{a_{iF} \times X_{iF}}{a_{iF} - j} \dots\dots\dots [III-22]$$

Avec : $1 < \varphi < 1.7211$

Pour $e=0.0001$, on trouve $\phi=1.31$.

En remplaçant les valeurs calculées de α_{iF} , X_{iD} , et la valeur de ϕ dans l'équation [III-21], on obtient : $r_{\min}=3.23$.

III-4-10- Détermination du taux de reflux optimal « r_{opt} »

Le taux de reflux optimal est compris dans l'intervalle $1.05 r_{\min} < r_{\text{opt}} < 1.5 r_{\min}$.

Nous savons aussi que [3]:

- a. si $r_{\min} > 10 \Rightarrow r_{\text{opt}} = 1.1 r_{\min}$,
- b. si $1 < r_{\min} < 10 \Rightarrow r_{\text{opt}} = 1.25 r_{\min}$,
- c. si $r_{\min} < 0.5 \Rightarrow r_{\text{opt}} = 1.5 r_{\min}$.

D'après la valeur obtenue de $r_{\min}$, on travaille avec $r_{\text{opt}} = 1.25 r_{\min}$, d'où, $r_{\text{opt}} = 4.0375$.

III-4-11- Détermination du débit de reflux

On détermine le débit molaire de reflux « L » par l'équation [13]:

$$L = r_{\text{opt}} \cdot D \dots \dots \dots [\text{III-23}]$$

d'où : $L = 4.0375 \times 176.901 \Rightarrow L = 714.24 \text{ kmol/h}$.

Le débit massique de reflux est calculé suivant la relation :

$$L' = L \times M_D \dots \dots \dots [\text{III-24}]$$

d'où : $L' = 714.24 \times 57.654 \Rightarrow L' = 41178.793 \text{ kg/h}$.

III-4-12- Détermination du taux de rebouillage minimal « $r_{b \min}$ »

On définit le taux de rebouillage « r_b » comme étant le rapport [13]:

$$r_b = \frac{G}{W} \dots \dots \dots [\text{III-25}]$$

Avec G : débit molaire du rebouillage [kmol/h],

W : débit molaire du résidu [kmol/h].

Le taux de rebouillage minimal est déterminé à partir de la formule d'UNDERWOOD [12] :

$$r_{b \min} = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha_{iF} \times X_{iW}}{\alpha_{iF} - j} \dots \dots \dots [\text{III-26}]$$

En remplaçant les valeurs de α_{iF} , X_{iW} et la valeur de ϕ , calculées précédemment, on trouve un taux de rebouillage minimal : $r_{b \min} = 1.1765$.

III-4-13- Détermination du taux de rebouillage optimal « $r_{b \text{ opt}}$ »

Le taux de rebouillage optimal est donné par la formule suivante [12] :

$$r_{b \text{ opt}} = \left[\left(\frac{D}{W} \times r_{\text{opt}} \right) + (1 - e) \times \left(\frac{F}{W} \right) \right] - 1 \dots \dots \dots [\text{III-27}]$$

$$\text{A.N : } r_{b \text{ opt}} = \left[\left(\frac{176.901}{634.2} \right) \times 4.0375 + (1 - 0.0001) \times \left(\frac{811.101}{634.2} \right) \right] - 1$$

$$\Rightarrow r_{b \text{ opt}} = 1.0405.$$

III-4-14- Détermination du nombre de plateaux minimum « $N_{\min}$ »

Le nombre de plateaux minimal est obtenu à partir de l'équation de FENSK [12] :

$$N_{\min} = \frac{\text{Log} \left[\left(\frac{X_{Cl}}{X_{CL}} \right)_D \times \left(\frac{X_{CL}}{X_{Cl}} \right)_W \right]}{\text{Log} \left(\frac{a_{CLm}}{a_{CLm}} \right)} \dots \dots \dots [\text{III-28}]$$

Avec :

$\left(\frac{X_{Cl}}{X_{CL}} \right)_D$: Rapport entre la fraction molaire de l'élément clé léger « nC_4 » et celle de l'élément clé lourd « iC_5 » dans le distillat,

$\left(\frac{X_{CL}}{X_{Cl}} \right)_W$: Rapport entre la fraction molaire de l'élément clé lourd « iC_5 » et celle de l'élément clé léger « nC_4 » dans le résidu,

$\left(\frac{a_{CLm}}{a_{CLm}} \right)$: Rapport entre la volatilité relative moyenne de l'élément clé léger « nC_4 » et celle de l'élément clé lourd « iC_5 ».

$$\text{A.N : } N_{\min} = \frac{\text{Log} \left[\left(\frac{0.675}{0.0028} \right) \times \left(\frac{0.13}{0.004} \right) \right]}{\text{Log} \left(\frac{1.7211}{1} \right)}$$

$$\Rightarrow N_{\min} = 16.51 \text{ plateaux d'où } N_{\min} = 17 \text{ plateaux.}$$

III-4-15- Détermination du nombre de plateaux théoriques « N_{th} »

Pour déterminer le nombre de plateaux théoriques, on applique l'équation d'EDULJEE [12] :

$$\frac{N_{th} - N_{min}}{N_{th} + 1} = 0.75 \times \left[1 - \left(\frac{r_{opt} - r_{min}}{r_{opt} + 1} \right)^{0.5668} \right] \dots\dots\dots [III-29]$$

Avec :

N_{th} : nombre de plateaux finis correspondant à un taux de reflux fini,

N_{min} : nombre de plateaux minimal correspondant à un taux de reflux total,

r_{min} : taux de reflux minimal pour un nombre infini d'étages.

$$A.N : \frac{N_{th} - N_{min}}{N_{th} + 1} = 0.75 \times \left[1 - \left(\frac{4.0375 - 3.23}{4.0375 + 1} \right)^{0.5668} \right]$$

$\Rightarrow N_{th} = 33.88$ plateaux d'où $N_{th} = 34$ plateaux.

III-4-16- Calcul de l'efficacité de la colonne « ε »

On définit l'efficacité de la colonne « ε » comme étant le rapport entre le nombre de plateaux théoriques « N_{th} » et le nombre de plateaux réels « N_r » [12] :

$$\varepsilon = \frac{N_{th}}{N_r} \dots\dots\dots [III-30]$$

$$A.N : \varepsilon = \frac{34}{39 + 2}$$

$\Rightarrow \varepsilon = 0.829$ donc $\varepsilon = 82.9\%$.

III-4-17- Détermination du niveau d'alimentation

En utilisant l'équation de KIRBIDE, on peut déterminer le rapport entre le nombre de plateaux situés au dessus du plateau d'alimentation (y compris le condenseur) et le nombre de plateaux situés en dessous de l'alimentation (y compris le rebouilleur). Cette équation s'écrit ainsi [12] :

$$\log\left(\frac{m}{P}\right) = 0.206 \times \log\left[\left(\frac{w}{D}\right) \times \left(\frac{X_{CL}}{X_{Cl}}\right)_F \times \left(\frac{(X_{Cl})_w}{(X_{CL})_D}\right)^2\right] \dots\dots\dots [III-31]$$

Avec :

m : nombre de plateaux situés au dessus du plateau d'alimentation,

p : nombre de plateaux situés en dessous du plateau d'alimentation,

$(X_{CL})_F$: fraction molaire de la clé légère dans l'alimentation,

$(X_{CL})_F$: fraction molaire de la clé lourde dans l'alimentation,

$(X_{CL})_w$: fraction molaire de la clé légère dans le résidu,

$(X_{CL})_D$: fraction molaire de la clé lourde dans le distillat,

D : débit molaire du distillat [kmol/h],

W : débit molaire du résidu [kmol/h].

$$AN : \log \left[\frac{m}{p} \right] = 0.206 \times \log \left[\frac{634.2}{176.901} \times \frac{0.1028}{0.1504} \times \left(\frac{0.004}{0.0028} \right)^2 \right]$$

$$\log \left[\frac{m}{p} \right] = 0.14 \quad \text{d'où : } \frac{m}{p} = 1.15$$

D'autre part : $m+p=41$;

On trouve : $p=19$ et $m=22$,

Donc: 19 plateaux sont situés en dessous du plateau d'alimentation y compris le rebouilleur,

22 plateaux sont situés au dessus du plateau d'alimentation y compris le condenseur.

Il en découle que 18 plateaux sont dans la zone d'épuisement et 21 plateaux sont dans la zone de rectification. Par conséquent, l'introduction de l'alimentation se fait au niveau du 19^{ème} plateau.

III-4-18- Détermination des capacités thermiques aux différents niveaux de la colonne

Le fonctionnement d'une colonne de rectification continue est lié à l'énergie fournie en pied, au moyen du rebouilleur, à l'enlèvement de chaleur en tête, à l'aide du condenseur, et au préchauffage de l'alimentation. Le but du bilan thermique est de déterminer ces quantités de chaleur.

Le principe d'un bilan dans un procédé continu est d'énoncer que tout ce qui entre est égal à tout ce qui sort [8].

L'équation du bilan thermique est la suivante :

$$Q_F + Q_{Rb} = Q_C + Q_w + Q_D \dots\dots\dots[\text{III-32}]$$

avec : $Q_F = F \cdot h_F \dots\dots\dots[\text{III-33}]$

$$Q_C = m_C (h_L^{T_2} - h_V^{T_1}) \dots\dots\dots[\text{III-34}]$$

$$Q_D = D \cdot h_D \dots\dots\dots[\text{III-35}]$$

$$Q_w = W \cdot h_w \dots\dots\dots[\text{III-36}]$$

et $\overline{m}_C = L + D' \dots\dots\dots[\text{III-37}]$

- $\overline{m}_C$ est le débit massique au sein du condenseur en [kg/h] ;

- $h_L^{T_2}$, $h_V^{T_1}$ représentent respectivement les enthalpies massiques du distillat dans la phase liquide et dans la phase vapeur avec T_1 et T_2 , températures à l'entrée et à la sortie du condenseur en [°C].

Ces enthalpies sont calculées comme suit [10]:

$$h_L^{T_2} = \sum_{i=1}^n h_{iL(T_2)} \times W_{iD} \dots\dots\dots[\text{III-38}]$$

$$h_V^{T_1} = \sum_{i=1}^n h_{iV(T_1)} \times W_{iD} \dots\dots\dots[\text{III-39}]$$

avec h_{iL} et h_{iV} , les enthalpies massiques des différents constituants dans le distillat à l'état liquide et à l'état vapeur respectivement, qui sont obtenues à l'aide des abaques présentés dans l'annexe ([figures -7], [figures -8], [figures -9]).

a) Au niveau du condenseur « Q_C »

L'énergie éliminée par le condenseur est égale à l'énergie nécessaire pour condenser les vapeurs. Cette énergie est calculée à partir de l'équation [III-34] [7].

$$m_c = L + D \quad \text{or:} \quad r = L/D \quad \text{D'après l'équation [II -17]}$$

$$\text{Et donc : } m_c = (r + 1) \times D$$

$$\text{A.N: } m_c = (4.0375 + 1) \times 176.901$$

$$m_c = 891.14 \text{ Kmole/h}$$

$$\overline{m}_C = m_C \times \overline{M}_D \quad \text{Avec : } \overline{M}_D = \sum M_i \times Y_i \dots\dots\dots [\text{III-40}]$$

A.N : $\overline{M}_D = 57.662 \text{ Kg / Kmole}$ Et donc : $\overline{m}_C = 51384.84 \text{ Kg /h}$

Les résultats obtenus sont réunis dans le tableau suivant :

Tab-III-11-Les enthalpies massiques des phases liquide et vapeur du distillat.

Constituants	Y_{iD}	M_i [kg/kmol]	W_{iD}	$h_{iL}^{95^\circ\text{C}}$ [kcal/kg]	$h_{iV}^{98^\circ\text{C}, 14\text{bars}}$ [kcal/kg]	$h_{iL}^{95^\circ\text{C}} \cdot W_{iD}$ [kcal/kg]	$h_{iV}^{98^\circ\text{C}} \cdot W_{iD}$ [kcal/kg]
C ₃	0.0082	44	0.0062	126	187	0.7812	1.1594
iC ₄	0.306	58	0.307	115	178	35.305	57.409
nC ₄	0.675	58	0.679	117	187	79.443	126.973
iC ₅	0.0028	72	0.0035	108	181	0.378	0.6335
nC ₅	0.0028	72	0.035	112	189	0.392	0.6615
Total	1		1			116.3	186.84

A partir des équations [III-38] et [III-39], nous obtenons :

$$h_L^{T2} = 116.3 \text{ kcal/kg}$$

$$h_V^{T1} = 186.84 \text{ kcal/kg}$$

A.N: $Q_C = 51384.84 \times |116.3 - 186.84|$

$$\Rightarrow Q_C = 3.624 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

b) Au niveau de l'alimentation « Q_F »

Le calcul de la capacité thermique de l'alimentation nécessite la détermination de l'enthalpie « h_F ».

➤ Calcule de l'enthalpie de la charge "h_f"

✓ Calcul du facteur de caractérisation « K_{uop} » [10].

Le facteur de caractérisation est déterminé à l'aide de la formule suivante :

$$K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{T_{mav} (^{\circ}R)}}{d_4^{15}} \dots\dots\dots [\text{III-41}]$$

A partir des équations [III-4], [III-5] et [III-6], nous obtenons :

$$\text{A.N: } K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{605.1}}{0.669} = 12.64 \quad (\text{d'où } T_{mav}(^{\circ}\text{R}) = 1.8 T(^{\circ}\text{C}) + 491.7)$$

$$\text{Pour: } d_4^{15} = 0.669, T = 154^{\circ}\text{C} \text{ et } K_{uop} = 12$$

A l'aide de l'abaque générale d'enthalpie des fractions pétrolières [Annexe: FIG10], nous avons obtenu h_f , pour $K_{uop}=12$ [10]:

$$h_F = 90 \text{ kcal/kg}$$

$$\text{La correction } (K_{uop}=12.64) \Rightarrow a=1.035$$

$$\text{D'où : } h_F(K_{uop}=12.64) = h_F(K_{uop}=12) \times a$$

$$\text{A.N: } h_F(K_{uop}=12.64) = 90 \times 1.035 = 93.15 \text{ Kcal /Kg}$$

$$h_F = 93.15 \text{ Kcal /Kg}$$

$$F' = F \times M_F \dots\dots\dots [\text{III-42}]$$

$$\text{A.N: } F' = 811.101 \times 88$$

$$F' = 71376.88 \text{ Kg/h}$$

$$\text{D'après l'équation [III-33]}$$

$$Q_F = 93.15 \times 71376.88$$

$$Q_F = 6.65.10^6 \text{ Kcal/h}$$

✓ Calcule de l'enthalpie dans le rebouilleur " h_w "

Les résultats de la distillation ASTM du résidu (essence total stabilisée) [Annexe: tableau 1], nous ont permis de calculer T_{mav} et M_w [10].

$$\text{Avec : } d_4^{15} = 0.694$$

✓ Calculons la pente S

D'après l'équation [III-4] :

$$\text{A.N : } S = \frac{88 - 49}{60} = 0.65^{\circ}\text{C} / \%$$

✓ Calculons la température volumique moyenne

D'après l'équation [III-5] :

$$A.N : T_v = \frac{49 + 2 \times 74 + 103}{4} = 75^\circ\text{C}$$

Connaissant S et t_v , on déterminera le facteur « a », à l'aide de l'abaque [Annexe : FIG3]

Pour : $t_v = 75^\circ\text{C}$ et $S = 0.65^\circ\text{C}/\%$ on trouve : $a = -8$

✓ **Calcul de M_w**

A l'aide de l'abaque [Annexe : FIG4] telle que :

Pour : $d_4^{15} = 0.694$, $T_{\text{mav}} = 67^\circ\text{C} \Rightarrow M_w = 84 \text{ Kg/ Kmole}$

✓ **Calcul du facteur de caractérisation « K_{uop} » [10].**

D'après l'équation [III-41] :

$$K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{612.3}}{0.694} = 12.23$$

L'enthalpie du résidu h_w , pour $K_{uop} = 12$ telle que :

$d_4^{15} = 0.694$, $T_{\text{mav}} = 187^\circ\text{C} \Rightarrow h_w (K_{uop} = 12) = 110 \text{ Kcal/ Kg}$

La correction du K_{uop} liquide ($K_{uop} = 12.23$) $\Rightarrow a = 1.035$

D'où : $h_w (K_{uop} = 12.23) = 111.1 \text{ Kcal/ Kg}$

$h_w (K_{uop} = 12.23) = 9332.4 \text{ Kcal/ Kmole}$

C) Au niveau du rebouilleur « Q_{Rb} »

A partir du bilan de chaleur, équation [III-41] :

$$Q_{Rb} = Q_C + Q_w + Q_D - Q_F$$

Avec :

$$D = 176.901 \text{ Kmole /h}$$

$$W = 634.2 \text{ Kmole /h}$$

$$F = 811.101 \text{ Kmole /h}$$

$$h_D = H_L(T_2 = 95^\circ\text{C}) = 116.3 \text{ kcal/kg}$$

$$h_w = 9332.4 \text{ Kcal/Kmole}$$

$$h_F = 93.15 \text{ kcal/kg}$$

Avec: $M_F = 88 \text{ Kg /Kmole}$

$$D' = D \times M_D \dots\dots\dots [\text{III-43}]$$

D'après l'équation [III-35]

$$Q_D = 1.18.10^6 \text{ Kcal/h}$$

D'après l'équation [III-36]

$$Q_w = 5.92.10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_C = 3.624 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_F = 6.65.10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$A.N : \quad Q_R = 4.08 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

III-4-19- Calcul de la tension de vapeur Reid (TVR) de l'essence totale stabilisée

La tension de vapeur Reid caractérise la volatilité de l'essence 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 l'essence stabilisée, on doit déterminer la tension de vapeur vraie (TVV) du mélange en connaissant la composition molaire des différents éléments constituant l'essence totale stabilisée au fond du débutaniseur, d'après la loi de Raoult [10]:

$$(TVV)_m = \sum_{i=1}^n (TVV)_i \cdot X_i \dots\dots\dots [III-44]$$

Avec :

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

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

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

a) Estimation théorique de la TVR

D'après le diagramme de COX-CHART [Annexe : Fig11], la tension de vapeur vraie est déterminée en fonction de la température d'ébullition de chaque élément à 37.8°C (100°F) [11].

Les résultats sont portés dans le tableau ci-après .

Tab-III-13-Calcul de la tension de vapeur vraie de l'essence totale stabilisée (cas théorique)

Constituants	$T_{eb}(^{\circ}\text{C})$	X_i	$(TVV)_i$	$(TVV)_i \cdot X_i$
iC ₄	-11.7	0.00082	5	0.0041
nC ₄	-0.5	0.004	3.5	0.049
iC ₅	27.9	0.130	1.4	0.182
nC ₅	36.1	0.172	1	0.172
C ₆	59.94	0.313	0.37	0.11581
C ₇	94.46	0.271	0.11	0.02981
C ₈	115.55	0.098	0.035	0.00343
C ₉	150.8	0.0088	0.012	0.0001056
Total	-	1.0000	-	0.52

Donc $(TVV)_m = 0.52 \text{ kg}/\text{cm}^2$.

En utilisant le diagramme de corrélation entre la tension de vapeur Reid (TVR) et la tension de vapeur vraie (TVV) [Annexe : Fig12], on trouve la pente de la courbe de distillation ASTM :

d'où $TVR = 0.49 \text{ kg/cm}^2$.

b) Estimation réelle de la TVR

On calcule la TVR en suivant la même méthode mais cette fois-ci, en utilisant les résultats de l'analyse chromatographique de l'échantillon « essence totale stabilisée » [10].

Les résultats sont résumés dans le tableau ci-dessous.

Tab-III-14-Calcul de la tension de vapeur vraie de l'essence totale stabilisée (cas réel).

Constituants	X_i	$(TVV)_i$	$(TVV)_i \cdot X_i$
iC ₄	0.00301	5	0.01505
nC ₄	0.0449	3.5	0.15715
iC ₅	0.0837	1.4	0.11718
nC ₅	0.13312	1	0.13312
C ₆	0.3117	0.37	0.11533
C ₇	0.2925	0.11	0.03217
C ₈	0.1250	0.035	0.00437
C ₉	0.00604	0.012	0.00007
Total	1	-	0.574

Donc : $(TVV)_m = 0.574 \text{ kg/cm}^2$.

En utilisant l'abaque dans l'annexe : [Fig12] et pour la même pente « S », on trouve :

$TVR = 0.54 \text{ kg/cm}^2$.

III-5- Interprétation des résultats

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

Afin d'assurer un bon fractionnement entre le GPL et l'essence totale, la tour de stabilisation, devra fonctionner avec les conditions suivantes :

Tab-III-15- Conditions de fonctionnement de la colonne C104.

Alimentation C104	P=14.3 atm.abs	T=154°C
Tête de colonne C104	P=14 atm.abs	T=98°C
Fond de colonne C104	P=14.8 atm.abs	T=187°C
Ballon de reflux D104	P=13.5 atm.abs	T=95°C
Taux de reflux	4.0375	
Taux de rebouillage	1.405	
Position du plateau d'alimentation	19 ^{ème} plateau	

Ces nouveaux paramètres nous ont permis de calculer les capacités thermiques du condenseur et du rebouilleur.

Le tableau suivant représente les résultats obtenus :

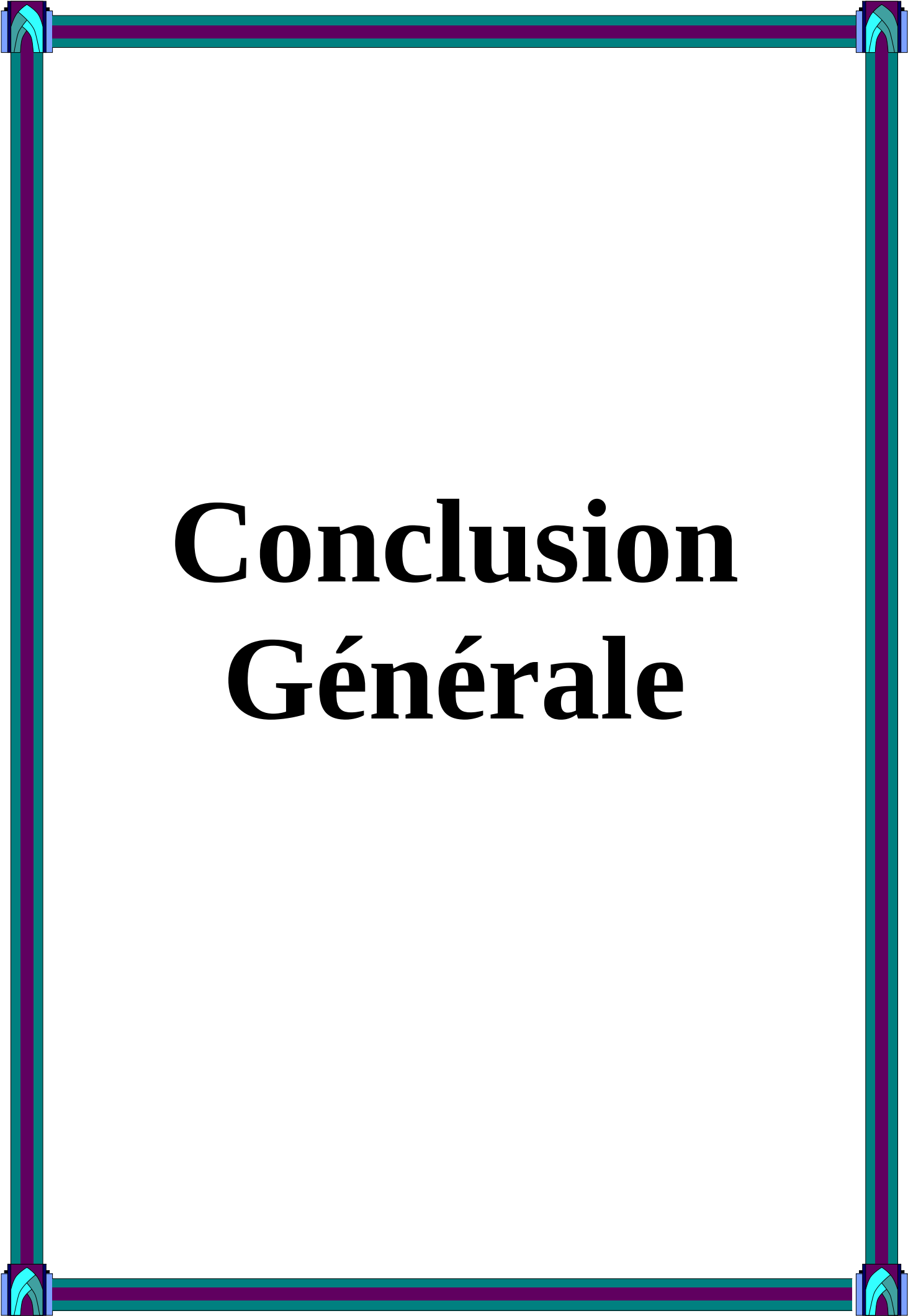
Tab -III-16- Comparaison des capacités thermiques du condenseur et de rebouilleur.

	Calculée	Design
$Q_C \cdot 10^6$ [kcal/h]	3.624	3.748
$Q_{Rb} \cdot 10^6$ [kcal/h]	4.08	8.4299

Les résultats montrent que le condenseur et le rebouilleur peuvent supporter ces paramètres du fait que ces capacités thermiques sont inférieures à celles du design. En revanche, il est clair que l'efficacité et le rendement de ces équipements sont en deçà de leurs capacités initiales.

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

On a constaté que la TVR dans le cas réel (0.54 kg/cm²) est supérieure à celle calculée (0.49 kg/cm²). On en conclut que le rebouilleur n'arrive pas à transmettre la quantité de chaleur nécessaire pour débarrasser les GPL de l'essence totale. Il y a donc nécessité de vérifier les rebouilleurs (E121 A et B) du fond du débutaniseur.



Conclusion Générale

Conclusion générale

Le travail effectué dans ce mémoire se rapporte sur l'optimisation des paramètres de marche de débutaniseur afin de réduire la tension de vapeur Reid (TVR).

Le principal intérêt de ce travail est de contribuer à la compréhension des phénomènes qui provoquent l'augmentation de la tension de vapeur de l'essence SR qui est un problème ultra sensible.

Pour remédier à cela et arriver à assurer un bon fractionnement entre le GPL et l'essence totale, l'alimentation de la colonne C104 doit avoir une température de 154°C et une pression de 14.3 atm.abs au niveau du 19^{ème} plateau.

Par conséquent, la température de tête de la colonne de stabilisation sera de 98°C et une pression de 14 atm.abs et celle du fond sera de 187°C et une pression de 14.8 atm.abs

On a également pu réajuster la TVR de l'essence totale à 0,49 kg/cm² ce qui veut dire, que nous sommes arrivés à avoir une essence totale conforme aux spécifications recommandées, ce qui est le but de notre étude.

Recommandations

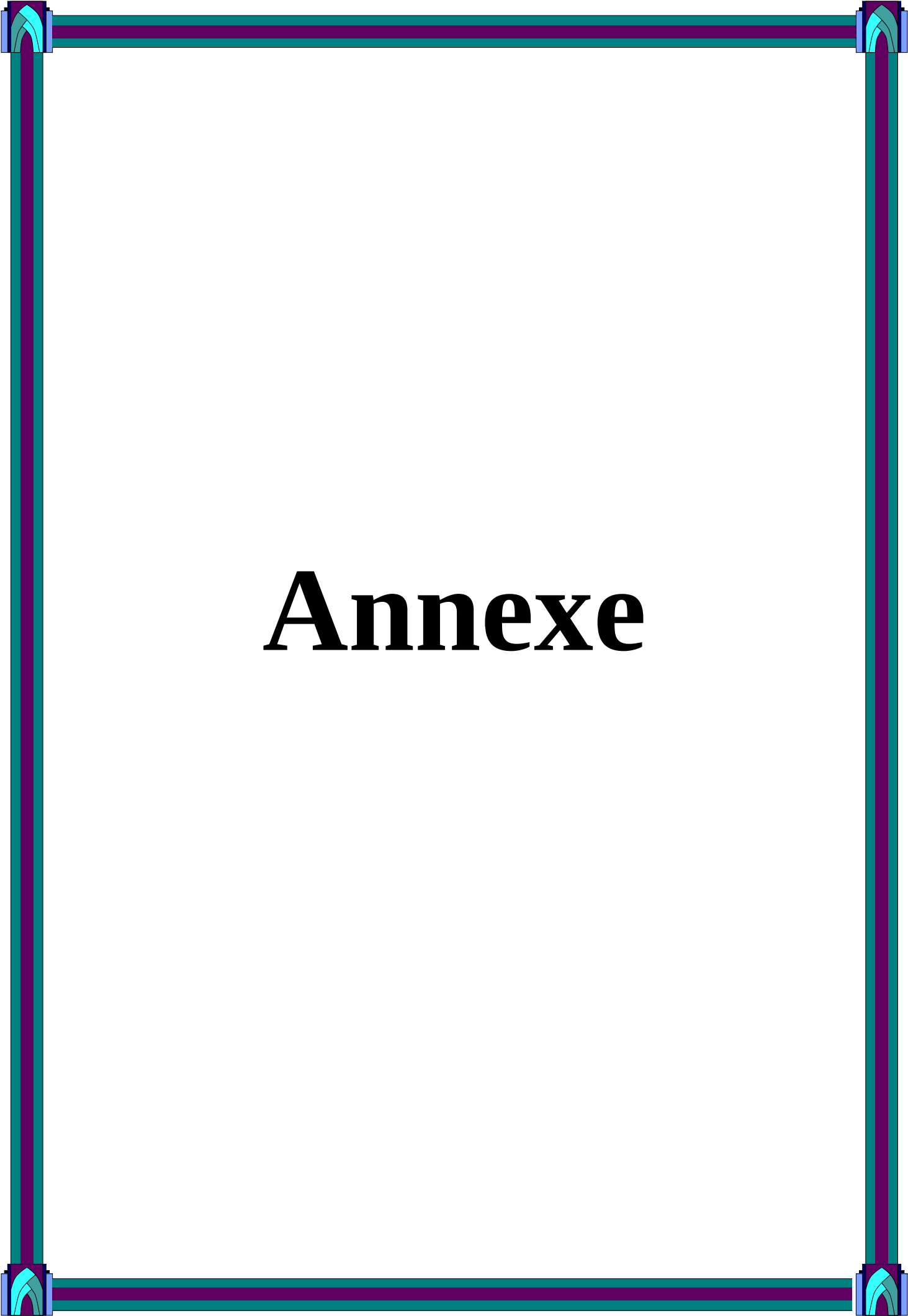
Nous avons constaté que tous les problèmes cités précédemment, sont dus principalement à la vétusté de la raffinerie, ce qui nous a amené à proposer des recommandations.

Afin que l'encrassement au niveau des batteries soit réduit, et la durée séparant deux nettoyages soit plus longue, 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,
- ✓ augmenter la température de fluide chauffant (gasoil léger) en plaçant un échangeur avant l'ebouilleur,
- ✓ diminuer la charge de l'alimentation.
- ✓ Utiliser des inhibiteurs de corrosion adéquats pour éviter les phénomènes de dépôts aux niveau des échangeurs qui implique la diminution de taux de transfert de chaleur et parfois l'encrassement des tubes des échangeurs.

Referances Bibliographiques

- [1]: Document de NAFTEC, Manuel opératoire de la raffinerie d'Alger, (2004).
- [2]: 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).
- [3]: J. Pierre WAUQUIER, Le Raffinage du pétrole «< procédés de séparation >>, Tome 2 (1998).
- [4]: La fiche technique de la région chimique de HOUD BERKAOUI ,(17/04/2007).
- [5] : Documentation Internet : www.naftec.dz.com , (17/04/2007).
- www.sonatrach-dz.com , (17/04/2007) .
- [6] : WHEELER, F., « Brochure de la raffinerie d'Alger ». 1^{ère} édition, (1963).
- [7]: CHITOUR, C.E., Raffinage, propriétés thermiques, OPU, Tome 3,(1999).
- [8]: FAUDET, H., Principes fondamentaux du génie des procédés et de la technologie chimique.
Paris : Techniques et documentations, (1997).
- [9]: JEAN-CHARLES CICILE, Distillation. Absorption , Technique d'ingénieur, Génie des procédés, J.2615-4.(1993).
- [10]: WUITHIER, J.P., Raffinage et génie chimique. Paris : Edition Technip, publication de l'institut français, Tome 1, (1972).
- [11]:TRAMBOUZE, P, Le raffinage du pétrole, matériels et équipement, Edition Technip, publication de l'institut français de pétrole, (1999), Tome 4.
- [12]: ABDOULLEAV, R., KOSSIAKOV, V., Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes. Institut national des hydrocarbures et de la chimie, (1977).
- [13]: MOULIN,J,P, Génie des procédés, Tome 1,(2005).
- [14] HUMPHREY, J.L., KELLER II, G.E., Procédés de séparation, techniques, sélection, dimensionnement. Paris : Dunod, (2001).



Annexe

FIGURE 1

Reformulyzer	AlimentationC104		Naftec
Data Filename	: C:\HPCHEM\1\DATA\14042007\102F0301.D		
Operator	: SA	Vial	:
Acquired On	: 4/14/2007 3:08:10 PM	Injection	: 1
Processed On	: 5/5/2007 11:12:09 AM	Seq Line	: 3
Sample Name	: AlimentationC104	Inj Volume	: 0.1 µl
Instrument Method	: PIPNA.M		
Analysis Method	: C:\HPCHEM\1\METHODS\PIPNA.M		
Sequence	: C:\HPCHEM\1\SEQUENCE\15042007.S		
Sample Type	: PIPNA		
Sample Info	: analyse		

Normalized weight percent results

C-nr	Naph.	i-Par.	n-Par.	Arom.	Total
3			0.10		0.10
4		4.78	10.65		15.44
5		9.04	11.89		20.94
6	6.02	8.82	9.53	1.36	25.72
7	9.51	7.34	7.52	1.56	25.93
8	3.79	4.48	2.00	0.51	10.78
9	0.42	0.57	0.07	0.03	1.09
10					0.00
11					0.00
Total	19.74	35.04	41.76	3.46	100.00

Total hydrocarbons 100.00

Normalized volume percent results

C-nr	Naph.	i-Par.	n-Par.	Arom.	Total
3			0.13		0.13
4		5.61	12.26		17.87
5		9.84	12.65		22.49
6	5.25	8.93	9.63	1.03	24.84
7	8.28	7.13	7.33	1.20	23.94
8	3.26	4.21	1.90	0.39	9.76
9	0.36	0.52	0.07	0.02	0.97
10					0.00
11					0.00
Total	17.15	36.25	43.96	2.64	100.00

Total hydrocarbons 100.00

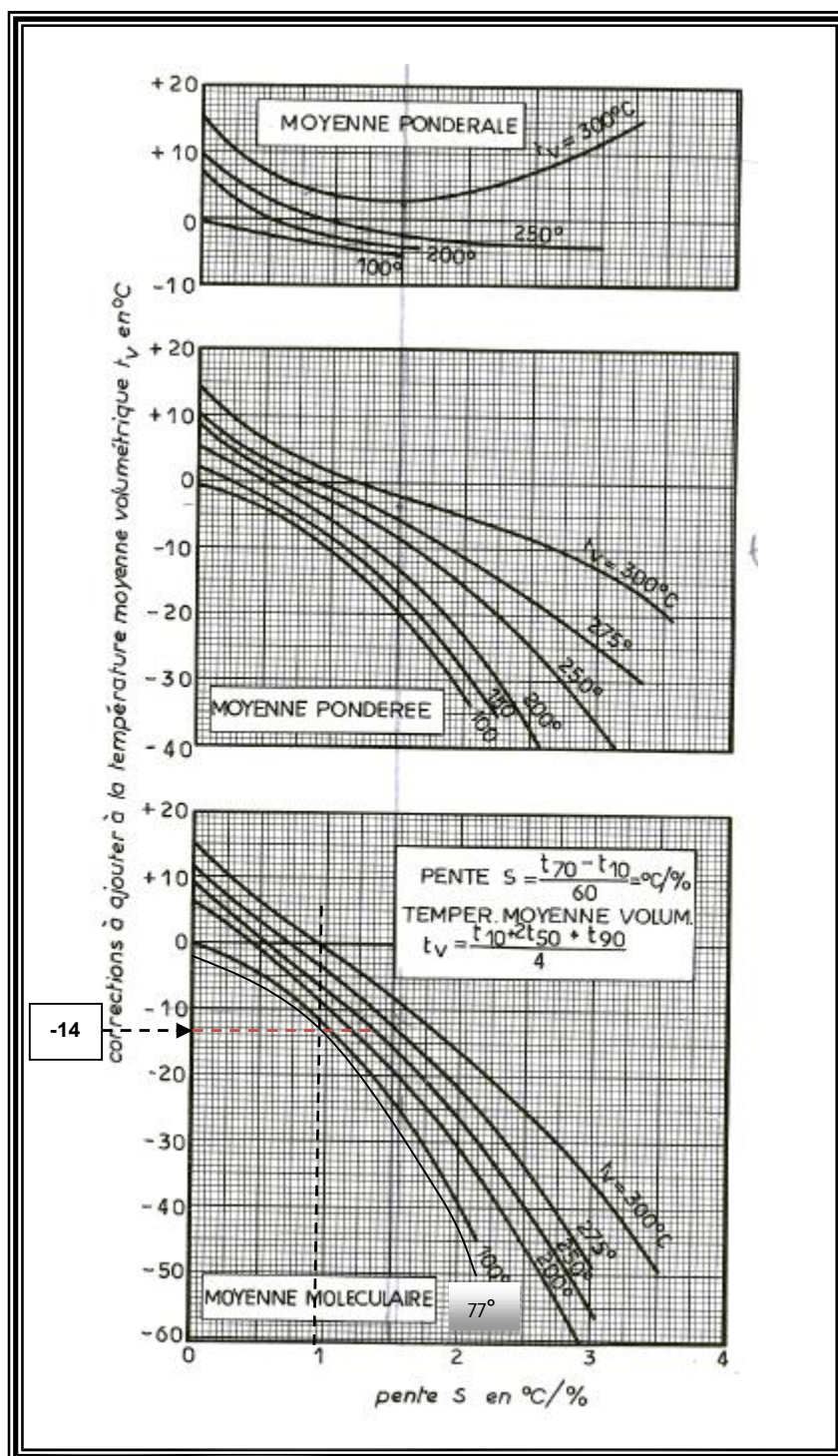
Analyse chromatographique en phase liquide de l'échantillon
« Essence totale non stabilisée »

FIGURE 2

SONATRACH RAFFINERIE D'ALGER		BULLETIN D'ANALYSE PRODUITS BLANCS	
LABORATOIRE			
Date	14/04/2007	Echantillon	Essence Totale
Heure	09:16	Provenance	P.A.M.
		Demandeur	STAGI.N.R.E.S.
Densité à 15° c	0.669	Doctor test	
Couleur Saybolt	L	Corrosion cuivre	
Aspect		Point éclair Abel	°C
Nombre d'octane Research		Viscosité	Cst
Pb (Et) 4 % 0		Pouvoir calorifique Kcal / kg	
TV Read g / cm2		Smoke point	M/m
Soufre %		Congelation	°C
Acidité	mg / c KOH	Vol. Distillé à 200°C	
Gommes actuelles mg 100 cc		Conductibilité	Cu
Point d'Aniline °C			
Eau	% Vol		
		Le Chef de Laboratoire	
		Distillation ASTM	
		PI	21
		5%	32
		10%	37
		15%	
		20%	48
		30%	58
		40%	68
		50%	78
		60%	85
		70%	93
		80%	103
		90%	115
		95%	
		P.F.	120
		Résidu	1%
		Pertes	8%

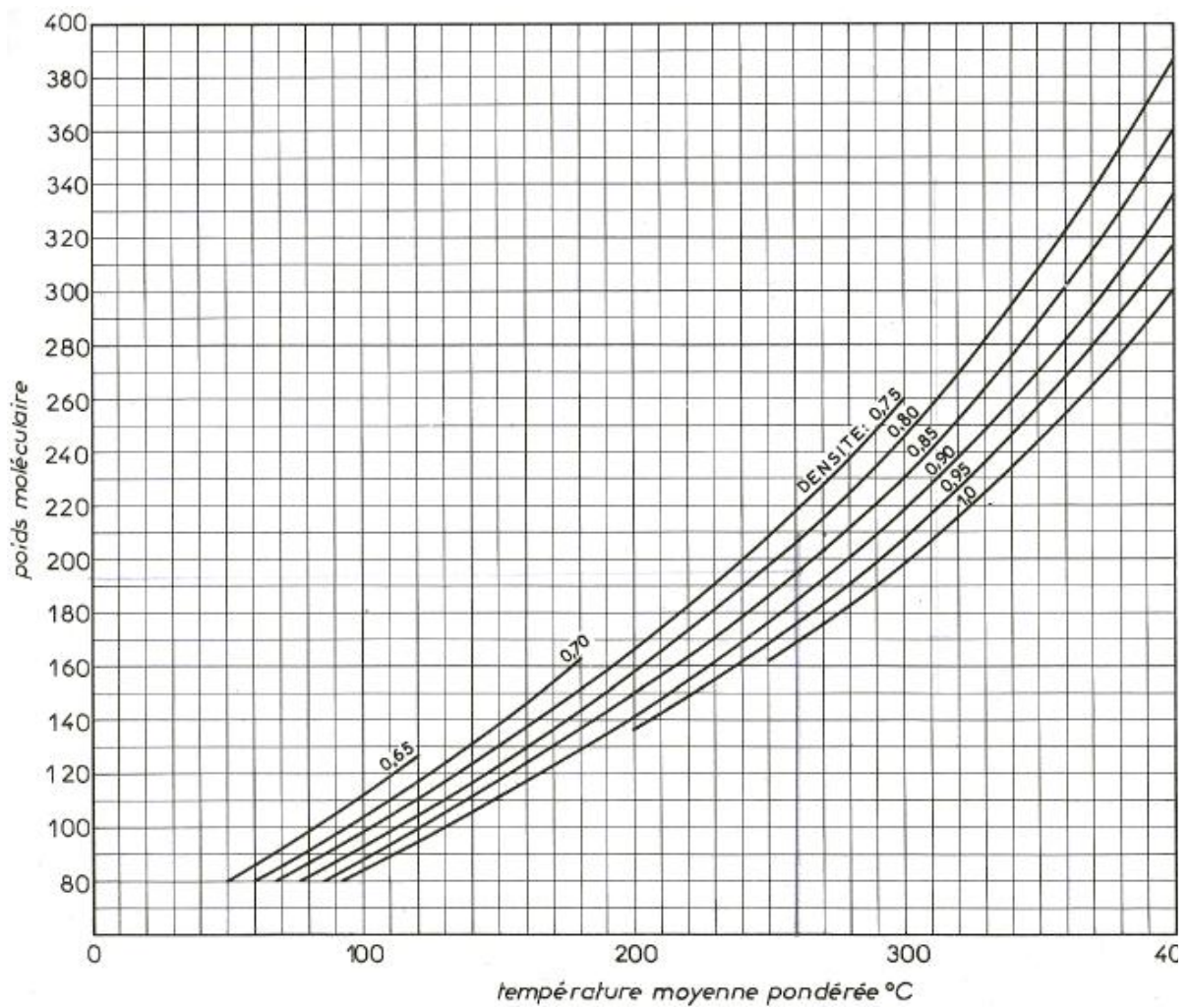
Résultat de la distillation ASTM de l'alimentation C104
(Essence totale non stabilisée)

FIGURE 3



Détermination des températures moyennes d'ébullition à partir de l'ASTM [7].

FIGURE 4



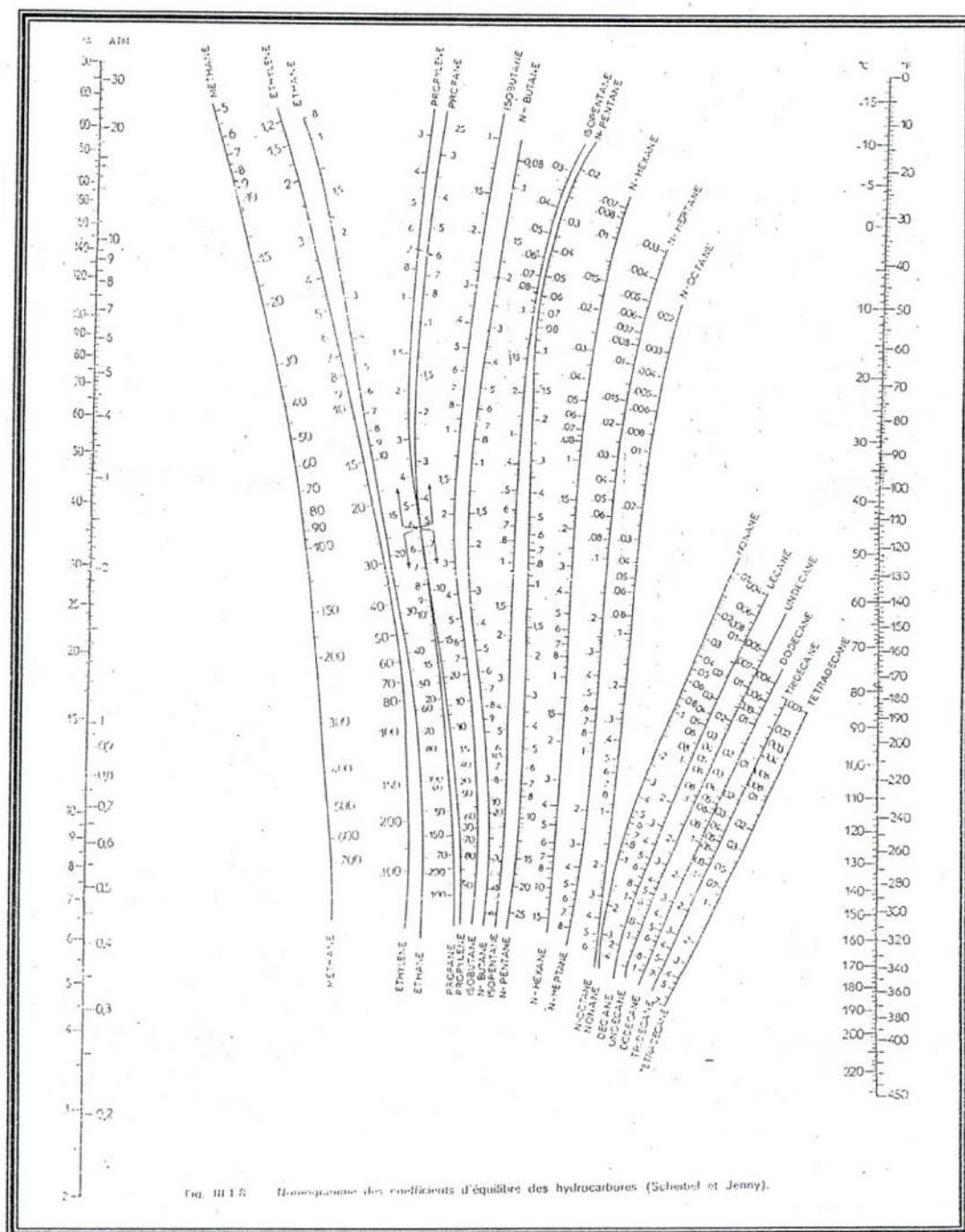
Poids moléculaires des fractions en fonction de la densité et de la température moyenne pondérée[2].

FIGURE 5

HEURES	STABILISATION C. 104												
	DEBITS			TEMPERATURES									PRES
	ALIMENTAI.	REFLUX SOMMET	VERS D. 301	ENTREE	SORTIE SOMMET	SORTIE E. 122 AR	REFLUX	6° PLAT	4° PLAT	SORTIE E. 121 A	SORTIE E. 121 B	ENTREE E. 125	SOMMET
	FRC-115	FRC-109	FR-102	TRC-102	TI-206	TI-151	TI-222	TI-143	TRC-103	TI-140	TI-149	TI-221	PRC-103
CLE N°				101	107	115	102	104	103	99	97	87	
COEFF.	15,69m ³	12,27m ³	2,46 m ³	64	76	85	76	60	61	59	65	94	
6	7	5,6	3,5	119	82	41	42	148	146	200	199	179	14
8	7,1	5,6	3,8	119	81	44	42	147	144	195	194	181	14
10	7,1	6	3,4	126	82	49	46	148	153	196	195	179	14
12	6,8	6	5,5	124	80	54	50	146	147	188	185	181	14
14	7	6,2	3,6	128	87	55	55	152	156	198	196	181	14
16	7,1	5,8	4,7	127	84	51	52	152	155	198	196	182	14
18	6,9	5,8	4	130	82	54	52	148	152	188	198	181	14
20	6,8	5,8	3,4	129	83	52	52	149	153	188	199	181	14
22	7	5,3	4,8	128	84	44	52	149	154	190	198	181	14
24	7	5,2	4,8	128	86	53	48	149	152	189	199	184	14
2	7	5,2	4,8	130	86	53	52	152	156	187	202	184	14
4		5,2	4,8	130	86	52	52	152	156	189	202	184	14

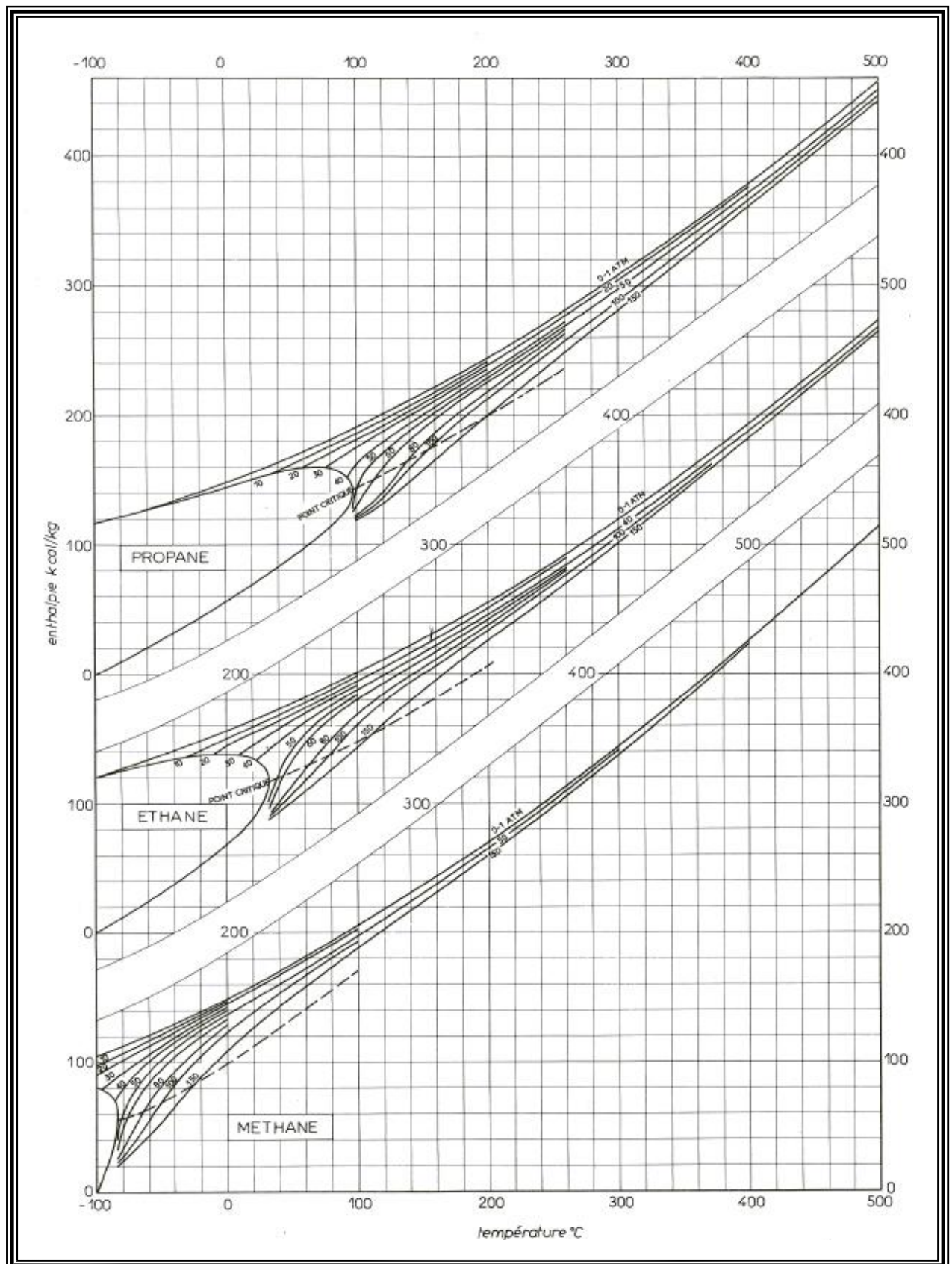
Feuille de marche (Section colonne de stabilisation)

FIGURE 6



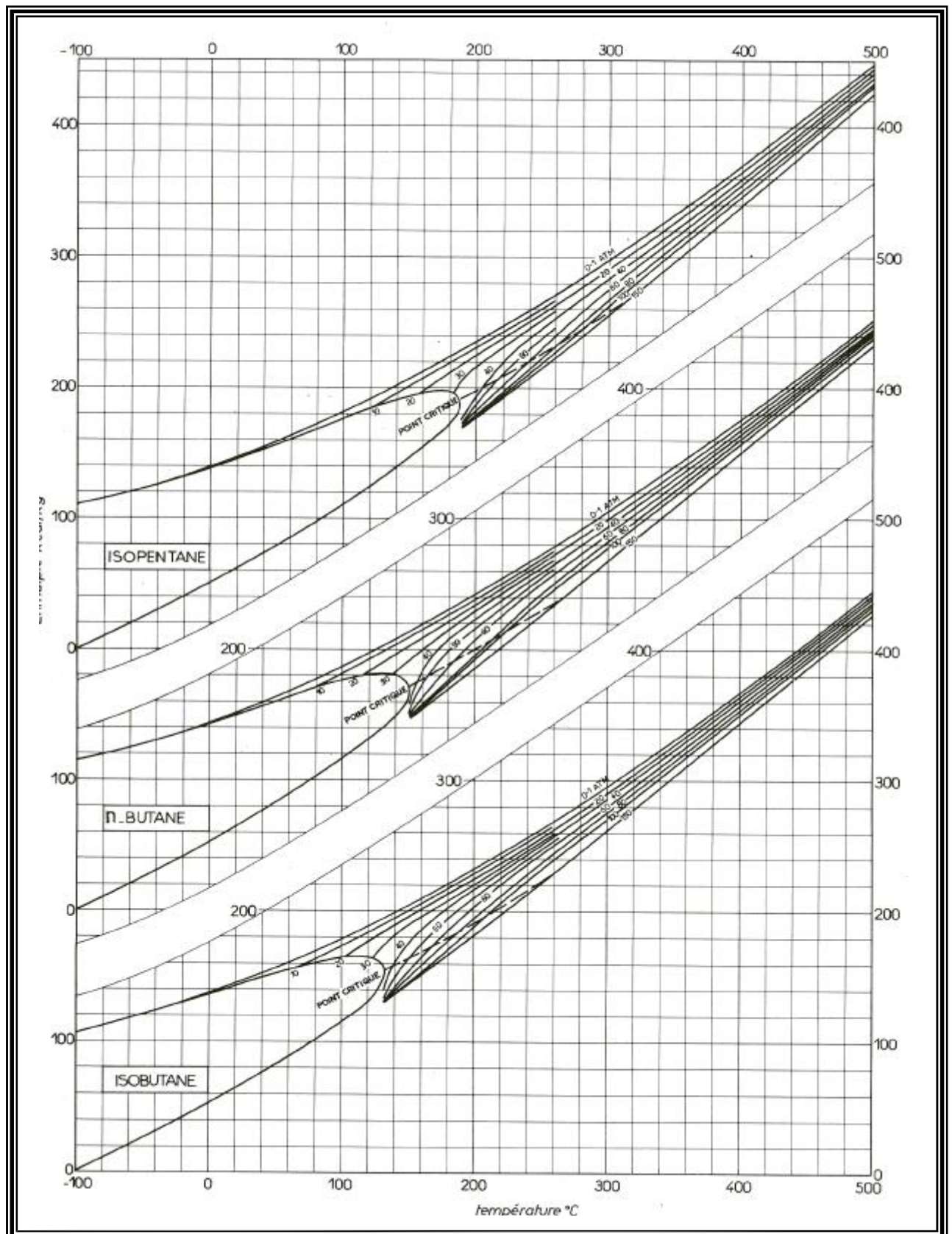
**Monogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures
(Scheibel et Jenny)[2].**

FIGURE 7



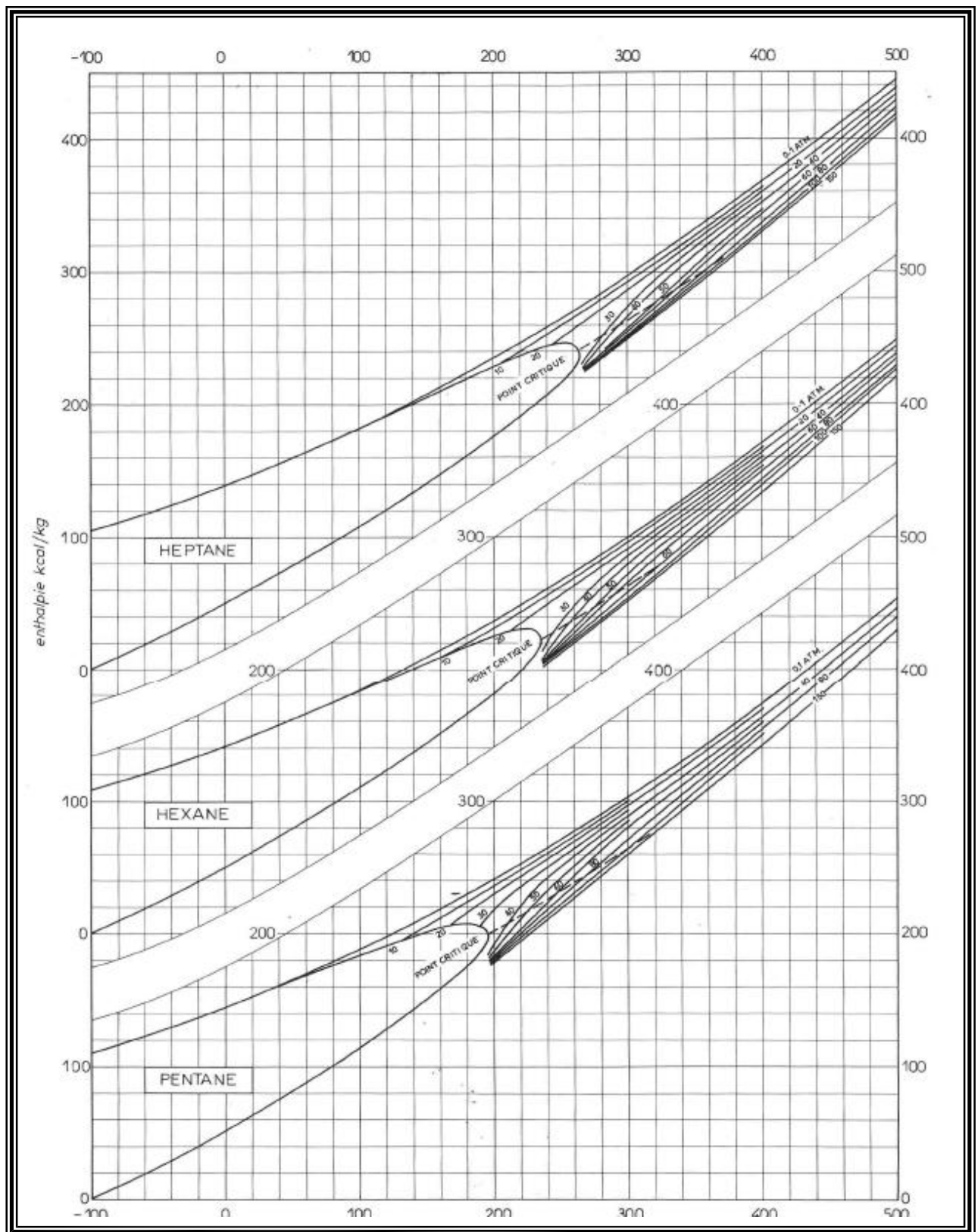
Enthalpie du méthane, de l'éthane et du propane (Pour les gaz en solution au dessous de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets)[7].

FIGURE 8



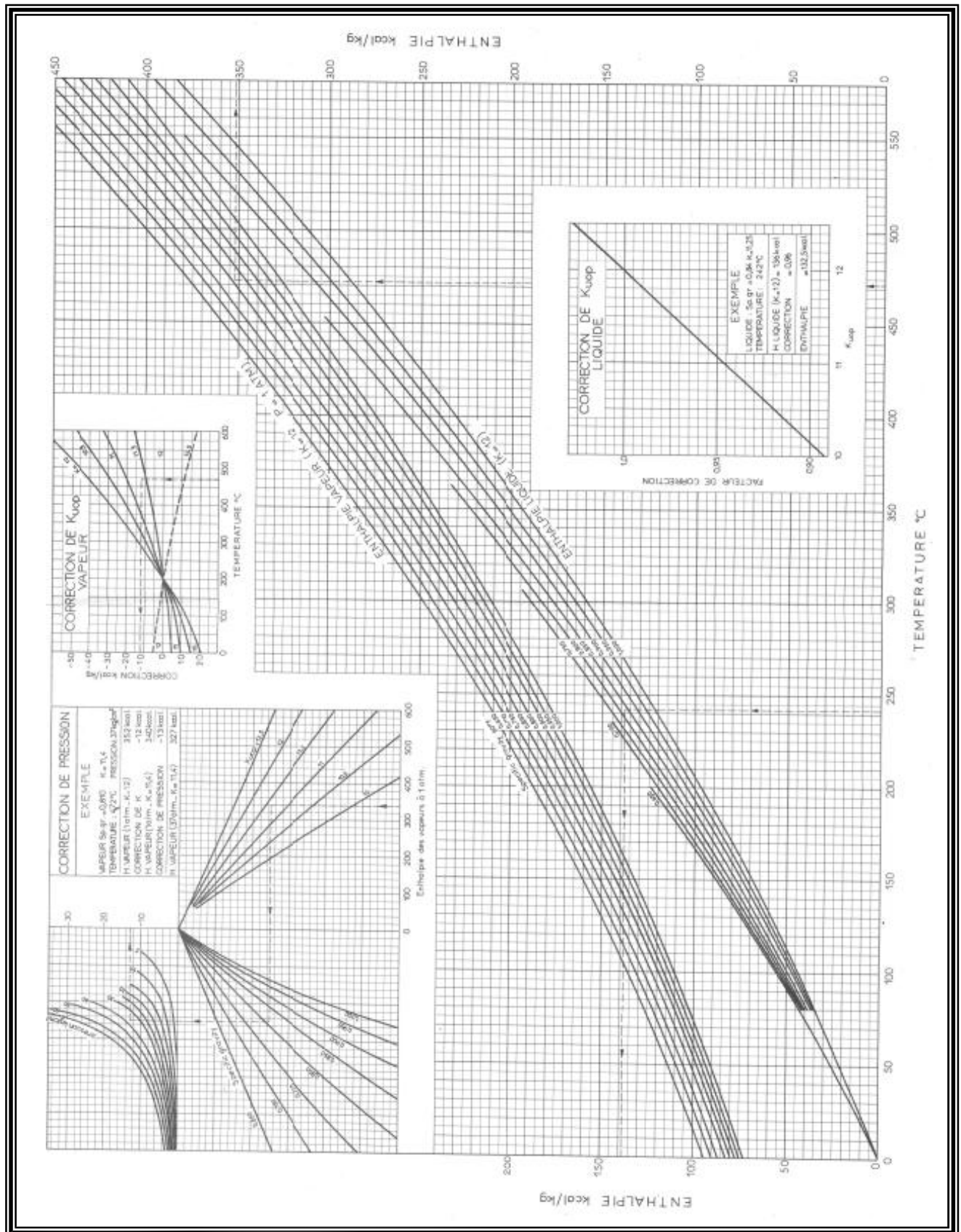
Enthalpie de l'iso-butane, de n-butane et de l'iso-pentane (Pour les gaz en solution au dessous de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets) [7].

FIGURE 9



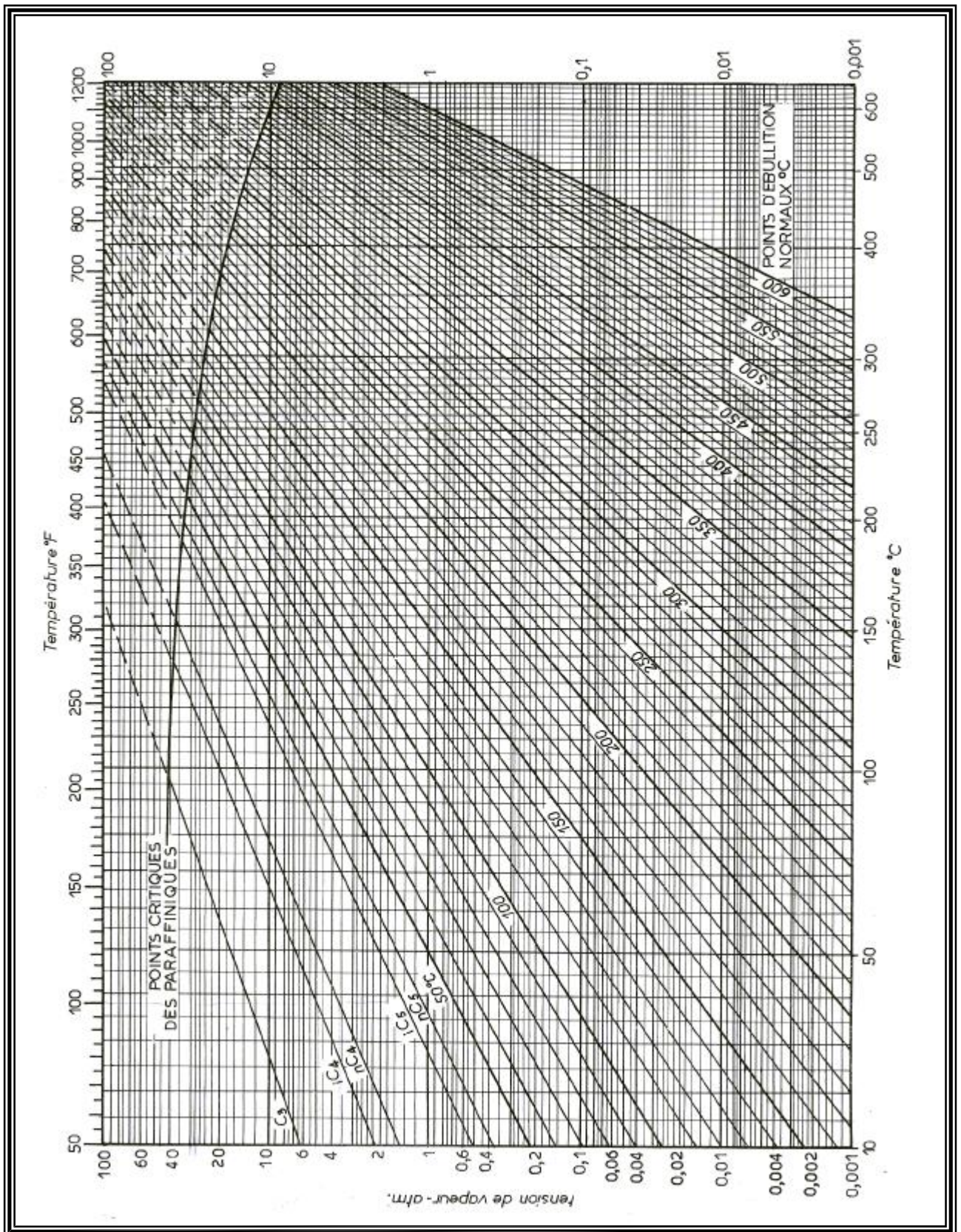
Enthalpie du pentane, de l'hexane et de l'heptane (Pour les gaz en solution au dessous de leur point critique, lire l'enthalpie sur la courbe en tirets) [7].

FIGURE 10



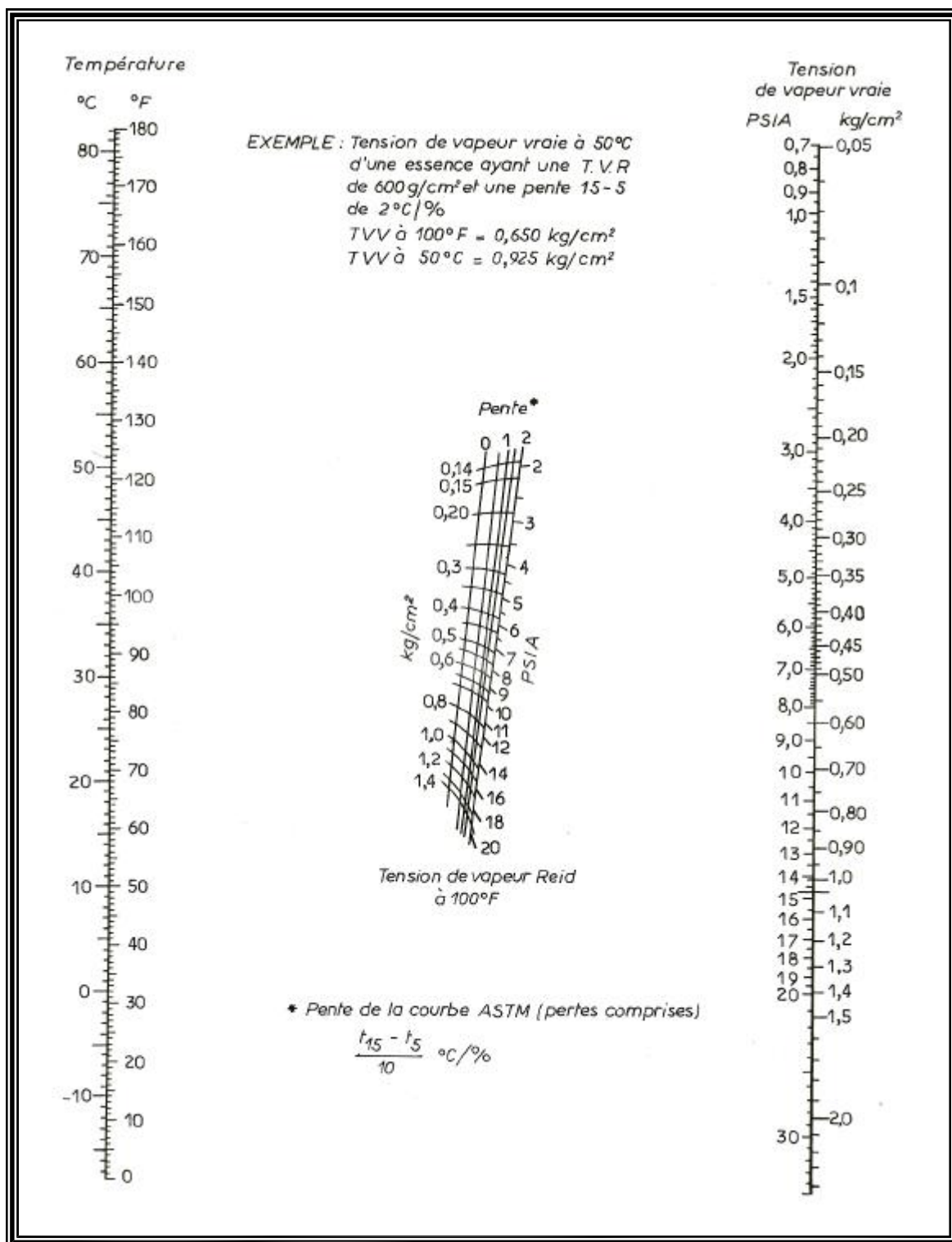
Abaque général d'enthalpie des fractions pétrolières[2].

FIGURE 11



Courbes de tension de vapeur des hydrocarbures (Cox-Chart) [2].

FIGURE 12



Corrélation entre tension de vapeur Reid (TVR) et tension de
vapeur vraie (TVV) [7].

Tableau 1 : Résultats de la distillation ASTM du résidu (l'essence totale stabilisée)

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