



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

Mémoire de Fin d'Etude
En vue de l'obtention du diplôme de
MASTER ACADEMIQUE

Domaine: Sciences et Techniques
Filière: Industrie Pétrochimique
Spécialité: Raffinage et Pétrochimie
Présenté par :

BALI Omar

BEN ABDELHAMID Mohammed Salah

DAHADI Hamza

*Augmentation du rendement des
aromatiques dans la coupe
intermédiaire Naphta B au niveau du
splitter C6 à la raffinerie de Skikda*

Soutenu le 29.05.2017

DEVANT LE JURY :

BENMYA Omar

Université d'El Oued

Président

SEROUTI Abdelghani

Université d'El Oued

Examinateur

GUERRAM Abdelmadjid

Université d'El Oued

Rapporteur

Promotion : 2016 - 2017

Remerciement

Notre reconnaissance éternelle et nos vifs remerciements à notre grand créateur, «ALLAH», qui nous a donné la santé et la volonté afin d'accomplir ce travail et nos études.

Nous tenons à exprimer nos sincères et vifs remerciements à notre enseignant consultant M. GUERRAM Abdelmadjid pour son aide et ses orientations, nous le remercions aussi pour la formation bénéfique en spécialité de Raffinage et Pétrochimie.

Nous tenons à transmettre nos vifs remerciements à M. BENMYA Omar et M. SEROUTI Abdelghani. À respectivement président de jury et membre examinateur pour notre soutenance. Nous les remercions pour toutes leurs critiques constructives.

Nos remerciements vont également à tous les enseignants du département de Génie des procédés et Pétrochimie.

Enfin, nous nous adressons à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à réaliser ce modeste travail. Merci à tous.

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 mes frères et mes sœurs, pour leur soutien moral et leurs tendresses.

À toute ma famille.

Omar

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à:

Ma précieuse mère,

Mon cher père,

Mes chers frères et sœurs,

Amis et collègues

Toute ma famille,

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

Mohammed Salah

Dédicaces

Pour ma mère

Pour mon père

Frères et sœurs

Amis et collègues

À toute la famille

Hamza

SOMMAIRE

LISTE DES TABLEAUX

LISTE DES FIGURES

NOMENCLATURE

INTRODUCTION GÉNÉRALE.....	7
Chapitre I : Généralité sur les aromatiques.....	3
I- 1) Introduction	3
I- 2) Définition.....	3
I- 3) Source des aromatiques	4
I- 4) Propriété physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques.....	5
I- 5) Les hydrocarbures aromatiques polycycliques.....	7
I- 6) Rôle et l'importance des hydrocarbures aromatiques dans le domaine pétrochimiques	8
Chapitre II : Distillation	10
II- 1) Introduction	10
II- 2) Types des distillations au laboratoire	10
II- 3) Distillation industrielle.....	12
II- 4) Conclusion.....	19
Chapitre III : Théorie de transfert de matière et chaleur	20
III- 1) Introduction.....	20
III- 2) Théorie de transfert de matière	20
III- 3) Théorie de transfert de chaleur	23
CHAPITRE IV : Partie de calcul.....	30
IV- 1) Vérification du bilan matière.....	30
IV- 2) Vérification du bilan thermique.....	32
IV- 3) Détermination du débit pour chaque coupe	35
IV- 4) Etude de la section I.....	37
IV- 4.1) Détermination de la température de vapeur de tête	37
IV- 4.2) Détermination de la température de soutirage de la NB	40
IV- 4.3) Détermination de la température d'alimentation de la section I	43
IV- 4.4) Calcul des volatilités relatives moyennes	45

IV- 4.5) Détermination du taux de reflux minimal par la méthode de maxwell	46
IV- 4.6) Détermination du nombre de plateau de la section I	49
IV- 4.6.1) Calcul de nombre minimal d'étages à reflux total	50
IV- 4.7) Détermination de la température de reflux froid	50
IV- 4.8) Détermination de la quantité de chaleur amenée par les vapeurs montant de la section II à la section I	51
IV- 5) Etude de la section II	53
IV- 5.1) Détermination de la quantité de chaleur fournie au fond de la colonne	53
IV- 5.2) Calcul du débit de reflux chaud nécessaire pour réaliser les 7.620.265,98 Kcal/h	54
CONCLUSION & RECOMMANDATION	55

BIBLIOGRAPHIE

ANNEXE

LISTE DES TABLEAUX

Chapitre	La liste des tableaux	Page
	Tableau n°01 : Les propriétés physiques des" BTX " et de l'éthyle-benzène.	05
	Tableau n°02 : Propriété physico-chimiques des (HAP).	07
Chapitre II	Tableau n°01 : Ordre de grandeur des coefficients de diffusion.	22
Chapitre IV	Tableau n°01 : Comparaison entre le débit entrant et ceux sortant.	31
	Tableau n°02 : Comparaison des quantités de chaleur entrant et sortant.	35
	Tableau n°03 : Détermination du débit pour chaque coupe.	35
	Tableau n°04 : Comparaison des données actuelles et celles de design.	36
	Tableau n°05 : Composition chromatographique du produit de tête.	38
	Tableau n°06 : Calcul de la composition molaire.	39
	Tableau n°07 : Déterminations de la température de rosée à $P=1,6 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$	39
	Tableau n°08 : Composition Chromatographique de la (NB).	40
	Tableau n°09 : Calcul de la composition molaire de la (NB).	41
	Tableau n°10 : Détermination du point de bulle de la NB à $P=1,8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$	42
	Tableau n°11 : Composition molaire de l'alimentation de la Section I.	43
	Tableau n°12 : Détermination de la température de rosé à $P=1,8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$	44
	Tableau n°13 : Tableau récapitulative.	46
	Tableau n°14 : Détermination de « L » des différents composants.	46
	Tableau n°15 : Détermination de la température de bulles à $P = 1,25 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$	50
	Tableau n°16 : La comparaison entre les anciens et les nouveaux paramètres de splitter.	54

LISTE DES FIGURES

Chapitre	La liste des figures	Page
Chapitre I	Figure n°01 : Formule de benzène.	05
	Figure n°02 : Formule de toluène.	06
	Figure n°03 : Formule d' Xylène.	06
	Figure n°04 : Formule d'Ethyle – benzène.	06
	Figure n°05 : Représente les structures des 16 HAP.	07
Chapitre II	Figure n°01 : Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne.	15
	Figure n°02 : Unité de distillation atmosphérique avec pré-distillation.	16
	Figure n°03 : Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash.	17
Chapitre III	Figure n°01 : Exemple de transfert de matière par diffusion (osmose inverse).	21
	Figure n°02 : Le flux de matière.	21
	Figure n°03 : Exemple sur les trois modes de transfert de chaleur.	24
	Figure n°04 : Exemple de transfert de chaleur par conduction.	25
	Figure n°05 : Exemple de transfert de chaleur par convection.	26
	Figure n°06 : Exemple de transfert de chaleur par rayonnement.	26
Chapitre IV	Figure n°01 : Schéma illustre les débits entrants et sortants de splitter C6.	30
	Figure n°02 Schéma illustre les quantités de chaleur entrante et sortante de splitter C6.	32
	Figure n°03 : Schéma de Splitter C6 avec le ballon de flash proposé.	36
	Figure n°04 : Schéma descriptif de la section I.	37
	Figure n°05 : Schéma illustre les quantités de chaleur de la section I.	51
	Figure n°06 : Schéma descriptif de la section II.	53
Annexe	Figure n°01 : Courbe de distillation A.S.T.M.	-
	Figure n°02 : Appareillage de la distillation A.S.T.M.	-
	Figure n°03 : Courbe de distillation TBP.	-
	Figure n°04 : Appareillage de distillation TBP.	-
	Figure n°05 : L'enthalpie en fonction de la température et densité relative.	-
	Figure n°06 : Nomogramme des coefficients d'équilibre (K_i) des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).	-
	Figure n°07 : Nombre d'étages théoriques N en fonction du taux de reflux R_f dans la distillation des mélanges complexes (Gilliland).	-
	Figure n°08 : Schéma actuel de l'unité de Topping.	-
	Figure n°09 : Schéma de l'unité de Topping avec le ballon de flash proposé.	-
	Figure n°10 : Schéma de la deuxième splitter proposée.	-

NOMENCLATURE

Symbole	Désignation	L'unité
d_4^T	La densité relative à la température T.	-
d_4^{20}	La densité relative mesurée à 20°C.	-
d_4^{15}	La densité relative mesurée à 15°C.	-
e	Taux de condensation.	-
G	Le débit massique du mélange.	Kg/h
G_{ch}	Le débit massique de la charge.	Kg/h
G_{ch}^L	Le débit massique de la phase liquide de la charge.	Kg/h
G_{ch}^V	Le débit massique de la phase vapeur de la charge.	Kg/h
G_{NA}	Le débit massique de la Naphta A.	Kg/h
G_{NB}	Le débit massique de la coupe intermédiaire (Naphta B).	Kg/h
G_{NC}	Le débit massique du produit de fond (Naphta C).	Kg/h
G_R	Le débit massique du résidu.	Kg/h
G_{Reb}	Le débit massique de reflux chaud.	Kg/h
G_{Ref}	Le débit massique de reflux froid.	Kg/h
G_V	Le débit massique de vapeur montant de la section II à la section I.	Kg/h
G_{VT}	Le débit massique de vapeur de tête.	Kg/h
g_i	Débit massique de constituant « i ».	Kg/h
H^L	Enthalpie de la phase liquide.	Kcal/Kg
H^V	Enthalpie de la phase vapeur.	Kcal/Kg
K_i	Coefficient d'équilibre de constituant (i).	-
K_R	La constante d'équilibre du composant clé lourd (il s'agit de l'heptane «C ₇ » dans le cas de cette étude).	-
M_i	Masse moléculaire de constituant « i ».	Kg/Kmol
M_{moy}	Masse moléculaire moyenne.	Kg/Kmol
N	Débit molaire total.	Kmol/h
n_i	Débit molaire du constituant « i ».	Kmol/h
Q_{Ch}	Quantité de chaleur dans la charge.	Kcal/h
Q_{NA}	Quantité de chaleur transmise au Naphta A.	Kcal/h
Q_{NB}	Quantité de chaleur transmise au Naphta B.	Kcal/h
Q_{NC}	Quantité de chaleur transmise au Naphta C.	Kcal/h
Q_{VT}	Quantité de chaleur transmise aux vapeurs de tête.	Kcal/h
Q_{Reb}	Quantité de chaleur apportée par le rebouilleur.	Kcal/h
Q_{Ref}	Quantité de chaleur apportée par le reflux froid.	Kcal/h
r	Taux de vaporisation.	-

V_{ch}	Le débit volumique de la charge.	m^3/h
V_{NA}	Le débit volumique du naphta A.	m^3/h
V_{NB}	Le débit volumique du naphta B.	m^3/h
V_{NC}	Le débit volumique du naphta C.	m^3/h
V_{Reb}	Le débit volumique de reflux chaud.	m^3/h
V_{Ref}	Le débit volumique de reflux froid.	m^3/h
V_V	Le débit volumique de vapeur mentant de la section II à la section I.	m^3/h
V_{VT}	Le débit volumique de vapeur de tête.	m^3/h
X_i	Composition molaire de constituant « i » en phase liquide.	-
X'_i	Composition massique de constituant « i ». en phase liquide.	-
Y_i	Composition molaire du constituant « i » en phase vapeur.	-
Y'_i	Composition massique du constituant « i » en phase vapeur.	-

LETTRES GRECQUES

Symbole	Désignation	L'unité
a	Le facteur de correction de la densité.	-
a_A	Volatilité relative du constituant « i » dans l'alimentation.	-
a_D	Volatilité relative du constituant « i » dans distillat.	-
a_i	Volatilité relative du constituant « i ».	-
a_m	Volatilité relative moyenne.	-
ρ^T	La masse volumique à la température T.	Kg/m^3

ABBREVIATIONS

Symbole	Désignation	L'unité
abs	Absolue.	-
E	Échangeur.	-
EA	Aéro.	-
FRC	Contrôleur régulateur de débit.	-
HC	Hydrocarbures.	-
MP	Motopompe.	-
V	Ballon (vessel).	-



INTRODUCTION GÉNÉRALE

Introduction générale

Le pétrole brut contient une multitude de composés organiques ; essentiellement les hydrocarbures. Parmi ces derniers, il existe des hydrocarbures importants pour l'industrie de la pétrochimie appelé les aromatiques (le benzène, le toluène, et les trois isomères de xylènes) qui sont exploités dans de différentes branches de l'industrie pétrochimique.

Les composés aromatiques C₆-C₈ sont utilisés comme matières premières pour la synthèse des polyamides, polyesters, pour la fabrication des fibres artificielles, des médicaments, et aussi dans la production des solvants, des antioxydants, des détergents, des colorants...etc. [1]

Le procédé de distillation est la base de traitement du pétrole brut. C'est le procédé qui permet le fractionnement de brut en se servant de la différence qui existe entre les points d'ébullition de différents groupes d'hydrocarbures. [2]

Les caractéristiques de ces coupes sont liées aux besoins spécifiques du marché que ce soit pour des produits à utilisations directes ou des produits servant comme matière première pour des procédés ultérieurs créant de nouvelles formes d'hydrocarbures inexistantes comme les oléfines, ou qui sont trop rares dans le pétrole brut comme les aromatiques, suite à des nouvelles combinaisons d'atomes de carbone et d'hydrogène.

Ces hydrocarbures proviennent, en effet, presque exclusivement des fractions pétrolières, à travers le procédé du reformage catalytique ou craquage. Le procédé de reformage catalytique se produit à partir des coupes "Naphta" intermédiaires, constituées principalement par les essences provenant du procédé de la distillation atmosphérique du pétrole brut, des bases pour carburants à haut indice d'octane. Par ailleurs, il fournit l'hydrogène nécessaire dans la raffinerie pour les hydrotraitements des autres coupes.

La coupe Naphta (l'essence stabilisée) est une coupe pétrolière légère dans la gamme des essences (C₄-C₁₁ environ) provenant du procédé de la distillation atmosphérique du pétrole brut. Elle est riche en « Précurseurs d'aromatiques ». On entend par « Précurseurs d'aromatiques » tout composants ayant la possibilité de se convertir en un composé aromatique par des réactions chimiques. Les précurseurs d'aromatiques qui constituent la coupe E.S (essence stabilisée) sont : le cyclohexane, le méthyle-cyclopentane, le benzène, les C₈ naphthéniques et les C₈ aromatiques.

Le pourcentage d'aromatiques dépend de la composition de la charge et principalement de sa teneur en naphthènes, et ceci dépend directement des paramètres de fonctionnement de la colonne.

Dans l'unité de distillation atmosphérique à la raffinerie de Skikda (RA1K), le naphta intermédiaire appelé Naphta B est issue d'une colonne de séparation nommée splitter C₆ qui sépare l'essence stabilisée (l'essence qui passe par la colonne de stabilisation) en trois coupes :

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

Le mauvais fonctionnement du splitter se traduit par la mauvaise qualité de la coupe intermédiaire, du point de vue distillation, densité et teneur en précurseurs aromatiques. Cette coupe se trouve entraînée surtout avec le produit de fond. L'amélioration de sa qualité est nécessaire, car elle sert la charge de la section reformage catalytique. Cette étude définit les paramètres menant au dysfonctionnement du splitter, et détermine les nouvelles conditions de marche du splitter dont le but est d'améliorer le rendement des précurseurs d'aromatiques dans la coupe intermédiaire (Naphta B).

Ce travail a été réparti en deux parties, théorique et pratique :

1) Partie Théorique :

- Chapitre I : Généralité sur les aromatiques.
- Chapitre II : Distillation.
- Chapitre III : Théorie de transfert de matières et chaleur.

2) Partie Pratique :

- Chapitre IV : Partie de calcul.

CHAPITRE I

Généralité sur les Aromatiques

I) Les aromatiques

I-1) Introduction

Le pétrole est un mélange de différents produits hydrocarbonés et non hydrocarbonés. Il contient des composés aromatiques qui se trouvent essentiellement après distillation dans le naphta : produit de la distillation fractionnée du pétrole, le naphta est un intermédiaire entre l'essence et le kérosène. Il fait partie des produits dits légers en raison de la faible masse moléculaire des hydrocarbures qui le composent. (Dont ils représentent jusqu'à 20 % de la masse). Une simple séparation des aromatiques ne suffit pas aux besoins du marché, il faut en synthétiser à partir des autres hydrocarbures. Pour cela on effectue soit un reformage catalytique du naphta, soit un vapocraquage des coupes plus lourdes (gazoles). Certains aromatiques moins utilisés (toluène ou méta-xylène) peuvent être convertis en benzène, paraxylène ou ortho-xylène.

Les hydrocarbures aromatiques sont utilisés dans des différentes branches de l'industrie, d'où la nécessité de les valoriser pour leur utilisation en synthèse pétrochimique. [3]

Les aromatiques sont une famille d'hydrocarbures présents dans les pétroles bruts, particulièrement importante dans le monde de la pétrochimie. Ils sont notamment à la base de la fabrication d'un grand nombre de matériaux synthétiques modernes. Les intermédiaires aromatiques les plus recherchés sont le benzène, le toluène et le paraxylène (BTX). Ces composés doivent répondre à la demande en matières premières aromatiques de l'industrie pétrochimique. Les hydrocarbures aromatiques sont obtenus principalement par les procédés de reformage catalytique ou vapocraquage. [4]

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.

Sont des matières premières fondamentales de la pétrochimie.

Les aromatiques sont des HC très stables grâce à la circulation libre des électrons autour du cycle. Les aromatiques diffèrent des autres hydrocarbures par le fait qu'ils présentent un noyau aromatique. Et leur rapport C/H est très élevé. [5]

I-3) Source des aromatiques

Les hydrocarbures aromatiques existent dans le pétrole brut mais avec des quantités faibles. La teneur en aromatiques varie avec les origines mais une coupe de pétrole bouillant entre 40°C et 180°C peut renfermer 2 à 10 % d'aromatiques, une essence provenant du craquage peut renfermer 15 à 20% d'aromatiques.

En dehors des produits liquides issus de distillation de la bouillie, les hydrocarbures aromatiques proviennent essentiellement du traitement des essences de la pyrolyse de naphtha ou de gasoil. [5]

La teneur en aromatiques des éléments de reforming catalytique varie selon la composition de la charge, et son intervalle de distillation.

Les essences de pyrolyse ne dépendent pas en principe de la nature de la charge, on constate ainsi que les deux sources d'aromatiques possibles ont des compositions très différentes selon les besoins du marché l'une ou l'autre peut être employés. Cependant, les hydrocarbures aromatiques peuvent avoir une origine non pétrolière.

En effet 10% environ des aromatiques consommés actuellement dans le monde proviennent du charbon.

On peut aussi avoir les hydrocarbures aromatiques BTX (Benzène, Toluène et Xylène) à partir des benzols c'est-à-dire, lors de la transformation de la bouillie en coke nécessaire à la production de fonte brute, il se forme des gaz bruts ou gaz de cokerie, des benzols et du goudron.

Les benzols sont traités à l'acide sulfurique ou par hydrosulfuration catalytique pour les débarrasser des composés sulfurés (thiophène, mercaptans), oxygène (phénols) et azotes (pyridine), le produit raffiné est ensuite distillé pour donner le benzène brut renfermant les hydrocarbures suivants en poids. [5]

I-4) Propriété physico-chimiques des hydrocarbures aromatiques

La séparation et la purification du divers élément de la coupe C₈ aromatiques 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 aromatiques, 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. [4].

Tableau I.1: Les propriétés physiques des " BTX " et de l'éthyle-benzène.[5]

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

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. [6].

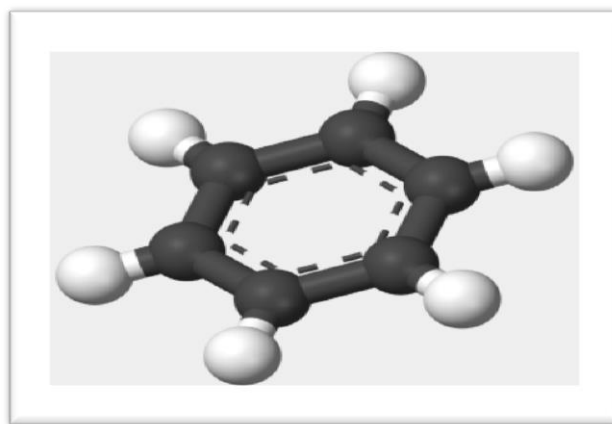


Figure I.1: Formule de benzène. [6]

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 [6].

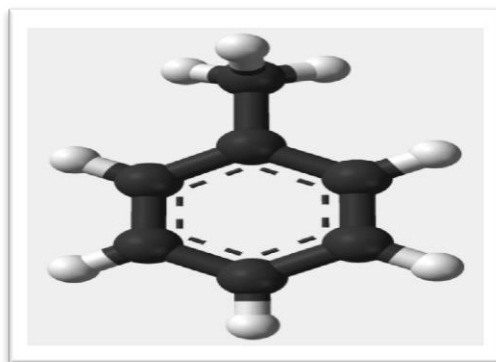


Figure I.2: Formule de toluène. [6]

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

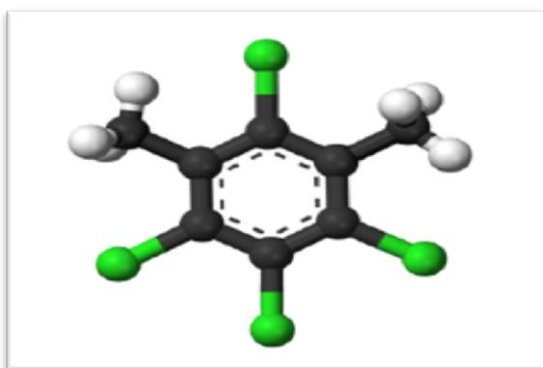


Figure I.3: Formule de Meta- Xylène. [6]

Le Xylène contient trois isomères [6] :

→ Ortho - Xylène.

→ Meta - Xylène.

→ Para - Xylène.

L'Ethyle – benzène:

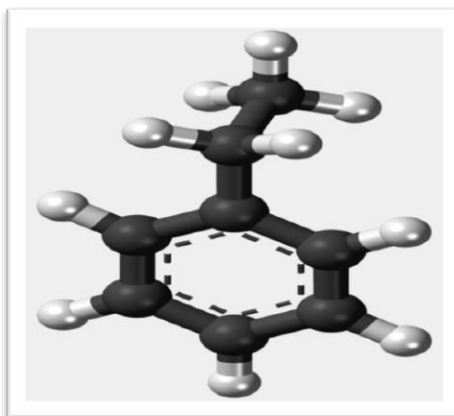


Figure I.4: Formule d'Ethyle - benzène. [6]

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. [7]

Tableau n°2: Propriété physico-chimiques des (HAP).[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
Acénaphthène	154,2	1,024	3,42
Fluorène	166,2	1,203	1,9

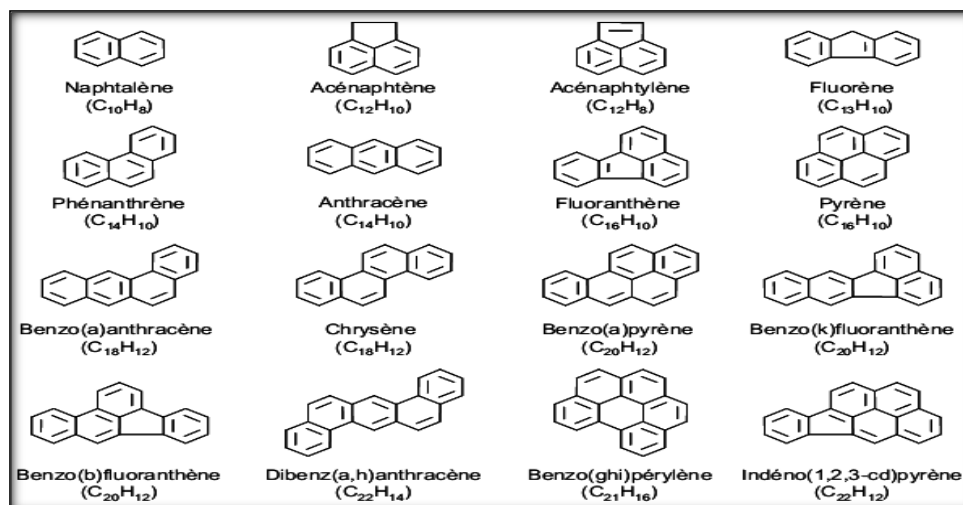


Figure 1.5: Représente les structures des 16 HAP. [7]

I-6) Rôle et l'importance des hydrocarbures aromatiques dans le domaine pétrochimiques

Les hydrocarbures aromatiques ont pris une grande importance économique, époque à laquelle on a utilisé l'huile légère de houille comme solvant du caoutchouc. Sous forme de produits purs, les composés aromatiques sont couramment utilisés dans la synthèse chimique des matières plastiques, du caoutchouc, des peintures, des colorants, des explosifs, des pesticides, des détergents, des parfums et des médicaments. Ils sont employés principalement en mélange dans des solvants et constituent une fraction variable de l'essence. [1]

Les produits-clés de la chimie des aromatiques, vaste et diversifiée, sont le benzène, le toluène, l'éthyle benzène et les isomères ortho-, méta-et para- du xylène. Les aromatique plus lourds tels que le naphthalène et l'anthracène sont d'une importance moindre.

Les aromatiques parmi les produits de base les plus répandus et les plus importants ; ils interviennent pour une grande part dans toutes les fabrications des plastiques, des caoutchoucs synthétiques et des fibres synthétiques. [1]

La pétrochimie en partant de certaines de ces coupes (essence, gasoil) produites par les opérations de vapocraquage et de reformage des oléfines et des aromatiques. C'est à partir de ces "brique" que s'élaborent, par une succession de réactions plus ou moins nombreuses, les produits chimiques mis en œuvre dans les applications modernes de la chimie. Parmi celles-ci, les plus importantes en tonnage sont les matières plastiques, les fibres textiles et les élastomères, mais il faut ajouter les détergents, les pesticides, les solvants, sans compter les innombrables applications de parachimie qui, bien que traitant des tonnages beaucoup plus faibles, se caractérise par une valeur ajoutée bien plus grande (parfumerie, cosmétiques, médicaments, etc.). [8]

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. [9]

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. [9]

II-2) Types des distillations au laboratoire

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. [9]

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. [9]

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°01, 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°02, 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. [10]

II-2.3) Distillation TBP

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. [11]

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. [11]

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, «True Boiling Point» TBP. [11]

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. [12]

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. [11]

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. [13]

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. [10]

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. [10]

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. [10]

II-3.1) La distillation atmosphérique

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). [11]

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). [11]

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. [11]

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. [11]

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. [2]

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:

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. [13]

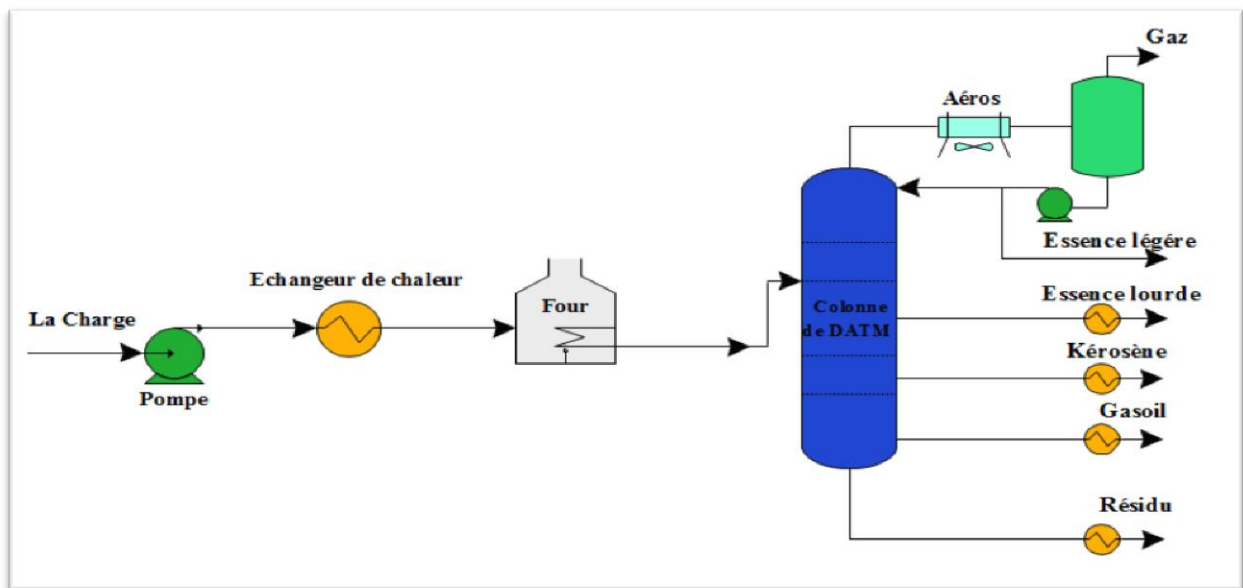


Figure II.1: Schéma de distillation atmosphérique avec une seule colonne. [14]

→ 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. [13]

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. [13]

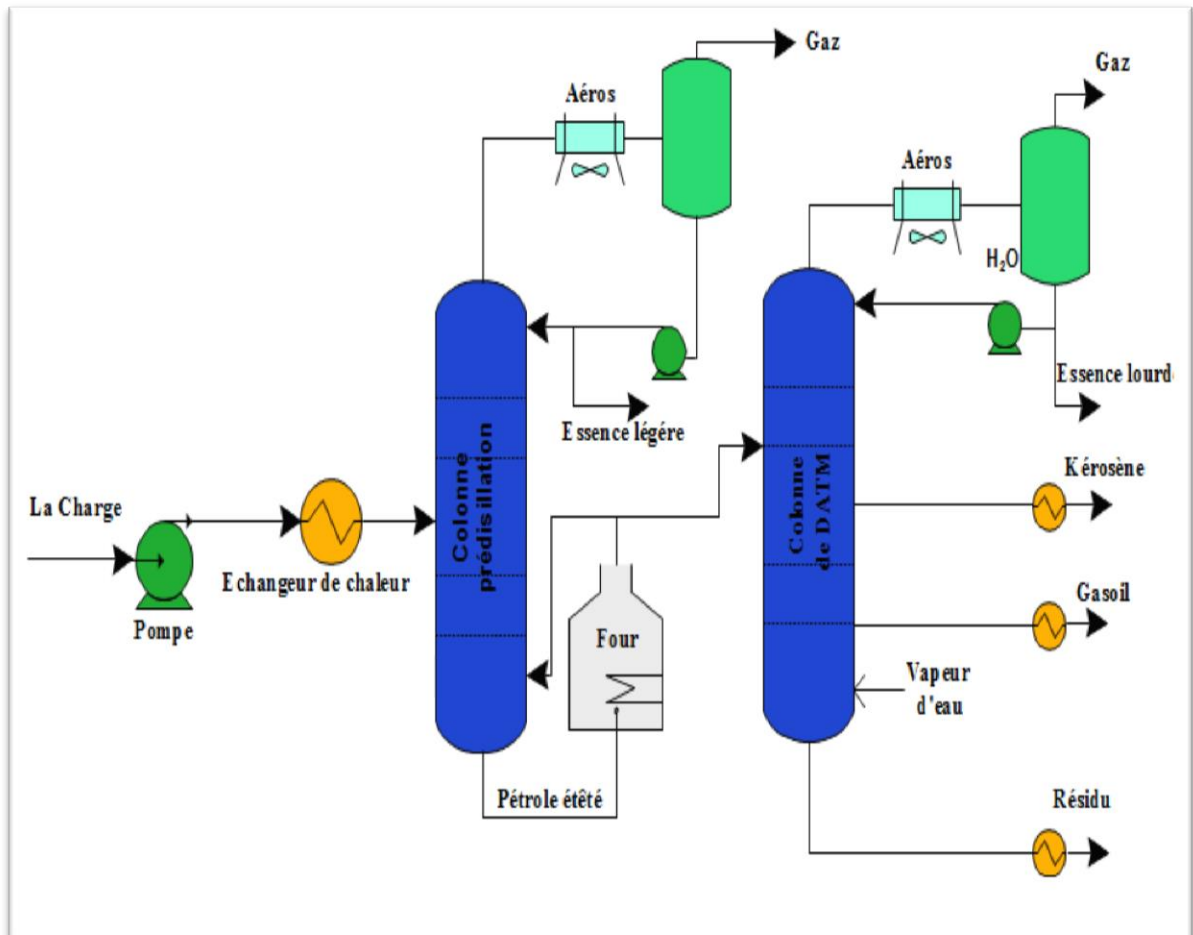


Figure II.2: Schéma de la distillation atmosphérique avec pré-distillation. [14]

→ 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. [13]

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. [13]

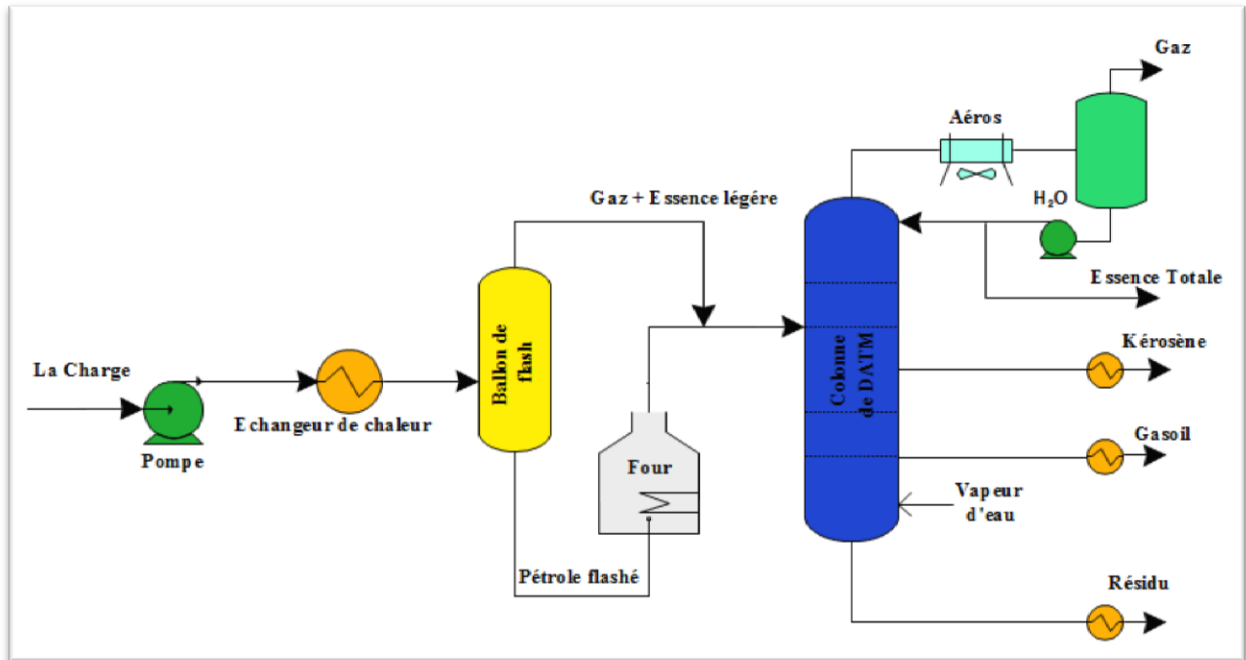


Figure II.3: Schéma de distillation ATM avec un ballon de flash. [14]

→ **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. [13]

II-3.2) Distillation sous vide

Après une première distillation, la partie résiduelle (le R.AT) 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. [11]

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. [11]

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. [11]

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. [11]

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. [13]

II-4) Conclusion

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. [11]

CHAPITRE III

**Théorie de transfert de
matière et chaleur**

III) Théorie de transfert de matière et chaleur :

III-1) Introduction :

Les transferts de matières et chaleur sont impliqués presque dans toutes les industries lourdes, et surtout dans le secteur énergétique des hydrocarbures, dans le raffinage et pétrochimie, ils jouent un rôle principal et très important au cours de la distillation et la transformation des produits pétroliers.

Le transfert de chaleur représente l'un des modes les plus communs d'échange d'énergie. La chaleur est une forme de cette énergie et leur unité dans le système international est le joule (J), la plupart des procédés pétrochimiques sont exposés de l'échange thermique plusieurs fois durant le chauffage, le refroidissement, la réfrigération. Ce transfert se fait par trois modes fondamentaux sont la conduction, la convection et le rayonnement. [15]

En général le transfert de matières consiste en la migration de composés à l'intérieur d'une phase ou entre des phases. La matière est ce qui compose tout corps ayant une réalité sensible quel que soit leur état, solide, liquide, gazeux.

III-2) Théorie de transfert de matière :

III-2.1) Définition :

Les opérations de séparation telles que la distillation, l'absorption des gaz, l'extraction par solvant, etc., font appel au transfert de matière entre phases (liquide-vapeur, liquide-liquide), mises en contact de manière convenable dans des appareils tels que colonne à distiller (à plateaux ou à remplissage), extracteur liquide-liquide (avec ou sans agitation mécanique), etc. Si, dans ces appareils, le transfert était infiniment rapide, les phases seraient en équilibre partout où elles sont en contact : les concentrations d'un soluté dans chaque phase seraient reliées par les lois des équilibres thermodynamiques liquide-vapeur ou liquide-liquide correspondant à la séparation envisagée. [15]

D'une manière générale, le transfert de matières montre le passage d'un constituant, d'un système vers un autre, séparé par une interface. La disposition d'un constituant peut être soit à un phénomène physique du type dissolution ou de type réaction chimique, dans l'un ou dans l'autre, car il est important de connaître le rendement qu'on peut atteindre dans l'appareil. Le transfert de matières est caractérisé par des coefficients de transfert qui dépendent :

- de la nature des substances chimiques en présence.
- des conditions hydrodynamiques dans lesquelles s'effectue le transfert.

Si les concentrations ne sont pas uniformes, elles tendent à le devenir sous l'effet soit

de l'agitation moléculaire, soit de la turbulence hydrodynamique. [16]

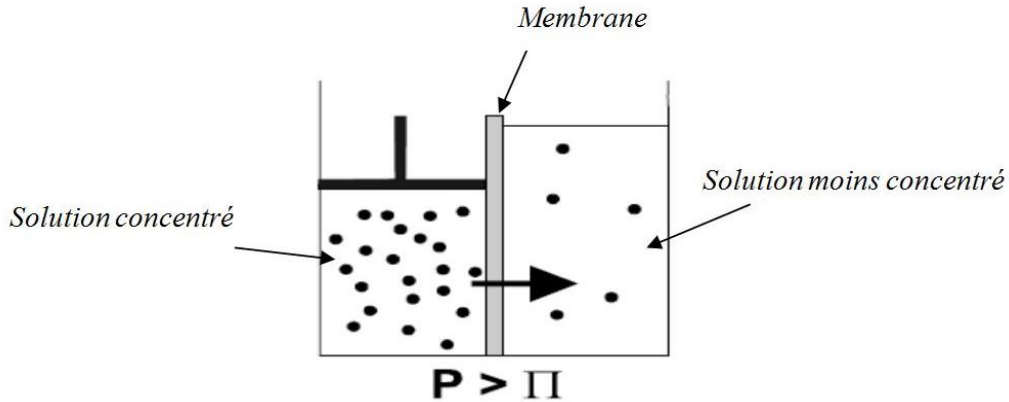


Figure III.1: Exemple de transfert de matière par diffusion (osmose inverse). [17]

Avec :

π : La pression osmotique.

P: La pression appliquée.

Pour définir l'intensité du transfert de matière, considérons un élément de surface (une fenêtre dans l'espace voir *fig III.2*). Le transport de matière est quantifié par une densité de flux de matière, N, qui représente la masse (ou le nombre de mole) qui traverse la surface par unité de temps et unité de surface ($\text{kg} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$ ou $\text{mol} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{s}^{-1}$). [18]

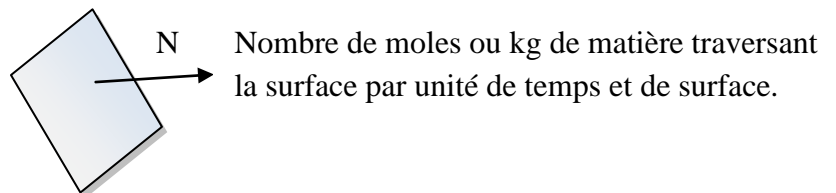


Figure III.2: le flux de matière. [18]

III-2.2) Loi de Fick :

La diffusion est le mécanisme de transport de la matière sous l'effet d'un gradient de concentration, depuis les zones concentrées en matière vers les zones moins concentrées. La loi empirique de Fick décrit ce phénomène en énonçant que le flux de matière, N, est proportionnel au gradient de concentration par l'intermédiaire du coefficient de diffusivité, D :

$$N = -D \frac{dC}{dx} \dots\dots\dots (\text{III} - 01)$$

Dans cette équation, le signe moins traduit le fait que le transfert se réalise dans le sens opposé aux concentrations croissantes (dans le sens opposé aux concentrations croissantes). [18]

Tableau III.1: Ordre de grandeur des coefficients de diffusion. [18]

Etat de matière	valeurs de coefficient de diffusion	Unité
gaz	$10^{-5} - 10^{-3}$	m^2/s
liquide	$10^{-10} - 10^{-9}$	m^2/s
solide	$10^{-15} - 10^{-13}$	m^2/s

III-2.3) Loi de DALTON :

Considérant une phase vapeur composée de constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits, la pression partielle d'un constituant (P_i^V) est proportionnelle à la pression du système (P_T) et à sa concentration molaire (y_i') [19].

$$P_i^V = P_T \cdot y_i' \dots \dots \dots (III - 02)$$

III-2.4) Loi de RAOULT et HENRY

Les lois de Raoult et Henry ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles. On conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide est proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à la phase liquide. [20]

D'après la loi de Raoult, la pression partielle (P_i^L) d'un constituant est égale au produit de sa tension de vapeur ($P_{0,i}$) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide (x_i').

$$P_i^L = P_{0,i} \cdot x_i' \dots \dots \dots (III - 03)$$

Dans le cas des mélanges réels, les constituants obéissent à la loi de Henry. D'après cette loi, la pression partielle d'un constituant, la température étant fixe, est proportionnelle à la concentration molaire du constituant dissout dans la phase liquide.

$$P_i^L = E_i \cdot x_i' \dots \dots \dots (III - 04)$$

E_i : Constante de HENRY, elle dépend de la nature de constituant et de la température à l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases et vapeur sont égales :

$$P_i^L = P_i^V \dots \dots \dots (III - 05)$$

Donc :

$$y_i' = (P_{0,i}'/P_T) \cdot x_i' \dots \dots \dots (III - 06)$$

On aboutit de l'état d'équilibre :

$$K_i = (P_{0,i}'/P_T) \dots \dots \dots (III - 07)$$

Où K_i : Coefficient d'équilibre du constituant «i » Pour un mélange de A et B. [20]

III-2.5) Bilan de matière

Considérons deux phases circulant à contre courants dans un appareil. La première phase, gazeuse par exemple, parcourt l'appareil de bas en haut à débit G (Kg/h), la seconde, liquide, introduite au sommet, s'écoule par le bas, son débit étant L (Kg/h). Supposant que les concentrations en matières diffusées soient telles que le transfert va dans le sens $G-L$. Désignons les concentrations en matières diffusées de la phase G par y_i à l'entrée et y_f à la sortie de l'appareil, et respectivement par x_i et x_f celles de la phase L . Notons que les concentrations x et y sont relatives, c'est-à-dire elles expriment la quantité de la matière diffusée par rapport à l'unité de masse inerte (Kg/Kg). Délimitons par deux surfaces planes perpendiculaires à la direction du mouvement ses fluides un espace élémentaire de contact. Pendant le passage de la phase G par cet espace sa concentration diminue d'une valeur infiniment petite, dy tandis que la phase L s'enrichit de dx . Comme la matière dM quittant la phase G passe entièrement dans la phase L , on peut écrire le bilan instantané :

$$dM = -G. dy = L. dx \dots\dots\dots(III - 08)$$

L'intégration de cette équation pour l'ensemble de l'appareil fournit le bilan total :

$$M = G. (y_i - y_f) = L. (x_f - x_i) \dots\dots\dots(III - 09)$$

Cette équation permet de définir la quantité de matière transmise si l'on connaît le débit de l'un des fluides et les deux concentrations. On outre, la même équation sert à déterminer L , débit du second fluide, si l'on connaît les concentrations initiales et finales ou encore à évaluer la concentration finale lorsque le débit L est connu. Les débits des deux fluides s'expriment par : [20]

$$G = L. \frac{x_f - x_i}{y_i - y_f} \qquad \text{Et} \qquad L = G. \frac{y_i - y_f}{x_f - x_i}$$

III-3) Théorie de transfert de chaleur :

III-3.1) Introduction :

De tout temps, les problèmes de transmission d'énergie, et en particulier de la chaleur, ont eu une importance déterminante pour l'étude et le fonctionnement d'appareils tels que les générateurs de vapeur, les fours, les échangeurs, les évaporateurs, les condenseurs, etc., mais aussi pour des opérations de transformations chimiques. En effet, dans certains systèmes réactionnels, c'est la vitesse des échanges de chaleur et non la vitesse des réactions chimiques qui détermine le coût de l'opération (cas de réactions fortement endothermique ou

exothermique). En outre, de nos jours, par suite de l'accroissement relatif du prix de revient de l'énergie, on recherche dans tous les cas à obtenir le rendement maximal d'une installation pour une dépense d'énergie minimale. Les problèmes de transfert de chaleur sont nombreux, et on peut essayer de les différencier par les buts pour suivis dont les principaux sont :

- L'augmentation de l'énergie transmise ou absorbée par une surface,
- L'obtention du meilleur rendement d'une source de chaleur,
- La réduction ou l'augmentation du passage d'un débit de chaleur d'un milieu à un autre. [21]

Le potentiel qui provoque le transport et le transfert de l'énergie thermique est la température. Si deux points matériels placés dans un milieu thermiquement isolé sont à la même température, on peut affirmer qu'il n'existe aucun échange thermique global entre ces deux points dits en équilibre thermique (il s'agit bien d'un équilibre thermique car chacun des points matériels émet une énergie thermique nette de même module, mais de signe opposé).[21]



Figure III.3: Exemple sur les trois modes de transfert de chaleur. [22]

III-3.2) Définition :

La chaleur est une forme particulière de l'énergie. Elle se traduit par un état d'agitation plus ou moins intense selon le corps qui se trouve à une température plus ou moins élevée ; cette énergie calorifique ne peut se transmettre d'un corps à un autre que s'il existe entre eux une différence de températures qui joue le rôle d'un potentiel sous lequel s'établit le courant de chaleur.

Un transfert de chaleur ou transfert thermique entre deux corps est une interaction énergétique qui résulte d'une différence de température entre les deux corps.

La transmission de chaleur peut prendre trois formes fondamentales différentes: conduction, convection et rayonnement. [23]

a) La conduction :

La conduction est définie comme étant le mode de transmission de la chaleur (ou l'échange d'énergie interne) provoquée par la différence de température entre deux régions d'un milieu solide, liquide ou gazeux ou encore entre deux milieux en contact physique.

Dans la plupart des cas on étudie la conduction dans les milieux solides, puisque dans les milieux fluides (c'est-à-dire liquides ou gazeux), il y a souvent couplage avec un déplacement de matière et donc mécanisme de convection.

La conduction est le seul mécanisme intervenant dans le transfert de chaleur dans un solide homogène, opaque et compact.

La conduction s'effectue de proche en proche :

- Si on chauffe l'extrémité d'un solide il y a transfert progressif.
- Si on coupe le solide, on stoppe le transfert. [23]

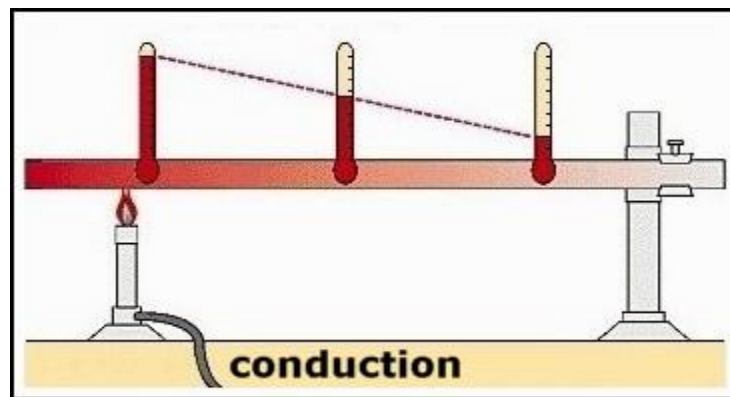


Figure III.4: Exemple de transfert de chaleur par conduction. [24]

b) La convection :

La convection est le mode de transmission qui implique le déplacement d'un fluide gazeux ou liquide (écoulement) et échange avec une surface qui est à une température différente.

Exemple : C'est ce qui se passe le long d'un radiateur. L'air froid s'échauffe au contact avec le radiateur, se dilate et monte sous l'effet de la poussée d'Archimède. Il est alors remplacé par de l'air froid et ainsi de suite ; il y a existence de courants de fluide dans l'air ambiant.

On distinguera la convection forcée (due à l'action d'une pompe, ventilateur...) de la convection naturelle dans laquelle le mouvement du fluide est créé par des différences de densité, elles-mêmes provoquées par des différences de températures. [23]

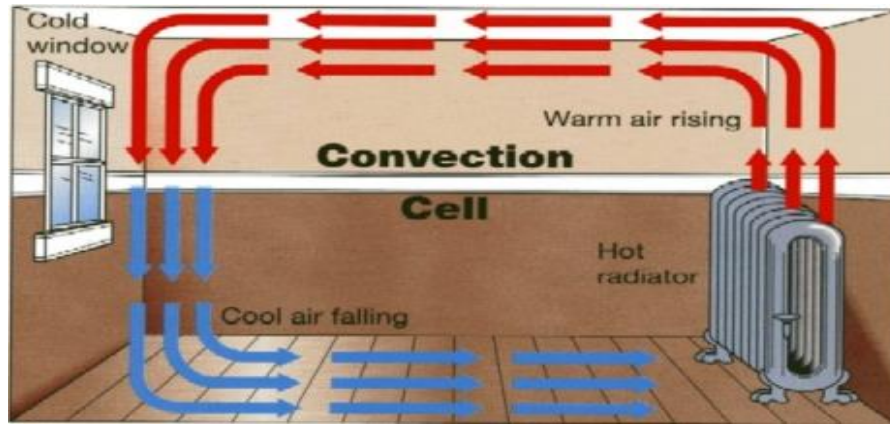


Figure III.5: Exemple de transfert de chaleur par convection. [24]

c) Le rayonnement :

Le rayonnement thermique peut être considéré comme un cas particulier du rayonnement électromagnétique. L'exemple le plus simple est celui du rayonnement solaire.

Le rayonnement thermique est le mode de transmission par lequel la chaleur passe d'un corps à haute température à un autre plus froid sans nécessité de support matériel. C'est donc le seul mode de transfert de chaleur qui peut se propager dans le vide. Le rayonnement thermique ne diffère pas des autres ondes électromagnétiques. [23]

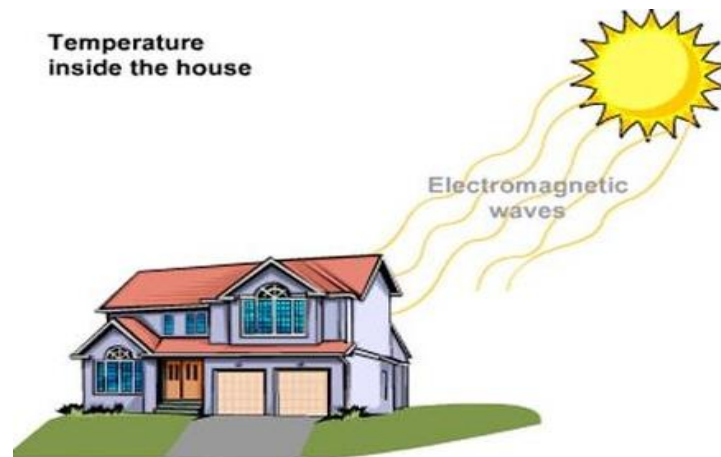


Figure III.6: Exemple de transfert de chaleur par rayonnement. [24]

III-3.3) Lois fondamentales de transfert de chaleur :

a) Gradient de température :

Dans tous les cas de transfert, la chaleur est transmise des points les plus chauds aux points les plus froids, cet écoulement s'effectue à travers des surfaces isothermes et suivant les lignes énergétiques.

$$\frac{\partial t}{\partial n} = \text{grad}(t) \dots \dots \dots (\text{III} - 10)$$

Où :

$\text{grad}(t)$: Gradient de température.

n : La normale à la surface isotherme.

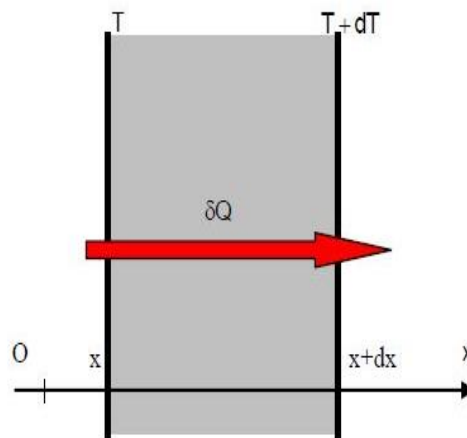
$\frac{\partial t}{\partial n}$: Dérivée de la température le long de la normale.

Le gradient de température est un vecteur dirigé suivant la normale de la surface isotherme, numériquement égal à la dérivée partielle de la température par rapport à la normale. Ce vecteur est dirigé dans le sens de l'augmentation de la température. [25]

b) Loi de Fourier :

1)- Conduction :

Une quantité de chaleur s'écoulant par conduction à travers un élément de surface peut s'exprimer par la loi de fourrier :



$$\delta Q = -\lambda S \frac{dT}{dx} dt \dots \dots \dots (\text{III} - 11)$$

Où :

δQ : Quantité de chaleur en Joules.

λ : Conductibilité thermique en W/m.°C.

$\frac{dT}{dx}$: Gradient de température.

dt : Temps en secondes.

S : Section en m²

Le signe (-) correspond à une convention dans le sens des températures décroissantes. [23]

2)- Convection :

Les calculs pratiques de transmission de chaleur par convection reposent sur la formule de Newton :

$$\phi = h. S. (T_S - T_{\infty}) \dots\dots\dots(III - 12)$$

Avec :

h : Coefficient d'échange par convection (Kcal/m².h.°C).

S : La section à travers laquelle la chaleur se propage (m²).

T_S : La température de la surface « léchée » par le phénomène de convection (°C).

T_∞ : La température du fluide au large (°C). [23]

En utilisant divers fluides à viscosités différentes, en faisant varier le débit et le diamètre de la canalisation, Reynolds a montré que le paramètre qui permettait de déterminer si l'écoulement est laminaire ou turbulent est un nombre sans dimension appelé nombre de Reynolds donné par l'expression suivante:

$$R_e = \frac{V.d}{\nu} \dots\dots\dots(III - 13)$$

V : Vitesse moyenne d'écoulement à travers la section considérée en (m/s)

d : Diamètre de la conduite ou largeur de la veine fluide en (m).

ν: Viscosité cinématique du fluide (m²/s).

Le régime d'écoulement est déterminé à l'aide du nombre de Reynolds :

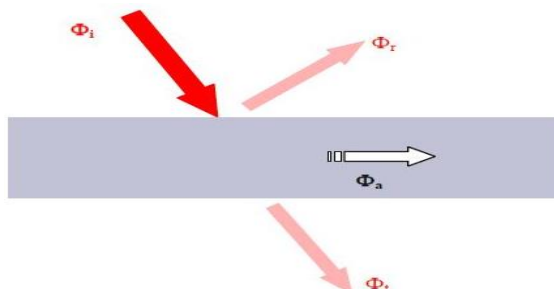
Re < 2300 ⇒ le régime est laminaire.

2300 < Re < 10⁴ ⇒ le régime est transitoire.

Re > 10⁴ ⇒ le régime est turbulent. [26]

3)- Rayonnement :

La transmission dépend de la propriété optique, la température et la longueur d'onde. Considérons un matériau recevant un flux d'énergie électromagnétique φ_i. Ce flux peut être réfléchi en partie φ_r, transmis en partie φ_t ou absorbé en partie φ_a.



La conservation de l'énergie impose que :

$$\phi_i = \phi_r + \phi_t + \phi_a \dots\dots\dots(\text{III} - 14)$$

Cette relation peut encore s'écrire : $1 = \frac{\phi_r}{\phi_i} + \frac{\phi_t}{\phi_i} + \frac{\phi_a}{\phi_i} = r + t + a$

Avec :

r : Coefficient de réflexion.

t : Coefficient de transmission.

a : Coefficient d'absorption. [23]

CHAPITRE **IV**

| Partie de Calcul

IV) Partie de calcul :

IV-1) Vérification du bilan matière :

Afin que le bilan matière soit vérifié il faut que, le débit entrant dans la colonne égale à la somme des débits sortants de la colonne.

On a : $G_{ch} = G_{NA} + G_{NB} + G_{NC}$ (IV – 1)

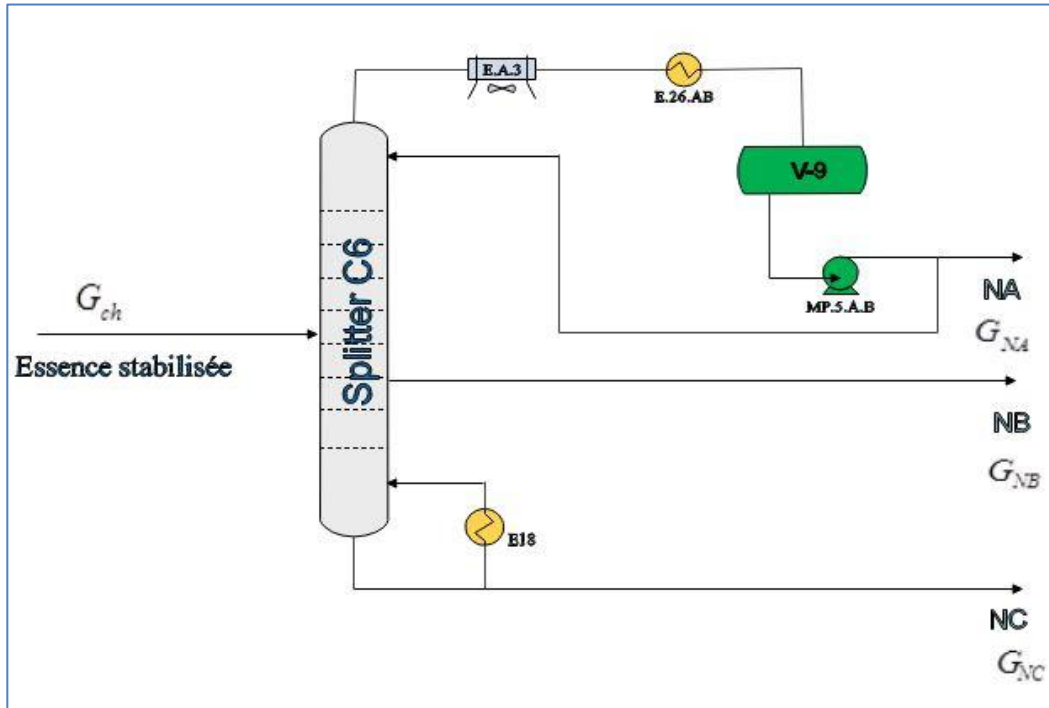


Figure IV.1: Schéma illustre les débits entrants et sortants de splitter C6.

→ La charge : $G_{ch} = ?$

$V_{ch} = 537 \text{ m}^3/\text{h}$ à $T = 174 \text{ }^\circ\text{C}$

$G_{ch} = V_{ch} \cdot \rho^{174}$ (IV – 2)

Où $\rho^{174} = d_4^{174} \cdot 1000$ (IV – 3)

$d_4^T = d_4^{20} - \alpha (T - 20)$ (IV – 4)

Sachant que : $d_4^{20} = 0,724$, $\alpha = 0,00087$, on aura :

$d_4^{174} = 0,724 - 0,00087(174 - 20) = 0,590$

$d_4^{174} = 0,590 \Rightarrow \rho^{174} = 590 \text{ Kg} / \text{m}^3$

Donc : $G_{ch} = 316.830 \text{ Kg/h}$

→ La Naphta « A » : $G_{NA} = ?$

$$V_{NA} = 111 \text{ m}^3/\text{h} \text{ a } T = 44 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$G_{NA} = V_{NA} \cdot \rho^{44}, \text{ où } \rho^{44} = d_4^{44} \cdot 1000 \text{ et } d_4^{20} = 0,646, \alpha = 0,000974$$

$$d_4^{44} = 0,646 - 0,000974 (44 - 20) = 0,623$$

$$d_4^{44} = 0,623 \Rightarrow \rho^{44} = 623 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

Donc : $G_{NA} = 69.153 \text{ Kg/h}$

→ La Naphta « B » : $G_{NB} = ?$

$$V_{NB} = 272 \text{ m}^3/\text{h} \text{ a } T = 120 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$G_{NB} = V_{NB} \cdot \rho^{120} \text{ où } \rho^{120} = d_4^{120} \cdot 1000 \text{ et } d_4^{20} = 0,723, \alpha = 0,000874$$

$$d_4^{120} = 0,723 - 0,000874 (120 - 20) = 0,635$$

$$d_4^{120} = 0,635 \Rightarrow \rho^{120} = 635 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

Donc : $G_{NB} = 172.720 \text{ Kg/h}$

→ La Naphta « C » : $G_{NC} = ?$

$$V_{NC} = 120 \text{ m}^3/\text{h} \text{ a } T = 190 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$G_{NC} = V_{NC} \cdot \rho^{190} \text{ où } \rho^{190} = d_4^{190} \cdot 1000 \text{ et } d_4^{20} = 0,764, \alpha = 0,00082$$

$$d_4^{190} = 0,764 - 0,00082 (190 - 20) = 0,624$$

$$d_4^{190} = 0,624 \Rightarrow \rho^{190} = 624 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

Donc : $G_{NC} = 74.880 \text{ Kg/h}$

Tableau IV.1 : Comparaison entre le débit entrant et ceux sortant

Débit entrant (Kg/h)	Débit sortants (Kg/h)
$G_{ch} = 316.830 \text{ Kg/h}$	$G_{NA} = 69.153 \text{ Kg/h}$ $G_{NB} = 172.720 \text{ Kg/h}$ $G_{NC} = 74.880 \text{ Kg/h}$
$\Sigma = 316.830 \text{ Kg/h}$	$\Sigma = 316.753 \text{ Kg/h}$

N.B : pour les valeurs de α , on utilise la formule de Mendélev:

$$a = 0,001828 - 0,00132 d_4^{20}$$

IV-2) Vérification du bilan thermique :

Quantité de la chaleur entrante = Quantité de la chaleur sortante

$$Q_{Ch} + Q_{Reb} + Q_{Ref} = Q_{NA} + Q_{NB} + Q_{NC} \dots\dots\dots(IV - 05)$$

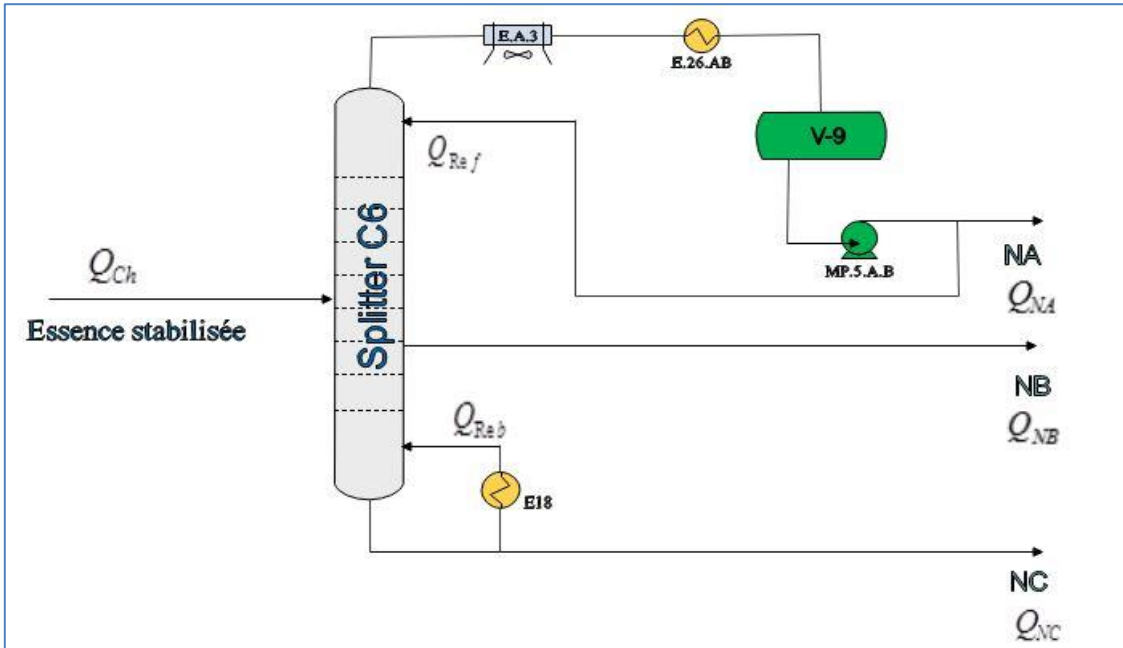


Figure IV.2: Schéma illustre les quantités de chaleur entrante et sortante de splitter C6.

$$\rightarrow Q_{Ch} = G_{ch} \cdot H = G_{ch}^V \cdot H^V + G_{ch}^L \cdot H^L \dots\dots\dots(IV - 06)$$

On a : ($d_4^{15} = 0,72$ et $T = 126^\circ C$) donc, (D'après le diagramme des enthalpies) on trouve:

$$H^V = 143 \text{Kcal/Kg} \text{ et } H^L = 69 \text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_{Ch} = ? \text{ (Kcal/h)}$$

$$G_{ch} = G_{ch} \cdot e + G_{ch} \cdot (1 - e)$$

$$G_{ch}^V = G_{ch} \cdot e$$

$$G_{ch}^L = G_{ch} \cdot (1 - e)$$

$$e = (1 - r)$$

$$r = G_R / G_{ch} = (G_{Reb} + G_{NC}) / G_{ch}$$

$$r = (47.710 + 74.880) / 316.830$$

$$r = 0,39$$

$$e = (1 - r) = (1 - 0,39) = 0,61$$

$$e = 0,61$$

G_R : Débit massique de résidu ($G_{Reb} + G_{NC}$), (Kg/h)

$$G_{ch}^V = 193.266,3 \text{ Kg/h}, \quad G_{ch}^L = 123.563,7 \text{ Kg/h}$$

$$Q_{Ch} = 27.637.080,9 + 8.525.895,3 = 36.162.976,2 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{Ch} = 36.162.976,2 \text{ Kcal/h}$$

→ Le Rebouilleur : $Q_{Reb} = G_{Reb} \cdot \Delta H \cdot \eta$ (IV - 07)

$$\text{Où : } \Delta H = H_E - H_S$$

η : Le rendement de rebouilleur

Pour le rendement on le prend = 0,929

$$H_E = 193 \text{ Kcal/Kg} \quad \text{pour } (d_4^{15} = 0,9301 \text{ et } T_E = 330 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$H_S = 105 \text{ Kcal/Kg} \quad \text{pour } (d_4^{15} = 0,9301 \text{ et } T_S = 210 \text{ }^\circ\text{C})$$

$$\rightarrow G_{Reb} = ?$$

$$V_{Reb} = 65 \text{ m}^3/\text{h} \quad \text{à } T = 330 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$G_{Reb} = V_{Reb} \cdot \rho^{330} \quad \text{où } \rho^{330} = d_4^{330} \cdot 1000 \quad \text{et } \alpha = 0,000609, \quad d_4^{20} = 0,923$$

$$d_4^{330} = 0,923 - 0,000609 (330 - 20) = 0,734$$

$$d_4^{330} = 0,734 \Rightarrow \rho^{330} = 734 \text{ Kg/m}^3$$

Donc :

$$G_{Reb} = 47.710 \text{ Kg/h}$$

D'où :

$$Q_{Reb} = 3.900.387,92 \text{ Kcal/h}$$

→ Le Reflux : $Q_{Ref} = G_{Ref} \cdot H$

$H = 21,5 \text{ Kcal/Kg}$ pour ($d_4^{15} = 0,6502$ et $T = 44 \text{ }^\circ\text{C}$)

$V_{Ref} = 195 \text{ m}^3/\text{h}$ à $T = 44 \text{ }^\circ\text{C}$

$G_{Ref} = V_{Ref} \cdot \rho^{44}$ où $\rho^{44} = d_4^{44} \cdot 1000$ et $\alpha = 0,000974$, $d_4^{20} = 0,646$

$$d_4^{44} = 0,646 - 0,000974 (44 - 20) = 0,622$$

$$d_4^{44} = 0,622 \Rightarrow \rho^{44} = 622 \text{ Kg/m}^3 \text{ (déjà calculée auparavant)}$$

Donc :

$$G_{Ref} = 121.290 \text{ Kg/h}$$

D'où :

$$Q_{Ref} = 2.607.735 \text{ Kcal/h}$$

Les vapeurs de tête : $Q_{VT} = G_{VT} \cdot H$

$H = 118 \text{ Kcal/Kg}$ pour ($d_4^{15} = 0,6502$ et $T = 57 \text{ }^\circ\text{C}$)

On sait que : $G_{VT} = G_{Ref} + G_{NA} = 121.290 + 69.153 = 190.443 \text{ Kg/h}$

$$G_{VT} = 190.443 \text{ Kg/h}$$

Donc : $Q_{VT} = 190.443 \times 118 = 22.472.274 \text{ Kcal/h}$

$$Q_{VT} = 22.472.274 \text{ Kcal/h}$$

→ La Naphta « B » : $Q_{NB} = G_{NB} \cdot H$

$H = 66 \text{ Kcal/kg}$ pour ($d_4^{15} = 0,7221$ et $T = 120 \text{ }^\circ\text{C}$).

$G_{NB} = 172.720 \text{ Kg/h}$

Donc:

$$Q_{NB} = 11.399.520 \text{ Kcal/h}$$

→ La Naphta « C » : $Q_{NC} = G_{NC} \cdot H$

H= 112 Kcal/Kg pour ($d_4^{15}=0,7621$ et $T=190^\circ C$).

$$G_{NC} = 74.880 \text{ Kg/h}$$

Donc :

$$Q_{NC} = 8.386.560 \text{ Kcal/h}$$

Tableau IV.2 : Comparaison des quantités de chaleur entrant et sortant

Quantités de chaleur entrantes (Kcal/h)	Quantités de chaleur sortantes (Kcal/h)
$Q_{ch} = 36.162.976,2 \text{ Kcal/h}$	$Q_{VT} = 22.472.274 \text{ Kcal/h}$
$Q_{Reb} = 3.900.387,92 \text{ Kcal/h}$	$Q_{NB} = 11.399.520 \text{ Kcal/h}$
$Q_{Ref} = 2.607.735 \text{ Kcal/h}$	$Q_{NC} = 8.386.560 \text{ Kcal/h}$
$\sum Q = 42.671.099,12 \text{ Kcal/h}$	$\sum Q = 42.258.354 \text{ Kcal/h}$

Remarque : On constate une légère différence entre les deux quantités qui peut être réglée en prenant une valeur plus précise pour η_{Reb} .

IV- 3) Détermination du débit pour chaque coupe:

Avant de procéder aux calculs de débit qu'il faut soustraire pour chaque produit (NA, NB, NC) On cite les débits indiqués par les instruments de mesure (les débits actuels).

Tableau IV.3 : Détermination du débit pour chaque coupe

Suivant instrument	Kg/h	% Poids (X')
FRC 54	Charge C6 = 316.830	100
FRC 59	Naphta A = 69.153	21,8265
FRC 57	Naphta B = 172.720	54,5150
FRC 58	Naphta C = 74.880	23,6341

Le débit qui doit être soutiré par chaque coupe sera déterminé à partir de débit actuel de la charge (qu'est inférieur au débit prévu par le design), et suivant le pourcentage donné dans le design.

Tableau IV.4 : Comparaison des données actuelles et celles de design

	Actuel		Design	
	% poids (X')	Débit (Kg/h)	% poids (X')	Débit (Kg/h)
La charge C₆	100	316.830	100	316.830
Naphta A	21,8265	69.153	16,92465	53.622,36
Naphta B	54,5150	172.720	59,75450	189.320,18
Naphta C	23,6341	74.880	23,32084	73.887,41

En faisant une comparaison entre les débits actuels des produits issus du splitter C₆ et leurs pourcentages avec ceux prévus par le design, on s'aperçoit qu'on a une perte de naphta B. Cela se traduit par l'augmentation des soutirages des naphtas A et C. Pour remédier au dysfonctionnement du splitter, nous allons proposer l'installation d'un ballon de flash pour mieux distribuer les chargements des plateaux et améliorer la séparation entre les coupes A et B.

Dans cette étape de travail on procède à la division du splitter en deux sections :

- **Section I** : sera localisée du plateau 24 à la tête de colonne.
- **Section II** : sera localisée du plateau 24 au fond de colonne.

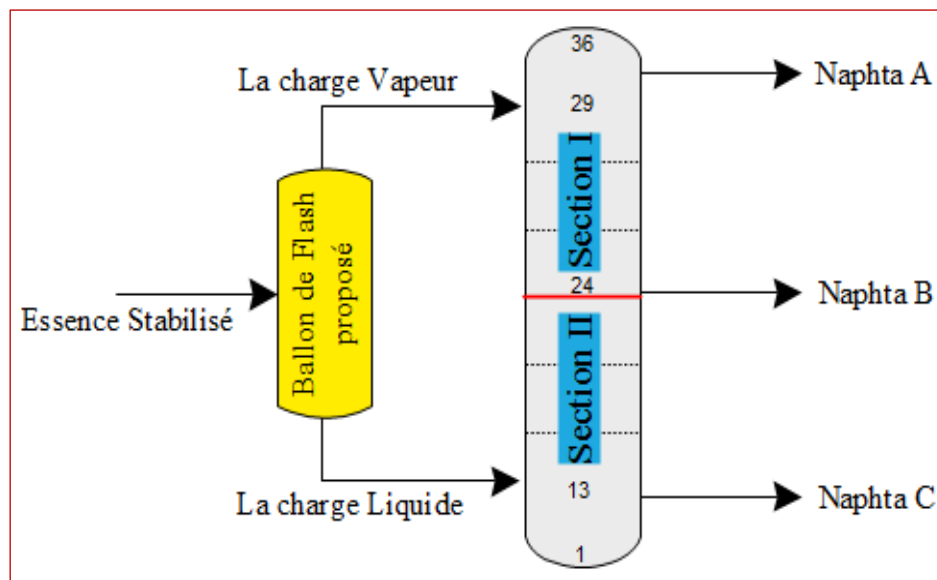


Figure IV.3 : Schéma de Splitter C6 avec le ballon de flash proposé.

IV- 4) ETUDE DE LA SECTION I :

- Schéma de la section :

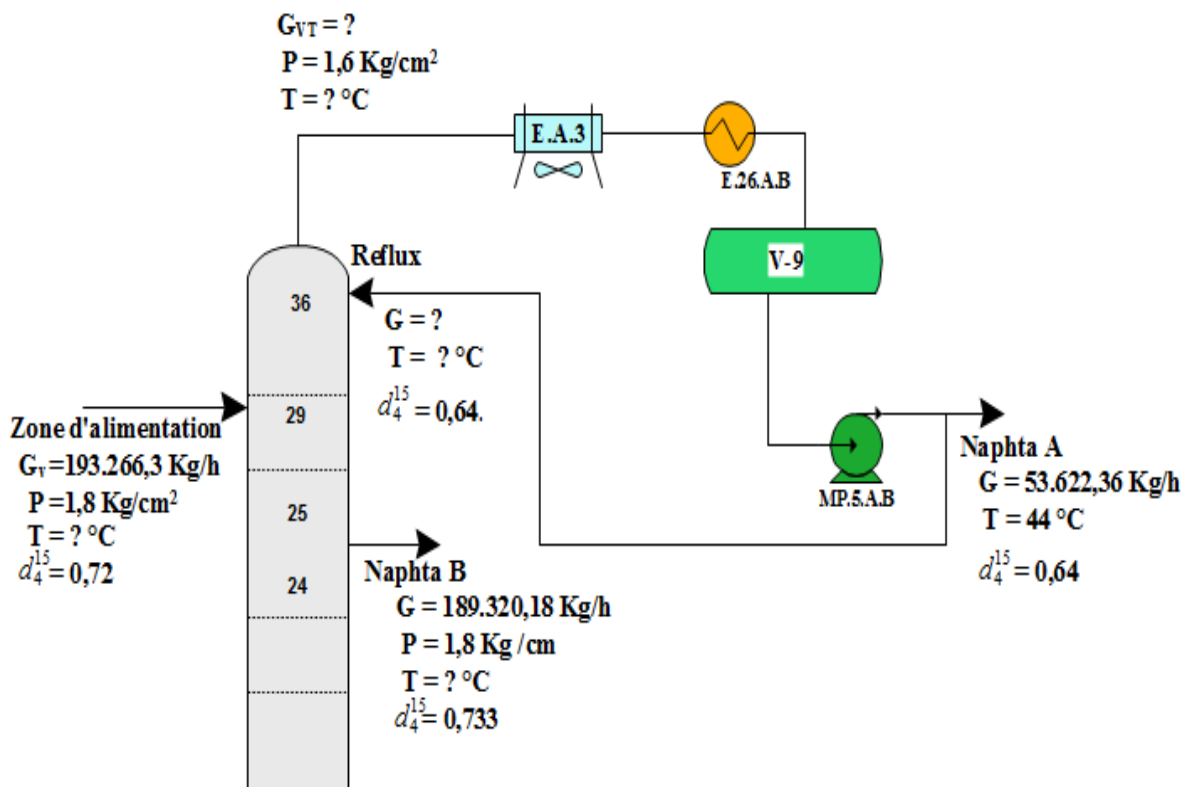


Figure IV.4 : Schéma descriptif de la section I.

IV- 4.1) Détermination de la température de produit de tête :

La pression au sommet de la colonne est de $1,6 \text{ Kg/cm}^2$ abs et la température de rosé du produit de tête est déterminée par approximation successive selon l'équation isotherme de la phase vapeur :

$$\sum \frac{Y_i}{K_i} = \sum X_i = 1 \dots\dots\dots(IV - 08)$$

Y_i : Concentration molaire de constituant (i) en phase vapeur φ^v .

K_i : Coefficient d'équilibre du composant (i) dans les conditions de (température et pression).

X_i : Composition molaire en phase liquide.

Tableau IV.5: Composition chromatographique du produit de tête

Composants	% Poids massique (Y'_i)
iC_4	0,04
nC_4	0,64
iC_5	17,13
nC_5	45,54
C_6	30,87
CC_5	2,88
$M.C.C_5$	0,92
CC_6	0,13
C_7	0,21
Bz	1,64
Total	100,00

IV- 4.1.1) Calcul de la composition molaire (Y_i) :

$$Y_i = \frac{n_i}{N} \quad \dots\dots\dots(IV - 09)$$

$$n_i = \frac{g_i}{M_i} \quad \dots\dots\dots(IV - 10)$$

$$g_i = Y'_i \cdot G \quad \dots\dots\dots(IV - 11)$$

$$M_{moy} = \sum M_i \cdot Y_i \% \dots\dots\dots(IV - 12)$$

Où :

n_i : Nombre de mole du constituant (i).

N : Nombre de mole total.

g_i : Débit massique de constituant (i) en (Kg/h).

M_i : Masse moléculaire de constituant (i) en (Kg/Kmol).

Y'_i : Composition massique de constituant (i) en phase vapeur.

G : Débit massique du mélange (NA) en (Kg/h).

M_{moy} : Masse moléculaire moyenne.

Tableau IV.6: Calcul de la composition molaire

Composants	% Poids Y'_i	g_i (Kg/h)	M (Kg/kmol)	n_i (Kmol/h)	Y_i %
iC_4	0,04	21,44	58	0,369	0,05
nC_4	0,64	343,18	58	5,916	0,84
iC_5	17,13	9.185,51	72	127,576	18,05
nC_5	45,54	24.419,62	72	339,161	47,99
C_6	30,87	16.553,22	86	192,479	27,24
CC_5	2,88	1.544,32	70	22,06	3,12
$M.C.C_5$	0,92	493,32	84	5,872	0,83
CC_6	0,13	69,70	84	0,829	0,12
C_7	0,21	112,60	100	1,126	0,16
Bz	1,64	879,40	78	11,274	1,60
Total	100,00	53.622,31	M_{moy} =75,88	706,662	100,00

IV- 4.1.2) Déterminations de la température de rosée à $P=1,6 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$:

Tableau IV.7 : Déterminations de la température de rosée à $P=1,6 \text{ kg/cm}^2 \text{ abs}$

Composants	Y_i %	K_i (T=65°)	$X_i = \frac{Y_i}{K_i}$ %	K_i (T=66°)	$X_i = \frac{Y_i}{K_i}$ %	α_i
iC_4	0,05	5,3	0,0094	5,4	0,0092	23,68
nC_4	0,84	4,0	0,21	4,1	0,20	17,98
iC_5	18,05	1,8	10,03	1,86	9,70	8,16
nC_5	47,99	1,45	33,10	1,51	31,78	6,62
C_6	31,19	0,57	54,72	0,58	53,78	2,54
Bz	1,60	0,45	3,56	0,48	3,33	2,11
C_7	0,28	0,215	1,30	0,228	1,23	1
C_8	0,00	0,09	0,00	0,093	0,00	0,41
C_9	0,00	0,025	0,00	0,026	0,00	0,11
C_{10}	0,00	0,007	0,00	0,008	0,00	0,04
Total	100,00	-	102,92	-	100,03	-

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_R} \dots\dots\dots(IV - 13)$$

- Le constituant de référence est l'heptane. (C_7).

A $T = 66^\circ C$, l'équation $\sum X_i = \sum \frac{Y_i}{K_i} = 1$, est vérifié, et de là on peut dire que c'est la température correspondant au point de rosé du produit de tête à $p = 1.6 \text{ Kg} / \text{cm}^2 \text{ abs}$. Autrement dit, la température des vapeurs sortantes en tête de colonne C_6 est $66^\circ C$.

IV- 4.2) Détermination de la température de soutirage de la NB :

Cette température correspond au point de bulle de la coupe intermédiaire (NB) à une pression de $1,8 \text{ Kg} / \text{cm}^2 \text{ abs}$, $\sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1 \dots\dots\dots(IV - 14)$

Tableau IV.8: Composition chromatographique de la (NB)

Composants	% Poids massique X'_i
iC_5	0,0425
nC_5	0,1802
C_6	8,6151
$M.C.C_5$	2,9349
CC_6	3,6182
C_7	20,7257
NC_7	8,6199
C_8	19,4115
NC_8	11,6377
Aro C_8 (EB + Xyl)	3,6705
C_9	11,2289
NC_9	4,6023
Aro C_9	0,0945
Benzène	1,4348
Toluène	2,5421
C_{10}	0,6412

IV- 4.2.1) Calcul de la composition molaire X_i :

$$\text{On a : } X_i = \frac{X'_i / M_i}{\sum X'_i / M_i} \dots\dots\dots(\text{IV} - 15)$$

Où :

$$X_i = \frac{n_i}{N} \quad \text{Avec : } n_i = \frac{g_i}{M_i} \text{ et } g_i = X'_i \cdot G$$

Tableau IV.9: Calcul de la composition molaire de la (NB)

Composants	X'_i %	g_i (Kg/h)	M (Kg/Kmol)	n_i (Kmol/h)
iC_5	0,0425	80,46	72	1,117
nC_5	0,1802	341,15	72	4,738
C_6	8,6151	16310,12	86	189,652
$M.C.C_5$	2,9349	5556,35	84	66,147
CC_6	3,6182	6849,98	81	84,567
C_7	20,7257	39237,93	100	392,379
NC_7	8,6199	16319,21	98	166,522
C_8	19,4115	36749,88	114	322,367
NC_8	11,6377	22032,51	112	196,718
Aro C_8 (EB+Xyl)	3,6705	6948,99	106	65,556
C_9	11,2289	21258,57	128	166,082

NC_9	4,6023	8713,08	126	69,151
$AroC_9$	0,0945	178,90	120	1,490
Benzène	1,4348	2716,36	78	34,825
Toluène	2,5421	4812,70	92	52,311
C_{10}	0,6412	1213,92	142	8,548
Total	100,00	189320,11	99,24	1822,17

IV- 4.2.2) Détermination du point de bulle de la NB à $P=1,8 \text{ Kg/cm}^2$ abs :

Tableau IV.10: Détermination du point de bulle de la NB à $P=1,8 \text{ Kg/cm}^2$ abs

Composants	X_i %	K_i (T=123°C)	$Y_i = K_i \cdot X_i$ %	K_i (T=126°C)	$Y_i = K_i \cdot X_i$ %	α_i
iC_4	0,00	-	-	12,5	0,00	10,86
nC_4	0,00	-	-	9,6	0,00	8,34
iC_5	0,06	5	0,3	5,3	0,318	4,60
nC_5	0,26	4,3	1,118	4,6	1,196	4
C_6	14,07	2,13	29,969	2,23	31,376	1,93
Benzène	1,91	1,85	3,533	1,90	3,629	1,65
C_7	35,20	1,04	36,608	1,15	40,48	1
C_8	31,41	0,51	16,019	0,59	18,531	0,51
C_9	16,61	0,27	4,484	0,3	4,983	0,26
C_{10}	0,47	0,135	0,063	0,155	0,072	0,13
Total	99,99	-	92,094	-	100,585	-

$\alpha_i = \frac{K_i}{K_R}$: Coefficient de volatilité.

- Le constituant de référence c'est l'heptane. (C_7)

A $T=126^\circ C$, l'équation $\sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1$, est vérifié, et de là on peut dire que c'est la température correspondant au point de la coupe intermédiaire du à $P=1,8 \text{ Kg/cm}^2$ abs. Autrement dit, la température de soutirage de la coupe intermédiaire NB est de $126^\circ C$

IV- 4.3) Détermination de la température d'alimentation de la section I :

Cette température correspond au point de rosée de la charge d'alimentation à une pression de $1,8 \text{ Kg/cm}^2$ abs, selon l'équation isotherme de la phase vapeur.

IV- 4.3.1) Calcul de la composition molaire Y_i :

On a : $Y_i = \frac{n_i}{N}$

Où : n_i : Débit molaire du constituant (i).

N : Débit molaire total.

Tableau IV.11: Composition molaire de l'alimentation de la Section I

Composants	n_i (Kmol/h)	Y_i %
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
Aro C_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

IV- 4.3.2) Détermination de la température de rosée à $P=1,8 \text{ Kg/cm}^2$ abs :

Tableau IV.12: Détermination de la température de rosée à $P=1,8 \text{ Kg/cm}^2$ abs

Composants	Y_i %	K_i à 130°C	$X_i = \frac{Y_i}{K_i}$ %	K_i à 133°C	$X_i = \frac{Y_i}{K_i}$ %	α_i
iC_4	0,01	13	0,0008	13,5	0,0007	10,38
nC_4	0,23	10,5	0,022	10,8	0,021	8,31
iC_5	5,10	5,6	0,910	5,7	0,89	4,38

nC_5	13,62	5	2,724	5,05	2,70	3,88
C_6	18,85	2,45	7,693	2,55	7,39	1,96
Benzène	1,83	2	0,915	2,1	0,87	1,62
C_7	25,43	1,25	20,344	1,3	19,56	1
C_8	22,62	0,65	34,8	0,65	34,8	0,5
C_9	11,97	0,35	34,2	0,38	31,5	0,29
C_{10}	0,34	0,18	1,89	0,20	1,7	0,15
Total	100,00	-	103,50	-	99,432	-

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_R}$$

A $T = 133^\circ C$, l'équation $\sum X_i = \sum \frac{Y_i}{K_i} = 1$, est vérifié, et de là on peut dire que c'est la température correspondant au point de rosée de l'alimentation vapeur de la section I à $P = 1,8 \text{ Kg / cm}^2 \text{ abs.}$

IV- 4.4) Calcul des volatilités relatives moyennes :

Ce calcul implique la détermination des températures des vapeurs de tête, Du résidu et de l'alimentation (celle qu'on vient de déterminer).

$$\alpha_m = (\alpha_D \cdot \alpha_R \cdot \alpha_A)^{1/3} \dots \dots \dots (IV - 16)$$

Exemple de calcul :

$$\alpha_{m(iC_4)} = (\alpha_{D(iC_4)} \cdot \alpha_{R(iC_4)} \cdot \alpha_{A(iC_4)})^{1/3}$$

$$\alpha_{m(iC_4)} = (23,68 \cdot 10,86 \cdot 10,38)^{1/3}$$

$$\alpha_{m(iC_4)} = 13,87$$

Tableau IV.13: Tableau récapitulative

Composants	Distillat		Résidu		Alimentation		α_m
	X_D	α_D	X_R	α_R	X_A	α_A	
iC_4	0,05	23,68	0,00	10,86	0,01	10,38	13,87
nC_4	0,84	17,98	0,00	8,34	0,23	8,31	10,76
iC_5	18,05	8,16	0,06	4,60	5,10	4,38	5,48
nC_5	47,99	6,62	0,26	4	13,62	3,88	4,68
C_6	31,19	2,54	14,07	1,93	18,85	1,96	2,12
Bz	1,60	2,11	1,91	1,65	1,83	1,62	1,78
C_7	0,28	1	35,20	1	25,43	1	1
C_8	0,00	0,41	35,41	0,51	22,62	0,50	0,47
C_9	0,00	0,11	16,61	0,26	11,97	0,29	0,20
C_{10}	0,00	0,04	0,47	0,13	0,34	0,15	0,09
Total	100,00	-	99,99	-	100,00		-

IV- 4.5) Détermination du taux de reflux minimal (rfm) par la méthode de maxwell :

$$(rfm + 1) = \left(\frac{\alpha_{CV} \cdot L_{CV} + 1}{\alpha_{CV} - 1} \right) \cdot \left(\frac{X_{CV}^d}{L_{CV}} - X_{CL}^d \right) \dots \dots \dots (IV - 17 - 1)$$

$$+ \sum_V \frac{\alpha_V}{\alpha_V - 1} (X_V^d - L_V \cdot X_{CL}^d) \dots \dots \dots (IV - 17 - 2)$$

$$+ \sum_L \frac{\alpha_L}{\alpha_{CV} - \alpha_L} \left(\frac{X_{CV}^d}{L_L} - X_{CL}^d \right) \dots \dots \dots (IV - 17 - 3)$$

N.B :

Le premier terme du second membre correspond à la valeur (rfm + 1) du binaire formé par les deux constituants clés CV et CL ; les deux autres termes sont les corrections apportées pour tenir compte des constituants volatils V et lourds L. Les constituants intermédiaires sont classés rubriques V ou L en fonction de l'apport de leur volatilité à celle des constituants clés.

Tableau IV.14: Détermination de « L » des différents composants

Constituants		X_D	X_R	X_A	α_m	Alimentation vapeur 100% (valeur de L)
V	iC_4	0,05	0,00	0,01	13,87	
V	nC_4	0,84	0,00	0,23	10,76	

CV	iC_5	18,05	0,06	5,10	5,48	$L_{CV} = \frac{X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_{CL}^A}$
Vi	nC_5	47,99	0,26	13,62	4,68	$L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CL}^A}$
Li	C_6	31,19	14,07	18,85	2,12	$L_L = \frac{\alpha_L \cdot X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_L^A}$
Li	Bz	1,60	1,91	1,83	1,78	
CL	C_7	0,28	35,20	25,43	1	-----
L	C_8	0,00	31,41	22,43	0,47	$L_L = \frac{X_{CV}^A}{X_L^A}$
L	C_9	0,00	16,61	11,97	0,20	
L	C_{10}	0,00	0,47	0,34	0,09	

- CV : Clé volatil.

- CL : Clé lourde.

- Vi : Volatils intermédiaires.

- L : Lourds.

- V : Volatils.

- Li : Lourds intermédiaires.

IV- 4.5.1) Calcul de " L " :

$$(iC_4) \longrightarrow L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CV}^A} = \frac{0,01}{13,87 \times 5,10} = 1,413 \times 10^{-4}$$

$$(nC_4) \longrightarrow L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CV}^A} = \frac{0,23}{10,76 \times 5,10} = 4,191 \times 10^{-3}$$

$$(iC_5) \longrightarrow L_{CV} = \frac{X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_{CL}^A} = \frac{5,10}{5,48 \times 25,43} = 36,596 \times 10^{-3}$$

$$(nC_5) \longrightarrow L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CL}^A} = \frac{13,62}{4,68 \times 25,43} = 11,444 \times 10^{-2}$$

$$(C_6) \longrightarrow L_L = \frac{\alpha_L \cdot X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_L^A} = \frac{2,12 \times 5,10}{5,48 \times 18,85} = 104,668 \times 10^{-3}$$

$$(Bz) \longrightarrow L_L = \frac{\alpha_L \cdot X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_L^A} = \frac{1,78 \times 5,10}{5,48 \times 1,83} = 905,229 \times 10^{-3}$$

$$(C_8) \longrightarrow L_L = \frac{X_{CV}^A}{X_L^A} = \frac{5,10}{22,43} = 227,374 \times 10^{-3}$$

$$(C_9) \longrightarrow L_L = \frac{X_{CV}^A}{X_L^A} = \frac{5,10}{11,97} = 426,065 \times 10^{-3}$$

$$(C_{10}) \longrightarrow L_L = \frac{X_{CV}^A}{X_L^A} = \frac{5,10}{0,34} = 15$$

Ce qui rend :

$$(36 - 1) = \left(\frac{\alpha_{CV} \cdot L_{CV} + 1}{\alpha_{CV} - 1} \right) \cdot \left(\frac{X_{CV}^d}{L_{CV}} - X_{CL}^d \right)$$

$$= \left(\frac{5,48 \times 36,596 \times 10^{-3} + 1}{5,48 - 1} \right) \cdot \left(\frac{18,05}{36,596 \times 10^{-3}} - 0,28 \right) \times 10^{-2} = 132,098 \times 10^{-2}$$

$$(36 - 2) \times 10^{+2} = \sum_V \frac{\alpha_V}{\alpha_V - 1} (X_V^d - L_V \cdot X_{CL}^d)$$

$$\frac{13,87}{13,87 - 1} (0,05 - 1,413 \times 10^{-4} \times 0,28) + \frac{10,76}{10,76 - 1} (0,84 - 4,191 \times 10^{-3} \times 0,28)$$

$$+ \frac{4,68}{4,68 - 1} (47,99 - 11,444 \times 10^{-2} \times 0,28) = 61,968$$

$$(35 - 3) \times 10^{+2} = \sum_L \frac{\alpha_L}{\alpha_{CV} - \alpha_{CL}} \left(\frac{X_{CV}^d}{L_L} - X_{CL}^d \right)$$

$$= \frac{2,12}{5,48 - 2,12} \left(\frac{18,05}{104,668 \times 10^{-3}} - 0,28 \right) + \frac{1,78}{5,48 - 1,78} \left(\frac{18,05}{905,229 \times 10^{-3}} - 0,28 \right)$$

$$+ \frac{0,47}{5,48 - 0,47} \left(\frac{18,05}{227,374 \times 10^{-3}} - 0,28 \right) + \frac{0,20}{5,48 - 0,20} \left(\frac{18,05}{426,065 \times 10^{-3}} - 0,28 \right)$$

$$+ \frac{0,09}{5,48 - 0,09} \left(\frac{18,05}{15} - 0,28 \right) = 127,119$$

$$(35-1) + (35-2) + (35-3) = (rfm + 1)$$

$$132,098 \times 10^{-2} + 61,968 \times 10^{-2} + 127,119 \times 10^{-2} = 321,185 \times 10^{-2}$$

Le taux de reflux minimum : $rfm = 2,211$

$$rfm = 2,211$$

On prend : $Rf = 1,5 rfm$ (IV - 18)

$$Rf = 1,5 rfm = 1,5 \cdot 2,211 = 3,316$$

$$Rf = 3,316$$

D'où le taux de reflux nécessaire est de : 3,316

Pour un débit de soutirage de produit de tête (Naphta A) égal à 53.622,36 Kg/h, il faudrait avoir un débit de reflux égal à : $G_{Rf} = 53.622,36 \cdot 3,316 = 177.811,74 \text{ kg/h}$

$$G_{Rf} = 177.811,74 \text{ Kg/h}$$

Et delà on peut dire que le débit de vapeur de tête est égal à :

$$G_{VT} = G_{NA} + G_{Rf} = 53.622,36 + 177.811,74 = 231.434,1 \text{ Kg/h}$$

$$G_{VT} = 231.434,1 \text{ Kg/h}$$

IV- 4.6) Détermination du nombre de plateau de la section I :

Gilliland propose une corrélation empirique unique entre le taux de reflux et le nombre d'étages théorique pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers .Si N_m est le nombre minimal d'étages théoriques à reflux total, r_{fm} le taux de reflux minimal pour un nombre infini d'étages N un nombre d'étages fini associé à un taux de reflux R_f fini. Les deux fractions :

$$\phi(N) = \frac{N - N_m}{N + 1} \dots\dots\dots(IV - 19)$$

$$\phi(R_f) = \frac{R_f - r_{fm}}{R_f + 1} \dots\dots\dots(IV - 20)$$

$$\text{On a : } \phi(R_f) = \frac{R_f - r_{fm}}{R_f + 1} = \frac{3,316 - 2,211}{3,316 + 1} = 0,2560$$

Constituant cette valeur de $\phi(R_f)$ on tire la valeur de $\phi(N)$ parce qu'ils liées entre elles par la corrélation traduite graphiquement. (Voir Figure n° 07 à l'Annexe)

$$\phi(N) = \frac{N - N_m}{N + 1} = 0,410$$

IV- 4.6.1) Calcul de N_m (nombre minimal d'étages) à reflux total :

$$N_m = \frac{\log \left[\left(\frac{X_{CV}^d}{X_{CV}^R} \right) \left(\frac{X_{CL}^R}{X_{CL}^d} \right) \right]}{\log \alpha_{CV}} \dots\dots\dots (IV - 21)$$

$$= \frac{\log \left[\left(\frac{18,05}{0,06} \right) \left(\frac{35,20}{0,28} \right) \right]}{\log 5,48} = 6,1963062 \approx 6,20$$

$$\text{Donc} \longrightarrow N = \frac{N_m + 0,410}{1 - 0,410} = 11,203$$

$\longrightarrow N \approx 11$ Plateaux

IV- 4.7) Détermination de la température de reflux froid (point de bulle du produit de tête) :

La température sera déterminée à la pression de $1,25 \text{ Kg/cm}^2$ abs, par approximation successive selon l'équation de l'isotherme en phase liquide : $\sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1$

Tableau IV.15: Détermination de la température de bulles à $P = 1,25 \text{ Kg/cm}^2$ abs

Composant	X_i %	K_i (T=44C°)	$Y_i = K_i \cdot X_i$	K_i (T=48C°)	$Y_i = K_i \cdot X_i$
iC_4	0,05	4,45	0,223	4,80	0,24
nC_4	0,84	3,30	2,772	3,60	3,02
iC_5	18,05	1,35	24,367	1,50	27,07
nC_5	47,99	1,10	52,789	1,17	56,15
C_6	31,19	0,36	11,228	0,42	13,10
Benzène	1,60	0,28	0,448	0,29	0,46
C_7	0,28	0,124	0,034	0,14	0,04
Total	100,00	-	91,861	-	100,08

A $T = 48^\circ\text{C}$, $\sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1$, alors que c'est la température correspondant au point de bulle du produit de tête et avec laquelle le reflux froid entre dans la colonne.

IV- 4.8) Détermination de la quantité de chaleur amenée par les vapeurs mentant de la section II à la section I :

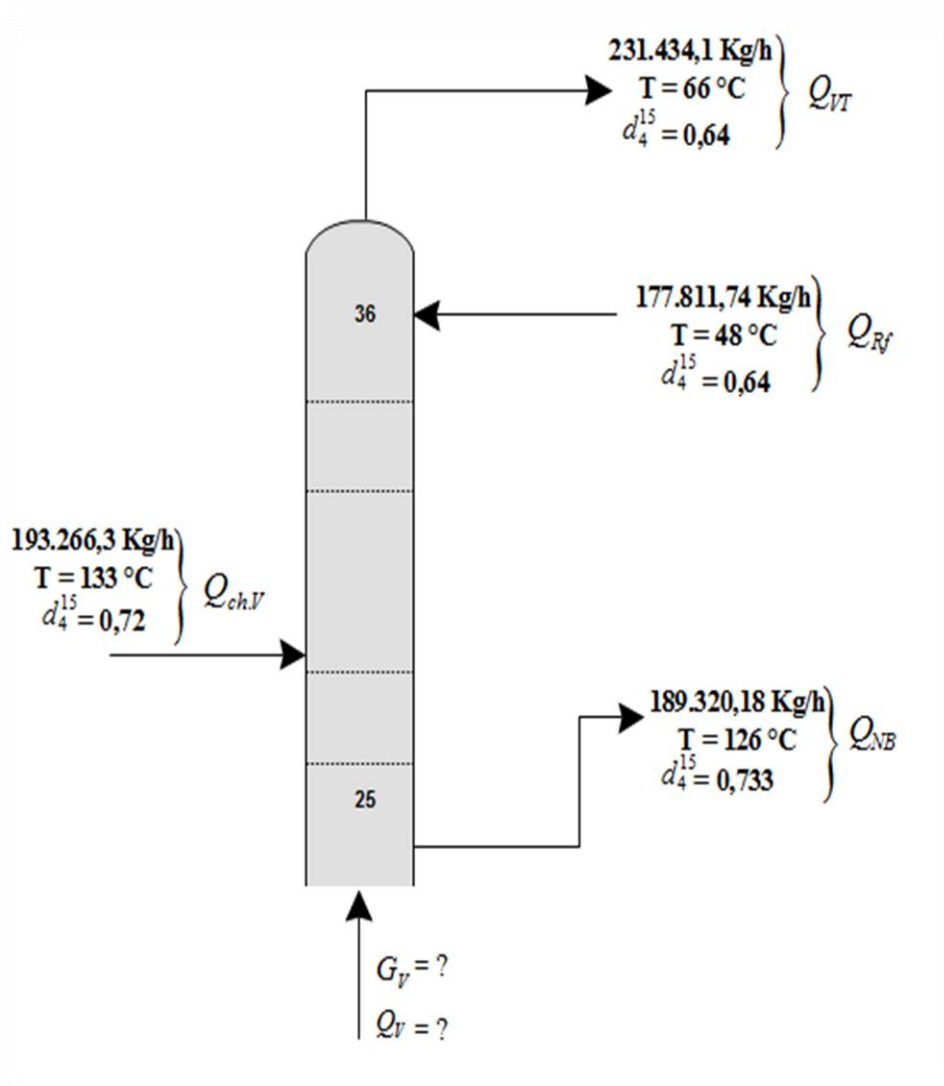


Figure IV.5 : Schéma illustre les quantités de chaleur de la section I.

IV- 4.8.1) Bilan matière :

$$G_{ch.V} + G_{Rf} + G_V = G_{VT} + G_{NB} \Rightarrow G_V = (G_{VT} + G_{NB}) - (G_{ch.V} + G_{Rf})$$

$$G_V = (231.434,1 + 189.320,18) - (193.266,3 + 177.811,74) = 49.676,24 \text{ Kg/h}$$

$$G_V = 49.676,24 \text{ Kg/h}$$

IV- 4.8.2) Bilan thermique:

$$Q_{ch.V} + Q_V + Q_{Rf} = Q_{VT} + Q_{NB} \Rightarrow Q_V = (Q_{VT} + Q_{NB}) - (Q_{ch.V} + Q_{Rf})$$

$$\rightarrow Q_{VT} = H.G_{VT} \quad \text{où :}$$

$$G_{VT} = 231.434,1 \text{ Kg/h}$$

$$H=120 \text{ Kcal/h. pour : } d_4^{15} = 0,64 \text{ et } T= 66^\circ\text{C}$$

$$\text{D'où : } Q_{VT} = 120 \times 231.434,1 = 27.772.092 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{VT} = 27.772.092 \text{ Kcal/h}$$

$$\rightarrow Q_{Rf} = H.G_{Rf} \quad \text{où :}$$

$$G_{Rf} = 177.811,74 \text{ Kg/h}$$

$$H=27 \text{ Kcal/h pour : } d_4^{15} = 0,64 \text{ et } T= 48^\circ\text{C}$$

$$\text{D'où : } Q_{Rf} = 27 \times 177.811,74 = 4.800.916,98 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{Rf} = 4.800.916,98 \text{ Kcal/h}$$

$$\rightarrow Q_{NB} = H.G_{NB} \quad \text{où :}$$

$$H=67 \text{ Kcal/h pour : } d_4^{15} = 0,7333 \text{ et } T= 126^\circ\text{C}$$

$$\text{D'où : } Q_{NB} = 67 \times 189.320,18 = 12.684.452,06 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{NB} = 12.684.452,06 \text{ Kcal/h}$$

En Faisant le bilan thermique, on aura :

$$Q_V = (27.772.092 + 12.684.452,06) - (27.637.080,9 + 4.800.916,98) = 8.018.546,18 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_V = 8.018.546,18 \text{ Kcal/h}$$

IV- 5) ETUDE DE LA SECTION II :

→ Schéma :

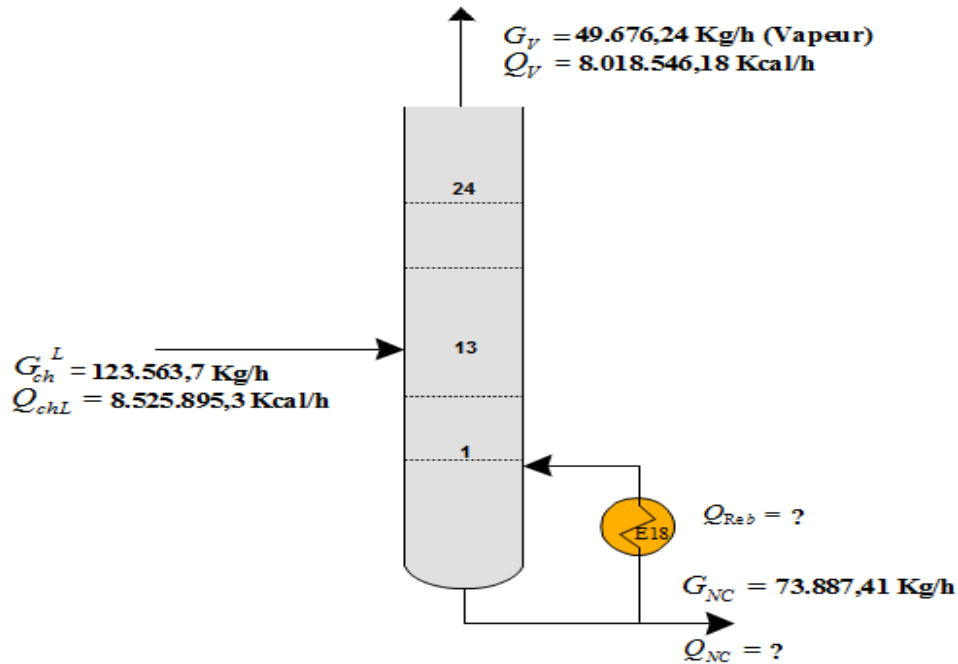


Figure IV.6 : Schéma descriptif de la section II.

NB : par manque d'analyse chromatographique de la NC, on a prié sa température de soutirage celle design ($T=196^{\circ}\text{C}$).

IV- 5.1) Détermination de la quantité de chaleur fournie au fond de la colonne :

Appliquant de bilan énergétique (thermique) pour cette section :

$$Q_{ch.L} + Q_{Reb} = Q_V + Q_{NC}$$

$$\rightarrow Q_{ch.L} = 8.525.895,3 \text{ Kcal/h}$$

$$\rightarrow Q_V = 8.018.546,18 \text{ Kcal/h}$$

$$\rightarrow Q_{NC} = G_{NC} \cdot H$$

$$\rightarrow G_{NC} = 73.887,41 \text{ Kg/h}$$

$H=110 \text{ Kcal/Kg}$ pour : $d_4^{15}=0,78$ et $T=196^{\circ}\text{C}$

Donc : $Q_{NC} = 110 \times 73.887,41 = 8.127.615,1 \text{ Kcal/h}$

$$Q_{NC} = 8.127.615,1 \text{ Kcal/h}$$

$$\text{On a : } Q_{\text{Reb}} = Q_V + Q_{\text{NC}} - Q_{\text{ch.L}}$$

$$Q_{\text{Reb}} = 8.018.546,18 + 8.157.615,1 - 8.525.895,3 = 7.620.265,98 \text{ Kcal/h}$$

D'où :

$$Q_{\text{Reb}} = 7.620.265,98 \text{ Kcal/h}$$

Remarque :

Suivant les nouveaux paramètres de marche du splitter, on trouve que la quantité de chaleur nécessaire pour le fond de colonne est de **7.620.265,98 Kcal/h**, par contre la quantité fournie actuellement et de **3.900.387,92 Kcal/h**.

Pour combler ce manque de chaleur, il nous faut un débit de fluide chauffant (reflux chaud) plus élevé que celui actuel.

IV- 5.2) Calcul du débit de reflux chaud nécessaire pour réaliser les 7.620.265,98 Kcal/h :

C'est déterminer le débit qui nous amènera une quantité de chaleur supplémentaire égale à **3.900.387,92 Kcal/h**. En maintenant ma même variation de l'enthalpie du résidu à travers le rebouilleur E-18, $\Delta H = 88 \text{ Kcal/Kg}$, on arrive au suivant:

$$G_{\text{Reb}} = \frac{Q_{\text{Reb}}}{\Delta H} = \frac{7.620.265,98}{88} = 86.593,93 \text{ Kg/h}$$

$$G_{\text{Reb}} = 86.593,93 \text{ Kg/h}$$

Après les calculs nous avons résumé tous les résultats dans le tableau suivant :

Tableau IV.16: La comparaison entre les anciens et les nouveaux paramètres de splitter

	Splitter avec les anciens paramètres	Splitter avec les nouveaux paramètres
La charge	316.830 Kg/h	316.830 Kg/h
Naphta A	69.153 Kg/h	53.622,36 Kg/h
Naphta B	172.720 Kg/h	189.320,18 Kg/h
Naphta C	74.880 Kg/h	73.887,41 Kg/h
Le vapeur de tête	190.443 Kg/h	231.434,1 Kg/h
Le reflux froid	121.290 Kg/h	177.811,74 Kg/h
Le reflux chaud	47.710 Kg/h	86.593,93 Kg/h
La quantité de vapeur mentant à partir de la section II	-	49.676,24 Kg/h
La quantité chaleur fournie par le rebouilleur	3.900.387,92 Kcal/h	7.620.265,98 Kcal/h

CONCLUSION

&

RECOMMENDATION

Conclusion :

D'après la vérification faite au début du travail et la comparaison des résultats avec ceux prévus par le design, l'étude du splitter de naphta a montré que l'installation actuelle ne permet pas de produire une coupe naphta B répondant aux spécifications exigées. En effet, les nouveaux paramètres du splitter révèlent que le soutirage d'un débit de **189.320,18 Kg/h** de naphta B (minimum requis) peut provoquer des problèmes d'entraînement causés par l'assèchement des plateaux. Ainsi, les différents calculs nous ont permis de conclure que :

- La variation du débit de reflux de tête (**121.290 Kg/h** devenue **177.811,74 Kg/h**) améliore la qualité de naphta B, mais sans atteindre la qualité requise, un engorgement en tête de colonne est possible.
- L'installation d'un ballon de flash devant le splitter améliore considérablement la séparation entre les trois coupes de naphta. Or la qualité reste toujours non atteinte.
- Selon les nouveaux paramètres de marche du splitter, on trouve que la quantité de chaleur nécessaire pour le fond de colonne (Rebouilleur) est de **7.620.265,98 Kcal/h**, par contre la quantité fournie actuellement est de **3.900.387,92 Kcal/h**.
- Le débit de vapeur qui montait la section II à la section I, (**49.676,24 Kg/h**), est très important pour améliorer le soutirage de naphta B.

Il est évident que l'optimisation de différents paramètres possibles de l'installation actuelle du splitter ne permet pas d'avoir la coupe de naphta B requise. Donc nous proposons d'étudier la possibilité d'installer un deuxième splitter afin de :

- 1- Atteindre la qualité exigée de la coupe naphta B.
- 2- Maximiser la charge du splitter.

| BIBLIOGRAPHIE

- [1] J. M. STELLMAN, Encyclopédie de sécurité et de santé au travail, Volume 4, Bureau international du travail. Genève 2004, pages 327.
- [2] J.P. WAUQUIER , Le Raffinage du pétrole brut, Tome 2, Procédés de Séparation, Edition TECHNIP 1998, Paris, p 223 – 228.
- [3] D. ZOUGAB, Extraction des hydrocarbures aromatiques à partir d'une coupe pétrolière par microémulsion, Mémoire de Magister, Date de soutenance : 11/06/2007, Spécialité : Génie des procédés Option : Pétrochimie, Université M'hamed Bougarra ,Boumerdes Faculté des Hydrocarbures et de La Chimie, Département: Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques .
- [4].Article, j5920 - Traitement des essences aromatiques pour la pétrochimie, <http://www.techniques-ingenieur.fr/>, (28/01/2017)
- [5]. K.Tedjani : extraction des aromatiques (RA₁K)
- [6]. S.AMIOUR, étude de l'unité d'extraction des aromatiques et calcul de vérification de section de fractionnement de la raffinerie de Skikda, 1^{ères} JNTSTD, 2007
- [7]. M^{me} : PRANUDDA PIMSEE , ETUDE DU COMPORTEMENT DES HYDROCARBURES AROMATIQUES POLYCYCLIQUES (HAP) LORS DU DEVERSEMENT ACCIDENTEL D'HYDROCARBURES EN EAUX CONTINENTALES , UNIVERSITÉ DE TOULOUSE , 2014
- [8]. Mourad Skafi , la pétrochimie à partir du toluène , xylène et naphtalène, 2010
- [9]. J.P.WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 1, Edition TECHNIP 1994 – Paris, p 3 – 13
- [10]. P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 6 – 7.
- [11]. Cours de raffinage du pétrole brut (medard ekra) , ingénieur raffinage et génie chimique. Page (12, 16, 17), SlideShare (15/01/2017)
- [12]. 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.
- [13]. G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000,
- [14]. P. WUITHIER , Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 515 – 532

[15]. D. Defives et A. Rojey, Transfert de matière: efficacité des opérations de séparation du génie chimique, édition Technip, Paris 1976, page 7

[16]. P. WUITHIER , Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 281 – 288.

[17]. Techniques de l'ingénieur: articles relatifs à la qualité, l'environnement, l'ultrafiltration et à l'osmose inverse.

[18]. Patrice Bacchin, La physico-chimie en mouvement: phénomènes de transport , Université Paul Sabatier (Toulouse), Février 2009.

[19]. P. WUITHIER, Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, pages 290 – 338.

[20]. P. WUITHIER , Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, page 408.

[21]. Transfert de chaleur, Université de Technologie Compiègne, (UTC).

[22]. Jethro Andal. The Physics of a Thermos (All about heat transfer). October 27, 2014

[23]. Jean Taine, Franck Enguehard, Estelle lacona. Transferts thermiques Introduction aux transferts d'énergie. 5^{ème} édition DUNOD 2014.

[24]. Article, science physics and energy, heat transfer. 2007

[25]. Yves Jannot. Transfert thermique. Ecole des mines Nancy. 2012.

[26]. Riadh BEN HAMOUDA, NOTIONS DE MECANIQUE DES FLUIDES, Octobre 2008.

[27]. P. WUITHIER, Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, page 6.

[28]. P. WUITHIER, Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, page 98.

[29]. Henry Kister, Distillation-Design, Kister, 1992, page 115.

[30]. P. WUITHIER, Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, page 397.

[31]. Institut Algérien du Pétrole (SKIKDA) 2007.

[32]. M^{me} MOKRANE-SOUALAH Souad, Produits chimiques organiques : Synthèse et utilisations



ANNEXE

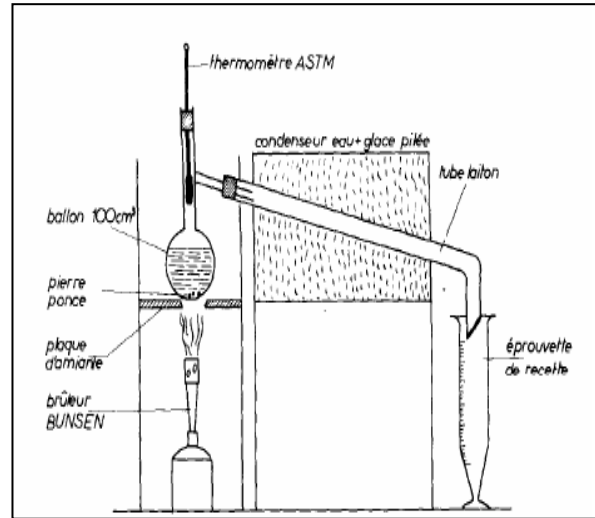
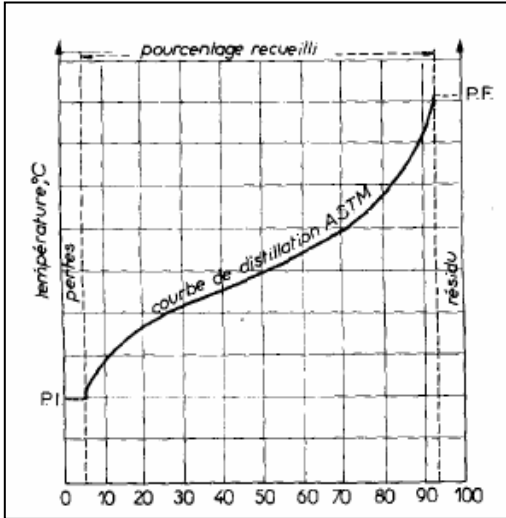


Fig n°01 : Courbe de distillation ASTM. [27] Fig n°02 : Appareillage de la distillation ASTM. [27]

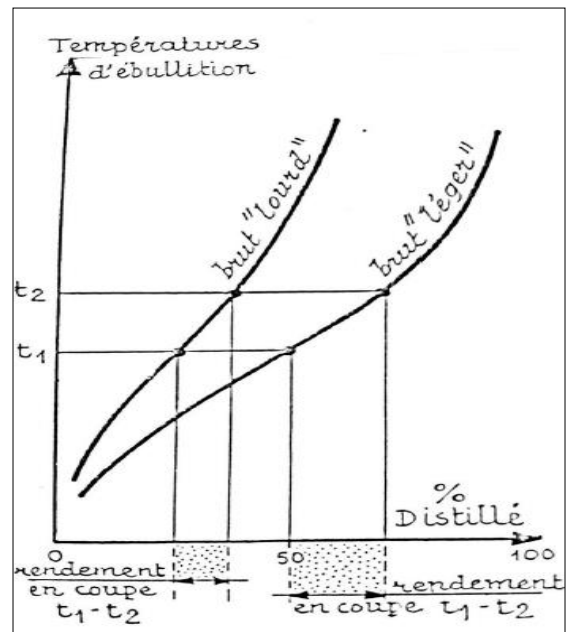
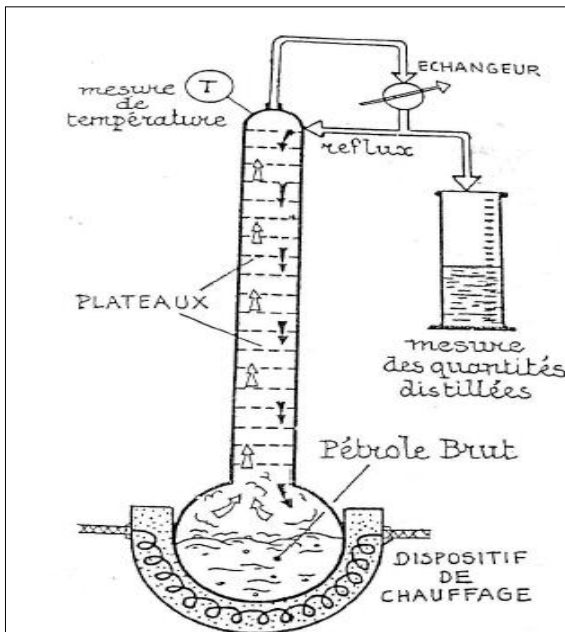


Fig n°03 : Appareillage de distillation TBP. [12]

Fig n°04: Courbe de distillation TBP. [12]

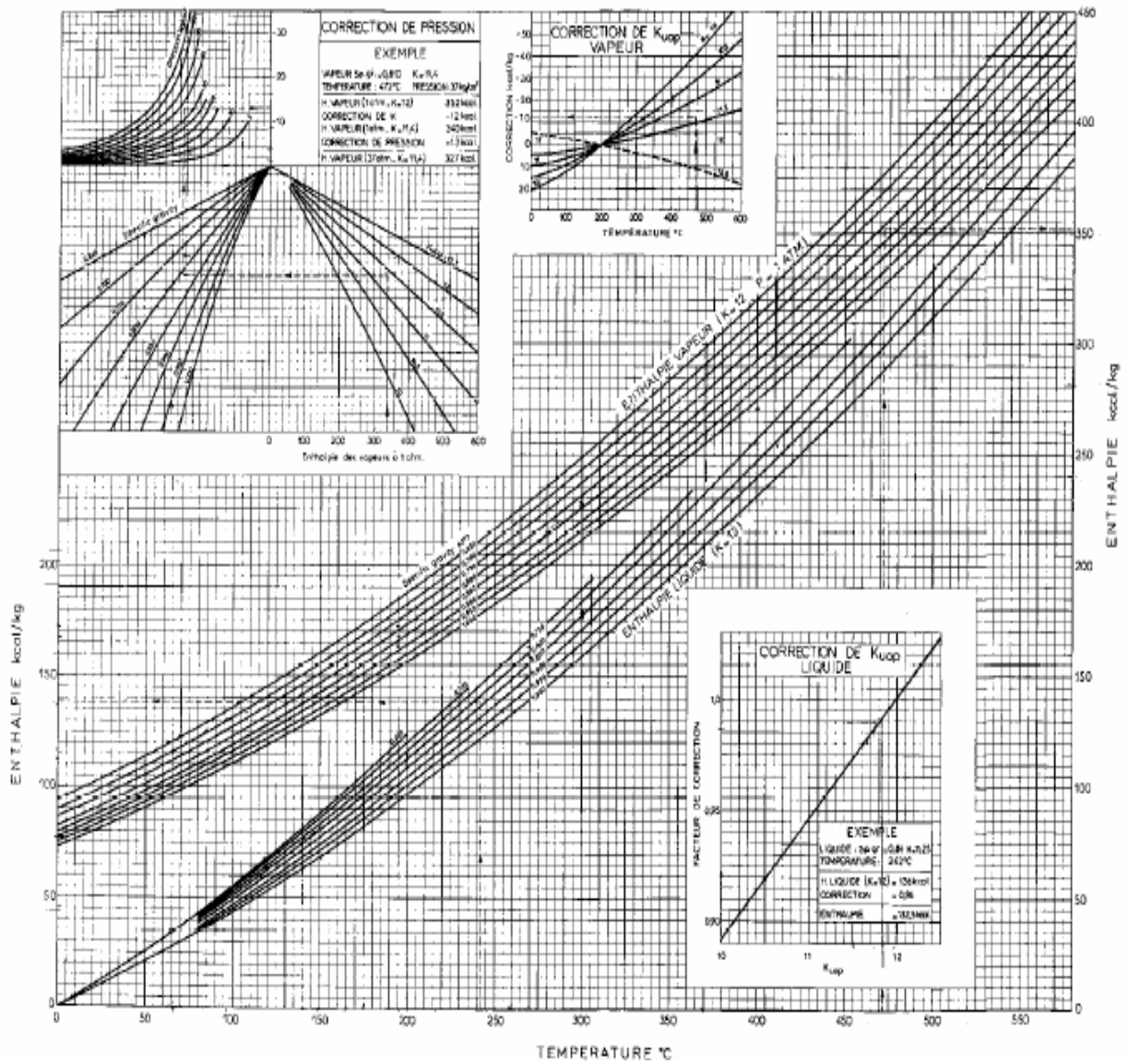


Fig n°5: l'enthalpie en fonction de la température et densité relative. [28]

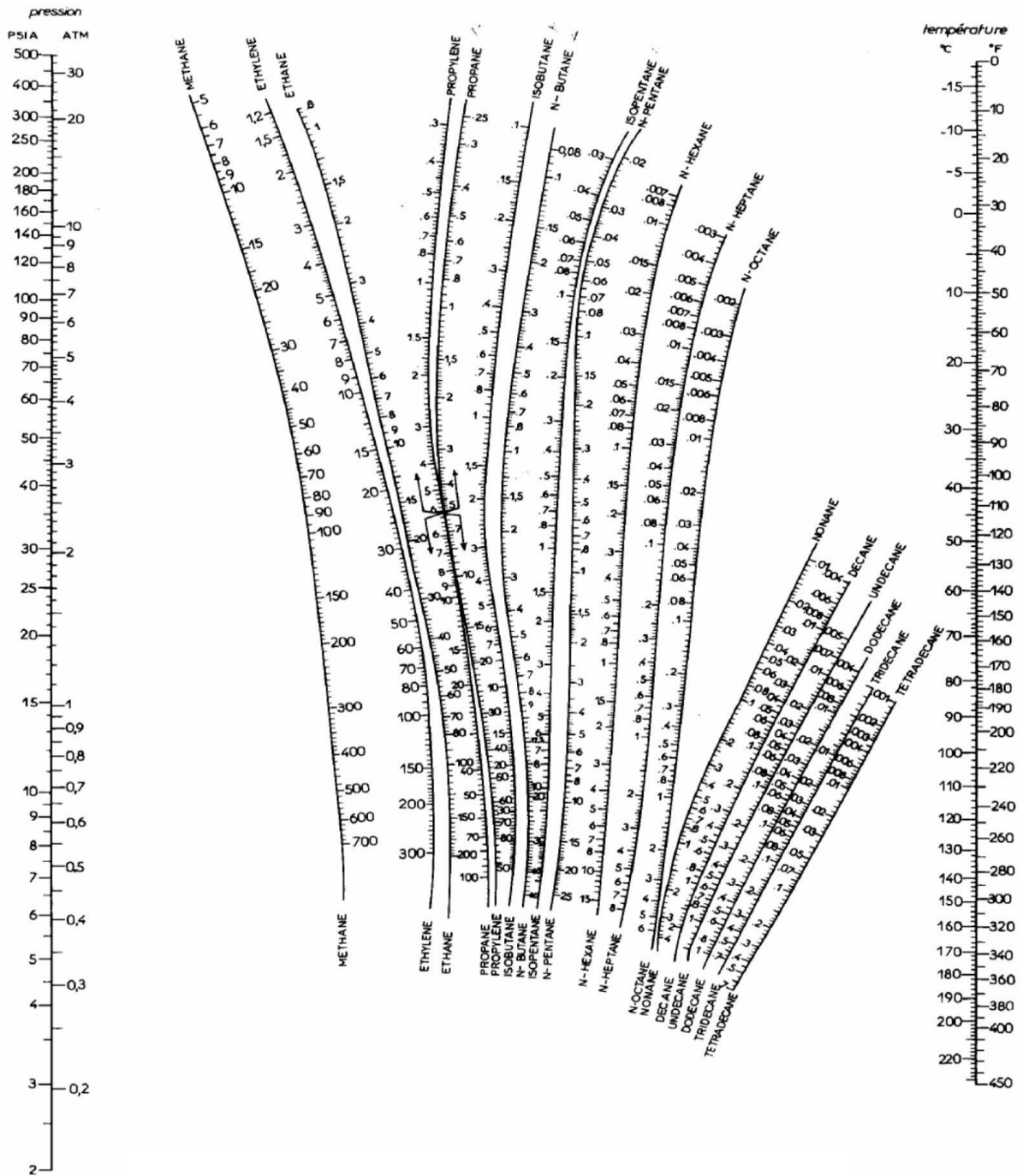


Fig n°06: Nomogramme des coefficients d'équilibre (K_i) des hydrocarbures (Scheibel et Jenny) [29]

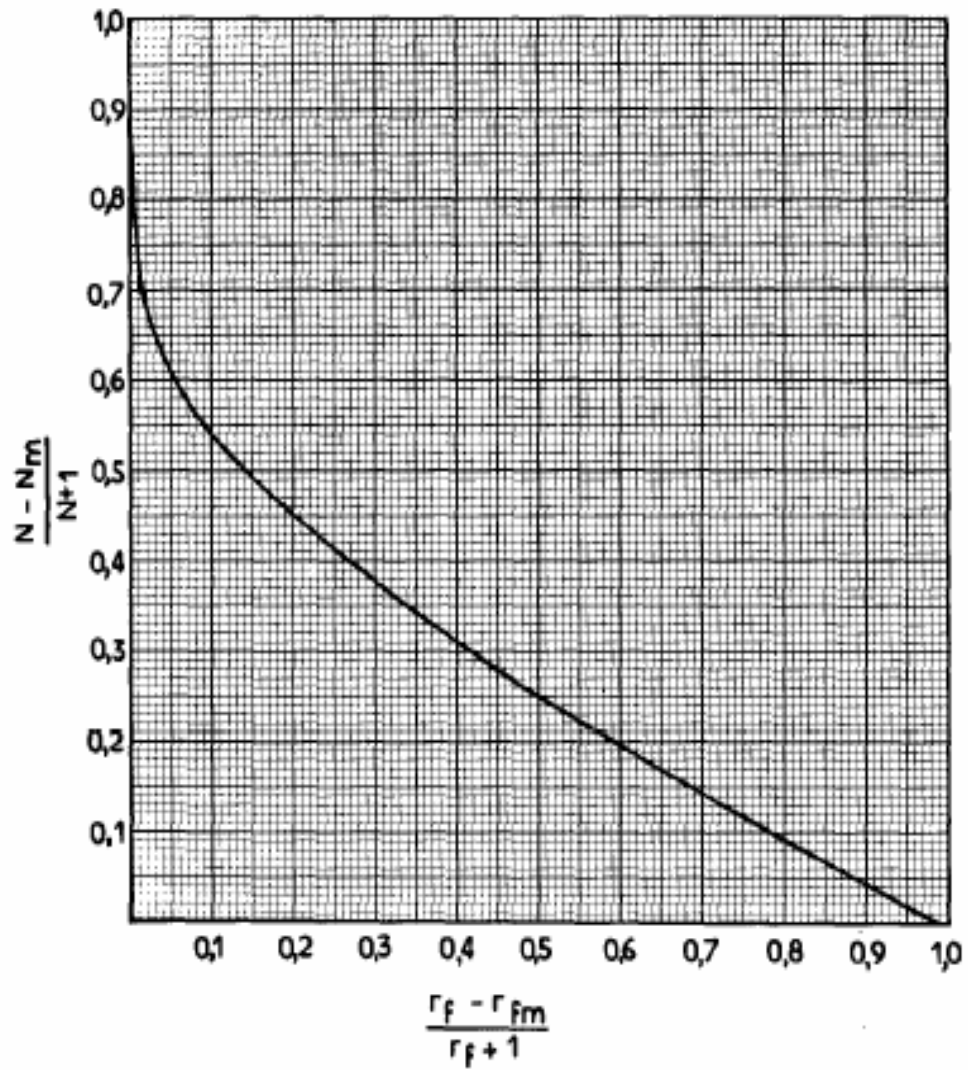


Fig n°07: Nombre d'étages théoriques N en fonction du taux de reflux R_f dans la distillation des mélanges complexes (Gilliland.). [30]

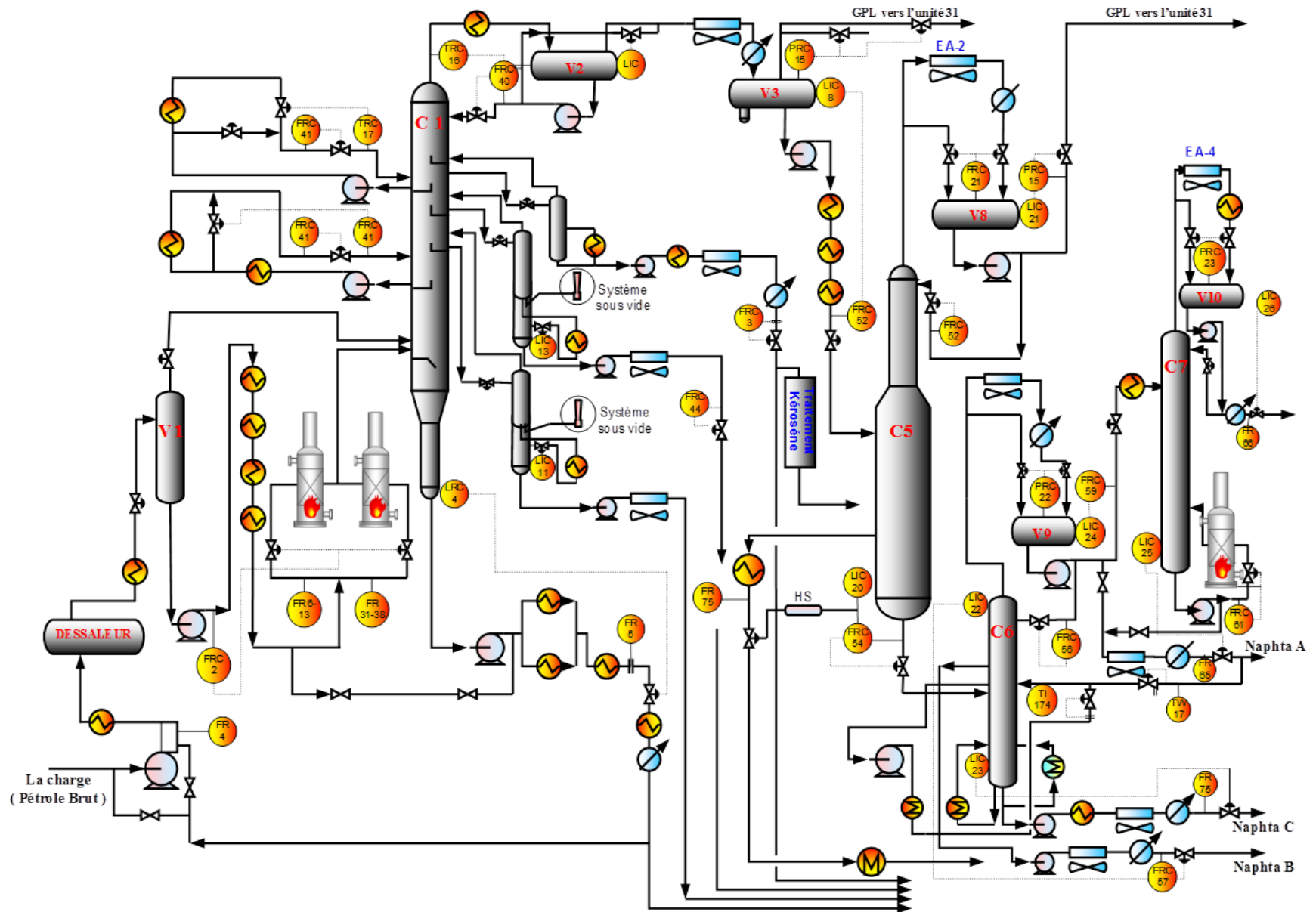


Fig n°08: Schéma actuel de l'unité de Topping. [31]

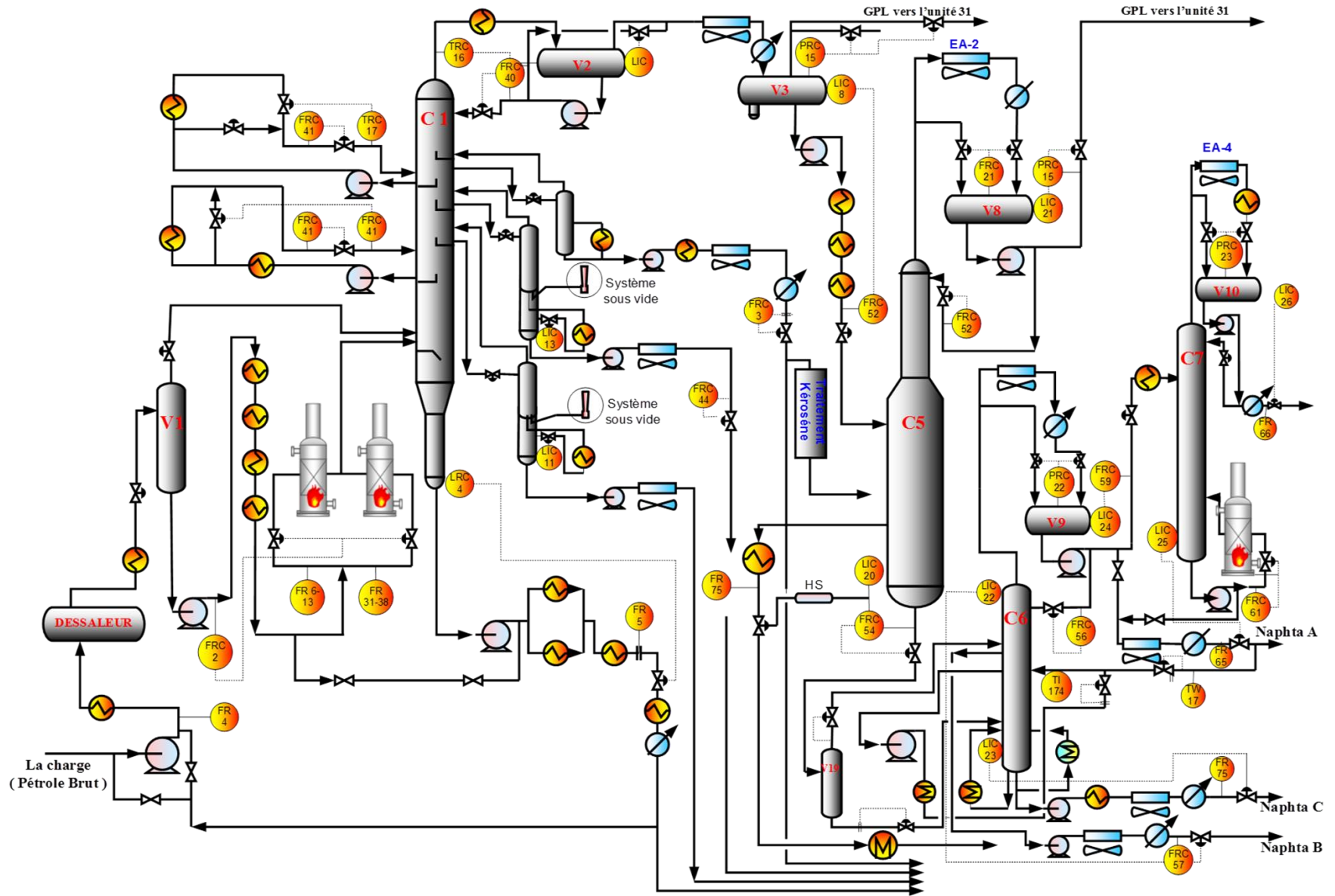


Fig n°09: Schéma actuel de l'unité de Topping avec le ballon de flash proposé

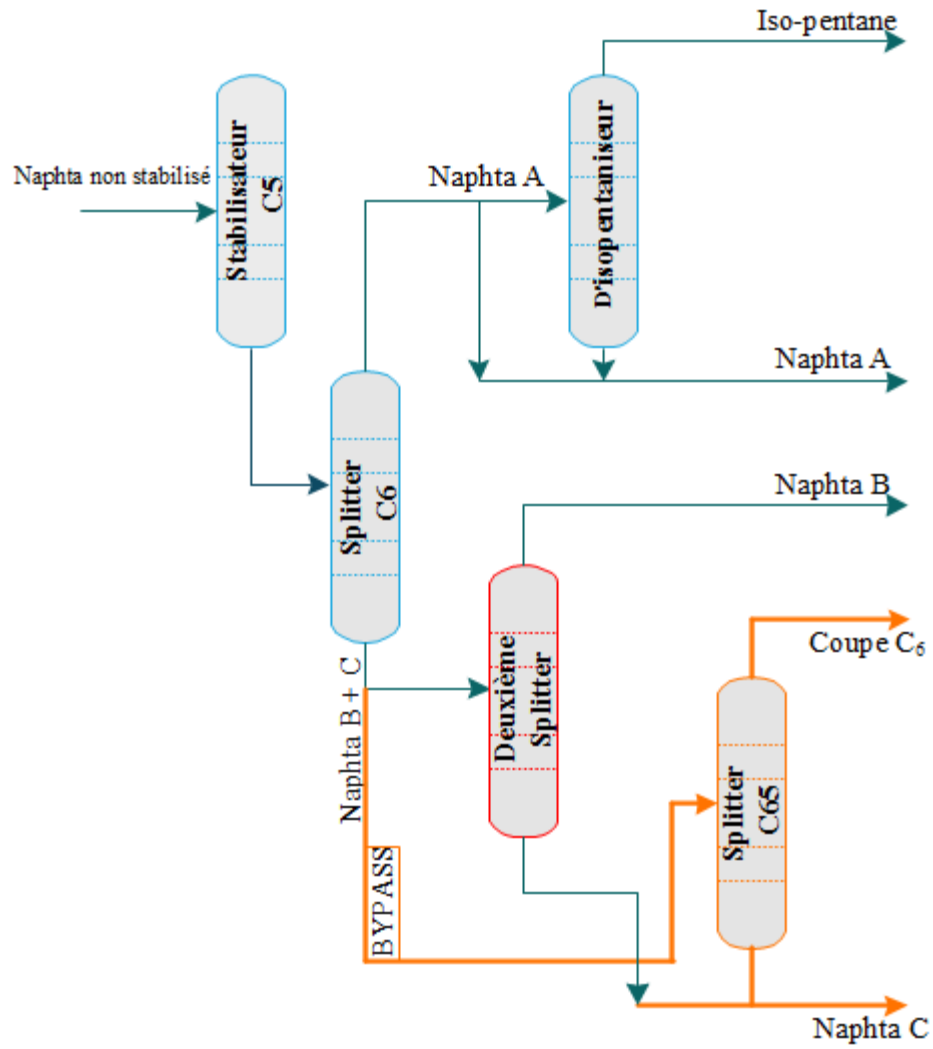


Fig n°10: Schéma de la deuxième splitter proposée

RÉSUMÉ :

Grâce à la forte demande des produits finis basés sur les hydrocarbures aromatiques, l'amélioration du rendement d'aromatiques devient important pour assurer la qualité requise par le marché. La coupe " Naphta B " est issue d'une colonne splitter qui sépare la charge " essence stabilisée " en trois coupes : Naphta A, Naphta B et Naphta C. Le mauvais fonctionnement du splitter se traduit par une mauvaise qualité du coupe " Naphta B ". Dans ce travail, nous essayerons de définir les paramètres menant au dysfonctionnement du splitter C₆ à la raffinerie de Skikda (RA1K). Afin d'établir de nouvelles paramètres de marche dans le but d'améliorer le rendement d'aromatiques dans cette coupe (Naphta B), nous avons d'abord vérifié les bilans puis nous avons comparé ces résultats obtenus par le calcul avec ceux prévus par le design, et à partir de ces résultats, nous avons proposé une installation d'un ballon de flash devant le splitter afin de mieux distribuer les chargements des plateaux et améliorer la séparation entre les coupes A et B.

Ensuite, nous avons divisé le splitter en deux sections. En déterminant les nouvelles conditions opératoires et en vérifiant les différents bilans, nous avons pu améliorer quantitativement le rendement des aromatiques dans la coupe naphta B, mais l'amélioration qualitative par rapport aux exigences du reformage catalytique reste possible.

MOTS CLES : Essence stabilisée, ballon de flash, splitter, naphta B, rendement d'aromatiques.

ABSTRACT:

Due to the high demand for the final products based on aromatic hydrocarbons, the improvement of aromatic yield became important to ensure the quality required by the market. The "Naphtha B" cut comes from a splitter column that separates the load "Gasoline stabilized" into three fractions: Naphtha A, Naphtha B and Naphtha C. The malfunction of the splitter results in a poor quality of the intermediate cut " Naphtha B" in this work we will try to define the parameters leading to the malfunction of the splitter C₆ at Skikda refinery (RA1K), with setting up its new operating conditions, to improve the yield of aromatics in this cut (Naphtha B), and to do this we first of all checked balance sheets and comparing their obtained results by calculation with those provided by the design, depending on these results we proposed an installation of a flash drum before the splitter in order to get a better distribution of tray loads and to improve the separation between the fractions A and B.

Then we divided the splitter into two sections, after that we specified the new operation parameters and verifying various balance sheets, we were able to quantitatively improve the yield of aromatic in the naphtha B, but the qualitative improvement to meet the requirements of catalytic reforming is still possible.

KEYWORDS: Stabilized gasoline, flash drum, splitter, naphtha B, aromatic yield.