



République Algérienne Démocratique Et Populaire
Ministère De L'enseignement Supérieur Et De La Recherche Scientifique
Université Echahid Hamma Lakhdar-El oued



Faculté De La Technologie
Département Génie Des Procèdes Et Pétrochimie

Mémoire De Fin D'étude

En Vue De L'obtention Du Diplôme de :

MASTER ACADEMIQUE

Domaine: Sciences et Technologies

Filière: Industrie pétrochimique

Spécialité: Génie pétrochimie

Présenté par :

+ Hamidi Mohammed Said

+ Laribi Mohammed

+ Hanancha Marouane

Thème

***Amélioration de la teneur en précurseur
d'aromatiques dans la naphta intermédiaire de
la colonne de fractionnement des essences***

Soutenu le 05 /06/2018

Devant le Jury:

Mr	Salmi Said	Président	Université d'El Oued.
Mr	Ferhat M Fouad	Examineur	Université d'El Oued.
Mr	Bilal Khaled	Rapporteur	Université d'El Oued.

2017/2018

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail aux personnes les plus chères que je possède au monde :

À ma mère qui, par sa douceur et son amour sans limite, a su m'inculquer le sens du devoir, de la persévérance et des responsabilités. Qu'elle trouve dans ce modeste ouvrage ma reconnaissance et mes vifs remerciements, pour sa compréhension, sa patience et sa confiance en moi.

À mon père qui, par ses conseils judicieux ses encouragements et sa tendresse m'a mené sur le chemin de la réussite. Qu'il trouve dans ce travail, une bien mince récompense ainsi que le témoignage de ma gratitude éternelle, pour tout ce qu'il a fait pour moi.

À ma grande mère et ma tante , pour leur soutien moral et leurs tendresses À mon petits frères et mes sœurs À toute ma famille.

Marouane

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à:

Ma précieuse mère,

Mon cher père,

Mes chers frères et sœurs,

Toute ma famille,

Et à tous mes amis et toutes les personnes que j'aime.

Mohammed

Dédicaces

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

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

À mes frères et sœurs

À tous mes cousins sans exception

À toute ma famille

*À tous mes amis sans exception, à tous ceux qui sèment le bonheur dans
mon chemin.*

À tous les enseignants et toutes les enseignantes de Pétrochimie

SAID

Remerciement

d'abord, nous tenons à remercier dieu clément et miséricordieux de nous avoir Nous tenons à remercier en notre enseignant consultant.

Je tiens à remercier en premier lieu M. Bilal khaled m'avoir proposé et dirigé ce travail.

Je tiens sincèrement à remercier aussi.

Tout les Professeurs Pour ce qu'ils ont fourni Pendant la période universitaire En particulier Dr. Bougza Et Dr. Ferhat .

Et je n'oublie pas tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin

SOMMAIRE

LISTE DES TABLEAUX

LISTE DES FIGURES

LISTE DE ABREVIATION

INTRODUCTION GÉNÉRALE.....01

CHAPITRE I : GÉNÉRALITÉ SUR LES AROMATIQUES

I-1) Introduction.....04

I-2) Définition des aromatiques.....04

I-3) Source des aromatiques.....05

I-4) Propriété physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques.....07

I-5) Les hydrocarbures aromatiques polycycliques.....09

I-6) Procédés d'obtentions des hydrocarbures aromatiques.....12

I-7) Domaines d'utilisation des aromatique12

CHAPITRE II : DISTILLATION

II-1) Introduction.....14

II-2) Types des distillation14

II-2.1) Distillation Progressive Simple.....14

II-2.2) Distillation A.S.T.M.....	15
II-2.3) Distillation T.B.P.....	15
II-2.4) Distillation par la méthode de flash.....	16
II-3) Distillation industrielle.....	16
II-3.1) La distillation atmosphérique.....	17
II-3.2) Types d'installations de distillation de pétrole.....	18
II-3.3) Distillation sous vide.....	21
II-4) Conclusion.....	23
II-5-1) Introduction.....	24
II-5-2) Définition du procédé de reformage catalytique.....	24
II-5-3) procédés de reformage catalytique.....	25
II-5-4) Catalyseurs de reforming catalytique.....	25
II-6) But de le reformage catalytique.....	25

CHAPITRE III: PARTIE DE CALCUL

III-1) méthodes simplifiée.....	27
III-2) méthodes simplifiées FUG	27
III-2-3) Calcule de reflux à $r=1.3 r_{\min}$ (GILILLAND)	28
III-5) calcule de la 1 ^{er} section.....	30

III-5-1)Détermination le nombre minimal de plateaux $N_{\min}$ par la méthode de Fenske	31
III-5-2)Détermination les reflux minimal $r_{\min}$ par la méthode de UNDERWOOD.....	32
III-5-3)Détermination le reflux à $r=1.3$ ($r_{\min}$) par la méthode de GILLILAND	35
III-5-5) Détermination du rapport du nombre d'étages d'alimentation par La relation de Kirkbride	35
III-6)calcul de la 2 ^{ème} section.....	36
III-6-1) Détermination le nombre minimal de plateaux $N_{\min}$ par la méthode de fenske	36
III-6-2)Détermination les reflux minimal $r_{\min}$ par la méthode de UNDERWOOD.....	38
III-6-2-3) Avant le calcul de reflux minimal Vous devez compte les fractions molaires.....	40
III-6-3)Détermination le reflux à $r=1.3$ ($r_{\min}$) par la méthode de GILLILAND	41
III-6-5) Détermination du rapport du nombre d'étages d'alimentation par La relation de Kirkbride.....	42
Conclusion Générale.....	44
Bibliographie	
Annexe	

LISTE DES TABLEAUX

Chapitre	La liste des tableaux	Page
Chapitre I	Tableau n°01: Composition massique des hydrocarbures aromatiques	06
	Tableau n°02 : Les propriétés physiques des produits aromatiques	07
	Tableau n°03 : Propriété physico-chimiques des (HAP)	09
Chapitre III	Tableau °01 : <i>Composition molaire de l'alimentation</i>	38
	Tableau n°02 : <i>Détermination de la température de rosé à $P=1,8 \text{ Kg / cm}^2 \text{ abs}$</i>	30
	Tableau n°03: <i>Détermination les valeur de (θ)</i>	34
	Tableau n°04: <i>Détermination les fractions molaires and les reflux minimal</i>	34
	Tableau n°05 : <i>Détermination les valeur de (θ)</i>	40
	Tableau n°06 : <i>Détermination les fractions molaires and les reflux minimal</i>	40

Chapitre	La liste des figures	Page
Chapitre I	Figure n°01 : Formule de benzène	07
	Figure n°02 : Formule de toluène	08
	Figure n°03 : Formule d' Xylène	08
	Figure n°04 : Représente les structures des 16 HAP	10
Chapitre II	Figure n°01 : Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne	19
	Figure n°02 : Unité de distillation atmosphérique avec pré-distillation	20
	Figure n°03 : Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash	21
Chapitre III	Figure n°01: <i>Unité générale du fonctionnement d'une colonne</i>	30
	Figure n°02 : <i>Unité générale du fonctionnement d'une colonne</i>	37

NOMENCLATURES

Symboles	Désignations	Les unités
X_i	Composition molaire de constituant « i »	
X'_i	Composition massique de constituant « i »	
X_{id}	fraction molaire	
α_{ij}	la volatilité du couple avec clé légère et clé lourde reste	
	Coefficient d'équilibre	
α_{ir}	la volatilité du clé légère dans le résidu	
b_i	les débits molaires de clé légère dans le résidu	Kmol/h
b_j	les débits molaires de clé lourde dans le résidu	Kmol/h
d_i	les débits molaires de clé légère dans le distillat	Kmol/h
d_j	les débits molaires de clé lourde dans le distillat	Kmol/h
d_r	Ratio clé lourde dans le distillat	
b_r	Ratio clé lourde dans le résidu	
Y_i	Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur	
α_{HK}	la volatilité du clé légère	
α_{IK}	la volatilité du clé lourde	
q	caractérise l'état thermodynamique de l'alimentation par rapport à ceux de la vapeur et du liquide	
Z_{HK}	Ratio clé légère	
Z_{IK}	Ratio clé lourde	
$X_{B.IK}$	la volatilité du clé lourde dans le résidu	
$X_{D.HK}$	la volatilité du clé légère dans le distillat	
B	les débits totaux de résidu	Kmol/h
D	les débits totaux de distillat	Kmol/h
n_i	Nombre de mole du constituant « i »	Kmol/h

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Introduction générale

Les aromatiques sont des composés d'une grande importance, ils occupent la deuxième place après les oléfines au sein de la synthèse pétrochimique., sur la base des aromatiques on produit : les matières plastiques, les plastifiants, les résines synthétiques, les fibres synthétiques, les tensio-actifs, les colorants, les antioxydants.....etc

Ces hydrocarbures proviennent, en effet, presque exclusivement des fractions pétrolières, à travers le procédé du reformage catalytique ou craquage.

Le procédé de reformage catalytique sert à produire à partir des coupes "Naphta" intermédiaires, constituées principalement par les essences provenant du procédé de la distillation atmosphérique du pétrole brut, La coupe Naphta doit être riche en « Précurseurs d'aromatiques » , Les précurseurs d'aromatiques consistent la coupe E.S (essence stabilisée) sont : le Cyclohexane, le Méthyle-cyclopentane, les C8 Naphténiques...etc.

Le pourcentage d'aromatiques dépend de la composition de la charge et principalement de sa teneur en précurseurs d'aromatiques , L'augmentation de la teneur de ces derniers dépend directement des paramètres de fonctionnement de la colonne de fonctionnement de naphta; cette colonne sépare l'essence stabilisés en trois coupes :

- Naphta A (légère) : produit de tête,
- Naphta B (intermédiaire) : soutirage latéral,
- Naphta C (lourde) : produit de fond.

Le rôle de la colonne de fractionnement est de séparer le naphta en trois coupes avec les conditions optimales, donc l'efficacité se traduit par une bonne séparation qui nous donne une bonne qualité de la coupe intermédiaire Naphta B. et cette qualité dépend de la teneur en précurseurs d'aromatiques, afin d'alimenter la section de reformage catalytique.

Malheureusement, le produit que l'on récupère actuellement ne répond pas aux spécifications exigées pour la charge de reformage catalytique, donc il y'a une mauvaise séparation à cause du dysfonctionnement de colonne de fractionnement .

Dans cette étude on va essayer a augmenter la teneur en précurseurs d'aromatiques dans la coupe Naphta B on a fait les calculs nécessaires de la colonne de fractionnement des essences afin d'augmenter la teneur des précurseurs des aromatiques dans le naphta B.

Les calculs c'est fait par une méthode simplifiée F.U.G

- Calcule de N_{min}
- Calcule de R_{min}
- Calcule de $N_{réel}$

CHAPITRE I

Généralité sur les Aromatiques

I) Les aromatiques

I-1) Introduction

Les hydrocarbures aromatiques de première génération les plus utilisés ; le benzène, le toluène et les trois isomères de xylènes ; occupent une place particulière.

Les tonnages les plus significatifs de ces produits non séparés sont consommés pour la fabrication de carburants. A l'état pur, ils servent également de matières premières pour de nombreuses synthèses pétrochimiques. Plus de 90% des BTX(benzène, toluène, xylène) produits dans le monde proviennent des unités de conversion de coupes pétrolières et principalement du reformage catalytique et du vapocraquage du naphta.

Les essences de reformage et de vapocraquage subissent toutes, une série de traitement permettant la séparation physique du benzène, du toluène et des xylènes. Ces derniers sont obtenus dans des proportions non adaptées à la demande. Il est alors nécessaire de procéder à des transformations complémentaires :

- Conversion des aromatiques par hydrodésalkylation du toluène en benzène ;
- Isomérisation des xylènes et de l'éthylbenzène;
- Désalkylation de l' éthylbenzène ;
- Dismutation / transalkylation du toluène, etc.

Pour pouvoir être commercialisés, les BTX (benzène, toluène, xylène)doivent répondre à des spécifications de pureté très sévères.[1]

Il existe de nombreuses techniques pour extraire à un haut degré de pureté les composés aromatiques des essences produites soit dans le vapocraquage, soit dans le reforming catalytique. Parmi ces traitements, on distingue l'extraction par solvant des hydrocarbures aromatiques qui se trouvent en mélange avec les paraffines et les naphènes dans la coupe légère du reformat.[2]

I-2) Définition

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.[3]

I-3) Les sources d'hydrocarbures aromatiques

Le développement considérable de la pétrochimie, lié à la croissance des industries productrices de matières plastiques, de fibres et de caoutchoucs synthétiques, de détergents et de nombreux autres produits de la chimie organique requiert chaque année des quantités plus importantes de matières premières hydrocarbonées.

Or, le gaz naturel et les fractions pétrolières obtenues après le fractionnement primaire du brut par distillation sont principalement constitués d'hydrocarbures saturés, paraffines et naphthènes, dont la réactivité chimique s'avère médiocre, ne permettant guère le développement de lignées diversifiées de composés chimiques plus ou moins complexes. Pour ce faire, il faut s'adresser à des hydrocarbures insaturés de nature aliphatique et aromatique qui, en raison de leurs possibilités réactionnelles nombreuses, présentent sur le plan de la synthèse organique une flexibilité d'emploi remarquable.

Le vapocraquage consiste en pyrolyse d'hydrocarbures saturés exemple : gaz naturel, ou pétrole en présence de vapeur d'eau ; produit en premier lieu de l'éthylène, mais aussi du propylène, selon la charge utilisée, une coupe C4 riche en butadiène et une coupe C5 à forte teneur en aromatiques et plus particulièrement en benzène.

A l'origine, le reformage catalytique était pratiqué dans deux types différents d'installations, selon son utilisation en raffinage ou en pétrochimie. Par suite, cette distinction, liée à la sévérité des conditions opératoires, s'est estompée en raison, d'une part de l'accroissement des besoins en carburants de hautes performances, plus rapide que celui de benzène, toluène ou xylène pour la chimie, d'autre part à la recherche d'un indice d'octane élevé, c'est-à-dire d'une augmentation de la teneur en aromatiques des reformats. Cette tendance s'est trouvée renforcer dans un premier temps par les réglementations antipollution et l'élimination partielle du plomb des essences, ainsi que par les mesures d'économies d'énergie poussant à une meilleure valorisation des coupes pétrolières.

D'une manière générale, le reformage catalytique reste un procédé de raffinage. Suivant certains aspects principaux et applications particulières, il sert à l'obtention des bases pétrochimiques.

En ce qui concerne le goudron, la distillation sous-vide en présence de vapeur surchauffée fournit des différentes coupes dont les benzols entre 80 °C et 160°C qui constituent 0.5 à 0.2% du poids du goudron et donnent par distillation le cyclopentane, le benzène ; le toluène et les xylènes.[3]

Hydrocarbures	% massique
Légers	2
Benzène	65
Toluène	18
Xylène	6
Ethyle – benzène	2

Tableau n°1: Composition massique des hydrocarbures aromatiques. [3]

I-4) Propriétés physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques

La séparation et la purification des divers éléments de la coupe C8 aromatique soulèvent un certain nombre de difficultés qui fait apparaître immédiatement l'examen des propriétés physico-chimiques de ces composés.

Les benzéniques ont tous une odeur, d'où le nom d'aromatiques. Ils sont aussi toxiques. A 20 °C et à la pression atmosphérique, les premiers benzéniques sont liquides tandis que le naphthalène est solide. Le benzène, toluène et xylène sont d'excellents solvants, des liquides incolores d'odeur aromatique, mais insolubles dans l'eau et de densité inférieure à celle de l'eau. Cependant, ils peuvent contaminer l'eau plus que les paraffines à cause de leur toxicité. Les propriétés physiques des BTX et de l'ethyl-benzène sont énumérées dans le tableau suivant :[2]

les Aromatiques	Densité relative	Point d'ébullition (°C) à 0,1 MPa	Point de fusion (°C)	Point d'éclair (°C)	Masse moléculaire (g/mol)	Solubilité dans l'eau
Benzène	0,878	80,1	5,5	-11	78,1	Insoluble
Toluène	0,866	110,6	-59,4	4	92,1	Insoluble
O-xylène	0.880	144,4	-25,2	17	106,2	Insoluble
M-xylène	0,864	139,1	-47,9	27	106,2	Insoluble
P-xylène	0,861	138,3	-13,3	25	106,2	Insoluble
Ethyle – benzène	0,867	136,2	-95	27	106,2	Insoluble

Tableau n°2 : Propriétés physiques des produits aromatiques[3]

Le noyau benzénique est hautement insaturé, et portant à 20°C, les hydrocarbures benzéniques sont stables vis-à-vis de l'air et des réactifs. La réactivité s'amorce à des températures supérieures à 50°C et les réactions de substitution prédominent : alkylation, désalkylation, isomérisation, oxydation, nitration, sulfonation, chloration.

I-4.1) Le Benzène :

Le benzène a pour formule C_6H_6 , tous les hydrogènes sont identiques car la substitution d'un seul des six hydrogènes par un radical ne fournit qu'un seul composé. La molécule doit être donc symétrique. La première formule du benzène proposé par KEKULE était.[4]

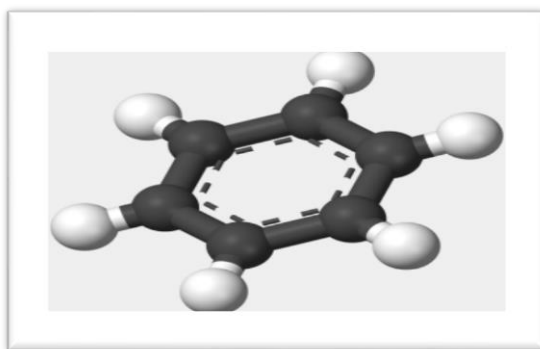


Figure n°1: Formule de benzène.[4]

I-4.2) Le Toluène :

Le toluène de formule brute C_7H_8 , est un liquide clair et incolore à la température ambiante, émettant une odeur forte et sucrée semblable à celle du benzène, sa densité de 0,8869 à 20°C .Le toluène est légèrement soluble dans l'eau douce à 25°C .[4]

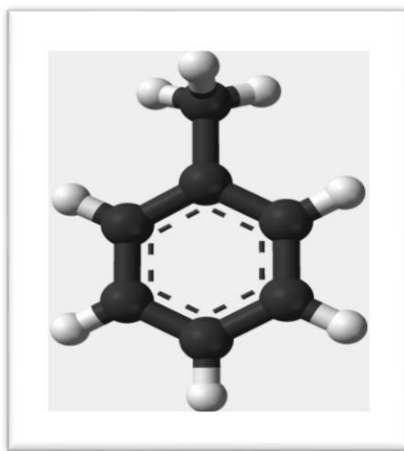


Figure n°2: Formule de toluène.[4]

Elle reprend aussi du fait que si de groupe de Xylène :

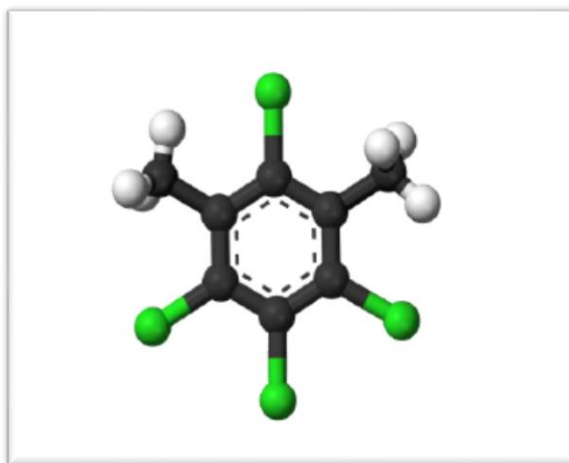


Figure n°3: Formule d' Xylène.[4]

Le Xylène contient trois isomères [4] :

- Ortho - Xylène.
- Meta - Xylène.
- Para - Xylène.

I-5)Les hydrocarbures aromatiques polycycliques

Plusieurs familles d'hydrocarbures aromatiques et polyaromatiques dont le nombre de noyaux varie de 2 à 6 sont présentes dans les pétroles bruts. Ces composés sont dominés par des composés mono-, di- et tri aromatiques. En général, les hydrocarbures aromatiques sont moins abondants que les alcanes, et ne représentent que 10 à 30 % des hydrocarbures totaux d'un brut pétrolier .Bien que les hydrocarbures aromatiques polycycliques (HAP) fassent partie des hydrocarbures aromatique ils constituent de par leur toxicité à très faible dose, un groupe différent des autres hydrocarbures aromatiques. Ces composés sont des substances organiques constituées d'au moins deux anneaux aromatiques condensés. Ils sont divisés en deux catégories: les composés à faible masse moléculaire formée de moins de quatre anneaux et les composés à masse moléculaire élevée, à quatre anneaux ou plus.

Les HAP purs sont des solides habituellement colorés, cristallins à la température ambiante. Les propriétés physiques des HAP varient selon leur masse moléculaire et leur structure. [5]

Nom	Masse moléculaire (g/mol)	Densité d [g/cm ³]	Solubilité dans l'eau S* [mg/l] à 25°C
Naphtalène	128,2	1,162	32
Acénaphthylène	152,2	1,194	3,93
Acénaphtène	154,2	1,024	3,42
Fluorène	166,2	1,203	1,9

Tableau n°3: propriété physico-chimiques des (HAP). [5]

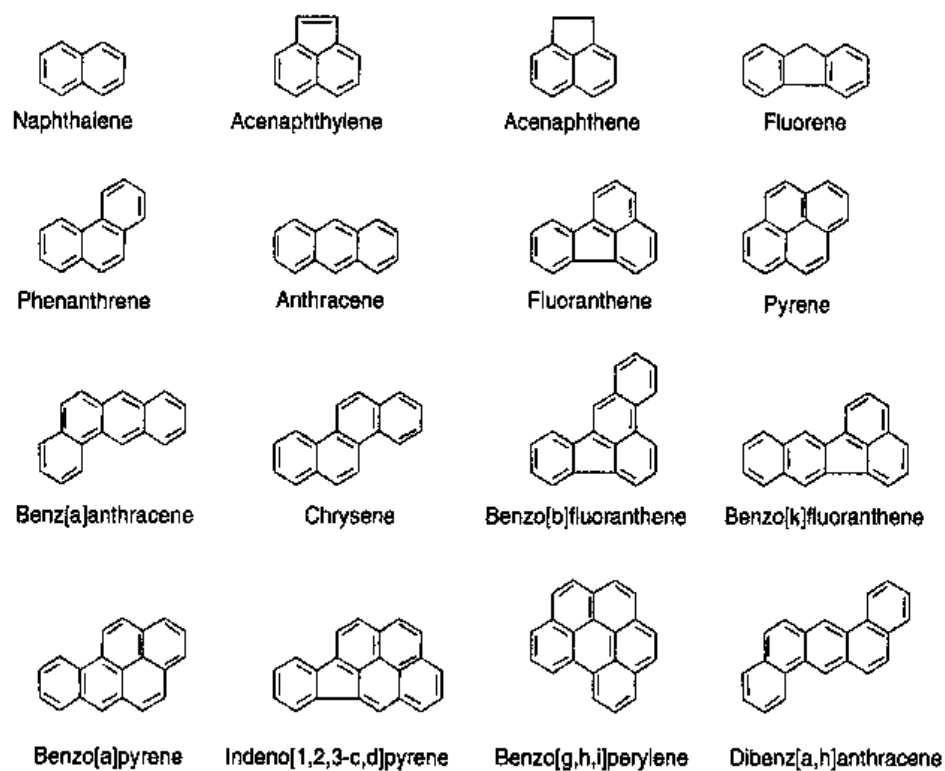


Figure n°4: représente les structures des 16 HAP[5]

I-5-1) Le reforming catalytique

Le but essentiel du reformage catalytique était la transformation des coupes pétrolières à faible indice d'octane couramment appelées naphthes, en base pour carburants à haut indice d'octane. Il existe maintenant des techniques fonctionnant à plus haute sévérité où la production d'aromatiques est optimisée.

Le reforming catalytique est donc principalement un procédé de raffinage, très largement décrit par ailleurs dans divers ouvrages spécialisés. [6]

I-5-2) Le steam-cracking

De nombreuses techniques de pyrolyse ont été expérimentées. Cependant la pyrolyse des hydrocarbures mélangés à la vapeur d'eau des tubes chauffés par des brûleurs, s'est universellement répandue et constitue actuellement le procédé quasiunique de fabrication des oléfines. Cette technique, généralement appelée steam-cracking sert également à la fabrication des hydrocarbures aromatiques en particulier le benzène.

On peut employer de nombreuses techniques pour extraire à haut degré de pureté les composés aromatiques des essences produites, soit dans le steam-cracking, soit dans le reforming catalytique. Ces traitements reposent pour la plupart sur des processus physico-chimiques et sont parfois sur le plan économique, plus spécifiques de certains types de charge ou de certaines conditions d'opération bien qu'ils soient, en principe, aptes à traiter tous les types d'essences aromatiques. Ce sont : la cristallisation, adsorption, la distillation, la distillation azéotropique, la distillation extractive et l'extraction par solvant. [6]

I-5-3) Extraction des hydrocarbures aromatiques

Les techniques employées pour extraire à haut degré de pureté les composés aromatiques des essences produites par des procédés de raffinage sont nombreuses. Nous pouvons citer la cristallisation, absorption, la distillation azéotropique ou extractive, l'extraction par solvant et enfin l'adsorption.

Ces traitements reposent donc sur des processus physico-chimiques dont la plupart font appel au transfert de matière entre deux phases.

Il existe un cas particulier qui est l'extraction par solvant des composés aromatiques, cas assez complexe à cause de la charge qui rend difficile l'application de la théorie des ternaires.

En effet ; en approximant notre système par un ternaire, nous assimilons des mélanges à des constituants uniques en considérant comme soluté tout ce qui est aromatique et comme diluant tout ce qui ne l'est pas.

Le principe de l'extraction liquide-liquide est basé sur la différence de solubilité des produits aromatiques et non aromatiques dans les solvants polaires .Le solvant sélectif doit avoir un intervalle de miscibilité dans le diagramme des phases, une basse viscosité et une densité relativement élevée.

L'adjonction à la charge d'un solvant partiellement miscible provoque l'apparition d'une seconde phase liquide vers laquelle transfèrent sélectivement les constituants les plus solubles.

La séparation des phases par décantation, suivie de l'élimination du solvant qu'elles contiennent, donne deux fractions dont les compositions dépendent des paramètres de l'extraction.

L'extraction par solvant est particulièrement bien adaptée à la séparation de constituants par familles chimiques. Dans le domaine du pétrole elle est appliquée de longue date et à très grande échelle pour la désaromatisation des gazoles et des huiles lubrifiantes, le désasphaltage des coupes lourdes et l'extraction des aromatiques BTX. Les grandes industries telles que l'hydrométallurgie, le nucléaire et la chimie organique y ont largement recours.[6]

I-6) Procédés d'obtention des hydrocarbures aromatiques

En dehors des produits liquides issus de la distillation de la houille, les hydrocarbures aromatiques proviennent essentiellement soit des reformats, soit des essences de pyrolyse de naphta. La teneur en aromatiques des effluents de reformage catalytique varie selon la composition de la charge et également suivant la sévérité de l'opération. Plus la sévérité de l'opération augmente, plus on obtient une teneur en aromatiques élevée.

On constate que les deux sources d'aromatiques (reformat et essences de pyrolyse) offrent des compositions très différentes, de sorte que selon la demande démarchée, l'une ou l'autre peut être employée. S'il convient de produire essentiellement du benzène, l'essence de pyrolyse est en principe la mieux adaptée, si au contraire on recherche les xylènes, le reformat devient la matière première indispensable. Parmi les procédés d'obtention des hydrocarbures aromatiques citons. [6]

I-7)Domaines d'utilisation des aromatiques :

Les aromatiques contiennent un large domaine d'application, pour ce la on peut citer certaines composantes aromatiques avec leurs applications fréquents :

□Benzène :

C'est un solvant d'extraction dans l'industrie des parfums et les laboratoires des recherches. Il est utilisé pour l'obtention du phénol, chlorobenzène, cyclohexane, l'éthylbenzène, nitrobenzène, isopropylbenzèneetc.

□Toluène :

C'est un composant utilisé à la fabrication des certaines matières explosifs, aussi utilisé comme solvant pour la peinture, le vernis, la colle, l'encre d'imprimerie et l'industrie pharmaceutique. Ainsi le toluène est considéré comme matière première pour la synthèse organique, la synthèse de benzène, l'acide benzoïque.....etc.

□Xylène :

C'est un solvant comme le toluène utilisé pour la peinture, le vernis, les colles, l'encre d'imprimerie. Il est utilisé pour la préparation des insecticides, les matières colorantes. Aussi il a une application à l'industrie de caoutchouc et l'industrie des produits pharmaceutique.[6]

CHAPITRE II

| Distillation

II) Distillation

II-1) Introduction

La distillation est un processus de séparation des mélanges liquides, binaires ou complexes ou des solutions en leurs composants différents les uns des autres par leurs températures d'ébullition. Le procédé de distillation atmosphérique est à la base du traitement du brut. Le brut est formé d'une série des hydrocarbures avec des caractéristiques différentes, et pour pouvoir être utilisé de façon correcte, il doit être fractionné en groupes ayant des caractéristiques bien définies et plus homogènes.

La distillation est le procédé qui permet le fractionnement du brut en se servant de la différence qui existe entre les points d'ébullition des différents groupes d'hydrocarbures.

Les caractéristiques de ces groupes sont liées aux besoins spécifiques du marché pour les produits utilisables directement et ceux des unités de processus pour les produits destinés au traitement ultérieur.

En pratique, la séparation du pétrole brut est réalisée dans une colonne unique (atmosphérique ou sous vide) possédant des soutirages latéraux. La colonne de fractionnement est un appareillage cylindrique vertical muni des dispositifs qui assurent le contact intime entre une phase liquide et une phase vapeur. La chaleur nécessaire pour la distillation est assurée par un four ou un échangeur de chaleur.[8]

II-2) Types des distillations au laboratoire [8]

Après chaque découverte d'un gisement du pétrole, on procède à des analyses afin d'évaluer sa composition en fractions différentes et prévoir le schéma de traitement adéquat. Parmi ces analyses, les distillations au laboratoire sont les plus importants.

II-2.1) Distillation Progressive Simple

Dans ce type de distillation, on opère dans un ballon, placé dans un bain chauffant de telle sorte que la température soit toujours la même en phase liquide et en phase vapeur. À chaque instant, nous avons un équilibre entre le liquide qui bout dans le ballon et la vapeur émise. On note les températures (température de vapeur, température du liquide) en fonction de la quantité recueillie dans l'éprouvette de recette. La courbe de distillation obtenue est composée entre la température de bulles du mélange et la température d'ébullition du constituant le moins volatil. Evidemment, ce procédé ne représente aucun intérêt théorique puisqu'il ne permet d'isoler que les deux constituants (A et B) dans le cas d'un mélange binaire. [8]

.II-2.2) Distillation A.S.T.M

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 (Fig n°02, Annexe) 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. L'appareillage utilisé dans cette technique de distillation dite ASTM (Fig n°01, Annexe) comporte un ballon de distillation pouvant contenir 100 ou 200 ml de produit que nous chauffons et distillons à vitesse déterminée. Les vapeurs formées sont condensées dans un tube en cuivre baignant dans un mélange d'eau et de glace pilée, puis recueillies dans une éprouvette graduée. Lorsque la première goutte de condensat apparaît à la sortie du tube, nous notons la température dans le ballon : c'est le point initial de la distillation. Ensuite, la température est relevée régulièrement lorsque 5, 10, 20,..., 90, 95% du produit sont distillés et recueilli de l'éprouvette. En fin de distillation, la température décroît par suite de l'altération thermique de dernières traces liquides dans le ballon. Le maximum de température est le point final de distillation. La courbe de la température en fonction du pourcentage distillé est appelé « courbe de distillation ASTM ». La distillation ASTM est beaucoup moins sélective que la distillation appelée TBP.[9]

II-2.3) Distillation TBP[10]

C'est un procédé de séparation de mélange de substances liquides dont les températures d'ébullition sont différentes. Elle permet de séparer les constituants d'un mélange homogène. Sous l'effet de la chaleur, les substances se vaporisent successivement, et la vapeur obtenue est condensée pour donner le distillat.

C'est une technique employant la distillation pour séparer les divers constituants d'un mélange. Lorsque les températures d'ébullition sont très voisines, on peut avoir intérêt à utiliser un processus de distillation fractionnée. C'est une opération servant à la séparation des constituants d'un mélange liquide complexe comme le pétrole brut en plusieurs fractions appelées coupes pétrolières.

La distillation TBP: C'est une distillation préparatoire, destinée à séparer le brut en plusieurs fractions pour des analyses ultérieures. Simulée en laboratoire, c'est la première opération menée sur les pétroles bruts et faisait l'objet de la méthode ASTM D2892. La distillation ASTM est quasi-identique à la TBP mais celle-ci s'applique à l'ensemble des pétroles stabilisés (débutanisés) à l'exception des bruts trop légers et des bitumes fluxés.

Pour obtenir rapidement une idée sur la composition de brut, le laboratoire d'analyses effectue généralement une distillation ASTM. Dans certains cas, nous devons avoir une connaissance plus précise des constituants par un autre type de distillation plus sélective appelée points de distillation vraies ou, « TrueBoiling Point » TBP.

La distillation TBP est réalisée dans un appareillage(Fig n°03, Annexe)représentant un nombre important d'étages ou de plateaux théoriques, c'est-à-dire un appareillage à très bonne sélectivité, équivalant à la succession de très grands nombres de distillations simples élémentaires. La courbe TBP (Fig n°04, Annexe) est obtenue en notant la température de la vapeur en fonction du pourcentage distillé .[11]

Ainsi, la distillation TBP est l'opération essentielle et initiale d'analyse que subit le pétrole brut en arrivant à la raffinerie. En dehors de la distillation TBP, le pétrole brut subit une autre distillation à grande échelle qui est la distillation atmosphérique. [10]

II-2.4) Distillation par la méthode de flash

C'est la distillation caractéristique à l'échelle industrielle. La charge préchauffée à une température donnée dans un four sous une pression P est introduite dans la zone d'expansion de la colonne, où elle subit une détente et se divise en deux phases liquides et vapeur. Cette distillation nous permet de tracer une courbe montrant la variation de la température en fonction du rendement des fractions. Cette courbe portant le nom de courbe de flash détermine le régime thermique de la colonne de distillation. Mais, étant donné que cette distillation prend une longue durée à effectuer, le tracé de la courbe se fait à partir de celle de TBP, en utilisant les méthodes de : **Obryadtchicov-Smidovitch, Nelson-Harvy, Edmister et Maxwell..**[12]

II-3) Distillation industrielle

Exploitant les différences de volatilités des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation de ces constituants en fonction de leurs températures d'ébullition. La simplicité du procédé et son prix de revient relativement modique en font une opération de base dans les processus d'élaboration des produits chimiques et pétroliers. C'est ainsi qu'en raffinerie, aussi bien que dans les usines de pétrochimie, les colonnes de rectification sont largement représentées.

Travaillant comme une machine thermique, entre une source chaude (four, rebouilleur) et une source froide (condenseur de tête), la distillation met en œuvre un contre-courant de liquide et de vapeur. Comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange de constituants ; les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au

sommet de la colonne alors que les constituants lourds passent en phase liquide et sont soutirés au fond. Cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit, entre la tête et le fond de la tour, par un gradient de température qui dérive du gradient de concentration.

L'échange réciproque de constituants d'une phase vers l'autre par diffusion conduit à un équilibre théorique, dans la mesure où la cinétique le permet, comme dans le cas d'une interface et d'un temps de contact suffisamment grands.

La distillation ordonne ensuite ces contacts élémentaires en série, sous forme de cascade, afin d'amplifier la sélectivité de l'étage théorique. Dans les unités industrielles d'une certaine capacité, les contacts discontinus sont matérialisés par les plateaux de la colonne, alors qu'au laboratoire ou dans les installations de faible débit ils s'effectuent en continu sur la surface du garnissage.[9]

II-3.1) La distillation atmosphérique [10]

La distillation atmosphérique est un procédé de distillation qui consiste à séparer les fractions d'hydrocarbures contenues dans le pétrole brut, les unes des autres.

Le qualificatif « atmosphérique » de cette opération se justifie par le fait qu'elle se déroule sensiblement à la pression ambiante (1,5 à 1,8 bar), c'est-à-dire dans les conditions proches de la pression atmosphérique (1,013 bar).

Cette distillation est basée sur la différence des températures d'ébullition de chacun des produits purs contenus dans le pétrole brut. Ainsi, en fonction de la volatilité des divers constituants du pétrole brut, une séparation est réalisée à partir de la température d'ébullition et cette séparation est réalisée dans la colonne de distillation atmosphérique. Le système utilisé en général est une colonne de distillation à soutirages multiples qui permettra d'obtenir plusieurs coupes telles que : ***gaz, essence, kérosène, gasoil (léger et moyen), résidus atmosphériques (R.AT).***

La distillation atmosphérique se déroule dans une colonne de distillation fractionnée. En effet, la colonne de distillation de forme cylindrique, est constituée de plateaux perforés de trous, munis de calottes et de clapets. Ces plateaux (entre 50 et 100 dépendent de la gamme de bruts qu'on veut y traiter) sont placés les uns au-dessus des autres. La colonne possède une entrée (zone d'expansion) qui se situe un peu au-dessus du fond pour l'entrée du brut. Par ailleurs, cette colonne comporte différentes sorties (ou soutirages) pour extraire les différents produits pendant la distillation. L'emplacement de l'entrée du brut ainsi que l'emplacement des

sorties des fractions ne sont pas faits au hasard, mais calculés de manière à pouvoir traiter une gamme de bruts de différentes qualités.

À l'issue de cette étape, on obtient des produits appelés (bases). Le brut est chauffé à environ 350°C, puis distillé dans une colonne de 40 à 60 m de hauteur. Dans cette colonne, les produits sont séparés en fonction de leurs températures d'ébullition et sous une pression de 1 à 3 atmosphères. Les produits les plus légers (basse température d'ébullition environ 30°C) sont récupérés en haut de la colonne tandis que les plus lourds (haute température d'ébullition, plus de 375°C) se concentrent en bas de la colonne.

En effet, les hydrocarbures les plus lourds restent sous forme liquide tandis que les molécules de masse faible ou moyenne passent à l'état de vapeur et s'élèvent dans la colonne. Au cours de leurs montées, elles se refroidissent et reviennent à l'état liquide et sont collectées à différents étages sur les plateaux.

À chaque étage de la colonne de distillation correspond une température moyenne située entre les points de rosée (condensation) et des bulles (vaporisation) des produits que l'on souhaite récupérer. La pression dans la colonne diminue de bas en haut. [13]

À partir de la colonne de distillation on obtient :

- Un produit de tête (gaz non condensable, GPL, essence totale).
- Trois coupes latérales (kérosène, gasoil léger, gasoil lourd).
- Un résidu atmosphérique au fond.

Chacun des produits latéraux de la colonne principale à sa propre colonne de stripping où sont éliminés les plus légers. Le stripping s'effectue à l'aide de la vapeur à basse pression, surchauffée pour le gasoil léger et lourd, et par rebouillage pour le kérosène.

II-3.1.1) Types d'installations de distillation atmosphérique de pétrole [12]:

On distingue les trois schémas suivants de la distillation initiale. Le choix de ces types est lié à :

- La nature du pétrole brut à traité.
- Les produits à obtenir.

a) Schéma de distillation atmosphérique avec une seule colonne :

- Ce type de schéma est destiné généralement pour des pétroles bruts peu sulfureux et lourde.

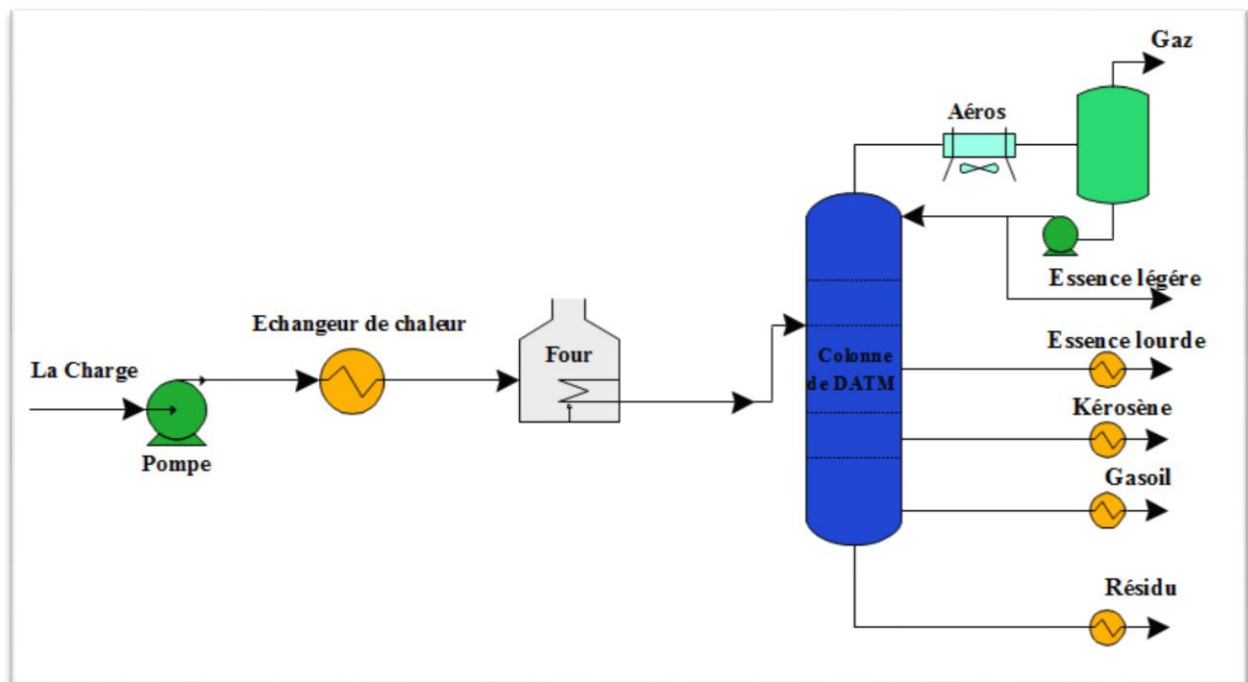


Figure n°01: Schéma de distillation atmosphérique avec une seule colonne.[7]

→ **Les avantages :**

- Le schéma est simple.
- On peut utiliser les basses températures ($330 < t < 380^{\circ}\text{C}$), pour la rectification du pétrole.
- La vaporisation des fractions lourdes s'effectue en présence des coupes légères

→ **Les inconvénients :**

- La capacité est faible.
- Cette unité ne traite pas les pétroles légers à cause de l'augmentation de la pression dans la colonne, donc il faut une grande épaisseur des parois et le prix de revient va augmenter.

b) Schéma de la distillation atmosphérique avec pré-distillation :

- Ce schéma permet de traiter les pétroles bruts riches en gaz dissous, riche en fractions légères et avec une teneur en soufre de 0.5% massique et plus.

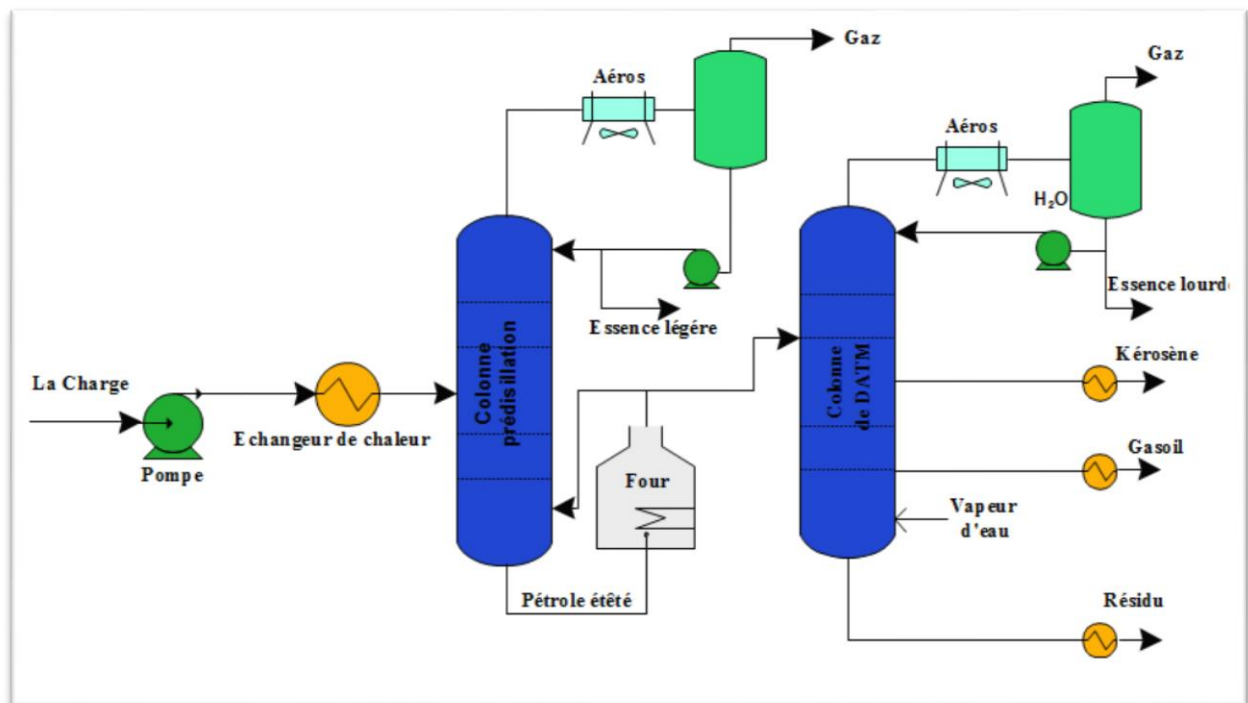


Figure n°02: Schéma de la distillation atmosphérique avec pré-distillation.[7]

→ **Les avantages :**

- Le schéma est simple.
- La capacité de l'unité est élevée.
- Possibilité de traiter des pétroles bruts non stabilisés avec une teneur élevée en soufre et les pétroles qui ne contiennent pas des fractions légères.

→ **Les inconvénients :**

- On utilise une température élevée à la sortie du four pour pouvoir évaporer les fractions lourdes dans la deuxième colonne.
- Une grande consommation d'énergie.

c) Schéma de distillation atmosphérique avec évaporation préalable (procédé avec un ballon de flash) :

- Cette installation permet de traiter les pétroles légers, contenant des gaz dissous jusqu'à 1.5% massique au maximum. Toutefois, il ne peut être employé pour des pétroles bruts riches en composés sulfurés.

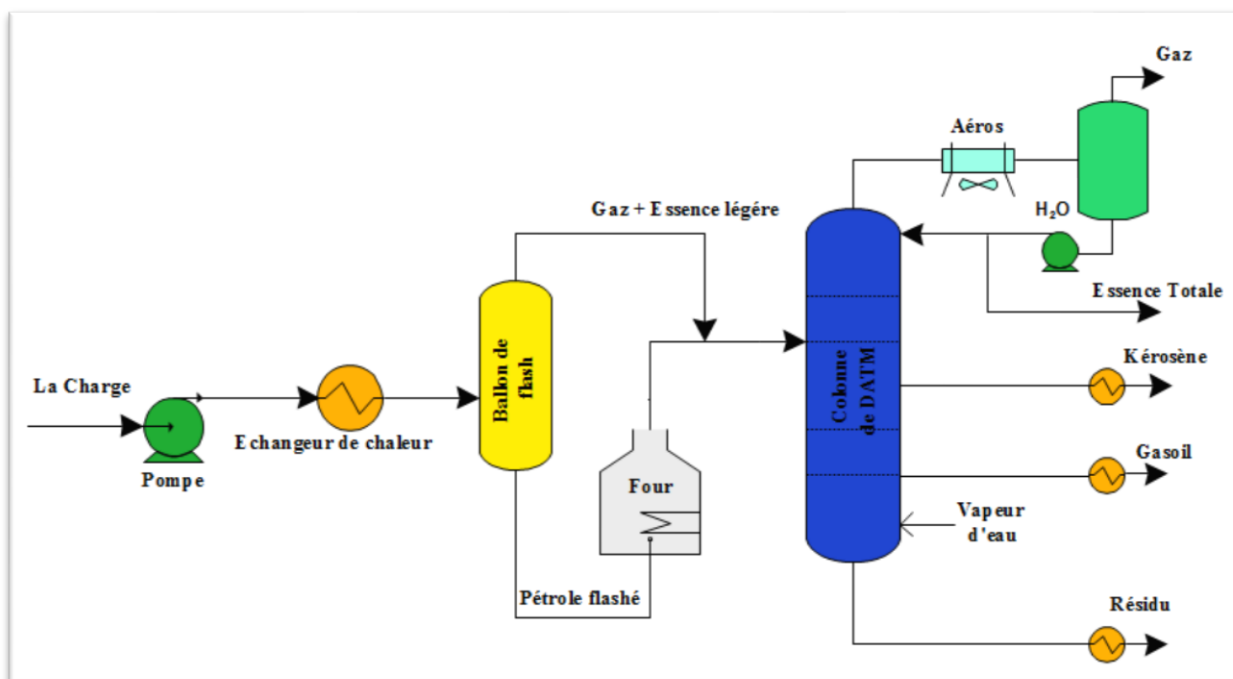


Figure n°03: Schéma de distillation ATM avec un ballon de flash.[7]

→ **Les Avantages :**

- Grande capacité de l'unité.
- L'évaporation préalable des essences légères du pétrole brut diminue la capacité du four.
- Absence de la pression exagérée dans le système four – pompe.

→ **Les inconvénients :**

- Si la teneur en fractions légères varie, la marche de la colonne est maximale.
- L'impossibilité de traiter les pétroles sulfureux.

II-3.2) Distillation sous vide [10]

Après une première distillation, la partie résiduelle (le R.A.T) est envoyée dans une autre colonne, moins haute que la précédente et comportant moins de plateaux qu'on appelle colonne de distillation sous vide.

L'opération sous vide consiste à épuiser au maximum de résidu atmosphérique condensé dans la partie inférieure de la colonne atmosphérique afin de soutirer le gazole resté. Cette opération permet également d'abaisser la température de distillation et d'éviter ainsi la dégradation thermique des hydrocarbures à haute température d'ébullition.

En effet, cette fraction résiduelle, appelé « **résidu atmosphérique** » contient des hydrocarbures à longues chaînes.

L'instillation des unités de la distillation sous vide a pour but de séparer le résidu atmosphérique en plusieurs coupes pétrolières. L'obtention de ces coupes pétrolières dépend de la composition du résidu atmosphérique et des utilisations ultérieures des différentes coupes obtenues.

Les produits essentiellement obtenus par distillation sous vide sont les suivantes :

«Gasoil sous vide, Distillats (1, 2,3...), Résidu sous vide. »

Rappelons que la séparation de ces coupes est obtenue dans une seule colonne à soutirage multiple appelé colonne de distillation sous vide parce qu'elle fonctionne à une pression légèrement inférieure à la pression atmosphérique.

Le résidu atmosphérique, après sa sortie de la DAT, est acheminé dans le four sous vide pour être chauffé. Ce résidu est par la suite introduit vers la base de la colonne qui est partiellement vaporisée car cette vaporisation assure le reflux vapeur nécessaire à la distillation.

Comme dans la colonne de distillation atmosphérique, le débit du résidu atmosphérique est sensiblement égal .aux débits des produits fabriqués par distillation sous vide. Le degré de vaporisation est fonction de l'apport de chaleur dans le four sous vide et de la détente du résidu atmosphérique dans la colonne DSV. La température d'entrée du résidu atmosphérique est généralement comprise entre 380°C et 400°C.

La distillation sous vide est réservée au fractionnement des produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient supérieures au seuil du craquage, ou à la redistillation des produits nobles qu'un nouveau chauffage risquerait d'altérer. On trouve ainsi en raffinerie le fractionnement sous vide du brut réduit atmosphérique, pour obtenir des coupes lubrifiantes de base, la redistillation des huiles après traitement au solvant, la redistillation des essences spéciales et la préparation de charge des unités de craquage pour sortir un gasoil sous vide à partir du résidu atmosphérique.[12]

II-4) Conclusion [10]

Il faut retenir que l'étape de la distillation dans le procédé de raffinage, est un passage obligatoire. C'est elle qui permet de séparer le pétrole brut en plusieurs coupes pétrolières.

* **La distillation TBP** permet de déterminer l'ordre de grandeur des différentes températures d'ébullitions et aussi de connaître les différents rendements des coupes.

* **La distillation atmosphérique** permet de séparer les fractions d'hydrocarbures contenues dans le pétrole brut à la pression ambiante (1,5 à 1,8 bar).

* **La distillation sous vide** permet d'éviter la dégradation thermique des hydrocarbures à haute température d'ébullition et d'augmenter le rendement des coupes pétrolières en épuisant le maximum de résidu atmosphérique.

II-5)Reformage Catalytique:

II-5-1) Introduction

Le reformage catalytique est une opération chimique servant à valoriser une fraction du pétrole (le naphta lourd) en essence, mais il assure aussi une partie non négligeable de l'approvisionnement de la pétrochimie en hydrocarbures aromatiques, le procédé de vapocraquage de coupes pétrolières étant la deuxième voie principale de production du benzène, du toluène et des xylènes.

À l'origine, le but du reformage catalytique était essentiellement la transformation de coupes pétrolières à faible indice d'octane (40 à 60), couramment appelées naphtas, en bases pour carburant à haut indice d'octane. Cette amélioration de l'indice résultant essentiellement d'une forte augmentation de la teneur en aromatiques, on envisagea l'utilisation du procédé pour la production de ceux-ci.

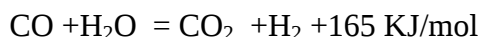
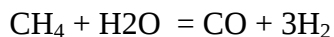
II-5-2) Définition du procédé de reformage catalytique [16]:

Le reformage catalytique est un procédé qui permet d'obtenir des essences à indice d'octane élevé à partir de coupes provenant d'une première distillation du pétrole brut. Le reformage catalytique consiste à ramifier un alcane linéaire sans changer son nombre d'atomes de carbone.

Le reformage catalytique est une méthode de raffinage pour convertir les molécules naphténiques en molécules aromatiques ayant un indice d'octane élevé servant de base dans la fabrication des carburants automobiles.

Dans ce procédé, un catalyseur permet de déclencher les réactions chimiques. À partir d'un naphta lourd, le produit passe à travers une série de 3 réacteurs qui transforment les produits naphténiques en produits aromatiques en les débarrassant partiellement de l'hydrogène:

Réaction :



II-5-3) Procédé de reformage catalytique:

La charge de naphtha désulfuré est acheminée dans l'unité de reformage catalytique où elle est chauffée jusqu'à vaporisation, puis envoyée dans un réacteur comportant un lit fixe de catalyseur métallique ou bimétallique contenant une petite quantité de platine, de molybdène, de rhénium ou d'autres métaux nobles.

Les deux principales réactions qui se produisent sont la production de composés aromatiques à indice d'octane élevé, par élimination de l'hydrogène des molécules de la charge, et la conversion des paraffines linéaires en paraffines ramifiées ou iso-paraffines.[15]

II-5-4) Catalyseurs de reforming catalytique :

Dans les procédés de reforming catalytiques deux types de catalyseurs sont employés à savoir :

- * Catalyseurs monométalliques comportent du platine sur alumine chloré (Pt/Al₂O₃).
- * Catalyseurs bimétalliques comportent du platine associé à un deuxième métal tel que le Rhénium (Rh), L'Iridium (Ir), le Germanium (Ge) ou L'étain (Et).[16]

II-6) But :

Le reformage catalytique a pour objectif de transformer les constituants naphténiques (à faible indice d'octane) en constituants aromatiques à haut indice d'octane servant de base au mélange des essences.

L'unité de reformage est constituée essentiellement d'une série de trois réacteurs contenant du catalyseur et un fractionnateur servant à séparer les différents produits à la sortie des réacteurs. Ce catalyseur est très sensible à la présence de produits sulfurés et azotés, aussi la charge de reformage doit être exempte de soufre, d'azote et de leurs dérivés.

CHAPITRE III

Partie de Calcul

III) Partie calcul :

III-1) méthodes simplifiées :

Les méthodes simplifiées sont des outils d'exploitation rapide, pour dégrossir de nouveaux problèmes ou analyser des colonnes existantes. Permettent une pré-analyse. En conception, elles donnent rapidement accès aux enjeux économiques. Pour les colonnes existantes. Elles permettent de vérifier le fonctionnement d'une colonne. Même avec les outils informatiques actuels, il est vivement conseillé de les utiliser pour éviter de perdre du temps à faire converger des problèmes sans avoir préalablement établi les ordres de grandeur des paramètres opératoires.

III-2) méthodes simplifiées FUG :

III-2-1) Calcule de nombre minimal de plateaux N_{min} . (FENSEK) :

Si on choisit comme composé i la clé légère et comme composé j la clé lourde, les compositions sur les premier et dernier étages de la colonne correspondent aux spécifications du problème par rapport aux composés clés. On peut donc utiliser ces valeurs des compositions pour calculer N_{min} . Une forme souvent plus pratique de l'équation de Fenske utilise les débits plutôt que les fractions molaires. Si D et B sont les débits totaux de distillat et de résidu, on appelle d_i et b_i les débits molaires de chaque composé i dans le distillat et b_i et b_j ceux dans le résidu .

$$\text{L'équation de Fenske: } N_{min} = \frac{\log\left(\frac{d_i b_j}{d_j b_i}\right)}{\log \alpha_{ij}} \dots \dots \dots [18]$$

III-2-2) Calcule de reflux minimal r_{min} (UNDERWOOD) :

Le reflux minimum correspond au cas limite d'une colonne ayant un nombre infini de plateaux. C'est à dire qu'il existe dans la colonne une (ou plusieurs) région pour laquelle les courants qui entrent dans un plateau sont déjà à l'équilibre. Pour les binaires, cette situation correspondait à l'intersection ou à la tangence d'une droite opératoire avec la courbe d'équilibre. La détermination du reflux minimum pour les mélanges complexes résulte de la résolution d'un ensemble d'équation caractérisant des bilans matières, les relations d'équilibre et l'état thermodynamique de l'alimentation. Le développement des équations serait long et fastidieux et nous allons simplement donner les relations obtenues par Underwood .

$$\text{la méthode de UNDERWOOD : } \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ir} x_{id}}{\alpha_{ir} - \theta} = \left(\frac{L}{D}\right)_{min} + \dots \dots \dots [19]$$

III-2-3) Calcule de reflux à $r=1.3$ $r_{\min}$ (GILLILAND) :

Le reflux, R , étant choisi, on trouvera le nombre réel de plateau, N , en utilisant l'approche de Gilliland qui a relié la variation du paramètre $X=(R-R_{\min})/(R+1)$ en fonction du paramètre $Y=(N-N_{\min})/(N+1)$. Nous verrons les résultats ci-dessous .

- repose sur l'hypothèse que les trafics liquide et vapeur sont constants dans chaque section de la colonne. Cette hypothèse, connue sous le nom d'hypothèse de Lewis (1922) revient à négliger le bilan enthalpique. en considérant que les chaleurs de vaporisation des constituants sont égales et que l'énergie contenue sous forme de chaleur sensible est négligeable.

la méthode de Gilliland : $\frac{N-N_{\min}}{N+1} = \frac{R-R_{\min}}{R+1}$ [20]

III-3) les composition de la charge de reformage catalytique :

Composants	M_i (Kmol/h)	X %
iC_4	0,36965	0,01
nC_4	5,91552	0,23
iC_5	128,66172	5,10
nC_5	343,81402	13,62
CC_5	22,05629	0,87
C_6	382,03671	15,13
$M.C.C_5$	72,002063	2,85
CC_6	82,35673	3,26
C_7	393,3828	15,58
NC_7	166,481	6,59
C_8	322,288	12,76
NC_8	196,670	7,79
$Aro C_8$ (EB + Xyl)	65,540	2,60
C_9	166,041	6,58
NC_9	69,134	2,74
$AroC_9$	1,491	0,06
Benzène	46,08867	1,83
Toluène	52,299	2,07
C_{10}	8,548	0,33
Total	2525,198	100

Tableau III-1 : Composition molaire de l'alimentation [21]

III -4) Détermination de la température de rosé à $P=1,8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$

Composants	$X_i \%$	K_i à 130°C	$X_i = \frac{Y_i}{K_i} \%$	K_i à 133°C	$X_i = \frac{Y_i}{K_i} \%$
iC_4	0,01	13	0,0008	13,5	0,0007
nC_4	0,23	10,5	0,022	10,8	0,021
iC_5	5,10	5,6	0,910	5,7	0,89
nC_5	13,62	5	2,724	5,05	2,70
C_6	18,85	2,45	7,693	2,55	7,39
Benzène	1,83	2	0,915	2,1	0,87
C_7	25,43	1,25	20,344	1,3	19,56
C_8	22,62	0,65	34,8	0,65	34,8
C_9	11,97	0,35	34,2	0,38	31,5
C_{10}	0,34	0,18	1,89	0,20	1,7
-	100,00	-	103,50	-	99,432

Tableau III-2: Détermination de la température de rosé à $P=1,8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$
température de rosé = 133°C

III-5) calcul de la 1^{ère} section :

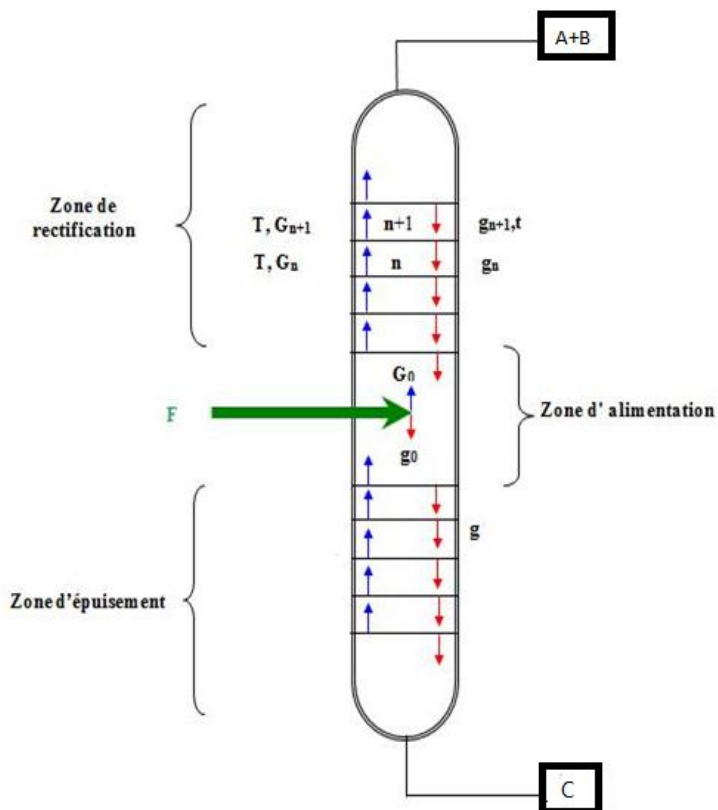


Figure III-1: schéma générale du fonctionnement d'une colonne

III-5-1) Détermination le nombre minimal de plateaux N_{min} par la méthode de Fenske :

- Calcul de N_{min} :

Dans cette section On désire de distiller 98 % nonan (C9) et récupéré 98% aromatique C9 dans le résidu.

$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{d_i}{d_j} \cdot \frac{b_j}{b_i} \right)}{\log \alpha_{ij}}$$

- Calcul de débit de clé lourd dans distillat et résidu

$$d_i = 236,666 * 0,98 = 231,93 \text{Kmol/h}$$

$$b_i = 236,666 * 0,02 = 4,73 \text{Kmol/h}$$

$$d_j = 8,546 * 0,98 = 8,38 \text{Kmol/h}$$

$$b_j = 8,546 * 0,02 = 0,17 \text{Kmol/h}$$

$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{231,93}{4,73} \cdot \frac{8,38}{0,17} \right)}{\log 5,3}$$

$$N_{min} = \frac{\log(2417,079)}{\log 5,3}$$

$$N_{min} = 6,05$$

III- 5-2) Détermination les reflux minimal r_{min} par la méthode de UNDERWOOD.**III-5-2-1) Déterminé les débits molaires des autres dans le distillat et les résidu Parles équation :**

$$\left(\frac{d_i}{b_i} \right) = \left(\frac{d_r}{b_r} \right) \alpha_{ir}^{N_{min}} \dots\dots\dots [19]$$

$$b_i = \frac{f_i}{1 - \left(\frac{d_r}{b_r} \right) \alpha_{ir}^{N_{min}}} \dots\dots\dots [19]$$

$$f_1 = d_i + b_i \dots\dots\dots [19]$$

$$\text{Alor : } d_i = f_i - b_i$$

Calcule le débits molaires de i-butanedans le résidu et distillat :

$$b_1 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_{10}}{b_{10}} \right) \alpha_{110}^{N_{min}}} = \frac{0,01}{1 + \left(\frac{0,33}{0,068} \right) \left(\frac{13,5}{0,2} \right)^{6,05}} = 1,765 * 10^{-14} \text{Kmol/h}$$

$$d_1 = f_1 - b_1 = 0,01 - 1,765 * 10^{-14} = 0,01 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de n-butane dans le résidu et distillat :

$$b_2 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_{10}}{b_{10}}\right)^{a_{210} N_{min}}} = \frac{0,23}{1 + \left(\frac{0,33}{0,068}\right)^{\left(\frac{10,8}{0,2}\right)^{6,05}}} = 1,566 * 10^{-12} \text{ Kmol/h}$$

$$d_2 = f_2 - b_2 = 0,23 - 1,566 * 10^{-12} = 0,23 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de i-butan dans le résidu et distillat :

$$b_3 = \frac{f_2}{1 + \left(\frac{d_{10}}{b_{10}}\right)^{a_{310} N_{min}}} = \frac{5,1}{1 + \left(\frac{0,33}{0,068}\right)^{\left(\frac{5,7}{0,2}\right)^{6,05}}} = 1,659 * 10^{-9} \text{ Kmol/h}$$

$$d_3 = f_3 - b_3 = 5,1 - 1,659 * 10^{-9} = 5,099 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de n-pentan dans le résidu et distillat :

$$b_4 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_{10}}{b_{10}}\right)^{a_{410} N_{min}}} = \frac{13,62}{1 + \left(\frac{0,33}{0,068}\right)^{\left(\frac{5,05}{0,2}\right)^{6,05}}} = 9,215 * 10^{-9} \text{ Kmol/h}$$

$$d_4 = f_4 - b_4 = 13,62 - 9,215 * 10^{-9} = 13,619 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de hexan dans le résidu et distillat :

$$b_5 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_{10}}{b_{10}}\right)^{a_{510} N_{min}}} = \frac{18,85}{1 + \left(\frac{0,33}{0,068}\right)^{\left(\frac{2,55}{0,2}\right)^{6,05}}} = 7,961 * 10^{-7} \text{ Kmol/h}$$

$$d_5 = f_5 - b_5 = 18,85 - 7,961 * 10^{-7} = 18,849 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de benzène dans le résidu et distillat :

$$b_6 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_{10}}{b_{10}}\right)^{a_{610} N_{min}}} = \frac{1,83}{1 + \left(\frac{0,33}{0,068}\right)^{\left(\frac{2,1}{0,2}\right)^{6,05}}} = 2,502 * 10^{-7} \text{ Kmol/h}$$

$$d_6 = f_6 - b_6 = 1,83 - 2,502 * 10^{-7} = 1,829 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de heptan dans le résidu et distillat :

$$b_7 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_{10}}{b_{10}}\right)^{a_{710} N_{min}}} = \frac{25,43}{1 + \left(\frac{0,33}{0,068}\right)^{\left(\frac{1,3}{0,2}\right)^{6,05}}} = 6,327 * 10^{-5} \text{ Kmol/h}$$

$$d_7 = f_7 - b_7 = 25,43 - 6,327 * 10^{-5} = 25,429 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de octan dans le résidu et distillat :

$$b_8 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_{10}}{b_{10}}\right)^{a_{810} N_{min}}} = \frac{22,62}{1 + \left(\frac{0,33}{0,068}\right)^{\left(\frac{0,65}{0,2}\right)^{6,05}}} = 3,728 * 10^{-3} \text{Kmol/h}$$

$$d_8 = f_8 - b_8 = 22,62 - 3,728 * 10^{-3} = 22,616 \text{Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de nonan dans le résidu et distillat :

$$b_9 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_{10}}{b_{10}}\right)^{a_{910} N_{min}}} = \frac{11,97}{1 + \left(\frac{0,33}{0,068}\right)^{\left(\frac{0,38}{0,2}\right)^{6,05}}} = 0,051 \text{Kmol/h}$$

$$d_9 = f_9 - b_9 = 11,97 - 0,051 = 11,919 \text{Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de décan dans le résidu et distillat :

$$b_{10} = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_{10}}{b_{10}}\right)^{a_{1010} N_{min}}} = \frac{0,34}{1 + \left(\frac{0,33}{0,068}\right)^{\left(\frac{0,2}{0,2}\right)^{6,05}}} = 0,058 \text{Kmol/h}$$

$$d_{10} = f_{10} - b_{10} = 0,34 - 0,058 = 0,282 \text{Kmol/h}$$

III-5-2-2) calcul de reflux min (R_{min})

calcul des valeurs du paramètre (θ) :

La méthode consiste d'abord à trouver (par itération) la valeur du paramètre θ tel que :

$$1 - q \text{ si la Température de rosé} = 0$$

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ir} z_i}{\alpha_{ir} - \theta} = 1 - q \quad \text{avec} \quad \alpha_{HK} < \theta < \alpha_{IK} \dots \dots \dots [19]$$

on utilise cette valeur de θ pour trouver la valeur du reflux minimum externe :

		total : ϑ	θ	θ	ϑ	ϑ	
	100,1		0,21	0,3	0,29	0,37	0,2031
ki	zi						
13,5	0,0001		0,00010158	0,00010227	0,0001022	0,00010282	-5,1177E-08
10,8	0,0023		0,00234561	0,00236571	0,00236346	0,00238159	0,00945638
5,7	0,051		0,05295082	0,05383333	0,05373383	0,05454034	0,21505832
5,05	0,1362		0,1421095	0,14480211	0,1444979	0,14696795	0,57837746
2,55	0,1885		0,20541667	0,21363333	0,21268805	0,22049312	0,85223117
2,1	0,0183		0,02033333	0,02135	0,02123204	0,02221387	0,08512925
1,3	0,2543		0,30329358	0,33059	0,32731683	0,35547312	1,31667353
0,65	0,2262		0,33415909	0,42008571	0,40841667	0,52510714	1,68776861
0,38	0,1197		0,26756471	0,568575	0,5054	4,5486	5,89013971
0,2	0,0034		-0,068	-0,0068	-0,00755556	-0,004	-0,08635556
		Somme :	1,26027489	1,74853747	1,66819542	5,87187995	10,5484788

Tableau III'-3: Détermination des valeurs de (θ)

On trouve $\theta = 0.2031$

$$\text{alor : } \left(\frac{L}{D}\right)_{\min} = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ir} x_{id}}{\alpha_{ir} - \theta} - 1 \dots \dots \dots [19]$$

calcul de fractions molaires Par équation :

$$x_{id} = \frac{d_i}{D} = d_i (\sum_{i=1}^{16} d_i)^{-1} \dots \dots \dots [19]$$

	F	100,1				
i	ki	zi	fi=zif	di	Xid	0,2031
1	13,5	0,0001	0,01	0,01	0,00010012	0,00010165
2	10,8	0,0023	0,23	0,23	0,00230272	0,00234685
3	5,7	0,051	5,1	5,099	0,05105024	0,05293645
4	5,05	0,1362	13,62	13,619	0,13635089	0,14206442
5	2,55	0,1885	18,85	18,849	0,18871268	0,20504382
6	2,1	0,0183	1,83	1,829	0,01831161	0,02027222
7	1,3	0,2543	43	25,429	0,25459042	0,30172991
8	0,65	0,2262	22,62	22,616	0,22642718	0,32933021
9	0,38	0,1197	11,97	11,919	0,11933081	0,17395883
10	0,2	0,0034	0,34	0,282	0,00282333	-0,18215042
				99,882		1,04563393

Tableau III-4: Détermination les fractions molaires et les reflux minimal

Par application de l'équation [20]

$$\text{on trouve : } \left(\frac{L}{D}\right)_{\min} = R_{\min} = 0,05$$

III-5-3-1) Détermination le reflux réel en générale des l'industrie en prend $r=1,3r_{\min}$:

$$\frac{R}{R_{\min}} = 1.3 \left(\frac{L}{D}\right) \dots \dots \dots [21]$$

$$\text{alor } 1.3 R_{\min} = R$$

$$R = 1.3 \times 0.05 = 0.065$$

III-5-3-2) Par l'application de la corrélation graphique de Gililand ou l'équation analytique :

$$Y = 0.75 - 0.75 X^{0.5668} \dots \dots \dots [22]$$

$$Y = \frac{N - N_{\min}}{N + 1} \dots \dots \dots [22]$$

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1} \dots \dots \dots [22]$$

Calcul les variation du paramètre (X) :

$$X = \frac{0.065 - 0.05}{0.065 + 1} = 0.014$$

Calcul fonction du paramètre (Y)

$$Y = 0.75 - 0.75 (0.014)^{0.5668} = 0.68$$

Calcule de N réel de plateaux :

$$\text{Alors: } N = \frac{N_{\min} + Y}{1 - Y} = \frac{6.05 + 0.68}{1 - 0.68} = 21,03$$

$N \approx 21$ Plateaux

III-5-4) Détermination du rapport du nombre d'étages d'alimentation par La relation de Kirkbride:

La relation de Kirkbride permet le calcul du rapport du nombre d'étages dans la zone de rectification , sur le nombre d'étages dans la zone d'épuisement :

La relation de Kirkbride :

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\frac{Z_{HK}}{Z_{IK}} \left(\frac{X_{B,IK}}{X_{D,HK}} \right)^2 * \frac{B}{D} \right]^{0.206} \dots\dots\dots [23]$$

Après compensation nous trouvons :

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\frac{11.97}{0.34} \left(\frac{0.2}{0.38} \right)^2 * \frac{8.548}{2516.65} \right]^{0.206} = 0.49$$

Et à partir de là La somme (NR+NS) étant connue, on trouve alors la positixon de l'alimentation :

$$N_R + N_S = N \dots\dots\dots [23]$$

$$N_R = N_S 0,49 \text{ ou } N_R + N_S = 21$$

Après le calcul nous trouvons :

III-5-4-1) la zone de rectification :

contient cette zone les plateaux pour permettre la rectification. Le nombre de plateaux dépend de la nature de la charge à traiter et des fractions qu'on veut obtenir.

$$N_R = 7$$

III-5-4-2) la zone d'épuisement :

Dans cette zone s'accumule la partie la plus lourde du pétrole. C'est le résidu atmosphérique qui servira de charge pour la distillation sous vide.

$$N_S = 14$$

III-6) calcul de la 2^{ème} section :

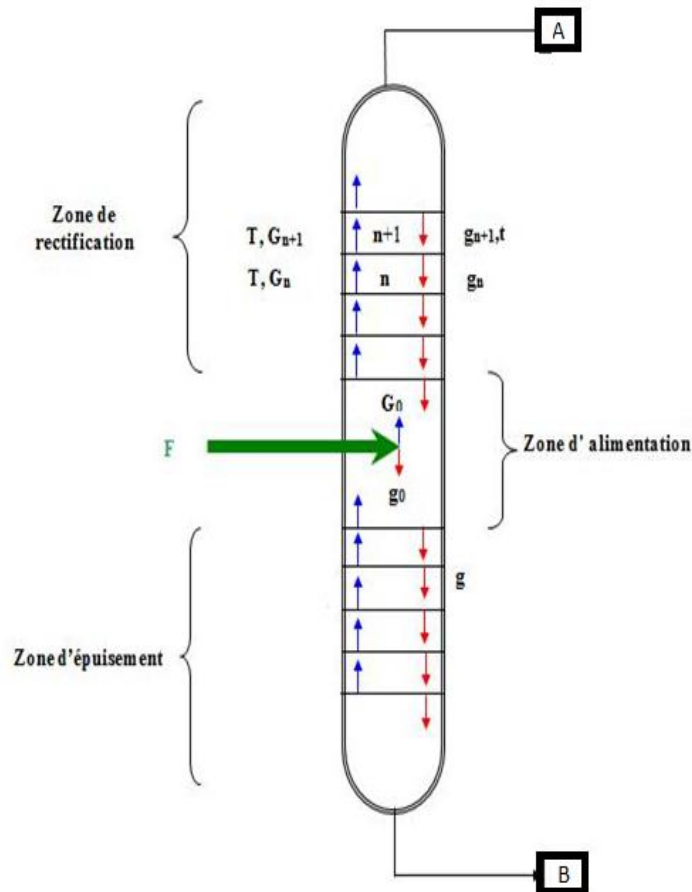


Figure III-2: schéma générale du fonctionnement d'une colonne

III-6-1) Détermination le nombre minimal de plateaux N_{min} par la méthode de fenske :

- Dans cette section On désire de distiller 98 % pentane (C5) pour récupérer 98% aromatique pentane dans le résidu .

Et l'équation de Fenske :
$$N_{min} = \frac{\log\left(\frac{d_i}{d_j} \cdot \frac{b_j}{b_i}\right)}{\log \alpha_{ij}}$$

$$d_i = 472,47574 \times 0,98 = 466,58 \text{ Kmol/h}$$

$$b_i = 472,47574 \times 0,02 = 9,52 \text{ Kmol/h}$$

$$d_j = 343,81402 \times 0,98 = 336,938 \text{ Kmol/h}$$

$$b_j = 343,81402 \times 0,02 = 6,876 \text{ Kmol/h}$$

$$N_{min} = \frac{\log \left(\frac{466,58}{9,52} \frac{336,938}{6,876} \right)}{\log 13,8}$$

$$N_{min} = \frac{\log(24016,1)}{\log 13,8}$$

$$N_{min} = 3,8$$

III-6-2) Détermination des reflux minimal r_{min} par la méthode de UNDERWOOD.

III-6-2-1 Déterminer les débits molaires des autres dans le distillat et les résidu Par les équation :

$$\left(\frac{d_i}{b_i} \right) = \left(\frac{d_r}{b_r} \right) \alpha_{ir}^{N_{min}}$$

$$b_i = \frac{f_i}{1 - \left(\frac{d_r}{b_r} \right) \alpha_{ir}^{N_{min}}}$$

$$f_1 = d_1 + b_1$$

$$\text{Alors : } d_i = f_i - b_i$$

Calcule le débits molaires de i-butan dans le résidu et distillat :

$$b_1 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_5}{b_5} \right) \alpha_{15}^{N_{min}}} = \frac{0,01}{1 + \left(\frac{2,499}{0,051} \right) \left(\frac{0,01}{18,85} \right)^{3,8}} = 0,01 \text{ Kmol/h}$$

$$d_1 = f_1 - b_1 = 0,01 - 0,01 = 0$$

Calcule le débits molaires de n-butan dans le résidu et distillat :

$$b_2 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_5}{b_5} \right) \alpha_{25}^{N_{min}}} = \frac{0,23}{1 + \left(\frac{2,499}{0,051} \right) \left(\frac{0,23}{18,85} \right)^{3,8}} = 0,229 \text{ Kmol/h}$$

$$d_2 = f_2 - b_2 = 0,23 - 0,229 = 0,001 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de i-butan dans le résidu et distillat :

$$b_3 = \frac{f_2}{1 + \left(\frac{d_5}{b_5} \right) \alpha_{35}^{N_{min}}} = \frac{5,1}{1 + \left(\frac{2,499}{0,051} \right) \left(\frac{5,099}{18,85} \right)^{3,8}} = 3,8 \text{ Kmol/h}$$

$$d_3 = f_3 - b_3 = 5,1 - 3,8 = 1,3 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de n-butan dans le résidu et distillat :

$$b_4 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_5}{b_5} \right) \alpha_{45}^{N_{min}}} = \frac{13,62}{1 + \left(\frac{2,499}{0,051} \right) \left(\frac{13,619}{18,85} \right)^{3,8}} = 0,89 \text{ Kmol/h}$$

$$d_4 = f_4 - b_4 = 13,62 - 0,89 = 12,73 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de hexan dans le résidu et distillat :

$$b_5 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_5}{b_5}\right)^{\alpha_{55} N_{min}}} = \frac{18,85}{1 + \left(\frac{2,499}{0,051}\right) \left(\frac{18,849}{18,85}\right)^{3,8}} = 0,37 \text{ Kmol/h}$$

$$d_5 = f_5 - b_5 = 18,85 - 0,37 = 18,48 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de benzène dans le résidu et distillat :

$$b_6 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_5}{b_5}\right)^{\alpha_{65} N_{min}}} = \frac{1,83}{1 + \left(\frac{2,499}{0,051}\right) \left(\frac{1,829}{18,85}\right)^{3,8}} = 1,817 \text{ Kmol/h}$$

$$d_6 = f_6 - b_6 = 1,83 - 1,817 = 0,013 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de heptane dans le résidu et distillat :

$$b_7 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_5}{b_5}\right)^{\alpha_{75} N_{min}}} = \frac{25,43}{1 + \left(\frac{2,499}{0,051}\right) \left(\frac{25,429}{18,85}\right)^{3,8}} = 0,165 \text{ Kmol/h}$$

$$d_7 = f_7 - b_7 = 25,43 - 0,165 = 25,26 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de octane dans le résidu et distillat :

$$b_8 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_5}{b_5}\right)^{\alpha_{85} N_{min}}} = \frac{22,62}{1 + \left(\frac{2,499}{0,051}\right) \left(\frac{22,616}{18,85}\right)^{3,8}} = 0,229 \text{ Kmol/h}$$

$$d_8 = f_8 - b_8 = 22,62 - 0,229 = 22,39 \text{ Kmol/h}$$

Calcule le débits molaires de nonane dans le résidu et distillat :

$$b_9 = \frac{f_1}{1 + \left(\frac{d_5}{b_5}\right)^{\alpha_{95} N_{min}}} = \frac{11,97}{1 + \left(\frac{2,499}{0,051}\right) \left(\frac{11,919}{18,85}\right)^{3,8}} = 1,249 \text{ Kmol/h}$$

$$d_9 = f_9 - b_9 = 11,97 - 1,249 = 10,72 \text{ Kmol/h}$$

III-6-2-2) calcul de reflux min (R_{min})

calcul de la valeur du paramètre (θ) :

La méthode consiste d'abord à trouver (par itération) la valeur du paramètre θ tel que :

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ir} z_i}{\alpha_{ir} - \theta} = 1 - q \quad \text{avec} \quad \alpha_{HK} < \theta < \alpha_{IK}$$

		<i>total : θ</i>	<i>θ</i>	<i>Θ</i>	<i>θ</i>	<i>θ</i>	
	100,1		13,7	14	15	17	15,5
ki	zi						
0,001	0,0001		-7,2998E-09	-7,14337E-09	-6,66711E-09	-5,8827E-09	-2,6993E-08
0,23	0,0023		-3,9272E-05	-3,84168E-05	-3,58158E-05	-3,15444E-05	-0,00014505
5,099	0,051		-0,03023474	-0,029215706	-0,026264923	-0,021851021	-0,10756639
13,619	0,1362		-22,9000963	-4,868524409	-1,343162781	-0,548626974	-29,6604105
18,849	0,1885		0,69004399	0,732735925	0,923106391	1,921598972	4,26748528
1,829	0,0183		-0,00281954	-0,002750037	-0,002541242	-0,002206229	-0,01031704
25,429	0,2543		0,55133385	0,565805819	0,620058941	0,767184091	2,5043827
22,616	0,2262		0,57377066	0,593748747	0,671709454	0,910922222	2,75015108
11,919	0,1197		-0,80106923	-0,68558592	-0,463065336	-0,280792029	-2,23051252
		Somme	-21,9191106	-3,693824007	0,379804683	2,746197482	-22,4869324

Tableau III-5 : Détermination les valeur de (θ)

On trouve $\theta = 15,5$

$$\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = \sum_{i=1}^c \frac{\alpha_{ir} x_{id}}{\alpha_{ir} - \theta} - 1$$

calcul de fractions molaires Par équation :

$$x_{id} = \frac{d_i}{D} = d_i (\sum_1^{16} d_i)^{-1}$$

	F	100,1				
i	ki	zi	fi=zi/f	di	Xid	15,5
1	0,001	0,0001	0,01	0	0	0
2	0,23	0,0023	0,23	0,001	1,0054E-05	-1,5144E-07
3	5,099	0,051	5,1	1,3	0,01307058	-0,006407739
4	13,619	0,1362	13,62	12,73	0,12799115	-0,926694047
5	18,849	0,1885	18,85	18,48	0,18580334	1,045747124
6	1,829	0,0183	1,83	0,013	0,00013071	-1,74867E-05
7	25,429	0,2543	25,23	25,256	0,25393123	0,650339129
8	22,616	0,2262	22,62	22,391	0,22512568	0,715492179
9	11,919	0,1197	11,97	10,721	0,10779208	-0,358775138
				99,46		1,119683871

Tableau III-6: Détermination les fractions molaires and les reflux minimal

Par application de l'équation [20]

on trouve : $\left(\frac{L}{D}\right)_{min} = R_{min} = 0,12$

III-6-3-1) Détermination le reflux réel en générale des l'industrie en prend $r=1,3r_{min}$:

$$\frac{R}{R_{min}} = 1.3 \left(\frac{L}{D} \right)$$

$$1.3 R_{min} = R$$

$$R = 1.3 * 0,12 = 0,156$$

III-6-3-2) Par l'application de la corrélation graphique de Gililand ou l'équation analytique :

$$Y = 0.75 - 0.75 X^{0.5668} \dots\dots\dots [22]$$

$$Y = \frac{N - N_{min}}{N + 1} \dots\dots\dots [22]$$

$$X = \frac{R - R_{min}}{R + 1} \dots\dots\dots [22]^2$$

Calcul les variation du paramètre(X) :

$$X = \frac{0,156 - 0,12}{0,156 + 1} = 0,031$$

Calcul fonction du paramètre (Y):

$$Y = 0.75 - 0.75 (0.031)^{0.5668} = 0.65$$

Calcule de N réel de plateaux :

Avec compensation dans l'équation nous trouvons :

$$N = \frac{N_{min} + Y}{1 - Y} = \frac{3,8 + 0.65}{1 - 0.65} = 12,71$$

$$N \approx 13 \text{ Plateaux}$$

III-6-4) Détermination du rapport du nombre d'étages d'alimentation par La relation de Kirkbride :

La relation de Kirkbride :

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\frac{Z_{HK}}{Z_{IK}} \left(\frac{X_{B.IK}}{X_{D.HK}} \right)^2 * \frac{B}{D} \right]^{0.206}$$

Après compensation nous trouvons :

$$\frac{N_R}{N_S} = \left[\frac{13,62}{18,85} \left(\frac{18,849}{13,619} \right)^2 * \frac{2037,88909}{478,76071} \right]^{0.206} = 1,44$$

Et à partir de là La somme ($N_R + N_S$) étant connue, on trouve alors la position de l'alimentation Selon l'équation :

$$N_R + N_S = N$$

$$N_R = N_S 1,44 \text{ ou } N_R + N_S = 13$$

Après le calcul nous trouvons :

la zone de rectification $N_R = 8$

la zone d'épuisement $N_S = 5$

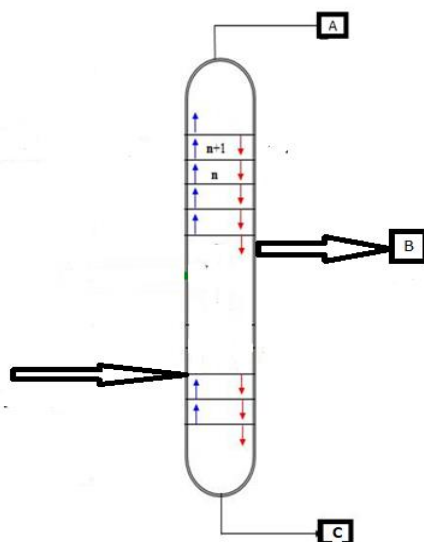


Figure III-3: schéma générale de la colonne de fonctionnement de essence

III-7) calcul de nombre totale de plateaux de colonne de fractionnement

$$N_T = N_1 + N_{rect2}$$

les nombre minimal de plateaux : $N_1 = 6$

les nombre de rectification : $N_{ref2} = 7$

$$N_T = 6 + 7 = 13$$

	Nombre de plateau	Reflux
Alimentation	14	
Naphta A	29	0,156
Naphta B	21	0,065

Tableau III-7 Résultat de calcul de la colonne de fractionnement des essence



CONCLUSION GENERALE

Conclusion générale :

La charge de l'unité de reformage catalytique est une fraction intermédiaire d'une colonne de fractionnement des essences ; appelant le naphta B ou le naphta intermédiaire. La composition chimique de ce dernier est un paramètre qui contribue au rendement de l'unité de reformage catalytique c.à.d. avec l'amélioration de la teneur en précurseur en aromatique dans la charge (naphta B) on augmente la quantité des aromatiques récupérées dans le reformat. Dans ce travail les calculs nécessaires de la colonne de fractionnement des essences ont été faits sur la base de l'amélioration de la teneur des précurseurs des aromatiques dans le naphta B ce qui contribue ultérieurement à l'augmentation du rendement de l'unité de reformage catalytique.

Les résultats sont trouvés par l'application de la méthode simplifiée F.U.G ; cette méthode est un outil d'exploitation rapide qui nous a permis une pré analyse des problèmes et nous a donné rapidement accès aux enjeux économiques.

La méthode F.U.G nous a permis de connaître les résultats suivants :

- Le nombre minimum de plateaux qu'a été calculé par l'équation de FENSKE.
- Le taux de reflux minimum qu'a été trouvé par l'application de l'équation d'UNDERWOOD.
- Le taux de reflux réel par l'utilisation de la corrélation de GILLILAND.

Ces résultats trouvés nous aideront pour compléter le traitement de ce problème par les outils informatiques appropriés tout en évitant la perte de temps.

|BIBLIOGRAPHIE

- [1].D. ZOUGAB, Extraction des hydrocarbures aromatiques à partir d'une coupe pétrolière par microémulsion, Mémoire de Magister, université M'hamedBogara de Boumerdes, 2007
- [2].Article, j5920 - Traitement des essences aromatiques pour la pétrochimie, <http://www.techniques-ingenieur.fr/>,(28/01/2018)
- [3]. Nouriabdel fattah , Extraction des aromatiques étude d'un échangeur 200-E2 , Mémoire de Master université El-oued ,2014
- [4]. KECHIDA Bilal , étude d'extraction des hydrocarbures aromatiques et comparaison entre deux solvants utilisés , Mémoire de Master , université kasdi Marbahouaregla , 2015
- [5]. Mme : PRANUDDA PIMSEE , ETUDE DU COMPORTEMENT DES HYDROCARBURES AROMATIQUES POLYCYCLIQUES (HAP) LORS DU DEVERSEMENT ACCIDENTEL D'HYDROCARBURES EN EAUX CONTINENTALES , UNIVERSITÉ DE TOULOUSE , 2014
- [6]. ZOUGAB Dahbia, la Extraction des hydrocarbures aromatiques à partir d'une coupepétrolière par microémulsion. Mémoire de Master université Boumerdés 2007
- [7]. P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 515 - 532
- [8]. J.P.WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 1, Edition TECHNIP 1994 – Paris, p 3 – 13
- [9]. P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 6 – 7.
- [10]. Cours de raffinage du pétrole brut (medardekra) , ingénieur raffinage et génie chimique. Page (12, 16, 17), SlideShare (15/01/2018)

- [11]. R. ABDOULLAEV et V.KOSSIAKOV : Chaire de Raffinage Pétrochimie « Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes ». Institut National des Hydrocarbures et de la Chimie « INHC », Boumerdes, 1977.
- [12]. G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000,
- [13]. J.P.WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 2, Procédés de Séparation, Edition TECHNIP 1998, Paris, p 223 – 228.
- [14]. 2005 ENSPM Formation Industrie - IFP Training, Ingénieurs en Sécurité Industrielle, PROCÉDÉS ET UNITÉS DE RAFFINAGE REFORMAGE CATALYTIQUE – ISOMÉRISATION
- [15]. Le raffinage pétrolier, le colonel DRAKE, qui en 1859 fore le premier puits de pétrole, à Titusville
- [16]. ABOURI Roumaïssa et SIAGH Hadjer, Production de l'essence sans plomb par amélioration du procédé de reforming catalytique (RHM2) Mémoire de Master UNIVERSITE KASDI MERBAH - OUARGLA –
- [17]. P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, page 6.
- [18] WAUQUIER Jean-Pierre raffinage de pétrole tome 2 procédés de séparation Général 1947 (4.34)-(4.35) p 132
- [19] WAUQUIER Jean-Pierre raffinage de pétrole tome 2 procédés de séparation Général 1940-p32 -1220
- [20] BALI Omar Augmentation du rendement des aromatiques dans la coupe intermédiaire Naphta B au niveau du splitter C₆ à la raffinerie de Skikda Mémoire de Master Université Echahid Hamma Lakhdar El Oued
- [21] WAUQUIER Jean-Pierre raffinage de pétrole tome 2 procédés de séparation Général 1948-p 603 -44
- [22] WAUQUIER Jean-Pierre raffinage de pétrole tome 2 procédés de séparation Général 1975- 54 (9) 135
- [23] WAUQUIER Jean-Pierre raffinage de pétrole tome 2 procédés de séparation Général 1944 (4.41) p 137.

| ANNEXE

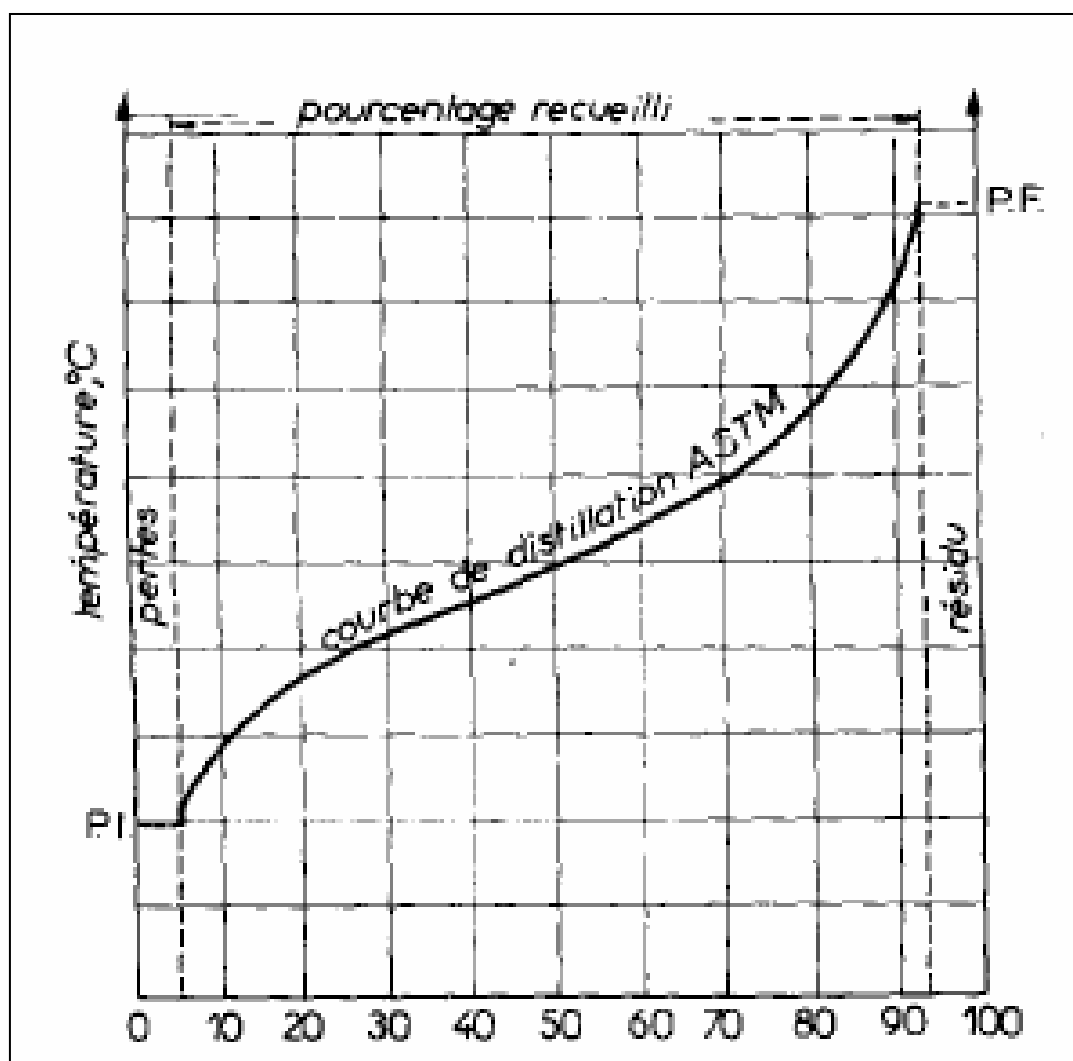


Fig n°01 : Courbe de distillation A.S.T.M.[17]

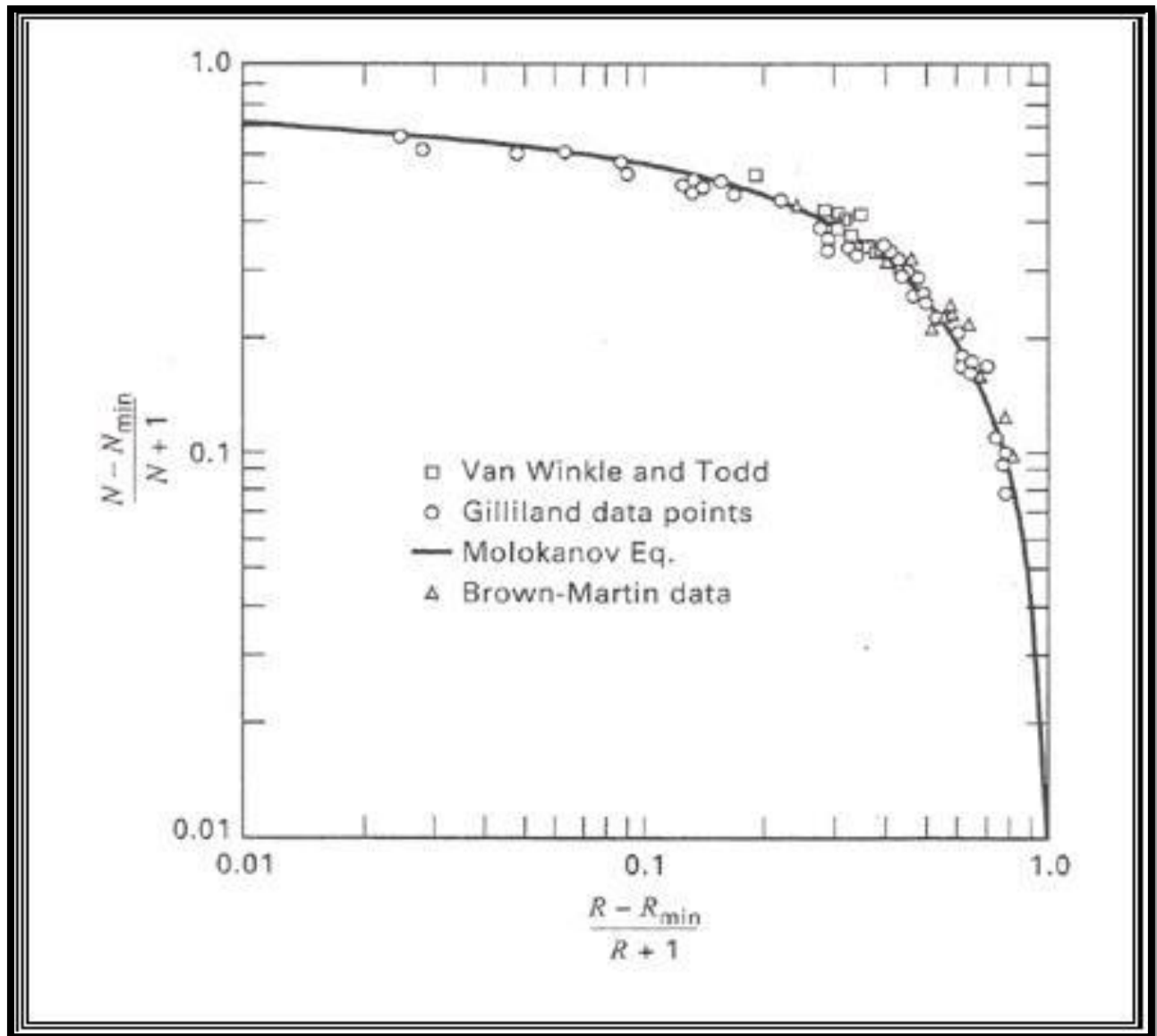


Fig n°05:Coure Diagramme de Gilliland.[20]

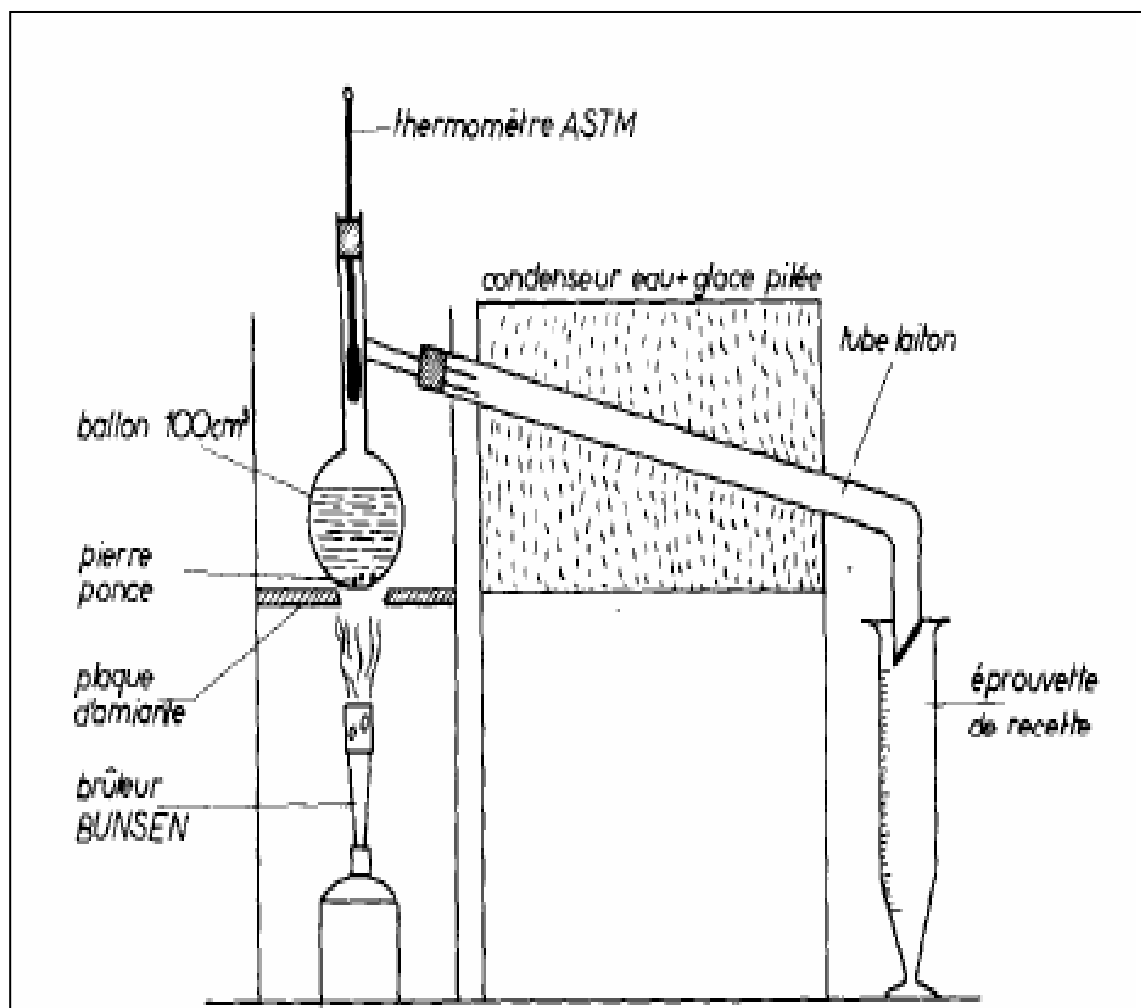


Fig n°02 : Appareillage de la distillation A.S.T.M.[17]

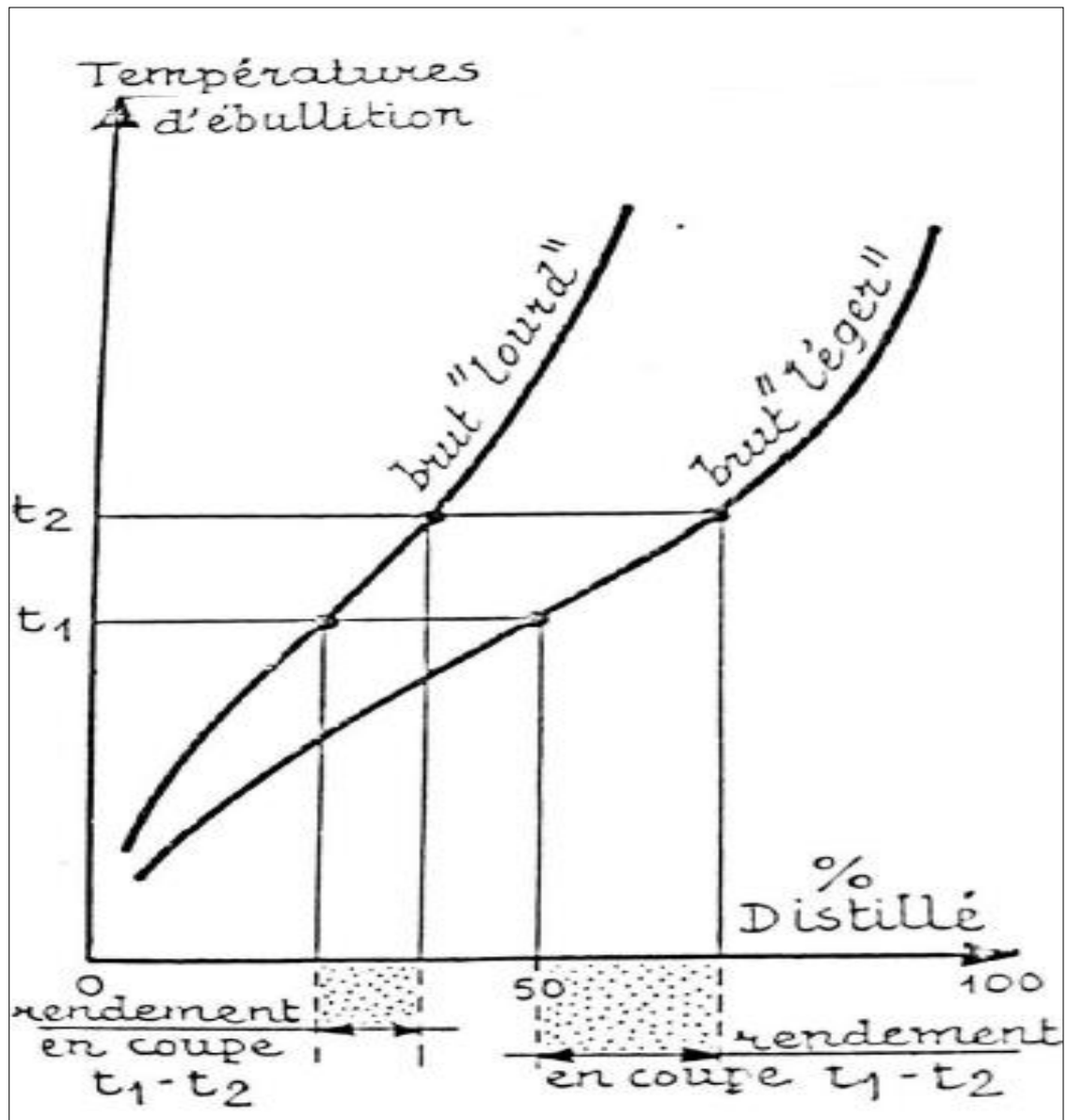


Fig n°03: Courbe de distillation TBP..[17]

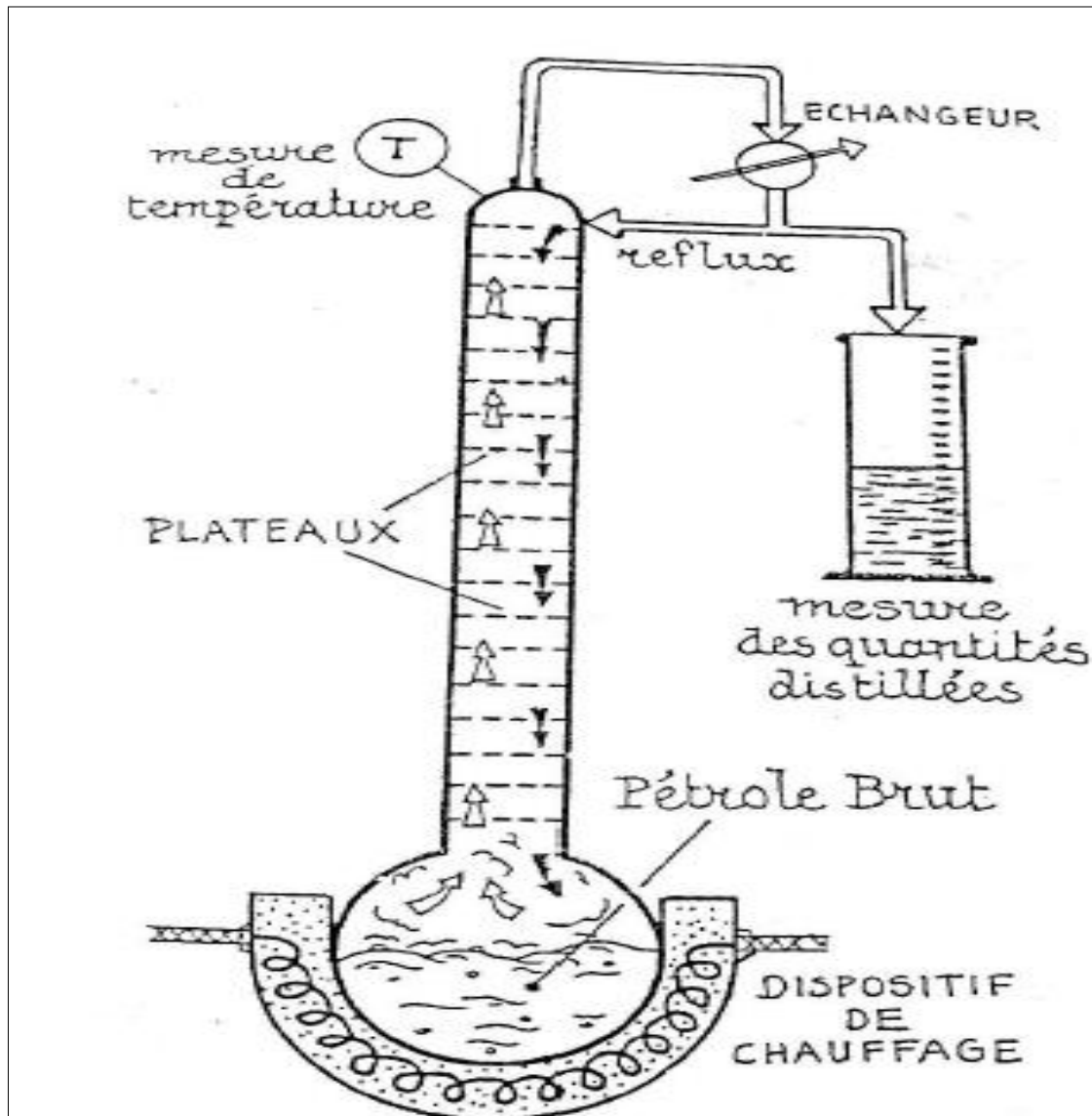


Fig n°04:Appareillage de la distillation TPB.[10]

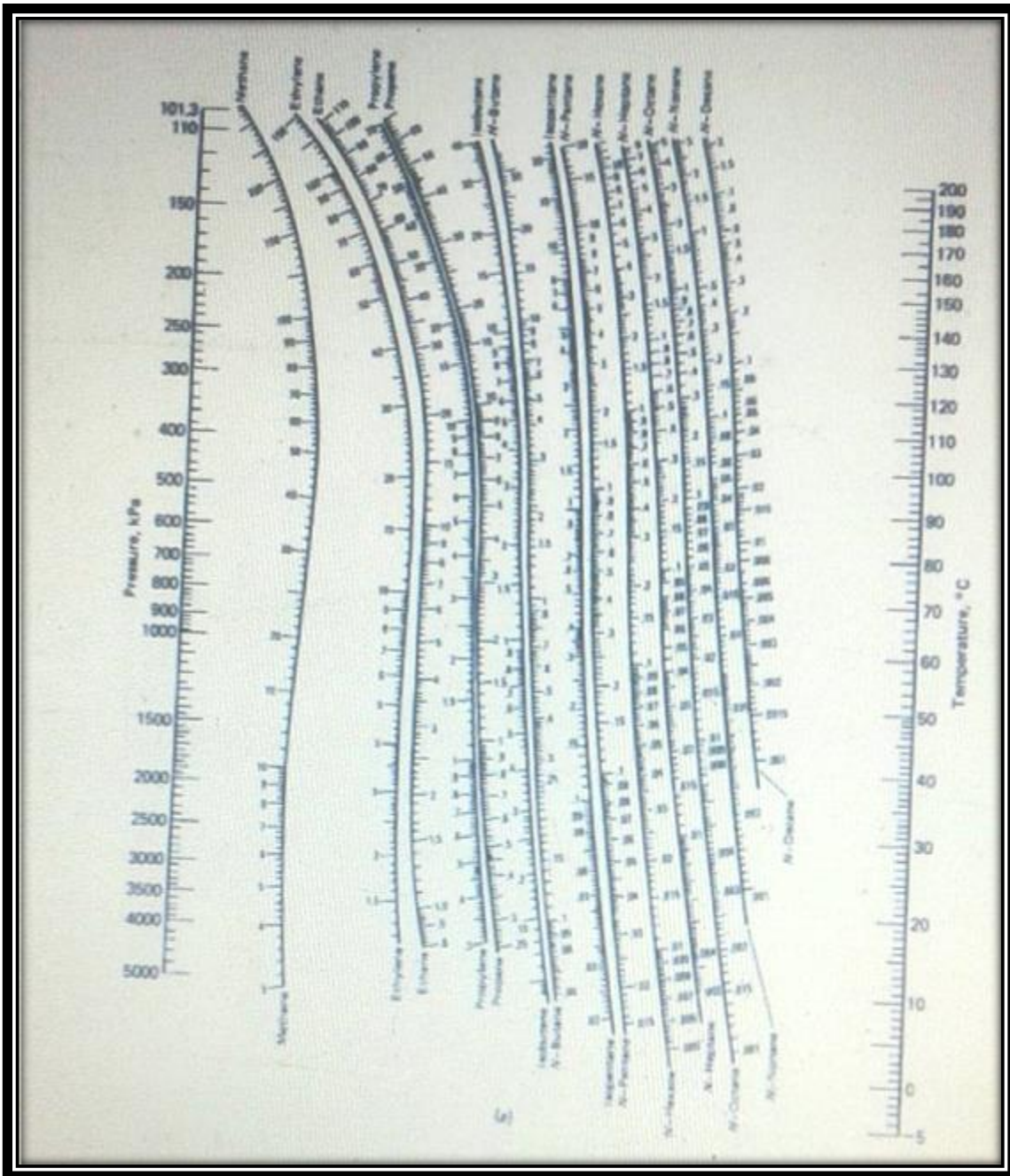


Fig n°(06): les volatilité de la charge(2 3)

| ANNEXE

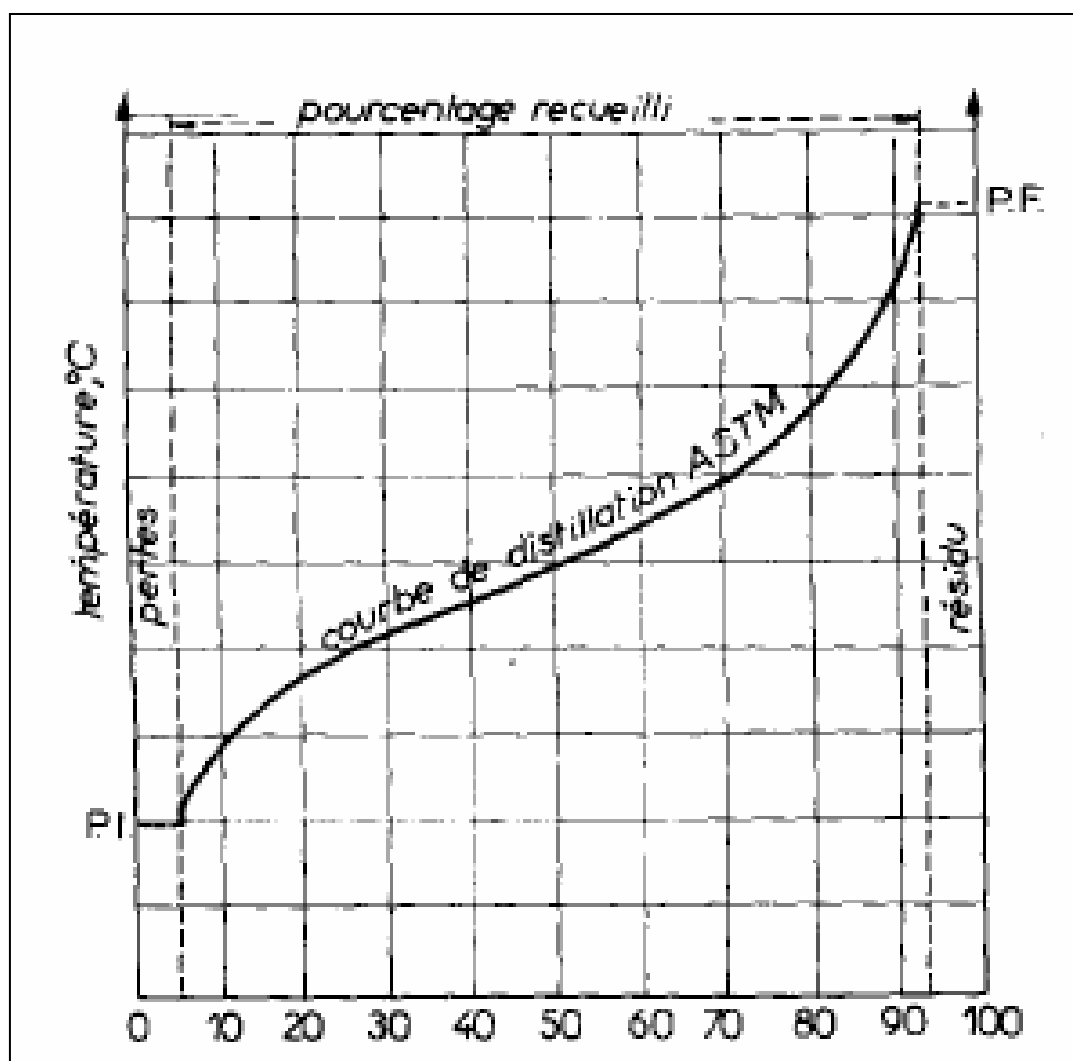


Fig n°01 : Courbe de distillation A.S.T.M.[17]

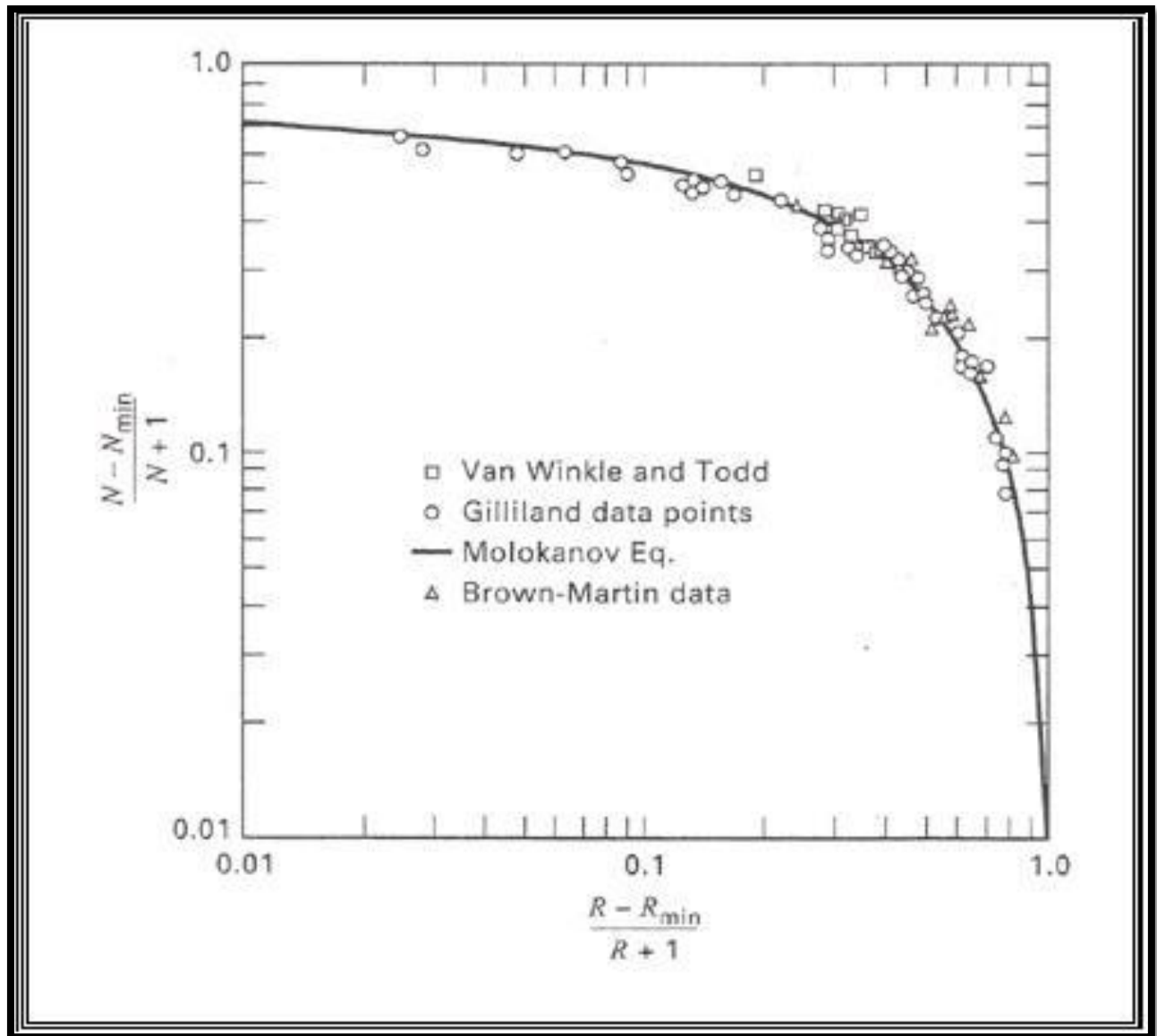


Fig n°05:Coure Diagramme de Gilliland.[20]

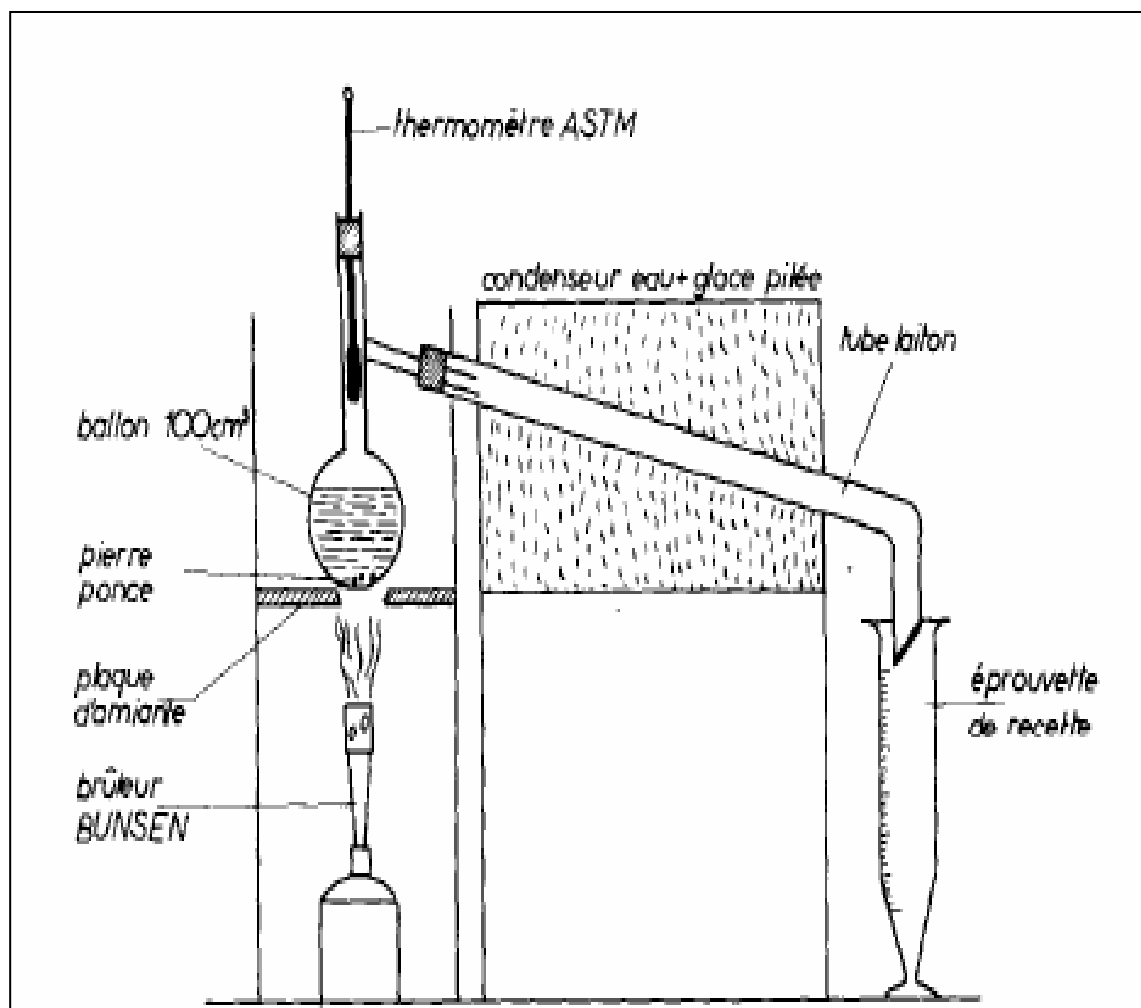


Fig n°02 : Appareillage de la distillation A.S.T.M.[17]

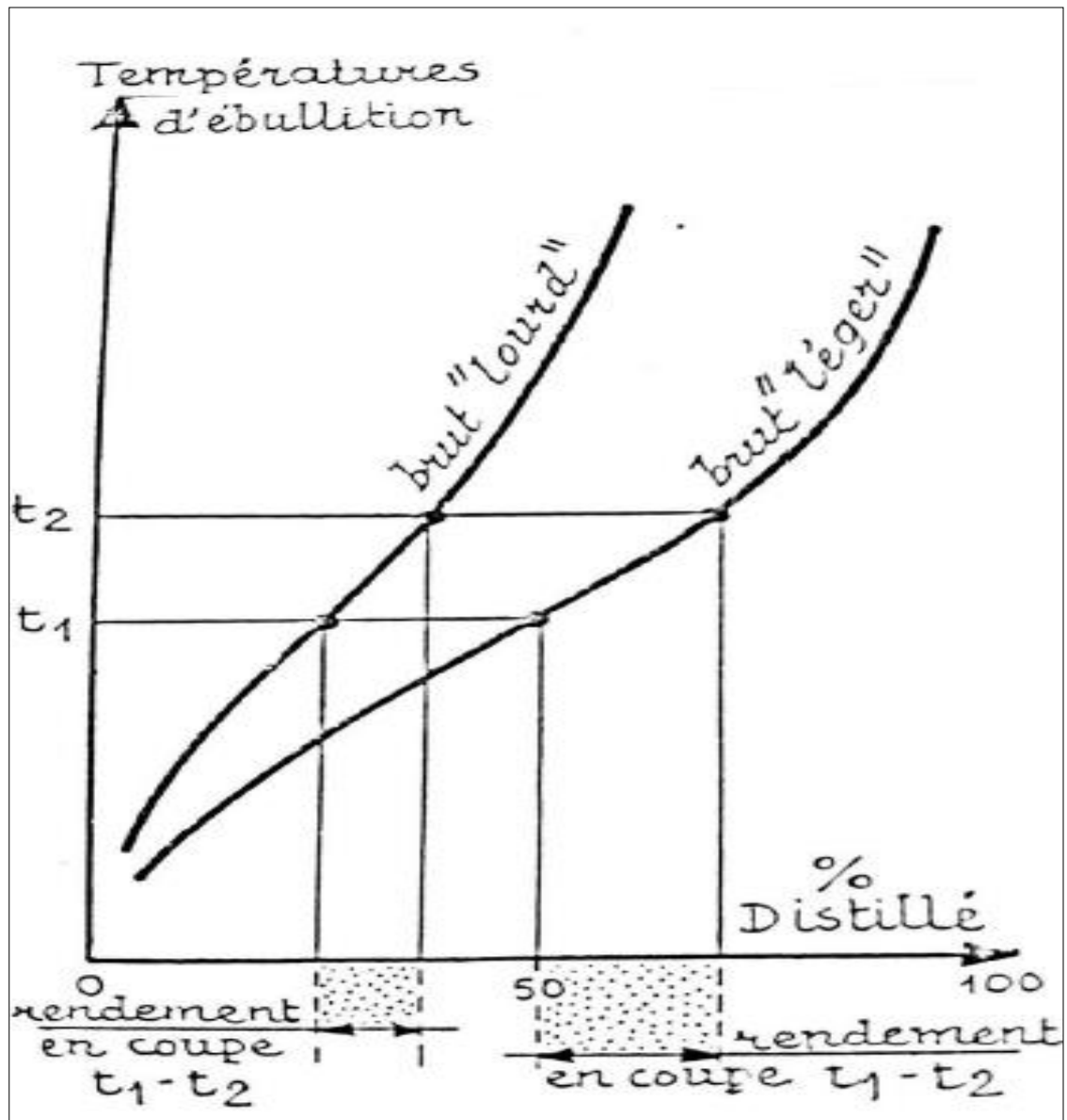


Fig n°03: Courbe de distillation TBP..[17]

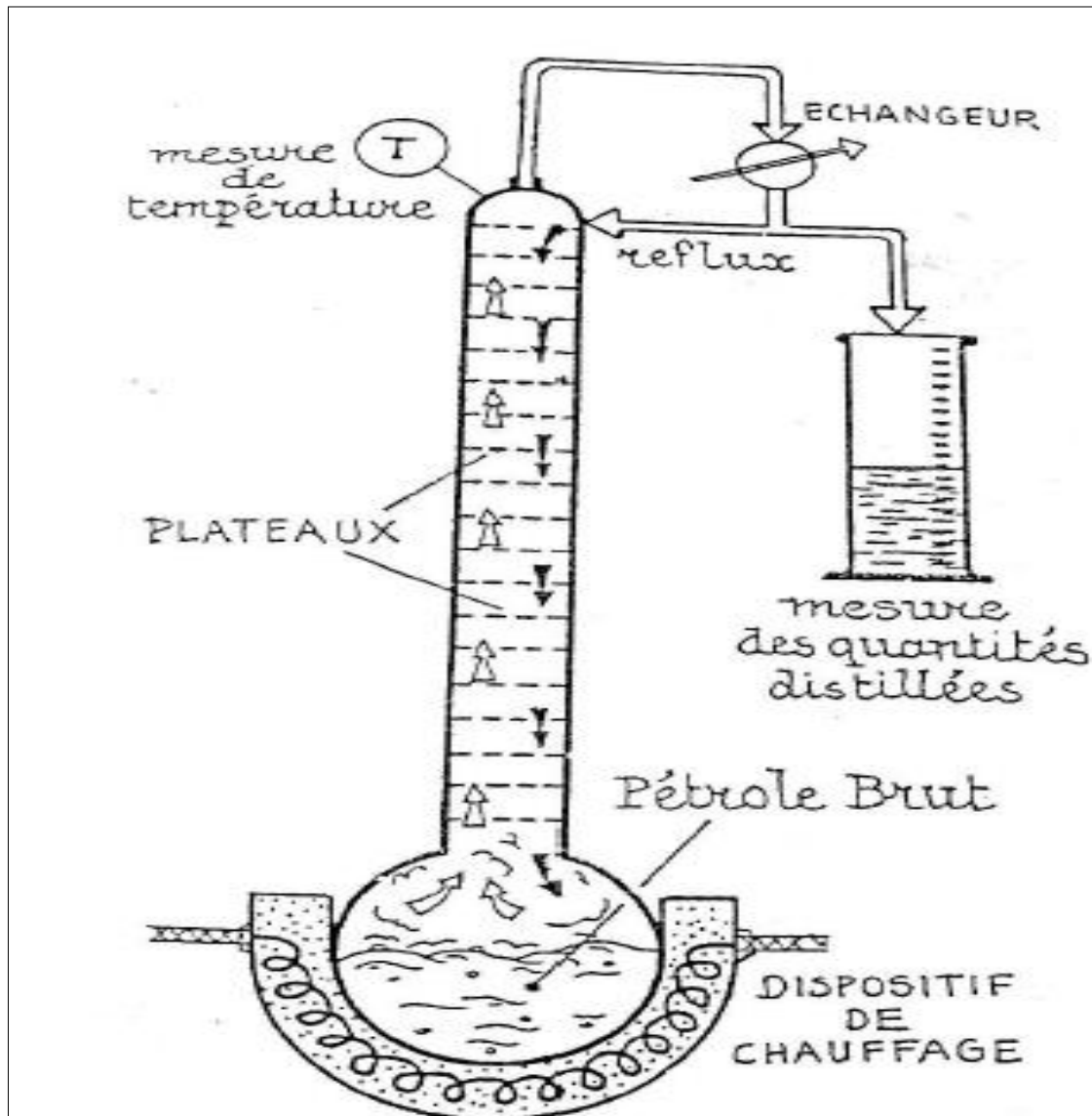


Fig n°04:Appareillage de la distillation TPB.[10]