



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



Université Echahid Hamma Lakhdar El Oued

Faculté des Sciences et de la Technologie

Département des Sciences et de la Technologie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master Académique

Filière : Génie des Procédés et Hydrocarbures

Option : Raffinage et Pétrochimie

*Amélioration de la teneur en précurseurs
d'aromatiques de la NAPHTA B au niveau du
splitter de l'unité Topping de la raffinerie de
SKIKDA RA1/K*

Soutenu le : 01/06/2015

Présenté par :

FEIA Islem

OKBA Mohammed Nadjib

DEVANT LE JURY

Président :	BOUGHEZAL Abdessalem	M.A.B	Université d'El Oued
Examineur :	BENMEYA Omar	M.A.B	Université d'El Oued
Directeur du mémoire :	GUERRAM Abdelmadjid	M.A.B	Université d'El Oued

Promotion : 2014 – 2015

Remerciements

Nous tenons à remercier en premier lieu 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. BENMEYA. O et M. BOUGHEZAL. A 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 Hydrocarbures.

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 travail à ma précieuse mère, qui m'a encouragé à avancer et qui m'a donné tout son amour.

* A la mémoire de mon père qui nous a quittés il y a dix ans.

* A mes frères : WAFI et SADEK.

* A mes sœurs : KHADIDJA et MANEL.

* A tous mes amis et mes collègues.

* A ma famille et toutes les personnes que j'aime.

Islem

Dédicaces

A travers quelques mots exprimant ma grande gratitude et ma profonde affection, dans ce petit espace, je m'adresse à ma précieuse femme ; symbole de la générosité, de la gratification et l'endurance.

Je dédie ce modeste travail à ceux qui m'ont donné la vie, l'espoir et l'amour, à ceux que j'aime et je respecte ; à ma très chère mère et mon cher père.

 A ma petite fille.

 A mes chers frères et ma chère sœur.

 A toute ma famille et ma belle famille.

 A mes amis et mes collègues.

Nadjib

Sommaire

Introduction Générale	01
------------------------------------	-----------

Chapitre I : Généralités sur le pétrole brut

I-1 Introduction	03
I-2 Origine du pétrole	03
I-3 Composition du pétrole brut	03
I-3-1 Les principales familles d'hydrocarbures	04
I-3-2 Les différents composés contenus dans le brut	05
I-4 Classifications des pétroles	06
I-4-1 Classification Industrielle	06
I-4-2 Classification Chimique	06
I-4-3 Classification Technologique	07

Chapitre II : Raffinage du pétrole brut

II-1 Introduction	09
II-2 Théorie de transfert de matière	09
II-2-1 Introduction	09
II-2-2 Définition	10
II-2-3 Équation générale de transfert de matière	10
II-2-4 Loi de DALTON	11
II-2-5 Loi de RAOULT et HENRY	11
II-2-6 Bilan de matière	12
II-3 Théorie de transfert de chaleur	13
II-3-1 Définitions	13
a. La conduction	13

b. La convection	14
c. Le rayonnement	14
II-3-2 Lois fondamentales de transfert de chaleur	14
a. Gradient de température	14
b. Loi de Fourier	15

Chapitre III : Distillation

III-1 Introduction	17
III-2 Types de distillation au laboratoire	17
III-2-1 Distillation Progressive Simple	17
III-2-2 Distillation A.S.T.M	17
III-2-3 Distillation TBP	18
III-2-4 Distillation par la méthode de flash	18
III-3 Distillation Industrielle	19
III-3-1 La distillation atmosphérique	19
III-3-2 Types d'installations de distillation de pétrole	20
a. Schéma de distillation atmosphérique avec une seule colonne	20
b. Schéma de la distillation avec prédistillation.....	21
c. Schéma de distillation atmosphérique avec évaporation préalable (procédé avec un ballon de flash)	22
III-3-3 Distillation sous vide	23

Chapitre IV : Présentation de l'Unité de Topping

IV-1 Présentation de la Raffinerie de Skikda	24
IV-2 Les unités 10-11 de Topping (distillation atmosphérique)	24
IV-3 Description de l'unité Topping d'affectation	24

Chapitre V : Partie de Calcul

V-1 Vérification du bilan matière	27
V-2 Vérification du bilan thermique	28
V-3 Détermination du débit pour chaque coupe	31
V-4 Etude de la Section I	32
V-4-1 Détermination de la température de produit de tête	32
V-4-2 Détermination de la température de soutirage de la NB	34
V-4-3 Détermination de la température d'alimentation de la section I	37
V-4-4 Calcul des volatilités relatives moyennes	38
V-4-5 Détermination du taux de reflux minimal (rfm) par la méthode de Maxwell..	39
V-4-6 Détermination du nombre de plateaux de la section I	41
V-4-7 Détermination de la température de reflux froid	42
V-5 Détermination de la quantité de chaleur apportée par les vapeurs montant de la section II a la section I	43
V-6- Etude de la Section II	45
Conclusion Générale	47

Annexe

Bibliographie

Liste des figures

Figure n°01 :	Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne	20
Figure n°02 :	Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation	21
Figure n°03 :	Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash	22
Figure n°04 :	Schéma actuel de l'Unité de Topping	26

ANNEXE

Figure n°01 :	Appareillage de la distillation A.S.T.M
Figure n°02 :	Courbe de distillation A.S.T.M
Figure n°03 :	Appareillage de distillation TBP
Figure n°04 :	Courbe de distillation TBP
Figure n°05 :	Nomogramme des coefficients d'équilibre (K_i) des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)
Figure n°06 :	Enthalpies du Méthane, du l'Ethane et du Propane
Figure n°07 :	Enthalpies du Méthane et de l'Ethane dans les mélanges d'hydrocarbures
Figure n°08 :	Enthalpies de iso-Butane, de n-Butane et de l'iso-Pentane
Figure n°09 :	Enthalpies du l'Ethylène et du Propane dans les mélanges d'hydrocarbures
Figure n°10 :	Enthalpies du Pentane, de l'Hexane et de l'Heptane
Figure n°11 :	Nombre d'étages théoriques N en fonction du taux de reflux R_f dans la distillation des mélanges complexes (Gilliland)
Figure n°12 :	Distribution des constituants à reflux total (Maxwell)
Figure n°13 :	Schéma de l'unité de Topping avec le ballon de flash proposé
Figure n°14 :	Schéma de la deuxième colonne splitter proposée

Liste des tableaux

Tableau n°01 : Classification des pétroles selon la teneur en soufre	07
Tableau n°02 : Classification des pétroles selon la teneur en produits clairs	07
Tableau n°03 : Comparaison entre le débit entrant et ceux sortant	28
Tableau n°04 : Comparaison des quantités de chaleur entrant et sortant	30
Tableau n°05 : Comparaison des données actuelles et celles de design	31
Tableau n°06 : Composition massique du produit de tête	33
Tableau n°07 : Calcul des fractions molaires du produit de tête	33
Tableau n°08 : Détermination de la température de rosée à $P = 1,6 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$	34
Tableau n°09 : Composition massique de la Naphta B	35
Tableau n°10 : Calcul de la composition molaire de la Naphta B	35
Tableau n°11 : Détermination du point de bulles de la NB à $P = 1,8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$	36
Tableau n°12 : Composition molaire de l'alimentation de la Section I	37
Tableau n°13 : Détermination de la température de rosée à $P = 1,8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$	37
Tableau n°14 : Tableau récapitulatif	38
Tableau n°15 : Détermination de « L » des différents composants	39
Tableau n°16 : Détermination de la température de bulles à $P = 1,25 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$	42

ANNEXE

Tableau n°01 : Correction moyenne de la température (α) pour calculer la densité des produits pétroliers

Nomenclature

G_{ch}	: Le débit massique de la charge :	Kg/h
V_{ch}	: Le débit volumique de la charge	m ³ /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
ρ^T	: La masse volumique à la température T	Kg/m ³
d_4^T	: La densité relative à la température T	
α	: Le facteur de correction de la densité	
Q_{Ch}	: Quantité de chaleur dans la charge	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
Q_{VT}	: Quantité de chaleur transmise aux vapeurs de tête	Kcal/h
$Q_{N.B}$	: Quantité de chaleur transmise au Naphta B	Kcal/h
$Q_{N.C}$	: Quantité de chaleur transmise au Naphta C	Kcal/h
G_{ch}^V	: Le débit massique de la phase vapeur de la charge	Kg/h
G_{ch}^L	: Le débit massique de la phase liquide de la charge	Kg/h
H^V	: Enthalpie de la phase vapeur	Kcal/Kg
H^L	: Enthalpie de la phase liquide	Kcal/Kg
Y'_i	: Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur	
Y_i	: Concentration massique du constituant « i » en phase vapeur	
K_i	: La constante d'équilibre du composant « i » dans les conditions de service (température et pression)	
K_B	: La constante d'équilibre du composant clé lourd (il s'agit de l'heptane « C ₇ » dans le cas de cette étude)	
n_i	: Débit molaire du constituant « i »	Kmol/h
N	: Débit molaire total	Kmol/h
g_i	: Débit massique du constituant « i »	Kg/h
M_i	: Masse molaire du constituant « i »	Kg/ Kmole
α_i	: La volatilité relative du constituant « i »	
α_m	: Volatilité relative moyenne du constituant « i »	
α_D	: Volatilité relative du constituant « i » dans distillat	
α_R	: Volatilité relative du constituant « i » dans le résidu (NC)	
α_A	: Volatilité relative du constituant « i » dans l'alimentation	

Introduction Générale

Introduction générale

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 des différents groupes d'hydrocarbures.

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 inexistant 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.

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

Ces hydrocarbures proviennent, en effet, presque exclusivement des fractions pétrolières, à travers le procédé du reformage catalytique ou craquage. Le procédé de reformage catalytique sert à produire à partir des coupes "Naphta" intermédiaires, constituées principalement par les essences provenant du procédé de la distillation atmosphérique du pétrole brut, 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 doit être riche en « Précurseurs d'aromatiques ». On entend par « précurseurs d'aromatiques » tout composant ayant la possibilité de se convertir en un composé aromatique par des réactions chimiques. Les précurseurs d'aromatiques consistent la coupe E.S (essence stabilisée) sont : le Cyclohexane, le Méthyle-cyclopentane, le Benzène, les C8 Naphténiques et les C8Aromatiques.

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

Dans l'unité de Topping à la Raffinerie de Skikda (RA1K), la Naphta intermédiaire dite Naphta B est issue d'une colonne Splitter qui sépare l'essence stabilisée 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 de 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 en précurseurs d'aromatiques dans la coupe intermédiaire (Naphta B).

Ce travail a été réparti en deux parties ; théorique et calcul :

1. Partie Théorique :
 - Chapitre 1 : cite quelques généralités sur le pétrole.
 - Chapitre 2 : définit le raffinage du pétrole et explique les notions de base des théories de transferts de masse et de chaleur.
 - Chapitre 3 : introduit le procédé de distillation et illustre ses différents types.
2. Partie de Calcul.

Chapitre I

Généralités sur le Pétrole Brut

I-1 Introduction :

Le pétrole brut est un fluide constitué principalement d'hydrocarbures ; il contient également des composés organiques soufrés, oxygénés et azotés. On le rencontre dans les bassins sédimentaires, où il occupe les vides de roches poreuses appelées réservoirs. Les gisements de pétrole correspondent à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège : la fuite du pétrole - moins dense que l'eau - est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (dôme anticlinal, biseau de sables dans des argiles).

I-2 Origine du pétrole :

Le pétrole a pour origine la substance des êtres, animaux ou végétaux, vivant à la surface du globe et particulièrement en milieu aquatique. La matière organique ainsi produite se dépose au fond des mers et des lacs et est incorporée aux sédiments, au fur et à mesure que ceux-ci sont enfouis, les constituants organiques se transforment, principalement sous l'action de la température et la pression, en hydrocarbures dont une partie vient progressivement se concentrer dans les pièges des réservoirs poreux.

Si la composition élémentaire globale des pétroles est relativement fixe, la structure chimique de leurs constituants varie plus largement, ce qui entraîne une grande diversité des propriétés physiques (densité, viscosité) ainsi que des teneurs très variables dans les différents types de produits obtenus par raffinage. En particulier, la présence de soufre dans certains pétroles pose des problèmes de corrosion et de pollution atmosphérique, tant au stade du raffinage qu'à celui de l'utilisation industrielle ou domestique de leurs dérivés.

I-3 Composition du pétrole brut :

Le pétrole brut, appelé aussi hydrocarbure, selon cette nomenclature, implique les deux mots hydrogène et carbone, qui sont les composants essentiels de tous les pétroles bruts; leurs teneurs sont (83%-87%) pour le carbone et (11%-14%) pour l'hydrogène. Ces deux éléments forment les trois grandes familles des hydrocarbures qui sont :

- a) Hydrocarbures Aliphatiques
- b) Hydrocarbures Cycliques
- c) Les hydrocarbures mixtes.

Mais, on trouve aussi d'autres éléments qui le composent, qui sont plus au moins nocifs au traitement de brut ou lors de l'utilisation de ces fractions pétrolières finies. Ces éléments sont : l'oxygène, le soufre, et l'azote (au total jusqu'à 6% ÷ 7%) sous forme de

composés. Aussi, on a pu détecter par l'analyse des cendres du pétrole la présence d'autres composés tels Cl, I, P, As, Si, Na, Fer... [1]

I-3-1 Les principales familles d'hydrocarbures :

A) Hydrocarbures aliphatiques : se sont les hydrocarbures paraffiniques, les oléfines, et les acétyléniques à chaîne ouverte.

- **Saturés :** Ce sont les alcanes C_nH_{2n+2} qui sont soit à structure normale, soit ramifiée (isomérisée). Les pétroles paraffiniques contiennent environ 50% de paraffines.

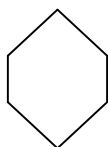
- **Non saturés :** Ils n'existent pas dans le brut, ils sont formés pendant le traitement du pétrole par les procédés de craquage thermique ou thermocatalytique. Ils sont appelés les oléfines dont la formule générale est C_nH_{2n} pour les alcènes et C_nH_{2n-2} pour les alcynes.

B) Hydrocarbures cycliques : Généralement, le cycle comprend 05 ou 06 atomes de carbone.

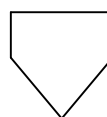
- **Saturés :** Ce sont les hydrocarbures naphéniques ayant la formule C_nH_{2n} .

Ex : C_6H_{12} ou C_5H_{10}

Cyclohexane



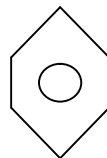
Cyclopentane



Ils sont divisés en naphéniques monocycliques, bicycliques et polycycliques.

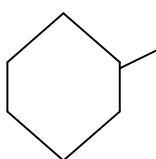
- **Non saturés :** Ce sont les aromatiques dont la formule chimique est C_nH_{2n-6} .

Ex : le benzène C_6H_6

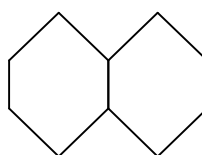


Les aromatiques se présentent dans le pétrole sous forme de BTX (Benzène, Toluène, Xylène), naphthalène, anthracène, pyrène, etc.

C) Les hydrocarbures mixtes : L'union des hydrocarbures cycliques et aliphatiques donne des molécules mixtes (cycle+chaîne). Les propriétés de ces molécules mixtes sont en fonction de l'importance du cycle ou des chaînes dans la structure.



$CH_2-CH_2-CH_2-CH_3$



tetra line

Remarque: La composition chimique du pétrole brut est donnée par la teneur en paraffines, oléfines, naphènes et en aromatiques dite le PONA de la fraction pétrolière.

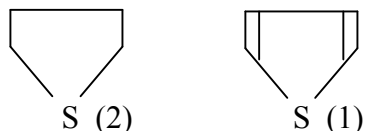
I-3-2 Les différents composés contenus dans le brut :

a) Composés sulfurés : pratiquement tous les pétroles contiennent du soufre. La teneur en soufre augmente avec l'augmentation de la température d'ébullition de la fraction pétrolière. Ces composés sulfurés sont divisés en 03 groupes :

Le premier groupe : comprend H_2S et $R-SH$ (mercaptans) qui ont des propriétés acides, corrosive et odeur désagréable.

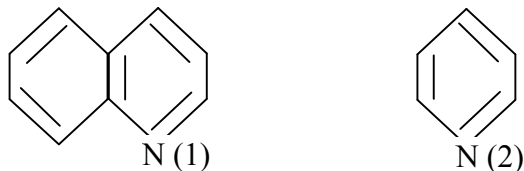
Le deuxième groupe : renferme les sulfures $R-S-R'$ et disulfures $R-S-S-R'$ qui sont neutres à froid et instables à une température élevée entre 130 à 160°C donnant des mercaptans et H_2S .

Le troisième groupe : renferme les composés hétérocycliques, à savoir thiophène (1) et thiophane (2). Ils sont instables à température élevée de l'ordre de 500 à 600°C donnant des mercaptans et H_2S .



Les composés sulfurés sont indésirables, par ce qu'ils diminuent l'indice d'octane de l'essence, en agissant sur l'efficacité de l'action des additifs antidétonants, tels que le P.T.E (Plomb-tétraéthyle). Ces composés empoisonnent aussi les catalyseurs des procédés catalytiques.

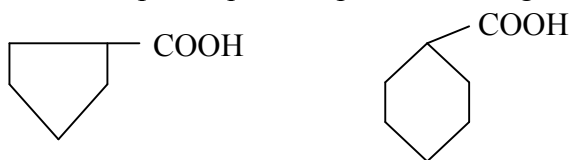
b) Composés azotés : La teneur en Azote varie de 0.02 à 2.5%, elle augmente avec l'augmentation de la température d'ébullition des fractions, on le retrouve sous forme de quinoléine (1) et pyridine (2).



Tous les composés azotés sont des poisons pour les catalyseurs.

c) Composés oxygénés : (0.05 à 1.5% en masse) Dans le pétrole se trouve une petite quantité d'oxygène, dans les acides naphthéniques, les phénols et les gommés.

Ex : $C_nH_{2n-1}COOH$



d) Composées métalliques : (0.005 à 0.015 % en masse) Ils existent sous forme de sels dissous dans l'eau mélangée avec le pétrole brut. Les métaux sont des poisons permanents pour les catalyseurs industriels. Pour ces composés, on trouve le plomb, As, P, V, Hg, etc [2].

I-4 Classifications des pétroles [3]:

A la découverte d'un gisement du pétrole, ce dernier subit une série d'analyses, permettant sa classification. La classification du pétrole est d'une extrême importance car elle nous permet de connaître les méthodes appropriées de son traitement, l'assortiment et les qualités des produits à obtenir. On distingue trois types de classification :

I-4-1 Classification Industrielle :

Selon cette classification, on peut distinguer :

- Un pétrole est léger : si $\rho_{15}^{15} < 0,828$
- Un pétrole est moyen : si $0,828 < \rho_{15}^{15} < 0,884$
- Un pétrole est lourd : si $\rho_{15}^{15} > 0,884$

a- Comme règle générale :

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

b- D'habitude :

Les pétroles lourds sont les pétroles aromatiques qui contiennent peu d'essence mais leur indice d'octane est élevé, ainsi que leur teneur en gommes. Ce pétrole peut donner un grand rendement de coke et des bitumes de bonne qualité. Cette classification qui ne tient compte que de la densité ρ_{15}^{15} reste incomplète.

I-4-2 Classification Chimique :

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

- a-** Un pétrole paraffiniques (Etats Unis).
- b-** Un pétrole naphéniques (Rép d'Azerbaïdjan).
- c-** Un pétrole paraffino-naphénique (Algérie).
- d-** Un pétrole aromatique (Indonésie).
- e-** Un pétrole naphéno-aromatique (Californie).
- f-** Un pétrole par-naph-aromatique (mixte).

La classification chimique ne reflète pas la vraie nature de pétrole car la répartition des légers dans les fractions est différente, aussi les fractions lourdes contiennent des hydrocarbures mixtes, et donc cette classification ne peut pas nous renseigner complètement sur la quantité et la qualité des produits à obtenir.

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

I-4-3 Classification Technologique :

Elle est basée sur :

a- La teneur en soufre dans le pétrole et dans les fractions pétrolières :

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

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

a-3) Classe 3 : Pétrole très sulfureux : $S > 2\%$

Tableau n°01: Classification des pétroles selon la teneur en soufre

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

b- La teneur potentielle en produits clairs (PF $\leq 350^\circ\text{C}$)

On distingue trois types de pétrole :

b-1) Type 1 : teneur $\geq 45\%$

b-2) Type 2 : teneur $30 \div 45\%$

b-3) Type 3 : teneur $\leq 30\%$

c- La teneur en huiles de base et leurs qualités :

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

Tableau n°02: Classification des pétroles selon la teneur en produits clairs

Groupe	Teneur en huile de base %		Sous-groupe	Indice de viscosité
	Par rapport au pétrole	Par rapport au mazoute		
M1	> 25	≥ 45	I ₁	> 85
M2	$15 \div 25$	≥ 45		
M3	$15 \div 25$	$30 \div 45$	I ₂	$40 \div 85$
M4	< 15	< 30		

d- La teneur en paraffines dans le pétrole :

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

P1 - Pétrole peu paraffiniques $\leq 1,5\%$

P2 -Pétrole paraffiniques $1,5 \div 6\%$

P3 - Pétrole très paraffiniques $> 6\%$

Chapitre III

Raffinage du Pétrole Brut

II-1 Introduction :

La transformation des pétroles bruts s'effectue dans les raffineries, usines à feux contenus et très automatisés, qui sont plus ou moins complexes selon la gamme des produits fabriqués et selon la qualité des pétroles bruts comparée aux exigences du marché.

La complexité d'une raffinerie se traduit par le nombre d'unités de fabrication. Ces unités utilisent des procédés physiques ou chimiques que l'on peut classer en trois catégories, les procédés de séparation, procédés de conversation, et les procédés d'épuration. Ainsi, les processus continus d'une raffinerie simple comportent d'abord une épuration du pétrole brut, puis une séparation par distillation en produits blancs (distillats légers, moyens) et en produits noirs (résidus lourds) en se basant sur des transferts de matière et de chaleur entre les différents effluents traversant ses procédés.

II-2 Théorie de transfert de matière :**II-2-1 Introduction :**

Les procédés de traitement basés sur les transferts de matières sont très importants pour la transformation du pétrole. Ainsi par la distillation on obtient à partir du pétrole brut des produits légers (essences, pétrole lampant, fuel-oil) et du gas-oil. Par distillation également, on fractionne les produits issus de diverses opérations à partir des mélanges, des gaz liquéfiés, butane, propane...etc. Par absorption au moyen de solvants ou par adsorption ou moyen de corps actifs solides, on extrait des gaz naturels, ou des gaz issus du raffinage : essence, propane-propylène et butane-butylène utilisés dans l'industrie pétrochimique ou comme combustible. La purification des huiles de graissage s'obtient par absorption à l'aide de solvants sélectifs. Le séchage joue un rôle important dans la production des catalyseurs.

Donc, on peut dorés et déjà dégager certains traits communs aux opérations impliquant des transferts :

- Les procédés basés sur des transferts peuvent être utilisés pour le fractionnement des mélanges.
- Les transferts se font d'une manière générale entre deux phases : liquide et gazeuse (rectification ou absorption), solide et gazeuse (adsorption, séchage), solide et liquide (adsorption, extraction).

- Le transfert de matière s'effectue par diffusion. Les constituants transférés de phase en phase prennent le nom de constituants distribués, alors que ceux ne participant pas au transfert sont dits inertes.

- Le facteur de potentialité du transfert de matière est constitué par la différence des concentrations des constituants à fractionner.

- Les phénomènes de transfert sont réversibles, le sens dans lequel s'effectue le transfert étant déterminé par les concentrations des deux phases en contact ainsi que par la température, la pression...etc. Ainsi, l'absorption d'un gaz par un liquide peut être renversée en désorption si l'on augmente la température ou abaisse la pression.

- Le transfert de matière de phase en phase se termine lorsque l'état d'équilibre est atteint, l'équilibre s'établissant d'autant plus vite, autres choses égales, que la surface d'échange est plus grande [4].

II-2-2 Définition :

Le terme de transfert de matière est lié au mouvement des molécules ou éléments d'un milieu variable provoqué par un certain potentiel ou force motrice à un autre, celui qui aide à la réalisation de chaque opération de transformation. Ceci se produit en particulier, lorsque les concentrations des différents constituants ne sont pas uniformes au sein d'un mélange, et consiste en un déplacement d'au moins un constituant à partir d'un milieu où la concentration est la plus forte vers le milieu où elle est plus faible.

D'une manière générale, le transfert de matière 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 matière 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 tentent à le devenir sous l'effet soit de l'agitation moléculaire, soit de la turbulence hydrodynamique [4].

II-2-3 Équation générale de transfert de matière :

Par définition du transfert de matière et selon la loi cinétique en déduit que la vitesse du transfert de matière est la quantité de la matière M (kg) qui passe de phase en phase à

travers une surface uniforme de contact de F (m^2), par unité de temps, elle s'exprime par la formule suivante [4]:

$$g = \frac{M}{F \cdot \tau} \left[\frac{Kg}{m^2 \cdot h} \right] \dots\dots\dots(01)$$

La vitesse d'un phénomène physique est directement proportionnelle à son facteur de potentialité qui, dans notre cas, est la différence des concentrations.

$$C - C_e = \Delta C \dots\dots\dots(02)$$

Où :

C : concentration dans la phase à partir de laquelle se fait le transfert.

C_e : concentration d'équilibre avec la seconde phase.

Par ailleurs, l'allure de ce phénomène est inversement proportionnelle à la résistance, en l'occurrence, résistance à la matière, R . On peut donc écrire :

$$\frac{M}{F \cdot \tau} = \Delta C \cdot \frac{1}{R} \dots\dots\dots(03)$$

On préfère utiliser la grandeur inverse de la résistance thermique R , appelée coefficients de transfert de matière. Compte tenu d'une variation de la différence des concentrations dans le temps, on a recourt à la concentration massique moyenne C , et on écrit :

$$\frac{M}{F \cdot \tau} = K_c \cdot \Delta C_m \dots\dots\dots(04)$$

d'où :

$$M = K_c \cdot F \cdot \Delta C_m \cdot \tau \dots\dots\dots(05)$$

C'est-à-dire que la quantité de matière transmise est proportionnelle à la surface de contact entre les phases, au temps et à la différence moyenne des concentrations [4].

II-2-4 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 (π) et à sa concentration molaire (y_i') [5].

$$P_i^v = \pi \cdot y_i' \dots\dots\dots(06)$$

II-2-5 Loi de RAOULT et HENRY [5]:

Leurs lois 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.

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).

$$P_i^L = P_{0,i} \cdot x'_i \dots\dots\dots(07)$$

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.

$$P_i^L = E_i \cdot x'_i \dots\dots\dots(08)$$

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 :

$$P_i^L = P_i^V \dots\dots\dots(09)$$

Donc :

$$y'_i = (P'_{0,i} / \pi) \cdot x'_i \dots\dots\dots(10)$$

On aboutit de l'état d'équilibre :

$$(P'_{0,i} / \pi) = K_i \dots\dots\dots(11)$$

II-2-6 Bilan de matière [5]:

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 matière diffusée soient telles que le transfert va dans le sens G-L. Désignons les concentrations en matière diffusée 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 :

$$dM = -G \cdot dy = L \cdot dx \dots\dots\dots(12)$$

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

$$M = G.(y_i - y_f) = L.(x_f - x_i) \dots\dots\dots(13)$$

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 :

$$G = L \cdot \frac{x_f - x_i}{y_i - y_f} \quad \& \quad L = G \cdot \frac{y_i - y_f}{x_f - x_i}$$

II-3 Théorie de transfert de chaleur [6]:

Le transfert de chaleur est une science qui étudie les différents processus de transmission de chaleur, cette science est liée intimement à la thermodynamique et donne la possibilité de dire comment faut-il construire un tel appareil. Le phénomène de transfert de chaleur est utilisé pour chauffer ou refroidir les matières premières, les produits finis ou semi-finis et en plus pour la séparation des mélanges d'hydrocarbures et pour la condensation des vapeurs.

Tous les secteurs d'activités sont concernés par les applications des transferts thermiques dont le champ va de l'élaboration du verre à la conception architecturale des immeubles et des ateliers compte tenue de l'environnement climatique, de la régénération à la liquéfaction des produits finis pour le stockage.

II-3-1 Définitions :

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 température qui joue le rôle d'un potentiel sous lequel s'établit le courant de chaleur. La transmission de chaleur peut prendre trois formes fondamentales différentes : conduction, convection et rayonnement.

a) La conduction :

On appelle conduction la propagation de la chaleur dans le milieu continu, conditionnée par le mouvement des microparticules (atomes, molécules, position relative des molécules), le transfert de chaleur par conduction caractérise tous les transferts de chaleur qui s'effectuent à travers les parois séparant deux corps à des températures

différentes. C'est le cas des surfaces d'échange des échangeurs de chaleur, mais c'est aussi celui des murs et vitrage d'un bâtiment, des cuves contenant des liquides chauds ou froids, des parois des fours ...etc.

b) La convection :

Les échanges de chaleur par convection ont pour origine le mouvement d'un filet de fluide, on s'opère par le mélange de deux fluides. Ce mode de transfert est régit essentiellement par les lois des écoulements des fluides. La convection est le mécanisme le plus important du transfert d'énergie entre une surface solide, un liquide ou un gaz.

On distingue deux types de convection :

* **Convection naturelle** : ce mouvement peut prendre naissance sous l'effet des échanges thermiques qui font apparaître dans le fluide des différences de température et des différences de densité. Dans l'un et l'autre cas, le régime hydrodynamique d'écoulement du fluide joue un rôle essentiel dans le mécanisme des échanges thermiques.

* **Convection forcée** : ce mécanisme peut être provoqué par une cause mécanique, c'est-à-dire d'une différence de niveau, ventilation ou d'une pompe.

c) Le rayonnement :

Le rayonnement est le mécanisme par lequel la chaleur se transmet d'un corps à haute température vers un autre à basse température. La transmission de chaleur par rayonnement consiste en le fait que la chaleur est transportée d'un corps à un autre par des ondes électromagnétiques, puis se transforme à nouveau en énergie cinétique thermique des particules du deuxième corps quand les ondes atteignent ce dernier.

II-3-2 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.

$$\frac{\partial t}{\partial n} = \text{grad}(t) \dots\dots\dots(14)$$

où :

grad t : gradient de température.

n : la normale à la surface isotherme.

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.

b) Loi de Fourier :

- Conduction :

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

$$\partial Q = -\lambda(\partial t/\partial x).\partial F.\partial \tau \dots\dots\dots(15)$$

où :

dQ : quantité de chaleur en Joules.

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

dt/dx : gradient de température.

d τ : temps en secondes.

dF : différentielle de F (section) en m².

- Convection :

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

$$Q = \alpha.F.\tau.\Delta T \text{ (Kcal)} \dots\dots\dots(16)$$

où :

ΔT : différence de température entre le fluide qui s'écoule et la paroi (°C).

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

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

Préalablement, on détermine le régime d'écoulement à l'aide du nombre de Reynolds :

Re < 2300 $\Rightarrow$ le régime est laminaire.

2300 < Re < 104 $\Rightarrow$ le régime est transitoire.

Re > 104 $\Rightarrow$ le régime est turbulent.

- Rayonnement :

La transmission dépend de la propriété optique, la température et la longueur d'onde. L'énergie de rayonnement tombe sur un corps quelconque, elle se divise en trois parties : l'une se réfléchit, la seconde s'absorbe et la dernière traverse le corps.

$$Q_T = Q_{AT} + Q_R + Q_{tr} \dots\dots\dots (17)$$

où :

Q_T : l'énergie totale.

Q_{AT} : l'énergie absorbée.

Q_R : l'énergie réfléchie.

Q_{tr} : l'énergie traversant le corps.

Chapitre III

Distillation

III-1 INTRODUCTION

La distillation est un processus de séparation des mélanges liquides ou gazeux, 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 de traitement du brut. Le brut est formé d'une série des hydrocarbures avec des caractéristiques différentes, et pour pouvoir être utilisé de façon correcte, il doit être fractionné en groupes ayant des caractéristiques bien définies et plus homogènes.

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

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

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

III-2 TYPES DE DISTILLATION 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 [1].

III-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. A 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 [1].

III-2-2 Distillation A.S.T.M :

La distillation ASTM « American Society for Testing Materials » est utilisée pour fournir les spécifications de distillation des produits pétroliers. En effet, la courbe de

distillation ASTM (Fig n°02 Annexe) fournit à l'utilisateur de précieux renseignements sur la composition du pétrole brut. Son principal avantage est le temps court qu'elle nécessite. Son mode d'utilisation est simple. L'appareillage utilisé dans cette technique de distillation dite ASTM (Fig n°01 Annexe) comporte un ballon de distillation pouvant contenir 100 ou 200 ml de produit que nous chauffons et distillons à vitesse déterminée. Les vapeurs formées sont condensées dans un tube en cuivre baignant dans un mélange d'eau et de glace pilée, puis recueillis 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 recueillis 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 [7].

III-2-3 Distillation T.B.P :

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 vrais ou « True Boiling Point » TBP.

La distillation TBP est réalisée dans un appareillage représentant un nombre important d'étages ou de plateaux théoriques, c'est-à-dire un appareillage à très bonne sélectivité, équivalent à la succession de très grand nombre de distillations simples élémentaires. La courbe TBP est obtenue en notant la température de la vapeur en fonction du pourcentage distillé (Fig n°04 Annexe) [8].

III-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-Semidovitch, Nelson-Harvy, Edmister et Maxwell [9].

III-3 DISTILLATION INDUSTRIELLE :

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

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

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

La distillation ordonne ensuite ces contacts élémentaires en série, sous forme de cascade, afin d'amplifier la sélectivité de l'étage théorique. Dans les unités industrielles d'une certaine capacité, les contacts discontinus sont matérialisés par les plateaux de la colonne, alors qu'au laboratoire ou dans les installations de faible débit ils s'effectuent en continu sur la surface du garnissage [7].

III-3-1 La distillation atmosphérique [10]:

A 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.

A chaque étage de la colonne de distillation correspond une température moyenne située entre les points de rosée (condensation) et de bulles (vaporisation) des produits que l'on souhaite récupérer. La Figure n°01 représente un schéma simple d'une colonne de distillation atmosphérique. La pression dans la colonne diminue de bas en haut [10].

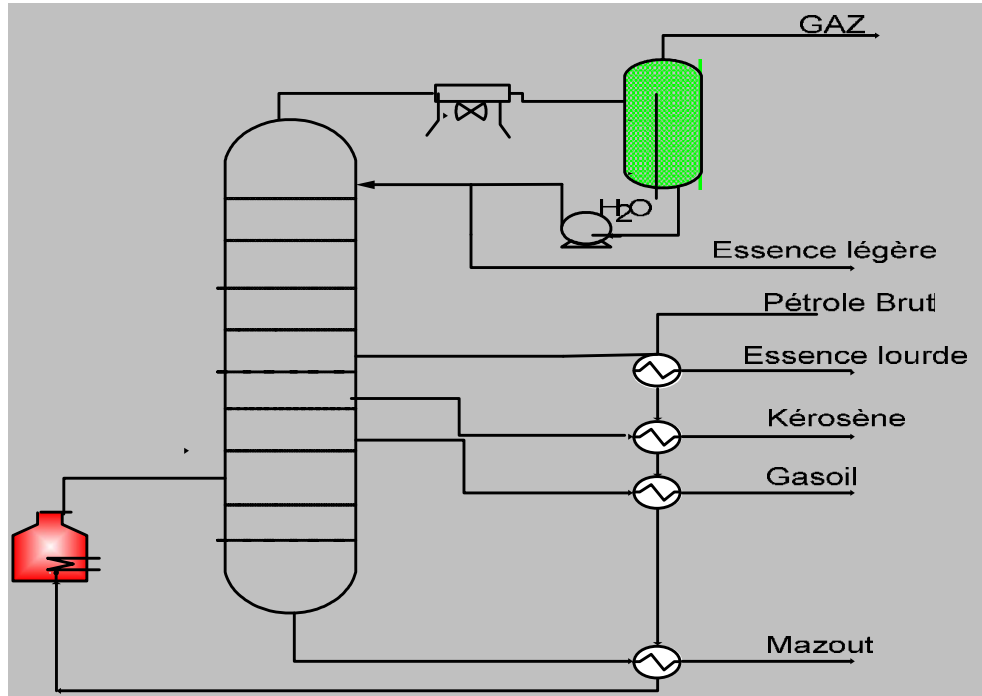


Figure n°01 : Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne

A 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 a 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.

III-3-2 Types d'installations de distillation de pétrole [10]:

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

- La nature du pétrole brut à traiter.
- 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 lourds.

- 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.

- Inconvénients :

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

b- Schéma de la distillation avec prédistillation [11]:

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

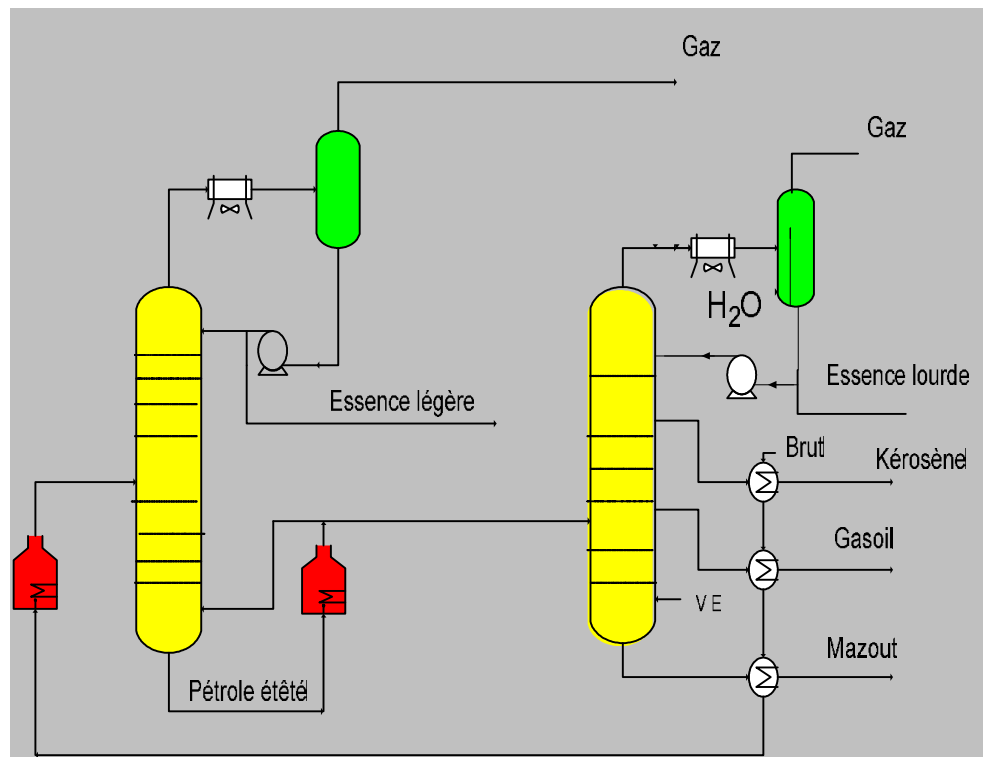


Figure n°02 : Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation.

- 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.

- Inconvénients :

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

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

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

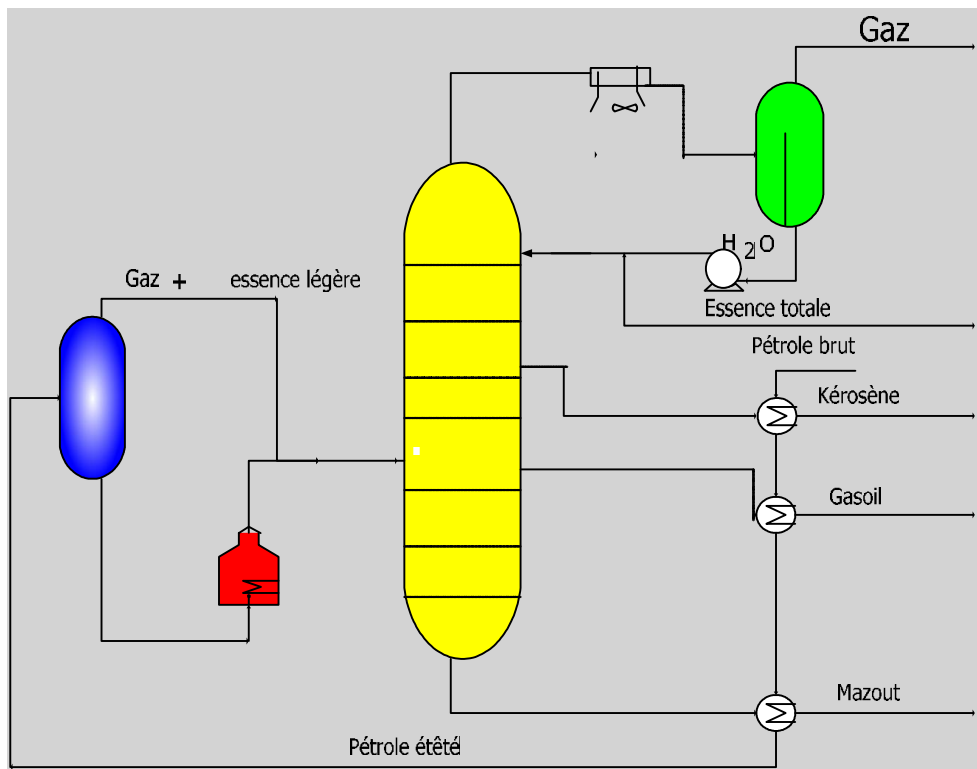


Figure n°03 : Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash

- 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.

- Inconvénients :

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

III-3-3 Distillation sous vide [12]:

La distillation sous vide est réservée au fractionnement des produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient supérieures au seuil de craquage, où 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.

Chapitre IV

Description de l'unité de Topping
à la raffinerie de Skikda

IV-1 Présentation de la Raffinerie de Skikda :

Le complexe de la raffinerie de pétrole à SKIKDA, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une capacité de traitement (15 millions t/an), ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an). Il est alimenté en brut algérien par l'unité de transport est ETU de Skikda (c'est une station intermédiaire de Hassi Messaoud) [13].

VI-2 Les unités 10-11 de Topping (distillation atmosphérique) [13]:

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits fins (naphta, gas-oil, jet..) ou devant alimenter d'autres unités situées en aval (Magnaforming, Platforming, gaz plant). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud pour produire les produits suivants :

G.P.L	Unité 30
Isopentane	Mélange des essences
Naphtha A	Stockage
Naphta B ($65^{\circ} \div 150^{\circ}$)	Reformage catalytique
Naphta C ($150^{\circ} \div 180^{\circ}$)	Huiles combustibles
Kérosène ($180^{\circ} \div 225^{\circ}$)	Jet fuel, mélange des gas-oils
Gas-oil léger ($225^{\circ} \div 320^{\circ}$)	Mélange des gas-oils
Gas-oil lourd ($320^{\circ} \div 360^{\circ}$)	Mélange des gas-oils
Résidu ($>360^{\circ}$)	Huiles combustibles

IV-3 Description de l'unité Topping d'affectation [13]:

Le brut préalablement chauffé est admis dans la colonne de la distillation atmosphérique C1 contenant 52 plateaux qui produit :

- En tête : gaz incondensable, GPL, essence totale (non stabilisée)
- Trois coupes latérales (Kérosène, gas-oil léger, gas-oil lourd).
- Un résidu de fond.

Chacun des produits latéraux a sa propre colonne de stripping où sont éliminés les plus légers, qui, si laissés dans les produits extraits, influenceraient de façon négative les caractéristiques du produit même, (de façon particulière le point d'éclair).

Le stripping s'effectue à l'aide d'une vapeur à basse pression, surchauffée pour le gas-oil lourd et le gas-oil léger avec ces vapeurs d'eau pour le kérosène. Pour le gas-oil lourd et le gas-oil léger, on prévoit un séchage sous vide pour réduire l'humidité aux valeurs prévues par les spécifications tandis que pour le kérosène (jet fuel A1) qui doit respecter les spécifications plus sévères, une section de traitement est prévue. Le résidu est envoyé vers l'Unité 70 de la distillation sous vide, alors que le distillat qui est l'essence non-stabilisée dite « totale » est envoyé vers la colonne de stabilisation C5. Cette dernière a pour but d'extraire les fractions les plus légères de l'essence qui constitue le produit de fond, surtout pour réduire sa tension de vapeur à la valeur convenable. Le produit de tête est constitué par des gaz incondensables et du GPL qui sont envoyés à l'unité 30 (traitement et séparation des gaz). Le produit de fond est bien l'essence stabilisée appelée « Naphta » qui alimente la colonne Splitter C6 qui fait l'objet de notre étude.

La colonne splitter C6 ayant 36 plateaux fractionne la naphta en trois coupes :

Naphta A : produit de tête « essence légère » envoyé au stockage

Naphta C : produit de fond « essence lourde » envoyé au stockage aussi

Naphta B : soutirage latéral intermédiaire qui sert comme charge pour l'unité de Reformage Catalytique [13].

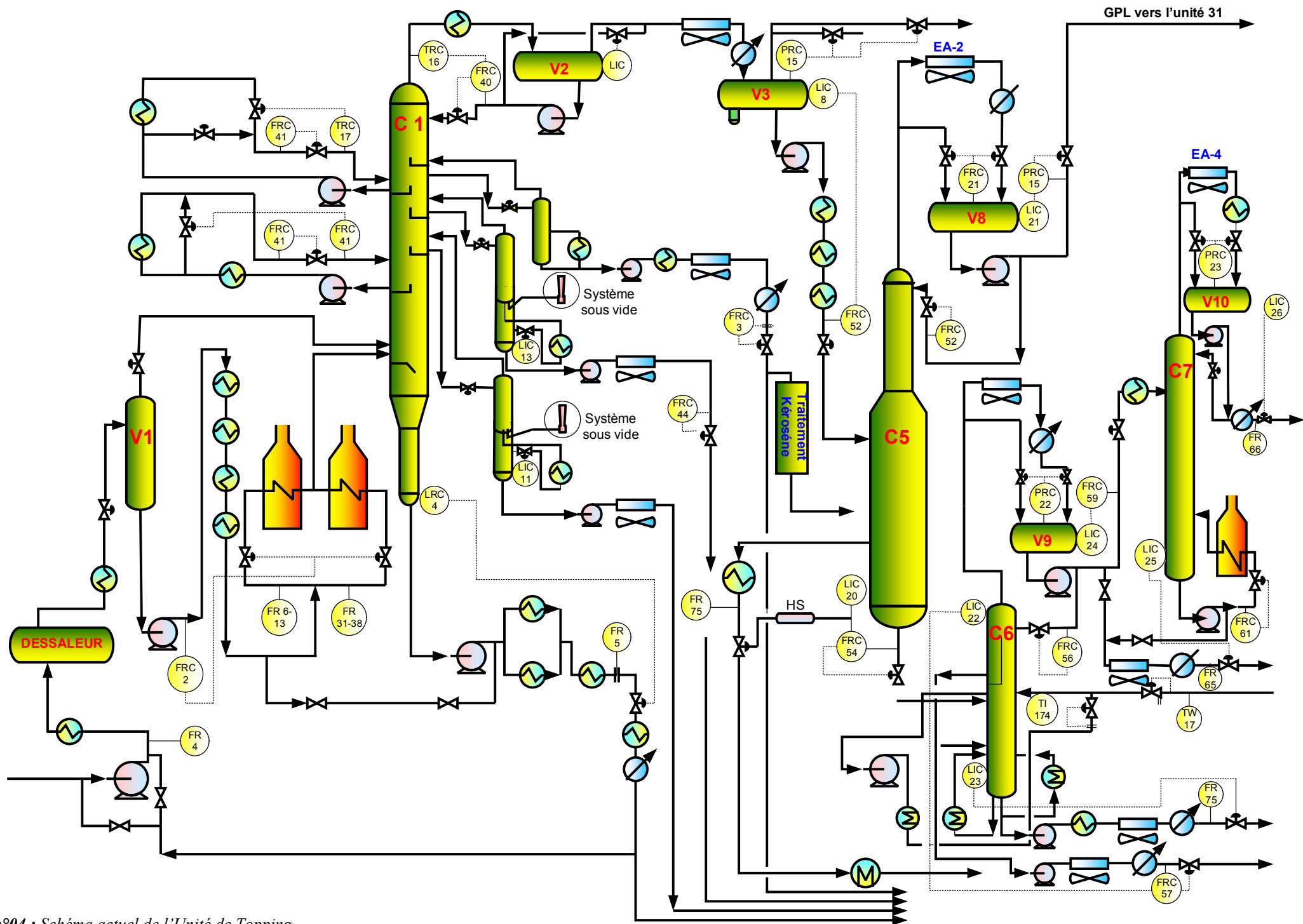


Fig n°04 : Schéma actuel de l'Unité de Topping

Chapitre V

Partie de Calcul

V-1 Vérification du bilan matière :

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

$$\text{On a : } G_{ch} = G_{N.A} + G_{N.B} + G_{N.C} \dots\dots\dots(18)$$

Où : G_{ch} : Le débit massique 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).

- La charge : G_{ch}

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

$$G_{ch} = V_{ch} \cdot \rho^{174} \dots\dots\dots(19)$$

$$\text{où } \rho^{174} = d_4^{174} \cdot 1000 \dots\dots\dots(20)$$

ρ^T : La masse volumique à la température T (Kg/m³).

d_4^T : La densité relative à la température T.

α : Le facteur de correction de la densité.

$$d_4^T = d_4^{15} - \alpha(T-15) \dots\dots\dots(21)$$

Sachant que $d_4^{15} = 0,7217$, on aura :

$$d_4^{174} = 0,7217 - 0,00083 (174 - 15) = 0,58985$$

Ce qui rend $\rho^{174} = 589,85 \text{ Kg/m}^3$

Donc :

$G_{ch} = 316.751 \text{ Kg/h}$

- La Naphta « A » : G_{NA}

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

$$G_{NA} = V_{NA} \cdot \rho^{44} \quad \text{où} \quad \rho^{44} = d_4^{44} \cdot 1000 \quad \text{et} \quad d_4^{15} = 0,6502$$

$$d_4^{44} = 0,6502 - 0,00093 (44 - 15) = 0,62321$$

$$d_4^{44} = 0,62321 \Rightarrow \rho^{44} = 623,21 \text{ Kg/m}^3$$

Donc :

$G_{NA} = 69.177 \text{ Kg/h}$

- La Naphta « B » : G_{NB}

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

$$G_{NB} = V_{NB} \cdot \rho^{120} \quad \text{où} \quad \rho^{120} = d_4^{120} \cdot 1000 \quad \text{et} \quad d_4^{15} = 0,7221$$

$$d_4^{120} = 0,7221 - 0,00083 (120 - 15) = 0,63478.$$

$$d_4^{120} = 0,63478 \Rightarrow \rho^{120} = 634,78 \text{ Kg/m}^3$$

Donc :

$$G_{NB} = 172.661,58 \text{ Kg/h}$$

- La Naphta « C » : G_{NC}

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

$$G_{NC} = V_{NC} \cdot \rho^{190} \text{ où } \rho^{190} = d_4^{190} \cdot 1000 \quad \text{et} \quad d_4^{15} = 0,7621$$

$$d_4^{190} = 0,7621 - 0,00077 (190 - 15) = 0,62427.$$

$$d_4^{190} = 0,62427 \Rightarrow \rho^{190} = 624,27 \text{ Kg/m}^3$$

Donc :

$$G_{NC} = 74.912,4 \text{ Kg/h}$$

Tableau n°03: Comparaison entre le débit entrant et ceux sortant

Débit entrant (Kg/h)	Débits sortants (Kg/h)
$G_{ch} = 316.751 \text{ Kg/h}$	$G_{NA} = 69.177 \text{ Kg/h}$ $G_{NB} = 172.661,58 \text{ Kg/h}$ $G_{NC} = 74.912,4 \text{ Kg/h}$
316.751 Kg/h	$\Sigma 316.750,98 \text{ Kg/h}$

N.B : pour les valeurs de α , on utilise le tableau se trouvant dans le Tableau n°01 à l'Annexe.

V-2 Vérification du bilan thermique :

Quantité de la chaleur entrante = Quantité de la chaleur sortante

$$Q_{Ch} + Q_{Reb} + Q_{Ref} = Q_{VT} + Q_{NB} + Q_{NC} \dots\dots\dots(22)$$

Où : Q_{Ch} : Quantité de chaleur dans la charge (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).

Q_{VT} : Quantité de chaleur transmise aux vapeurs de tête (Kcal/h).

$Q_{N.B}$: Quantité de chaleur transmise au Naphta B (Kcal/h).

$Q_{N.C}$: Quantité de chaleur transmise au Naphta C (Kcal/h).

G_{ch}^V : Le débit massique de la phase vapeur de la charge (Kg/h).

G_{ch}^L : Le débit massique de la phase liquide de la charge (Kg/h).

H^V : Enthalpie de la phase vapeur (Kcal/Kg).

H^L : Enthalpie de la phase liquide (Kcal/Kg).

- $Q_{Ch} = G_{Ch} \cdot H = G_{Ch}^V \cdot H^V + G_{Ch}^L \cdot H^L$ (23)

$d_4^{15} = 0,72$ à $T = 126^\circ\text{C}$ donc $H^V = 143$ Kcal/Kg et $H^L = 69$ Kcal/Kg (D'après les diagrammes des enthalpies Figures n°06-10 dans l'Annexe)

$$G_{Ch}^V = 190.050,6 \text{ Kg/h} \quad \text{et} \quad G_{Ch}^L = 126.700,4 \text{ Kg/h}$$

$$Q_{Ch} = (190.050,6 \times 143) + (126.700,4 \times 69) = 35.919.563,4 \text{ Kcal/h}$$

$Q_{Ch} = 35.919.563,4 \text{ Kcal/h}$
--

- Le rebouilleur : $Q_{Reb} = G_{Reb} \cdot \Delta H \cdot \eta$ (24)

où $\Delta H = H_E - H_S$

Pour le rendement on le prend = 0,929

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

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

- G_{Reb}

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

$$G_{Reb} = V_{Reb} \cdot \rho^{330} \quad \text{où } \rho^{330} = d_4^{330} \cdot 1000$$

$$d_4^{330} = 0,9301 - 0,00064 (330 - 15) = 0,7257.$$

$$d_4^{15} = 0,9301 \Rightarrow \rho^{330} = 725,7 \text{ Kg/m}^3$$

Donc :

$G_{Reb} = 47.170,5 \text{ Kg/h}$

D'où :

$Q_{Reb} = 3.856.282,71 \text{ Kcal/h}$

- Le reflux : $Q_{Ref} = G_{Ref} \cdot H$

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

$$G_{Ref} = V_{Ref} \cdot \rho^{44}$$

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

$$\rho^{44} = 623,21 \text{ Kg/m}^3 \text{ (déjà calculée auparavant)}$$

Donc :

$G_{Ref} = 121.650,55 \text{ Kg/h}$

D'où :

$$Q_{Ref} = 2.615.485,75 \text{ Kcal/h}$$

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

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

On sait que : $G_{VT} = G_{Ref} + G_{NA} = 121.650,5 + 69.177 = 190.827,5 \text{ Kg/h}$

$$G_{VT} = 190.827,5 \text{ Kg/h}$$

Donc: $Q_{VT} = 190.827,5 \times 118 = 22.517.645 \text{ Kcal/h}$

$$Q_{VT} = 22.517.645 \text{ Kcal/h}$$

- La Naphta « B » : $Q_{N.B} = G_{N.B} \cdot H$

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

$G_{N.B} = 172.661,58 \text{ Kg/h}$

Donc:

$$Q_{N.B} = 11.481.995,07 \text{ Kcal/h}$$

- La Naphta « C » : $Q_{N.C} = G_{N.C} \cdot H$

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

$G_{N.C} = 74.912,4 \text{ Kg/h}$

Donc :

$$Q_{N.C} = 8.390.188,8 \text{ Kcal/h}$$

Tableau n°04: Comparaison des quantités de chaleur entrant et sortant

Quantités de chaleur entrantes (Kcal/h)	Quantités de chaleur sortantes (Kcal/h)
$Q_{ch} = 35.919.563,4 \text{ Kcal/h}$	$Q_{VT} = 22.517.645 \text{ Kcal/h}$
$Q_{Reb} = 3.856.282,71 \text{ Kcal/h}$	$Q_{N.B} = 11.481.995,07 \text{ Kcal/h}$
$Q_{Ref} = 2.615.485,75 \text{ Kcal/h}$	$Q_{N.C} = 8.390.188,8 \text{ Kcal/h}$
$\sum Q = 42.391.331,86 \text{ Kcal/h}$	$\sum Q = 42.389.828,87 \text{ Kcal/h}$

Remarque :

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

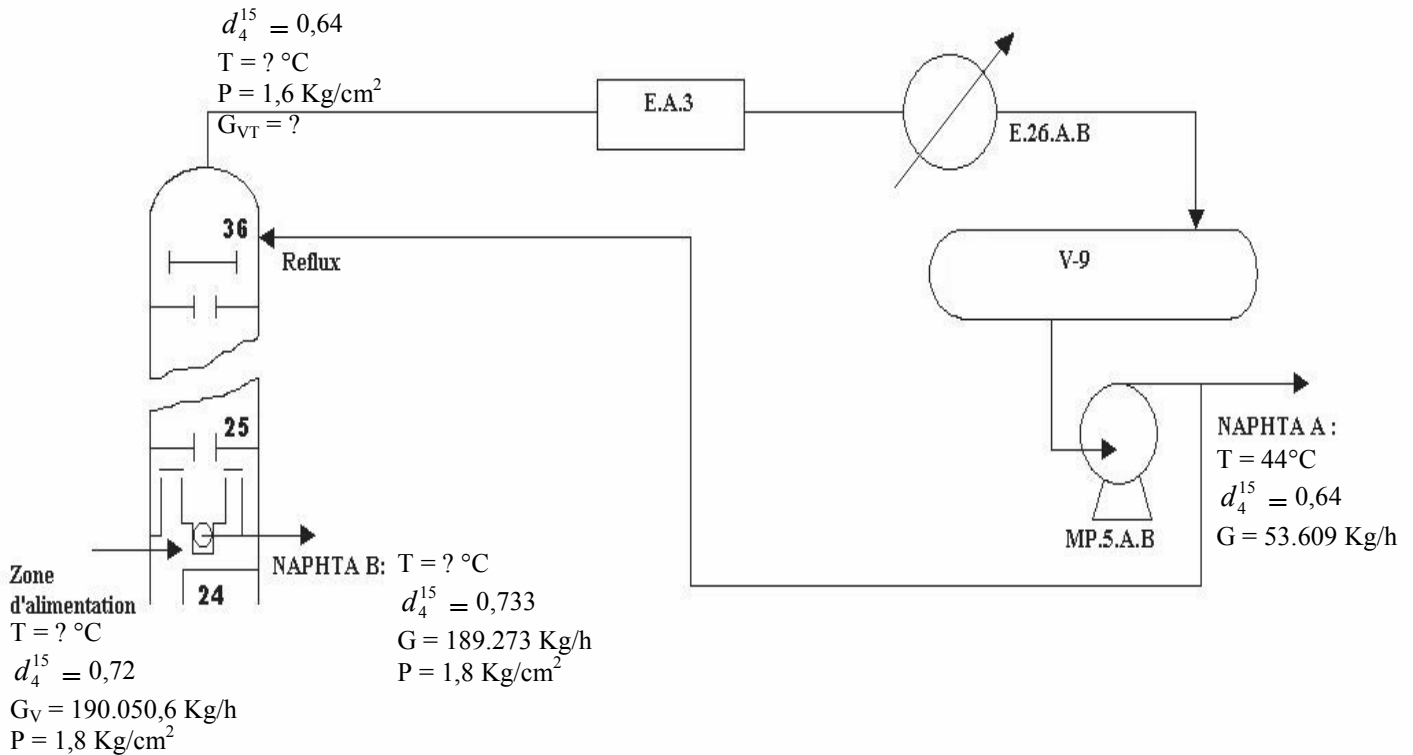
V-3 Détermination du débit pour chaque coupe :*Tableau n°05: Comparaison des données actuelles et celles de design*

	Actuel		Design	
	% poids	Débit (Kg/h)	% poids	Débit (Kg/h)
Charge C6	100	316.751	100	316.751
Naphta A	21,8395	69.177	16,92465	53.609
Naphta B	54,5101	172.661,58	59,75450	189.273
Naphta C	23,6502	74.912,4	23,32084	73.869
Rendement en Naphta B (%)	-	54,51	-	59,75

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 en rendement pour le cas actuel. Cela se traduit par l'augmentation des soutirages des naphas 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 (voir Fig n°13 Annexe).

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

V-4 ETUDE DE LA SECTION I :**- Schéma de la section :****V-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 selon l'équation isotherme de la phase vapeur :

$$\sum \frac{Y'_i}{K_i} = \sum X'_i = 1 \dots\dots\dots (25)$$

On utilisant le nomogramme de « Scheibel & Jenny » (Voir Figure n°05 dans l'annexe), et par approximations successives (itérations), on peut déterminer les valeurs de K_i pour chaque constituant.

Où :

Y'_i : Concentration molaire du constituant « i » en phase vapeur.

Y_i : Concentration massique du constituant « i » en phase vapeur.

K_i : La constante d'équilibre du composant « i » dans les conditions de service (température et pression).

K_B : La constante d'équilibre du composant clé lourd (il s'agit de l'heptane « C_7 » dans le cas de cette étude).

Tableau n°06: Composition massique du produit de tête :

Composants	% poids (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
	100,00

V-4-1-a Calcul de la composition molaire (Y'_i) :

$$Y'_i = \frac{n_i}{N} \dots\dots\dots(26)$$

$$n_i = \frac{g_i}{M_i} \dots\dots\dots(27)$$

$$g_i = Y_i * G \dots\dots\dots(28)$$

Tableau n°07: Calcul des fractions molaires :

Composants	Y_i (%)	g_i (Kg/h)	M_i (Kg/Kmol)	n_i (Kmol/h)	Y'_i (%)
iC_4	0,04	21,44	58	0,36965	0,05
nC_4	0,64	343,10	58	5,91552	0,84
iC_5	17,13	9.183,22	72	127,54472	18,05
nC_5	45,54	24.413,54	72	339,07694	47,99
C_6	30,87	16.549,1	86	192,43139	27,24
CC_5	2,88	1.543,94	70	22,05629	3,12
$M.C.C_5$	0,92	493,20	84	5,87143	0,83
CC_6	0,13	69,69	84	0,82964	0,12
C_7	0,21	112,58	100	1,1258	0,16
Bz	1,64	879,19	78	11,27167	1,60
	100,00	53.609	$M_{moy} = 75,88$	706,49301	100,00

Où : n_i : Débit molaire du constituant « i » (Kmol/h).

N : Débit molaire total (Kmol/h).

g_i : Débit massique du constituant « i » (Kg/h).

M_i : Masse molaire de constituant « i » (Kg/Kmol).

V-4-1-b Détermination de la température de rosée à $P = 1,6 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$:

Tableau n°08: Détermination de la température de rosée à $P = 1,6 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$

Composants	Y'_i	K_i (T=65°C)	X'_i	K_i (T=66°C)	X'_i	α_i
iC_4	0,05	5,3	0,009	5,4	0,01	23,68
nC_4	0,84	4,0	0,21	4,1	0,20	17,99
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	-

$$X'_i = \frac{Y'_i}{K_i} \dots\dots\dots(29)$$

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_B} \dots\dots\dots(30)$$

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

A $T = 66^\circ\text{C}$, l'équation isotherme de la phase vapeur est vérifiée, ce qui veut dire que c'est la température correspondant au point de rosée du produit de tête à $P = 1,6 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$. Autrement dit, la température des vapeurs sortants en tête de colonne C6 est 66°C .

V-4-2 Détermination de la température de soutirage de la NB :

Cette température correspond au point de bulles de la coupe intermédiaire (NB) à une pression de $1,8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$. Elle est déterminée selon l'équation isotherme de la phase liquide :

$$\sum Y'_i = \sum K_i \cdot X'_i = 1 \dots\dots\dots(31)$$

Tableau n°9: Composition massique de la NB.

Composants	% poids 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
$N.C_7$	8,6199
C_8	19,4115
$N.C_8$	11,6377
Aro C_8 (EB + Xyl)	3,6705
C_9	11,2289
$N.C_9$	4,6023
Aro C_9	0,0945
Benzène	1,4348
Toluène	2,5421
C_{10}	0,6412

V-4-2-a Calcul de la composition molaire X'_i :

On a :
$$X_i = \frac{X'_i / M_i}{\sum X'_i / M_i} \dots\dots\dots(32)$$

Où : $X'_i = \frac{n_i}{N}$ et $g_i = X_i \cdot G$

Tableau n°10: Calcul de la composition molaire de la NB.

Composants	X_i %	G_i (Kg/h)	M	n_i (Kmol)	X'_i %
iC_5	0,0425	80,40	72	1,117	0,06
nC_5	0,1802	341,07	72	4,737	0,26
C_6	8,6151	16306,06	86	189,606	14,07
$M.C.C_5$	2,9349	5554,97	84	66,131	
CC_6	3,6182	6848,28	81	81,527	

C_7	20,7257	39228,15	100	392,281	35,20
$N.C_7$	8,6199	16315,14	98	166,481	
C_8	19,4115	36740,73	114	322,288	31,41
$N.C_8$	11,6377	22027,02	112	196,670	
Aro C_8 (EB + Xyl)	3,6705	6947,27	106	65,540	
C_9	11,2289	21253,27	128	166,041	16,61
$N.C_9$	4,6023	871,86	126	69,134	
Aro C_9	0,0945	2715,69	120	1,491	
Benzène	1,4348	2715,69	78	34,817	1,91
Toluène	2,5421	4811,50	72	52,299	
C_{10}	0,6412	1213,62	142	8,547	0,47
	100,00	189273	99,24	1818,705	99,99

V-4-2-b Détermination du point de bulles de la NB à $P = 1,8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$:

Tableau n°11: Détermination du point de bulles de la NB à $P = 1,8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$

Composants	$X'_i \%$	$K_i (T = 123^\circ\text{C})$	$Y'_i \%$	$K_i (T = 126^\circ\text{C})$	$Y'_i \%$	α_i
iC_4	0,00	-	-	12	0,00	10,53
nC_4	0,00	-	-	9,5	0,00	8,33
iC_5	0,06	5	0,3	5,3	0,32	4,65
nC_5	0,26	4,3	1,12	4,6	1,2	4,04
C_6	14,07	2,12	29,83	2,24	31,52	1,96
Bz	1,91	1,85	3,53	1,87	3,57	1,64
C_7	35,20	1,03	36,23	1,14	40,13	1
C_8	31,41	0,51	16,02	0,58	18,22	0,51
C_9	16,61	0,274	4,55	0,3	4,98	0,26
C_{10}	0,47	0,135	0,06	0,15	0,07	0,13
	99,99	-	91,64	-	100,01	-

A $T = 126^\circ\text{C}$, l'équation isotherme de la phase liquide est vérifiée, ce qui veut dire que c'est la température correspondant au point de bulles de la coupe intermédiaire à $P = 1,8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$. Autrement dit, la température de soutirage de la coupe intermédiaire NB est de 126°C .

V-4-3 Détermination de la température d'alimentation de la section I :

Cette température correspond au point de rosée de la charge vapeur de l'alimentation à une pression de 1,8 Kg/cm² selon l'équation isotherme de la phase vapeur.

Tableau n°12: 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
$C.C_5$	22,05629	18,85
C_6	382,03671	
$M.C.C_5$	72,002063	
$C.C_6$	82,35673	25,43
C_7	393,3828	
$N.C_7$	166,481	
C_8	322,288	22,62
$N.C_8$	196,670	
Aro C_8 (EB + Xyl)	65,540	
C_9	166,041	11,97
$N.C_9$	69,134	
Aro C_9	1,491	
Benzène	46,08867	1,83
Toluène	52,299	
C_{10}	8,548	0,34
Total	2525,198	100

V-4-3-a Détermination de la température de rosé à P = 1,8 Kg/cm² abs :**Tableau n°13:** Détermination de la température de rosée à P = 1,8 Kg/cm² abs

Composants	Y'_i	K_i (T=130°C)	X'_i	K_i (T=133°C)	X'_i	α_i
iC_4	0,01	12,8	0,0008	13,4	0,001	10,39
nC_4	0,23	10	0,023	10,5	0,02	8,14
iC_5	5,10	5,5	0,93	5,8	0,88	4,50
nC_5	13,62	4,9	2,78	5,07	2,69	3,93

C_6	18,85	2,4	7,85	2,53	7,45	1,96
Bz	1,83	2	0,92	2,1	0,87	1,63
C_7	25,43	1,24	20,51	1,29	19,71	1
C_8	22,62	0,63	35,90	0,66	34,27	0,51
C_9	11,97	0,34	35,21	0,37	32,35	0,27
C_{10}	0,34	0,18	1,89	0,195	1,74	0,15
	100,00	-	106,01	-	99,98	-

V-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).

$$\alpha_m = (\alpha_D \cdot \alpha_R \cdot \alpha_A)^{1/3} \dots\dots\dots(33)$$

Ou : α_i : La volatilité relative.

α_m : Volatilité relative moyenne du constituant « i ».

α_D : Volatilité relative du constituant « i » dans distillat.

α_R : Volatilité relative du constituant « i » dans le résidu (NC).

α_A : Volatilité relative du constituant « i » dans l'alimentation.

Exemple de calcul :

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

$$\alpha_{m(iC_4)} = (23,68 \times 10,53 \times 10,39)^{1/3} = 13,73$$

Tableau n°14: Tableau récapitulatif

Composants	Distillat		Résidu		Alimentation		α_m
	Y'_D	α_D	X'_R	α_R	Y'_A	α_A	
iC_4	0,05	23,68	0,00	10,53	0,01	10,39	13,73
nC_4	0,84	17,99	0,00	8,33	0,23	8,14	10,68
iC_5	18,05	8,16	0,06	4,65	5,10	4,50	5,55
nC_5	47,99	6,62	0,26	4,04	13,62	3,93	4,72
C_6	31,19	2,54	14,07	1,96	18,85	1,96	2,14
Bz	1,60	2,11	1,91	1,64	1,83	1,63	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	0,51	0,47
C_9	0,00	0,11	16,61	0,26	11,97	0,27	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	-	-

V-4-5 Détermination du taux de reflux minimal (rfm) par la méthode de maxwell :

$$(\text{rfm} + 1) = \left(\frac{\alpha_{CV} \cdot L_{CV} + 1}{\alpha_{CV} - 1} \right) \left(\frac{X_{CV}^d}{L_{CV}} - X_{CL}^d \right) \dots \dots \dots (34-1)$$

$$+ \sum_V \frac{\alpha_V}{\alpha_V - 1} (X_V^d - L_V \cdot X_{CL}^d) \dots \dots \dots (34-2)$$

$$+ \sum_L \frac{\alpha_L}{\alpha_{CV} - \alpha_L} \left(\frac{X_{CV}^d}{L_L} - X_L^d \right) \dots \dots \dots (34-3)$$

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_i en fonction de l'apport de leur volatilité à celle des constituants clés.

Tableau n°15: Détermination de « L » des différents composants

Constituants		Y'_D	X'_R	Y'_A	α_m	Alimentation vapeur 100% (valeur de L)
V	iC_4	0,05	0,00	0,01	13,73	$L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CV}^A}$
V	nC_4	0,84	0,00	0,23	10,68	
CV	iC_5	18,05	0,06	5,10	5,55	$L_{CV} = \frac{X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_{CL}^A}$
V _i	nC_5	47,99	0,26	13,62	4,72	$L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CL}^A}$
L _i	C_6	31,19	14,07	18,85	2,14	$L_L = \frac{\alpha_L \cdot X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_L^A}$
L _i	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 lourd.

- V_i : volatils intermédiaires.

- L : lourds.

- V : volatils.

- L_i : lourds intermédiaires.

V-4-5-a Calcul de "L" :

$$iC_4 : L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CV}^A} = \frac{0,01}{13,73 \times 25,43} = 2,864 \times 10^{-5}$$

$$nC_4 : L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CV}^A} = \frac{0,23}{10,68 \times 25,43} = 8,468 \times 10^{-4}$$

$$iC_5 : L_{CV} = \frac{X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_{CL}^A} = \frac{5,10}{5,55 \times 25,43} = 36,35 \times 10^{-3}$$

$$nC_5 : L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CL}^A} = \frac{13,62}{4,72 \times 25,43} = 11,35 \times 10^{-2}$$

$$C_6 : L_L = \frac{\alpha_L \cdot X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_L^A} = \frac{2,14 \times 5,10}{5,55 \times 18,85} = 104,32 \times 10^{-3}$$

$$Bz : L_L = \frac{\alpha_L \cdot X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_L^A} = \frac{1,78 \times 5,10}{5,55 \times 1,83} = 893,818 \times 10^{-3}$$

$$C_8 : L_L = \frac{X_{CV}^A}{X_L^A} = \frac{5,10}{22,62} = 225,464 \times 10^{-3}$$

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

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

Ce qui rend :

$$\begin{aligned} (34-1) &= \left(\frac{\alpha_{CV} \cdot L_{CV} + 1}{\alpha_{CV} - 1} \right) \left(\frac{X_{CV}^d}{L_{CV}} - X_{CL}^d \right) \\ &= \left(\frac{5,55 \times 36,35 \times 10^{-3} + 1}{5,55 - 1} \right) \times \left(\frac{18,05}{36,35 \times 10^{-3}} - 0,28 \right) \times 10^{-2} = 132,139 \times 10^{-2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (34-2) \times 10^{+2} &= \sum_V \frac{\alpha_V}{\alpha_V - 1} (X_V^d - L_V \cdot X_{CL}^d) \\ &= \frac{13,73}{13,73 - 1} (0,05 - 2,684 \times 10^{-5} \times 0,28) + \frac{10,68}{10,68 - 1} (0,84 - 8,5 \times 10^{-4} \times 0,28) \\ &\quad + \frac{4,72}{4,72 - 1} (47,99 - 11,35 \times 10^{-2} \times 0,28) = 61,831 \end{aligned}$$

$$(34-3) \times 10^{+2} = \sum_L \frac{\alpha_L}{\alpha_{CL} - 1} \left(\frac{X_{CV}^d}{L_{CV}} - X_{CL}^d \right)$$

$$\begin{aligned}
&= \frac{2,14}{5,55 - 2,14} \left(\frac{18,05}{104,32 \times 10^{-3}} - 31,19 \right) + \frac{1,78}{5,55 - 1,78} \left(\frac{18,05}{893,818 \times 10^{-3}} - 1,6 \right) \\
&+ \frac{0,47}{5,55 - 0,47} \left(\frac{18,05}{22,464191 \times 10^{-3}} \right) + \frac{0,2}{5,55 - 0,2} \left(\frac{18,05}{426,065162 \times 10^{-3}} \right) \\
&+ \frac{0,09}{5,55 - 0,09} \left(\frac{18,05}{15} \right) = 109,691
\end{aligned}$$

$$(rfm + 1) = (34-1) + (34-2) + (34-3)$$

$$\begin{aligned}
&= 132,139 \times 10^{-2} + 61,831 \times 10^{-2} + 109,691 \times 10^{-2} \\
&= 303,66 \times 10^{-2}
\end{aligned}$$

Donc, le taux de reflux minimum :

$$rfm = 2,036$$

On sait que le taux de reflux optimal: $(rf)_{opt} = (1,04 \div 1,5).rfm$ (35)

$$\text{On le prend } R_f = 1,5 \quad rfm = 1,5 \times 2,036 = 3,055$$

Ce qui veut dire que le taux de reflux nécessaire (optimal) est de :

$$R_f = 3,055$$

Pour un débit de soutirage de la Naphta A égal à 53.609 Kg/h, il faut avoir un débit de reflux égal à :

$$G_{Rf} = 53.609 \times 3,055 = 163.775,49 \text{ Kg/h.}$$

$$G_{Rf} = 163.775,49 \text{ Kg/h}$$

D'où le débit de vapeur de tête sera égal à :

$$G_{VT} = G_{NA} + G_{Rf} = 53.609 + 163.775,49 = 217.384,49 \text{ Kg/h.}$$

$$G_{VT} = 217.384,49 \text{ Kg/h}$$

V-4-6 Détermination du nombre de plateaux de la section I :

GILLILAND propose une corrélation empirique unique entre le taux de reflux et le nombre d'étages théoriques pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers. Si N_m est le nombre minimale d'étages théoriques à reflux total, rfm le taux de reflux minimal pour un nombre infini d'étages, N un nombre d'étages fini associé à un taux de reflux rf fini, les deux fonctions [14] :

$$\phi(N) = \frac{N - N_m}{N + 1} \dots\dots\dots(36)$$

$$\phi(rf) = \frac{R_f - rfm}{R_f + 1} \dots\dots\dots(37)$$

$$\text{On a : } \phi(rf) = \frac{R_f - rfm}{R_f + 1} = \frac{3,055 - 2,036}{3,055 + 1} = 0,2513$$

Constituant cette valeur de $\phi(rf)$, on tire la valeur de $\phi(N)$ parce qu'elles sont liées entre elles par la corrélation traduite graphiquement. (Voir Figure n°11 à l'Annexe)

$$\phi(N) = \frac{N - N_m}{N + 1} = 0,408$$

V-4-6-a Calcul de N_m (nombre minimal d'étages) à reflux total :

$$Nm = \frac{\log\left(\frac{X_{CV}^d}{X_{CV}^R}\right)\left(\frac{X_{CL}^R}{X_{CK}^d}\right)}{\log \alpha_{CV}} \dots\dots\dots(38)$$

$$Nm = \frac{\log\left(\frac{18,05}{0,06}\right)\left(\frac{35,2}{0,28}\right)}{\log 5,55} = 61504138 \approx 6,15$$

$$\text{Donc } \longrightarrow N = \frac{N_m + 0,408}{1 - 0,408} = 11,078 \qquad \longrightarrow N \approx 11 \text{ Plateaux}$$

V-4-7 Détermination de la température de reflux froid (point de bulles du produit de tête) :

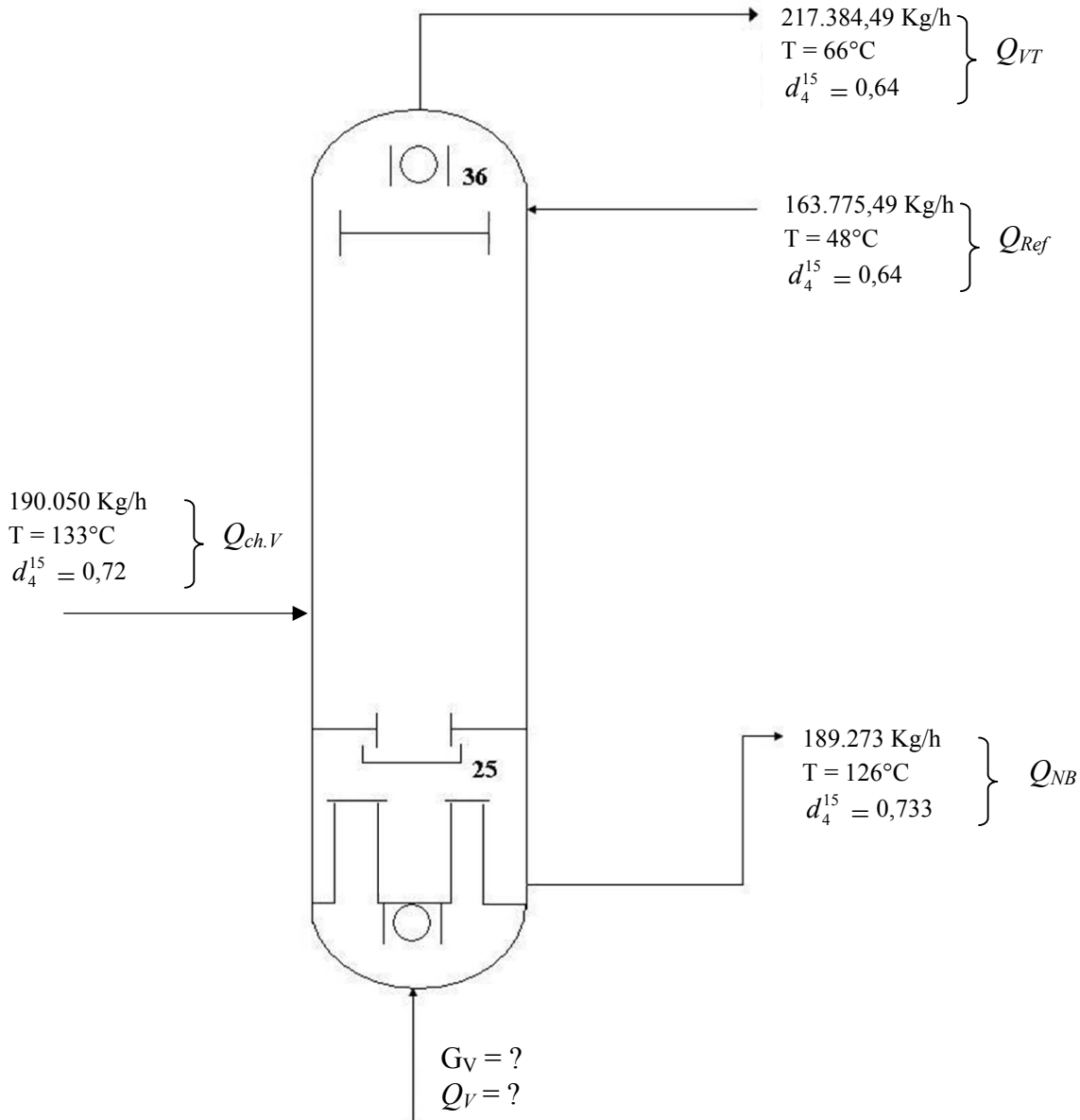
La température sera déterminée à la pression de 1,25 Kg/cm² abs, par approximations successives (tâtonnement) selon l'équation de l'isotherme en phase liquide :

Tableau n°16: Détermination de la température de bulles à $P = 1,25 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$

Composant	X'_i	K_i (T=44°C)	Y'_i	K_i (T=48°C)	Y'_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	24,368	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
Bz	1,60	0,28	0,448	0,29	0,46
C_7	0,28	1,123	0,034	0,143	0,04
	100,00	-	91,862	-	100,08

A $T = 48^{\circ}\text{C}$, l'équation de l'isotherme en phase liquide est vérifiée. Donc c'est la température correspondant au point de bulles du produit de tête et avec laquelle le reflux froid rentre dans la colonne.

V-5 DETERMINATION DE LA QUANTITE DE CHALEUR AMENEE PAR LES VAPEURS MONTANT DE LA SECTION II A LA SECTION I :



V-5-1 Bilan matière :

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

$$G_V = (217.384,49 + 189.273) - (190.050 + 163.775,49) = 52.832 \text{ Kg/h.}$$

$$G_V = 52.832 \text{ Kg/h}$$

V-5-2 Bilan thermique :

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

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

$$G_{VT} = 217.384,49 \text{ Kg/h}$$

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

$$\text{D'où } Q_{VT} = 120 \times 217.384,49 = 26.086.138,8 \text{ Kcal/h}$$

$$\boxed{Q_{VT} = 26.086.138,8 \text{ Kcal/h}}$$

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

$$G_{Rf} = 163.775,49 \text{ Kg / h}$$

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

$$\text{D'où } Q_{Rf} = 27 \times 163.775,49 = 4.421.938,23 \text{ Kcal/h}$$

$$\boxed{Q_{Rf} = 4.421.938,23 \text{ Kcal/h}}$$

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

$$G_{NB} = 189.273 \text{ Kg/h}$$

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

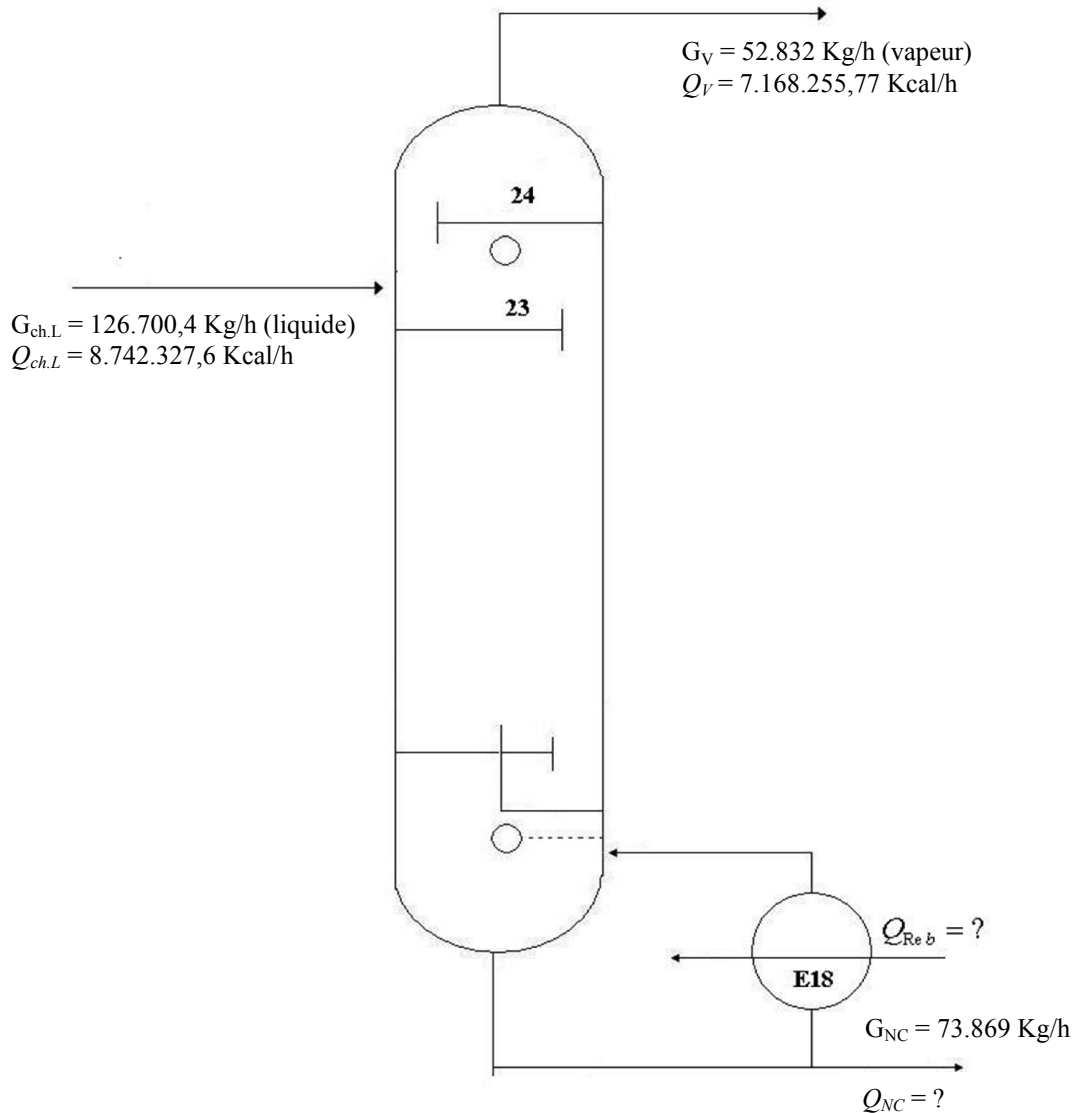
$$\text{D'où } Q_{NB} = 67 \times 189.273 = 12.681.291 \text{ Kcal/h}$$

$$\boxed{Q_{NB} = 12.681.291 \text{ Kcal/h}}$$

En faisant le bilan thermique, on aura :

$$Q_V = (26.086.138,8 + 12.681.291) - (27.177.235,8 + 4.421.938,23) = 7.168.255,77 \text{ Kcal/h}$$

$$\boxed{Q_V = 7.168.255,77 \text{ Kcal/h}}$$

V-6- ETUDE DE LA SECTION II :• **Schéma :**

NB : par manque d'analyses de la Naphta C au laboratoire, on prend la température de soutirage exigée par design ($T = 196^\circ\text{C}$).

V-6-1- Détermination de la quantité de chaleur fournie au fond de colonne :

Appliquant de bilan énergétique (thermique) pour cette section :

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

- $Q_{ch.L} = 8.742.327,6 \text{ Kcal/h}$
- $Q_V = 7.168.255,77 \text{ Kcal/h}$
- $Q_{NC} = G_{NC} \cdot H$

$$G_{NC} = 73.869 \text{ Kg/h}$$

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

$$Q_{NC} = 73.869 \times 110 = 8.125.590 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{NC} = 8.125.590 \text{ Kcal/h}$$

Ce qui rend :

$$Q_{Reb} = 7.168.255,77 + 8.125.590 - 8.742.327,6 = 6.551.518,17 \text{ Kcal/h}$$

$$Q_{Reb} = 6.551.518,17 \text{ Kcal/h}$$

Remarque

Selon les nouveaux paramètres de marche du splitter, on trouve que la quantité de chaleur nécessaire pour le fond de colonne est de **6.551.518,17 Kcal/h**, par contre la quantité fournie actuellement et de **3.856.282,71 Kcal/h**.

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

V-6-2 Calcul du débit de résidu nécessaire pour réaliser les 6.551.518,17 Kcal/h :

C'est déterminer le débit qui nous amènera une quantité de chaleur supplémentaire égale à **2.695.235,46 Kcal/h**. En maintenant la même variation de l'enthalpie du résidu à travers le rebouilleur E-18, $\Delta H = 88 \text{ Kcal/Kg}$, on arrive au suivant :

$$G_{Reb.sp} = \frac{Q_{Reb.sp}}{\Delta H} = \frac{6.551.518,17}{88} = 74.449,07 \text{ Kg / h}$$

$$\longrightarrow V_{Reb.sp} = \frac{G_{Reb.sp}}{\rho^{330}} = \frac{74.449,07}{725,7} \approx 103 \text{ m}^3 / \text{h}$$

$$V_{Reb.sp} = 103 \text{ m}^3/\text{h}$$

Conclusion & Recommendations

Conclusion Générale

Les hydrocarbures aromatiques ont une importance dans le domaine de la pétrochimie comme matières premières pour l'obtention de divers produits finis. La coupe Naphta B alimente l'unité de Reformage catalytique pour la production des aromatiques (Benzène, Toluène).

D'après la vérification faite au début et la comparaison des résultats avec ceux prévus par le design, on a pu conclure que la colonne splitter nécessite des paramètres de marche différents à ceux actuels. Les calculs ont déterminé des nouvelles consignes opératoires qui sont pratiquement envisageables surtout en termes de pression et température. L'augmentation conclue des débits de reflux froid et chaud va emporter des améliorations et jouer un rôle primordial à les atteindre.

Portant les nouvelles modifications, on peut assurer le fractionnement désiré des essences, et donner une charge à l'unité de Reformage Catalytique riche en précurseurs d'aromatiques et avec un débit assez élevé pour être considéré comme une solution quantitative (charge optimisée pour le splitter actuel).

Selon le bilan thermique établi avec les nouveaux paramètres de marche, et afin de fournir le supplément nécessaire de chaleur au fond de la colonne splitter et récupérer le maximum du produit Naphta B entraîné par la Naphta C, nous proposons l'installation d'un deuxième rebouilleur, similaire à celui déjà existant pour éviter tout problème de régulation.

Le débit de vapeur est très important par rapport à celui du liquide dans la section se trouvant au dessus du plateau de soutirage de la Naphta B (phénomène d'entraînement). Des gouttelettes de liquides sont donc entraînées, ce qui crée un recyclage de produits lourds vers les zones supérieures. Le soutirage de Naphta B va engendrer une insuffisance de liquide sur le plateau de soutirage donc un assèchement de ce plateau, ce qui mène à une possibilité d'engorgement en vapeur. Il est donc à noter qu'avec l'optimisation des différents paramètres possibles de l'installation actuelle, le splitter ne permet pas d'avoir la coupe de Naphta B requise. Nous proposons d'étudier la possibilité d'installer un deuxième splitter afin de :

- Garantir une coupe Naphta B conforme aux exigences du reformage catalytique.
- Maximiser la charge du splitter.
- Valoriser la coupe Naphta A, si toute fois une unité d'isomérisation sera prévue.

ANNEXE

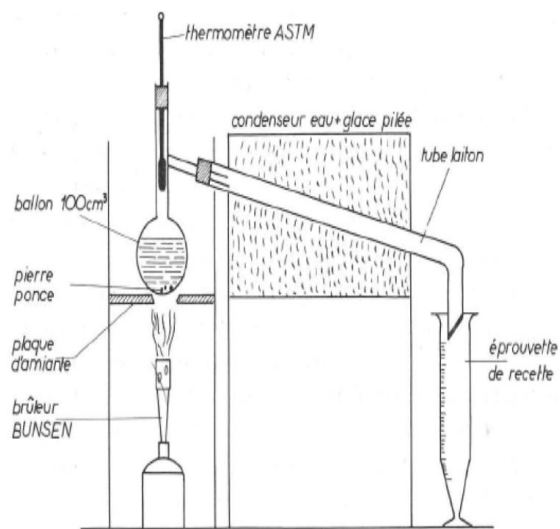


Fig n°01 : Appareillage de distillation A.S.T.M

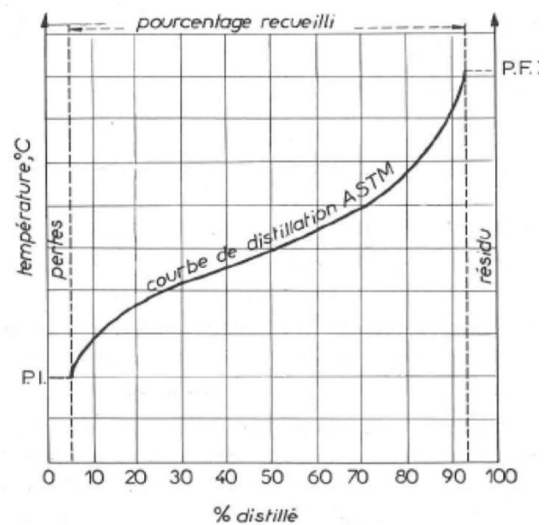


Fig n°02 : Courbe de distillation A.S.T.M

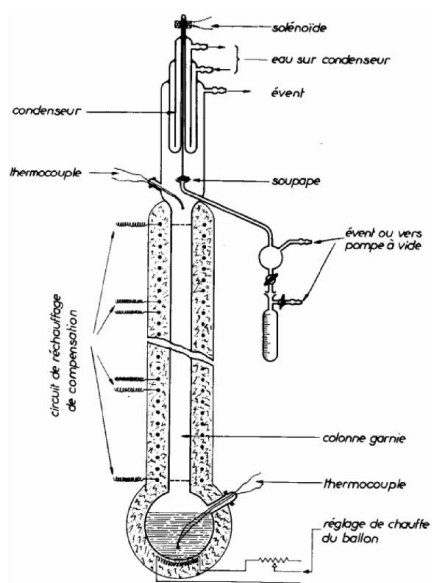


Fig n°03 : Appareillage de distillation TBP

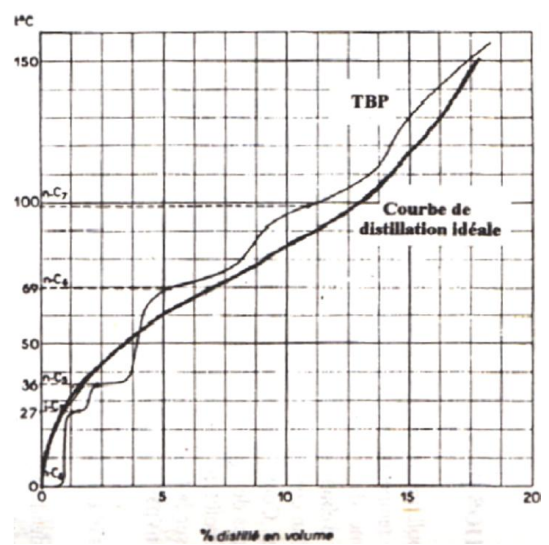


Fig n°04 : Courbe de distillation TBP

Tableau n°01 : Correction moyenne de la température (α) pour calculer la densité des produits pétroliers

d_4^{20}	α	d_4^{20}	α
0,7000 – 0,7099	0,000897	0,8500 – 0,8599	0,000699
0,7100 – 0,7199	0,000884	0,8600 – 0,8699	0,000686
0,7200 – 0,7299	0,000870	0,8700 – 0,8799	0,000673
0,7300 – 0,7399	0,000857	0,8800 – 0,8899	0,000660
0,7400 – 0,7499	0,000844	0,8900 – 0,8999	0,000647
0,7500 – 0,7599	0,000831	0,9000 – 0,9099	0,000633
0,7600 – 0,7699	0,000818	0,9100 – 0,9199	0,000620
0,7700 – 0,7799	0,000805	0,9200 – 0,9299	0,000607
0,7800 – 0,7899	0,000792	0,9300 – 0,9399	0,000594
0,7900 – 0,7999	0,000778	0,9400 – 0,9499	0,000581
0,8000 – 0,8099	0,000765	0,9500 – 0,9599	0,000567
0,8100 – 0,8199	0,000752	0,9600 – 0,9699	0,000554
0,8200 – 0,8299	0,000738	0,9700 – 0,9799	0,000541
0,8300 – 0,8399	0,000725	0,9800 – 0,9899	0,000522
0,8400 – 0,8499	0,000712	0,9900 – 1,0000	0,000515

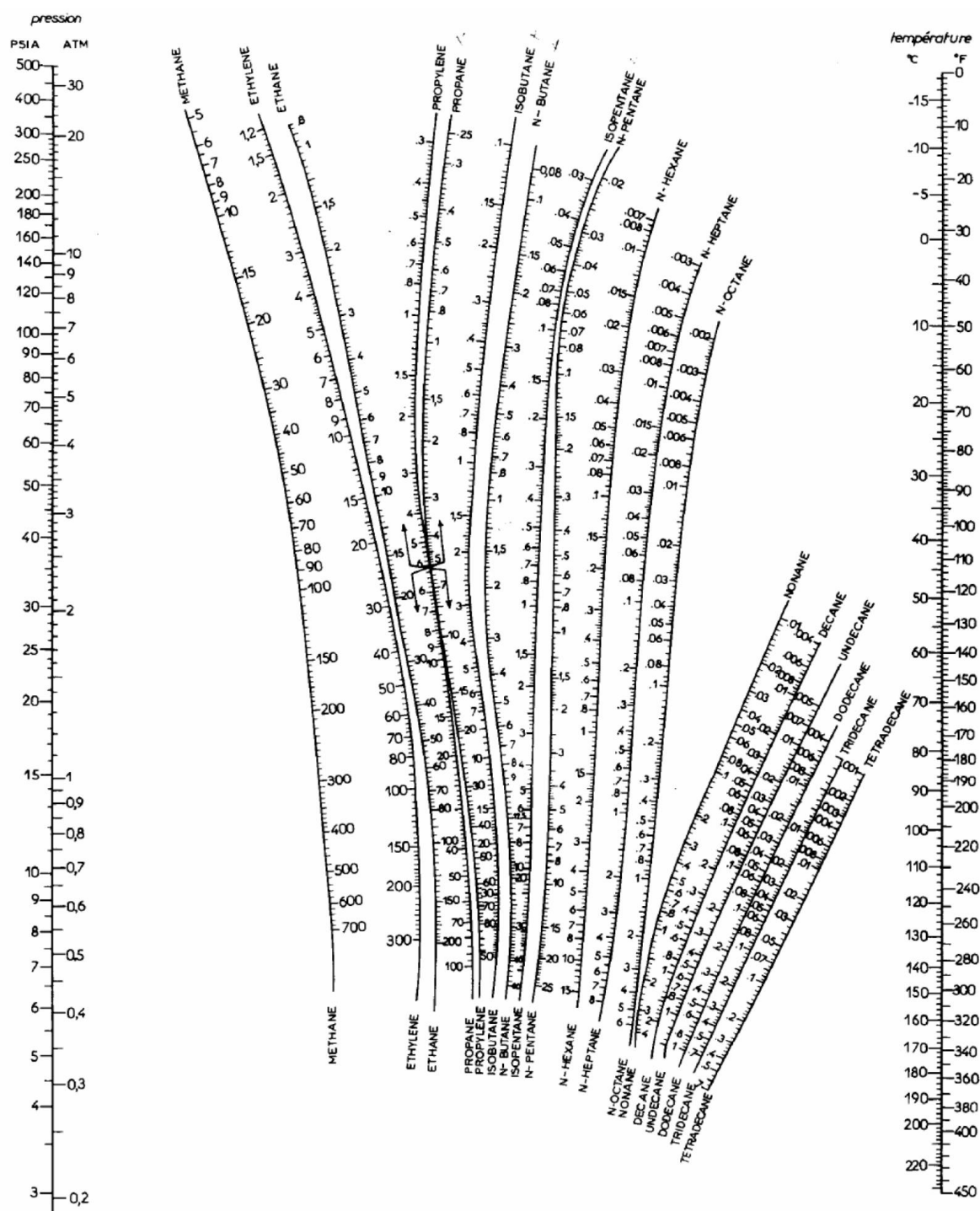


Fig n°05 : Nomogramme des coefficients d'équilibre (K_i) des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)

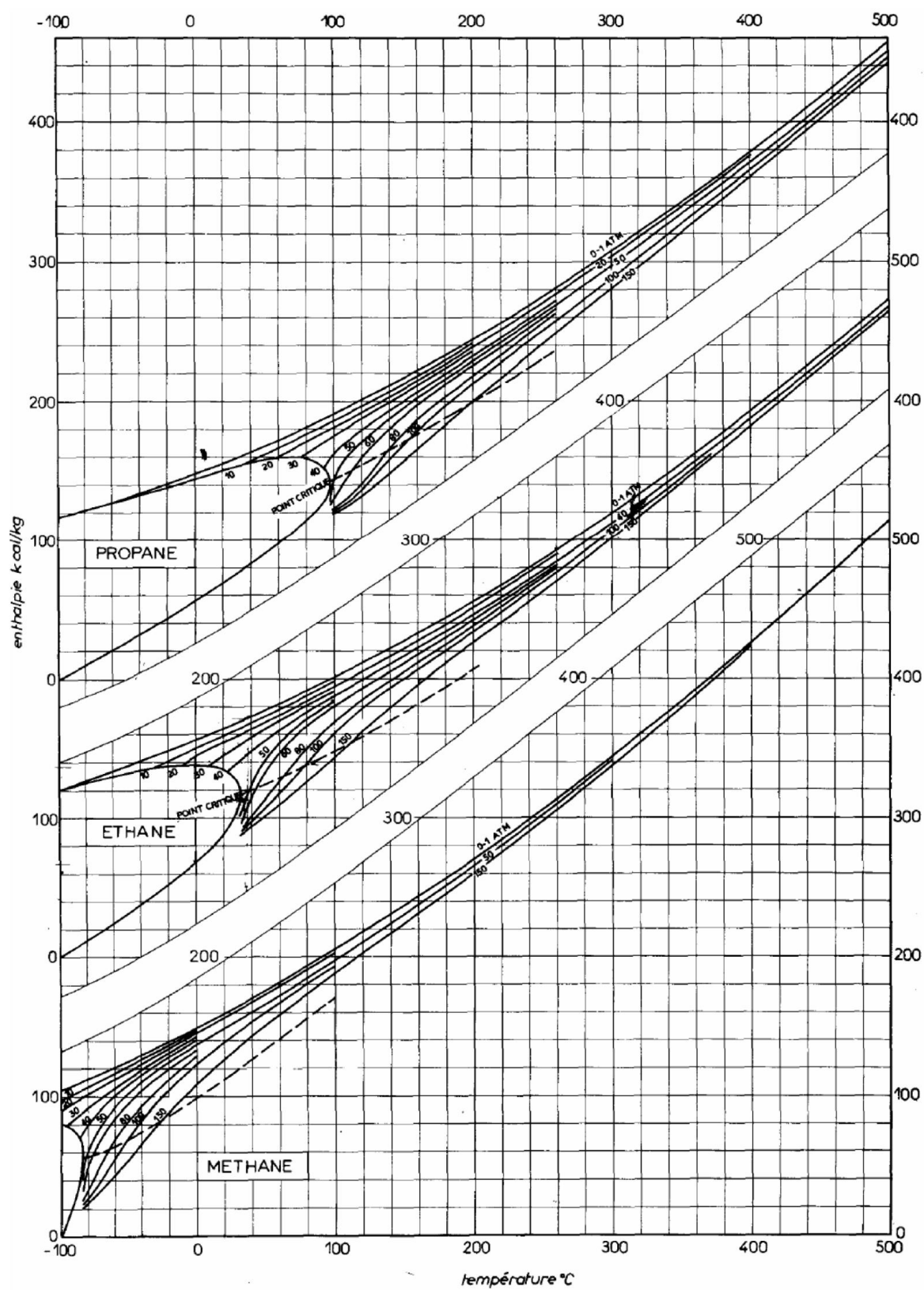


Fig n°06 : Enthalpies du Méthane, du l'Ethane et du Propane



Fig n°07 : Enthalpies du Méthane et de l'Ethane dans les mélanges d'hydrocarbures

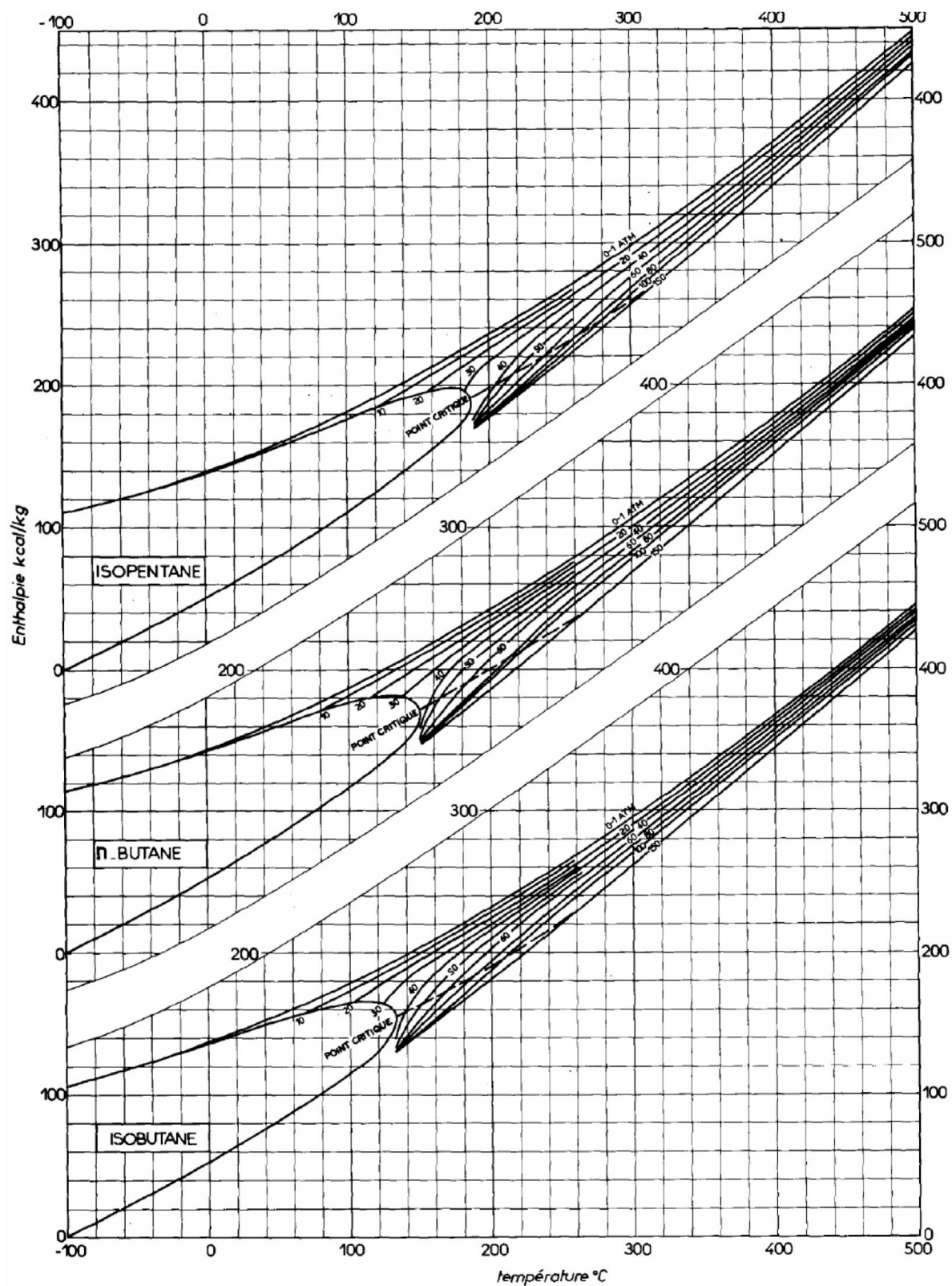


Fig n°08 : Enthalpies de iso-Butane, de n-Butane et de l'iso-Pentane

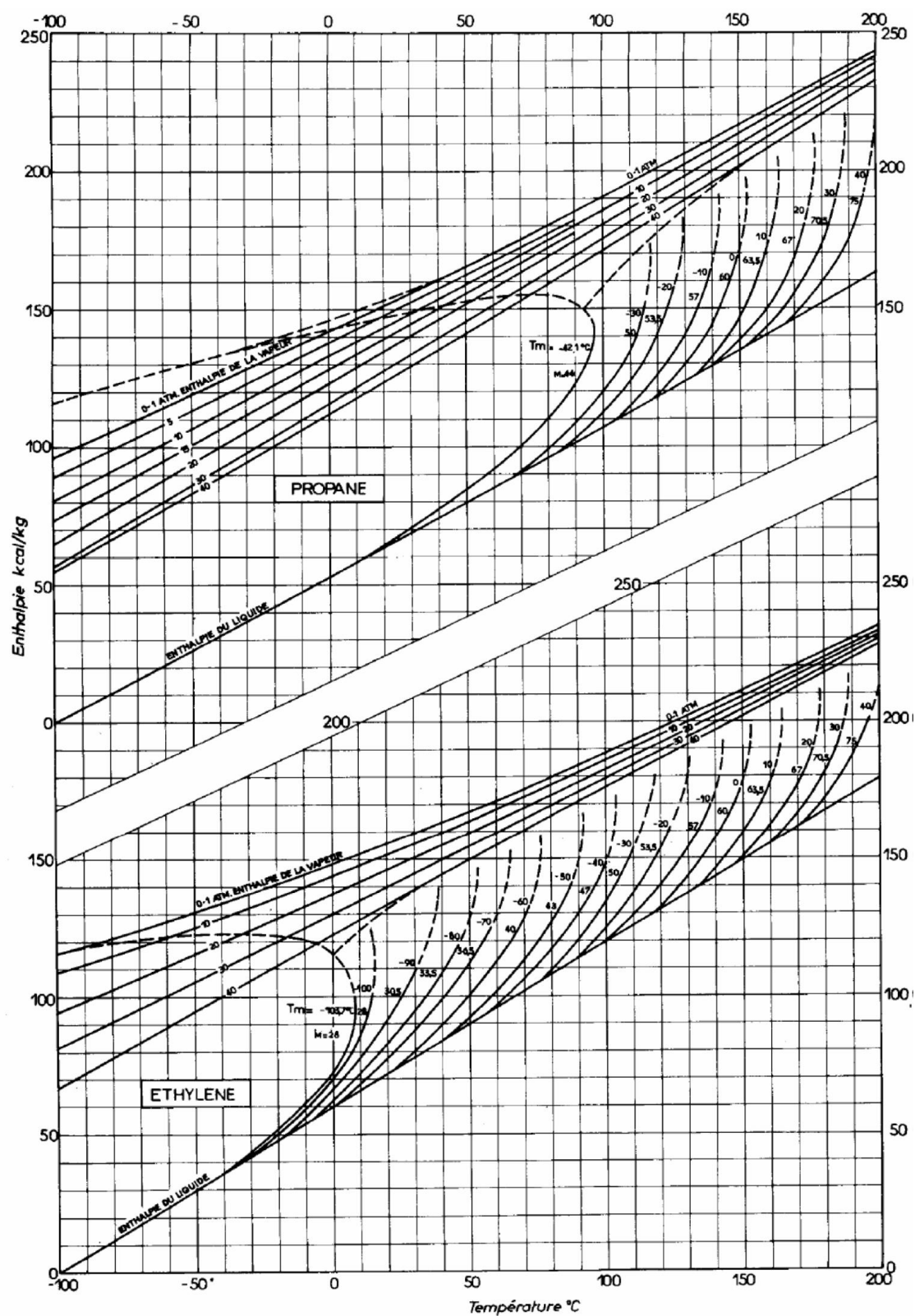


Fig n°09 : Enthalpies du l'Ethylène et du Propane dans les mélanges d'hydrocarbures

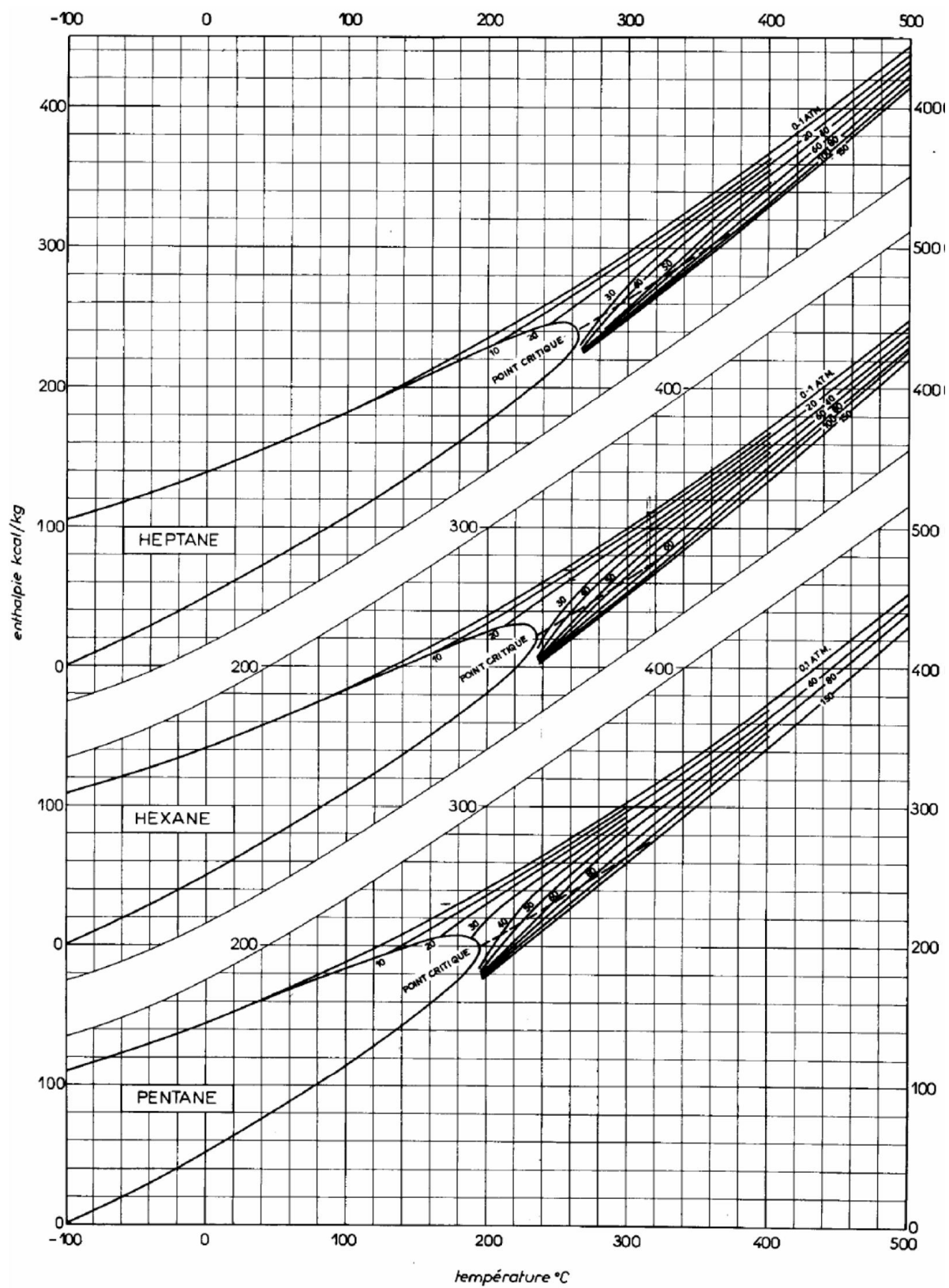


Fig n°10 : Enthalpies du Pentane, de l'Hexane et de l'Heptane

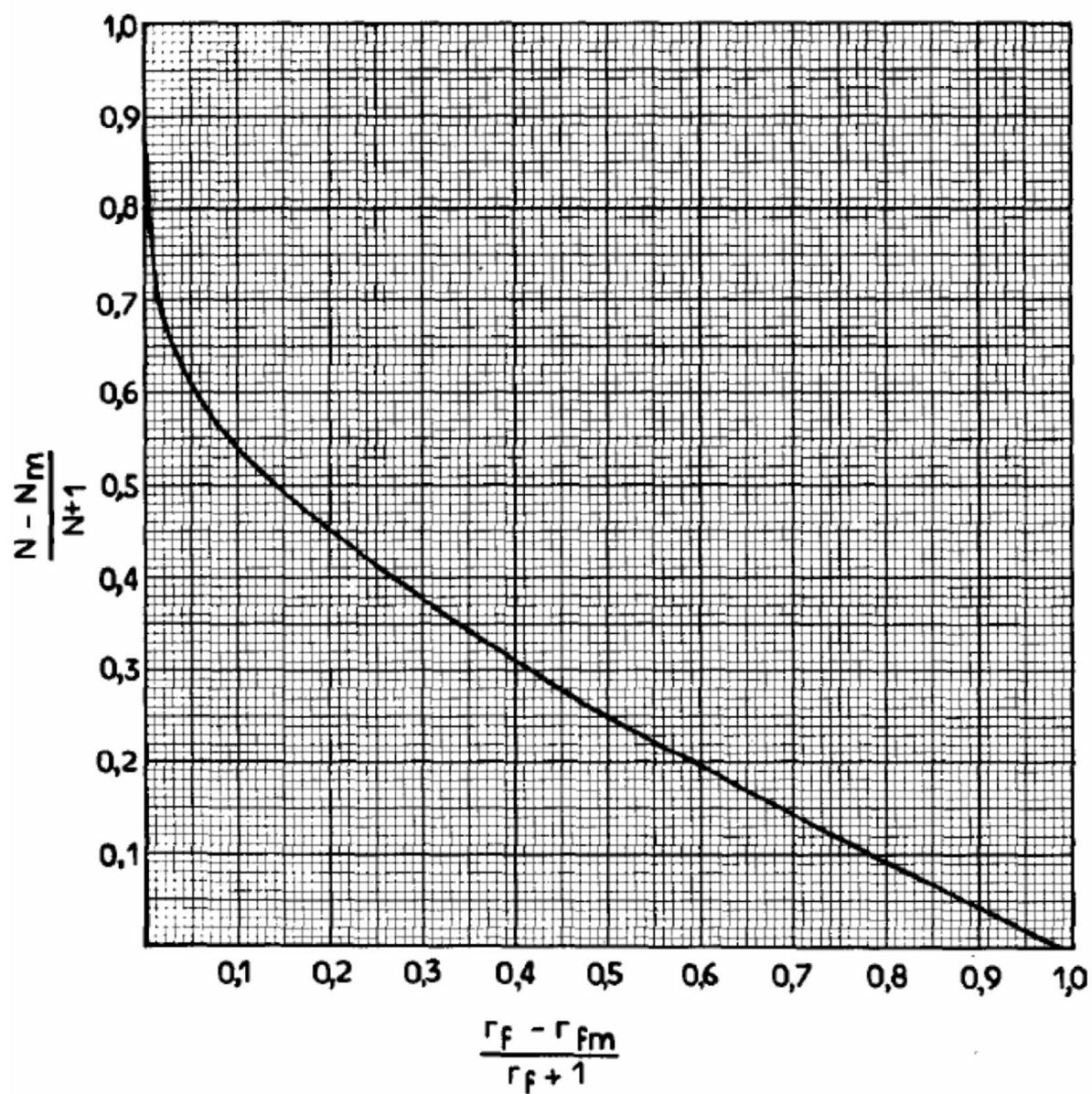


Fig n°11 : Nombre d'étages théoriques N en fonction du taux de reflux R_f dans la distillation des mélanges complexes (Gilliland)

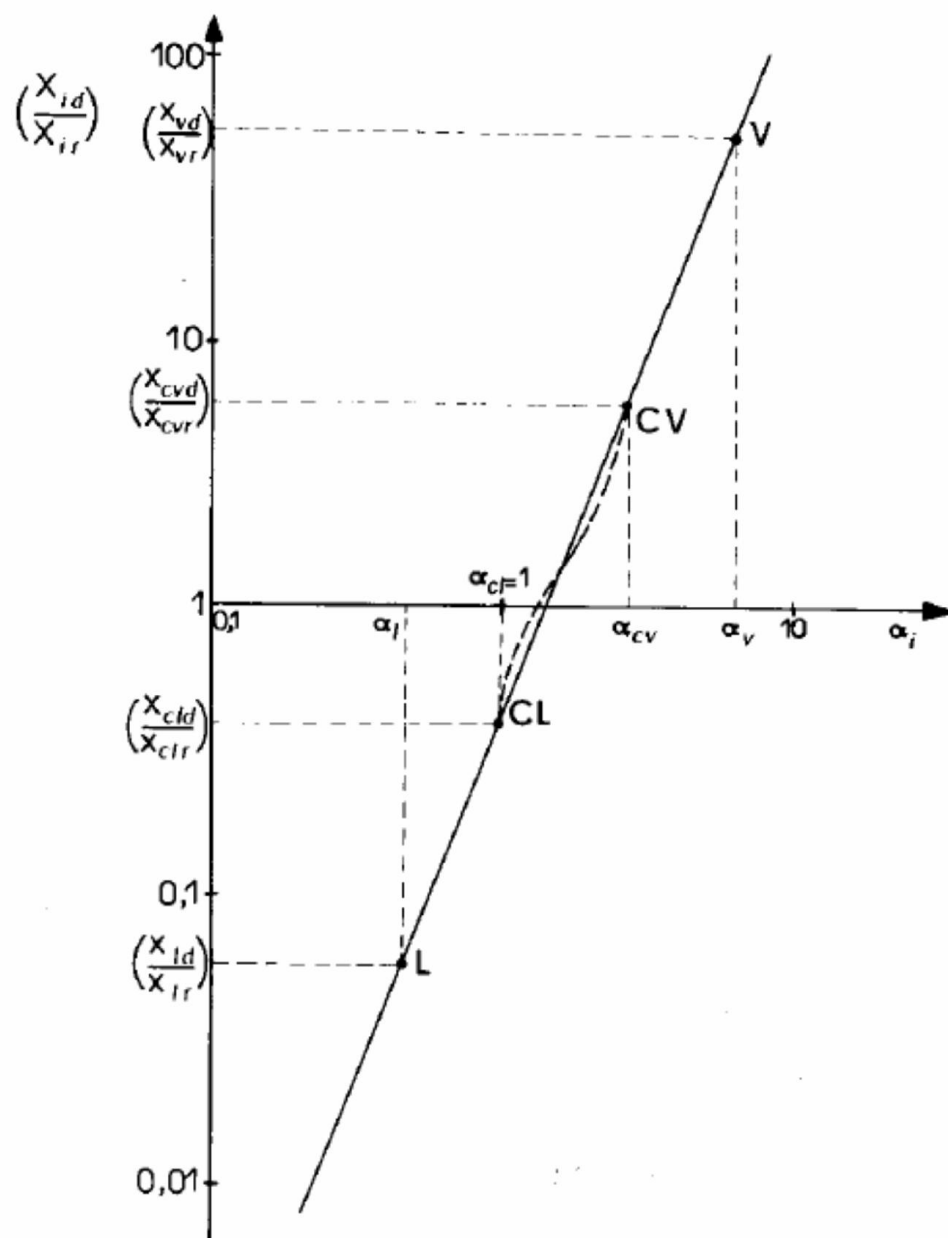


Fig n°12 : Distribution des constituants à reflux total (Maxwell)

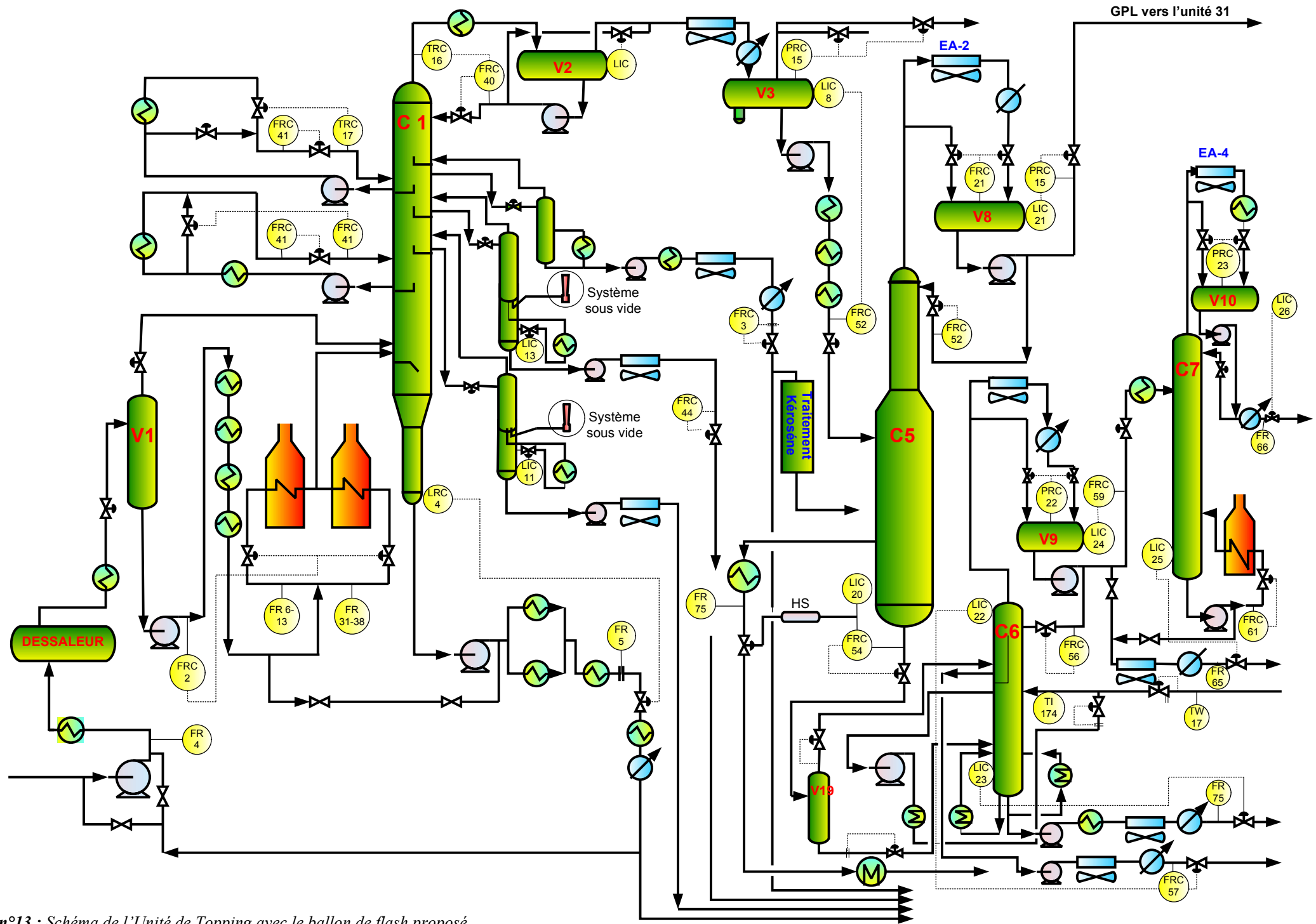


Fig n°13 : Schéma de l'Unité de Topping avec le ballon de flash proposé

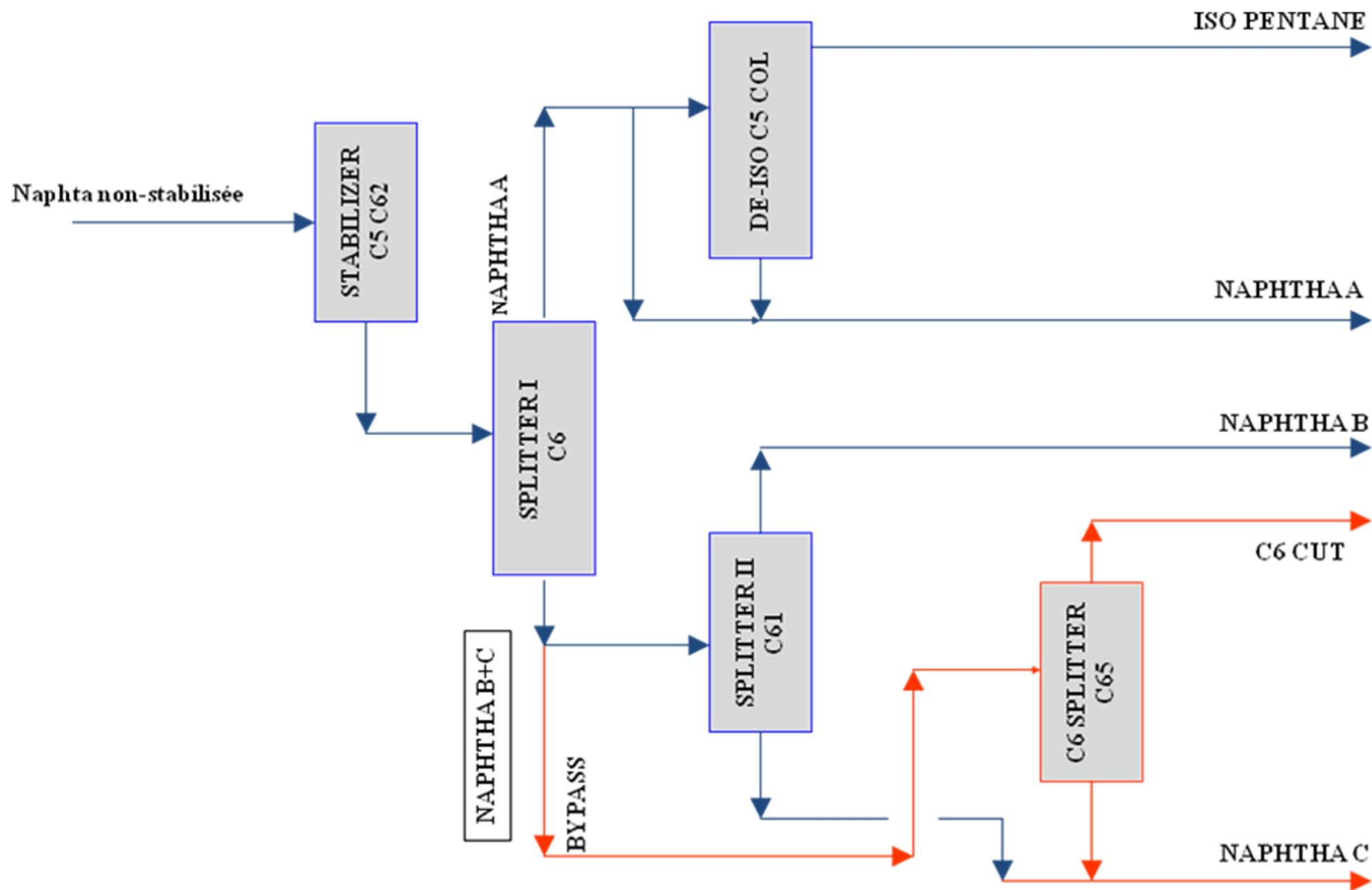


Fig n°14 : Schéma de la deuxième colonne splitter proposée

Bibliographie

- [1] J.P.WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 1, Edition TECHNIP 1994 – Paris, p 3 – 13.
- [2] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 41 – 45.
- [3] Cours de Raffinage I : Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie (FHC), Université A. BOUGUERRA, Boumerdes 2003-2004, Groupes : IGCR99 et IGCP99.
- [4] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 281 – 288.
- [5] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 408.
- [6] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 290 – 338.
- [7] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 6 – 7.
- [8] 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.
- [9] G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000, p 6.
- [10] J.P.WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 2, Procédés de Séparation, Edition TECHNIP 1998, Paris, p 223 – 228.
- [11] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 532.
- [12] G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000, p 1.
- [13] Manuel opératoire de l'Unité de Topping U11 (M-PROD-2), NAFTEC, Raffinerie de Skikda, 2015.
- [14] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 494.

Résumé

A cause de la forte augmentation de la demande sur la production des matières finies basées sur les hydrocarbures aromatiques, la coupe « Naphta intermédiaire » est requise à contenir des grandes fractions aromatiques. Dans l'unité de Topping à la Raffinerie de Skikda (RA1K), la Naphta intermédiaire dite Naphta B est issue d'une colonne Splitter qui sépare l'essence stabilisée en trois coupes : Naphta A, Naphta B et naphta C. En effet, le mauvais fonctionnement du splitter se traduit par une mauvaise qualité de la coupe intermédiaire. Dans cette étude, nous essayons de définir les paramètres menant au dysfonctionnement du splitter, et de déterminer ses nouvelles conditions de marche. Cela a pour objectif d'améliorer le rendement en précurseurs d'aromatiques dans la coupe intermédiaire (Naphta B) en faisant d'abord une vérification des bilans et en comparant les résultats avec ceux prévus par le design. Ensuite, nous proposons une installation d'un ballon de flash afin de mieux distribuer les chargements des plateaux et améliorer la séparation entre les coupes A et B avec la division du splitter en deux sections.

En déterminant les nouveaux paramètres opératoires et la vérifiant les différents bilans, on a pu optimiser quantitativement la teneur en précurseurs d'aromatiques dans la naphta B, mais l'amélioration qualitative par rapport aux exigences du reformage catalytique reste possible.

Mots clés: Hydrocarbures aromatiques, Topping, essence stabilisée, naphta B, splitter, bilan, précurseurs d'aromatiques, ballon de flash.

Abstract

Because of the strong increase of the demand on the production of finished materials based on aromatic hydrocarbons, "intermediate naphtha" cut is required to contain large aromatic fractions. In the Topping unit in the Refinery of Skikda (RA1K), the intermediate Naphtha "Naphtha B" comes from a Splitter column that separates the stabilized gasoline into three fractions: Naphtha A, Naphtha B and Naphtha C. The malfunction of the splitter results in a poor quality of the intermediate cut. In this study, we try to define the parameters leading to the inefficiency of the splitter, and determine new operating conditions in the aim to improve the yield of aromatic precursors in the intermediate cut (Naphtha B) by making first of all a verification of balance sheets and comparing the results with those predicted by the design. Then we propose the installation of a flash drum for a better distribution of tray loads and to improve the separation between fractions A and B with the division of the splitter into two sections

By determining the new operating parameters and verifying various balance sheets, we could quantitatively optimize the content of aromatic precursors in the naphtha B, but the qualitative improvement over the requirements of catalytic reforming is still possible.

Keywords: Aromatic Hydrocarbons, Topping, stabilized gasoline, naphta B, splitter, balance sheet, aromatic precursors, flash drum.