



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



Université Echahid Hamma Lakhdar. El-Oued
Faculté de la Technologie
Mémoire de Fin d'Etude

Présentée en vue de l'obtention du diplôme de:

MASTER ACADEMIQUE

Domaine: Sciences et Technologies

Filière: Raffinage et Pétrochimie

Spécialité: Raffinage et Pétrochimie

Présenté par:

Rahal Bachir & Ben bordi Ismail

Thème

Amélioration du rendement en précurseurs des aromatiques dans la coupe intermédiaire (NAPHTA B) au niveau du splitter C6-unité 11 de la raffinerie de Skikda

Soutenu le 25/05/2016

Devant le Jury:

Mr	Benmeya Omar	Président	M.A.A	Université d'El Oued
Mr	Salemi Said	Examineur	M.A.A	Université d'El Oued
Mr	Geurram Abdelmadjid	Rapporteur	M.A.A	Université d'El Oued

2015/2016



Dédicace

Je dédie ce modeste travail à :

La mémoire de mon cher père,

Ma très chère mère,

Mes très chers frères et sœurs,

Toute ma famille,

Et à tous mes amis.



Dédicace

Je dédie ce modeste travail à:

La mémoire de mon cher père,

Ma très chère mère,

Mes très chers frères et sœurs,

Toute ma famille,

Et à tous mes amis.

REMERCIEMENTS

*Au terme de ce modeste mémoire, nous tenons à remercier notre ALLAH,
qui nous a donné le courage pour arriver au bout de nos études.*

*Nos Chers parents, à ceux dont nous ne pouvons jamais leur rendre ce qu'ils
ont fait pour nous, ceux qu'ils ont su nous conduire dans le bon chemin et
la bonne éducation.*

nous remercions très chaleureusement notre prof- consultant

*Mr. GUERRAM Abdelmadjid pour son encadrement, son aide, ses
encouragements et ses conseils.*

*Enfin, nos profondes gratitudeux aux membres du jury qui vont évaluer ce
travail.*

Liste des tableaux

Tableau I-01 : Classification des pétroles selon la teneur en soufre	07
Tableau I-02 : Classification des pétroles selon la teneur en produits clairs	08
Tableau IV-01 : La capacité totale de l'entreprise NAFTEC seulement est de (24.791.100 T/AN)	24
Tableau VI-01 : Comparaison entre le débit entrant et ceux sortant	37
Tableau VI-02 : Comparaison des quantités de chaleur entrant et sortant	40
Tableau VI-03 : Mesure les débits actuels.....	41
Tableau VI-04 : Composition massique du produit de tête	43
Tableau VI-05 : Calcul des fractions molaires du produit de tête	44
Tableau VI-06 : Détermination de la température de rosée à $P = 1,6 \text{ Kg/cm}^2$ abs	44
Tableau VI-07 : Composition massique de la Naphta B	45
Tableau VI-08 : Calcul de la composition molaire de la Naphta B	46
Tableau VI-09 : Détermination du point de bulles de la NB à $P = 1,8 \text{ Kg/cm}^2$ abs	47
Tableau VI-10 : Composition molaire de l'alimentation de la Section I	48
Tableau VI-11 : Détermination de la température de rosée à $P = 1,8 \text{ Kg/cm}^2$ abs	49
Tableau VI-12 : Tableau récapitulatif	50
Tableau VI-13 : Détermination de « L » des différents composants	51
Tableau VI-14 : Détermination de la température de bulles à $P = 1,25 \text{ Kg/cm}^2$ abs	54

ANNEXE

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

Liste des figures

Figure III-1 :	Appareillage de la distillation A.S.T.M.....	15
Figure III-2 :	Courbe de distillation A.S.T.M.....	15
Figure III-3 :	Appareillage de distillation TBP.....	16
Figure III-4 :	Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne	19
Figure III-5 :	Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de pré distillation	20
Figure III-6 :	Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash	21
Figure IV-1 :	Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle a Skikda.....	25
Figure IV-2 :	Schéma actuel de l'Unité de Topping	30

ANNEXE

Figure n°01 :	Nomogramme des coefficients d'équilibre (K_i) des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)...	II
Figure n°02 :	Enthalpies du Méthane, du l'Ethane et du Propane.....	III
Figure n°03 :	Enthalpies du Méthane et de l'Ethane dans les mélanges d'hydrocarbures.....	IV
Figure n°04 :	Enthalpies d'iso-Butane, de n-Butane et de l'iso-Pentane.....	V
Figure n°05 :	Enthalpies du l'Ethylène et du Propane dans les mélanges d'hydrocarbures.....	VI
Figure n°06 :	Enthalpies du Pentane, de l'Hexane et de l'Heptane.....	VII
Figure n°07 :	Nombre d'étages théoriques N en fonction du taux de reflux Rf dans la distillation des mélanges complexes (Gilliland).....	VIII
Figure n°08 :	Distribution des constituants à reflux total (Maxwell).....	IX
Figure n°09:	Schéma de la colonne splitter proposée.....	X

Abréviation

K_i :	Coefficient d'équilibre du constituant « i »	
P_i :	pression partielle du constituant	
P :	pression de service	
Y_i :	concentration du constituant dans la phase vapeur	
$\text{Grad}T$:	Gradient de température	
n :	La normale à la surface isotherme	
dQ :	quantité de chaleur en Joules	
λ :	conductibilité thermique	$\text{W/m.}^\circ\text{C}$
dt/dx :	gradient de température	
$d\tau$:	temps en secondes	m^2
dF :	différentielle de F (section)	
ΔT :	différence de température entre le fluide qui s'écoule et la paroi	$(^\circ\text{C})$.
α :	coefficient d'échange par convection	$(\text{Kcal/m}^2.\text{h.}^\circ\text{C})$
F :	la section à travers laquelle la chaleur se propage	(m^2)
Q_T :	l'énergie totale	
Q_{AT} :	l'énergie absorbée	
Q_R :	l'énergie réfléchie	
Q_{tr} :	l'énergie traversant le corps	
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	
e	Taux de vaporisation	
r	Taux de resté	
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	

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 et de chaleur.....	09
II-2-1 Généralités	09
II-2-2 Lois fondamentales de transfert de matière	10
II-2-3 Loi de DALTON	10
II-2-4 Loi de RAOULT et HENRY	10
II-2-5 Equilibre liquide-vapeur	11
II-2-6 Bilan de matière	11
II-3 Théorie d'échange de chaleur	12
II-3-1 Différents modes de transmission de chaleur	12
II-3-2 Lois fondamentales d'échange de chaleur	13

Chapitre III : Distillation

III-1 Introduction	14
III-2 Types de distillation au laboratoire	14
III-2-1 Distillation Progressive Simple	14
III-2-2 Distillation A.S.T.M	15
III-2-3 Distillation TBP	16
III-2-4 Distillation par la méthode de flash	16
III-3 Distillation Industrielle	17
III-3-1 La distillation atmosphérique	18
III-3-2 Types d'installations de distillation de pétrole	19
III-3-3 Distillation sous vide	22

Chapitre IV : Présentation de l'Unité de Topping

IV-1 Historique de la raffinerie	23
IV-2 Présentation de la Raffinerie de Skikda	24
IV-3 Présentation des différentes unités.....	25
IV-3-1 Département production	25
IV-3-2 Unités annexes et utilités	26

Chapitre V : Technologie D'obtention de la naphta –B-

V-1 Section de préchauffage du brut	31
V-2 Colonne de distillation atmosphérique	31
V-2-1 Soutirages latéraux	32
V-2-2 Produit du fond	33
V-2-3 Produit du tête	33
V-3 Section de stabilisation	34
V-4- Section de fractionnement de l'essence stabilisée (colonne splitter)	34

Chapitre VI : Partie de Calcul

VI-1 Vérification du bilan matière	36
VI-2 Vérification du bilan thermique	38
VI-3 Détermination du débit pour chaque coupe	41
VI-4 Etude de la Section I	42
VI-4-1 Détermination de la température de soutirage de la NA	42
VI-4-2 Détermination de la température de soutirage de la NB	45
VI-4-3 Détermination de la température d'alimentation de la section I	48
VI-4-4 Calcul des volatilités relatives moyennes	49
VI-4-5 Détermination du taux de reflux minimal (rfm) par la méthode de Maxwell	50
VI-4-6 Détermination du nombre de plateaux de la section I	53
VI-4-7 Détermination de la température de reflux froid	54
VI-4-8 Détermination de la quantité de chaleur apportée par les vapeurs montant de la section I	55
VI-5 Etude de la Section II	57
Conclusion Générale	59

Bibliographie

Annexe

Introduction générale:

Le procédé de distillation est à la base de traitement du 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 pour les produits utilisables directement et ceux des unités de procédé successives, pour les produits destinés à d'autres, les traitements, par des procédés de transformation qui sont sous l'effet conjugué de la température, pression et de catalyseur, appropriés, créent des formes nouvelles d'hydrocarbures inexistants ex; les oléfines, qui sont trop rares dans le pétrole brut, ex: les aromatiques, suite à des combinaisons nouvelles 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 synthétique, les fibres synthétiques, tensioactifs, colorants, antioxydants.....etc.

Ces hydrocarbures proviennent en effet, presque exclusivement des fractions pétrolières, à travers l'opération de reforming catalytique ou cracking. Le procédé de reforming catalytique utilise comme charge la coupe intermédiaire issue du produit de tête (essence totale) de la colonne de distillation atmosphérique après stabilisation dans une appropriée (élimination de produit léger GPL dont le but est de diminuer sa tension de vapeur) et fractionnement dans un splitter en trois coupes :

-produit de tête, NAPHTA - A.-

-coupe intermédiaire, NAPHTA -B-

-produit de fond, NAPHTA -C-

Le pourcentage d'aromatiques dépend de la composition de la charge et principalement de sa teneur en naphtènes. Et en plus il y a un facteur très important qui influence directement sur ce pourcentage, c'est : les paramètres de fonctionnement de la colonne du splitter.

Bute de travail:

Le mauvais fonctionnement de 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 trouvant entraînée surtout avec le produit de fond.

L'amélioration de sa qualité est nécessaire, car cette coupe est utilisée au niveau de la section reformage catalytique pour la production des aromatiques comme base de la construction de la raffinerie de SKIKDA.

Dans notre étude nous allons essayer de découvrir les cause de la mauvais séparation du naphta au niveau de la colonne splitter, et de déterminer de nouvelles condition 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.
- Chapitre 4 : historique et représentation de la "RAK".
- Chapitre 5 : technologie d'obtention de la naphta -B-.

2. Partie de Calcul.

I-1 Introduction :

Le pétrole est un mélange complexe d'hydrocarbures de différentes familles (paraffiniques, naphténiques, aromatiques) associé à des composés oxygénés, azotés et sulfurés ainsi qu'à des traces de métaux particuliers (vanadium, molybdène, nickel), le pétrole brut est connu depuis la plus haute antiquité. Employé autrefois comme mortier, comme agent d'étanchéité ou encore pour ses propriétés lubrifiantes ou médicinales, le pétrole n'est devenu un grand produit industriel seulement qu'au milieu du XIX^e siècle, Il est en effet d'usage courant aujourd'hui de faire remonter les origines de l'industrie du pétrole à l'année 1859. [1]

I-2 Origine du pétrole :

L'explication de l'origine du pétrole par l'évolution géologique de la matière organique a été formulée dès le XIX^e siècle; mais elle était alors fortement concurrencée par des théories impliquant des mécanismes inorganiques, par exemple l'action de l'eau sur des carbures métalliques. Quelques chercheurs en ex-U.R.S.S. font appel soit à des théories cosmiques dans les quelles les hydrocarbures sont les restes d'une atmosphère primitive de la Terre, soit à des synthèses de type minéral, comme dans le procédé Fischer Tropsch, qui seraient réalisées à grande profondeur dans le sous-sol. En fait, l'hypothèse cosmique n'est guère soutenable, car il s'agit d'une étape cosmologique transitoire dont on n'est pas certain et qui est en tout cas ancienne ; d'autre part, quel que soit le mécanisme chimique envisagé dans le sous-sol, la quasi-totalité du carbone de l'écorce terrestre est représentée par la matière organique contenue dans les roches sédimentaires.

I-3 La composition des pétroles :

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

Parmi les composants du pétrole, on compte également des composés d'oxygène, de soufre et d'azote dont la teneur varie entre 1 % et 7 % en fonction de type du pétrole.

On a pu constater la présence dans les cendres du pétrole de Cl, P, Si, As et les métaux K, Na, Fe, Ni et enfin presque tous les éléments du tableau périodique de MENDELIEVE. [2]

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

a) Hydrocarbures paraffiniques (alcanes) :

Ce sont des hydrocarbures saturés de formules brute C_nH_{2n+2} et ce sont :

- Des gaz : (C_1 à C_4) : Qui peuvent être utilisés comme combustibles ménagers et industriels ou comme matière première pour la pétrochimie (pour l'obtention des alcools gras, noir de carboneetc.).

- Des liquides (C_5 à C_{16}) : Dans les conditions normales de pression et de température : ils font partie intégrante de l'essence, kérosène et de gasoil, mais ils peuvent être utilisés comme matière première pour la pétrochimie pour l'obtention des alcools gras et des acides gras et des détergents.
- Des solides : (C_{17} et plus ; dans la température ambiante) : Ils font partie intégrante des paraffines.

b) Hydrocarbures naphéniques :

Ce sont des hydrocarbures cycliques saturés de formule brute C_nH_{2n} . Le pétrole à base naphénique est utilisé pour l'obtention des huiles car ils possèdent un grand indice de viscosité, mais aussi ce sont des bons composants des carburateurs à cause de leur grand pouvoir calorifique.

Les propriétés des hydrocarbures naphéniques, elles se trouvent comprises entre celles des paraffiniques et celles des aromatiques.

c) Hydrocarbures aromatiques :

Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés de formule brute C_nH_n , le premier nombre de cette famille est le benzène.

Le benzène est désiré dans les essences car il améliore son indice d'octane.

Les hydrocarbures aromatiques à plus grande masse moléculaire se trouvent dans le kérosène et le gasoil et la majeure partie dans les huiles.

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

a) Les composés sulfurés :

Pratiquement tous les pétroles contiennent des composés sulfurés et leurs teneurs varient largement d'un pétrole à un autre.

Ils diminuent l'indice d'octane des essences et ils forment des gommes dans les essences, on les divise généralement en trois parties :

- * Les composés sulfurés à base d'acide (H_2S : acide sulfurés, RSH mercaptans), ils peuvent se dissoudre dans l'eau et donner l'acide sulfurique H_2SO_4 (corrosif).
- * Les sulfures et les polysulfures ($R-S-R'$ sulfures, $R-SS-R'$ polysulfures), avec l'augmentation de température, il y a formation de H_2S et $R-SH$.
- * Les composés sulfurés à grande masse moléculaire, se trouvent principalement dans les mazouts et les goudrons.

b) Les composés azotés :

Ils sont indésirables dans le pétrole et les produits pétroliers, ils sont toxiques pour les catalyseurs.

c) Les composés oxygénés :

Pratiquement tous les pétroles renferment des composés oxygénés, ce sont des homologues de phénol et des acides naphthéniques $R-COOH$ qui se concentrent principalement dans les gasoils et les huiles, Les acides naphthéniques forment un bon additif pour les huiles (qui augmente la détergence), et peuvent être aussi utilisés comme engrais ou comme aliments des poulets. [2]

I-4 Classifications des pétroles :

A la découverte d'un gisement du pétrole, ce dernier subit une série d'analyse, permettant sa classification. La classification du pétrole est d'une extrême importance car elle nous permet de connaître les méthodes de traitement de ce même pétrole, l'assortiment et les qualités des produits à obtenir. [3]

On distingue trois types de méthodes de classification :

I-4-1 Classification Industrielle :

Selon cette classification, on peut dire que :

- Le pétrole est léger : si $\rho_{15}^{15} < 0,828$.
- Le pétrole est moyen : si $0,828 < \rho_{15}^{15} < 0,844$.
- Le pétrole est lourd : si $\rho_{15}^{15} > 0,884$

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

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

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

I-4-2 Classification Chimique :

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

- a) Pétroles paraffiniques. (USA).
- b) Pétroles naphthéniques. (Rep d'Azerbaïdjanais-bakom).
- c) Pétroles aromatiques. (Indonésien).
- d) Pétroles paraffino-naphténiques. (Algérien).
- e) Pétrole naphthéno – aromatiques. (Californien).
- f) Pétroles paraffino- aromatiques.
- g) Pétroles paraffino-naphthéno-aromatiques.

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

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

I-4-3 Classification Technologique :

Elle est basée sur la connaissance de la :

- a) Teneur potentielle en soufre dans le pétrole et dans les fractions pétrolières :
 - a-1) Classe 1 : Pétroles peu sulfureux : $S \leq 0,5 \%$
 - a-2) Classe 2 : Pétroles sulfureux : $0,5 \leq S < 2,0 \%$
 - a-3) Classe 3 : Pétroles très sulfureux : $S > 2,0 \%$.

Tableau I.1: Classification des pétroles selon la teneur en soufre. [3]

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

b) Teneur potentielle en produits clairs ($PF \leq 350^{\circ}C$), on distingue trois types de pétrole :

b-1) Type 1 : Teneur ≥ 45 % - Pétroles légers

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

b-3) Type 3 : Teneur ≤ 30 % - Pétroles lourds

c) Teneur en huiles de base et leurs qualités :

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

tableau I.2: Classification des pétroles selon la teneur en produits clairs. [3]

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

e)- Teneur en paraffines dans le pétrole :

En fonction de la teneur en paraffines et de la possibilité de la fabrication des carburéacteurs 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 - Pétroles peu paraffiniques $\leq 1.5\%$.

P₂ - Pétroles paraffiniques $1,5 \div 6\%$.

P₃ - Pétroles très paraffiniques $> 6\%$.

II-1 Introduction :

Le raffinage de pétrole est une industrie lourde qui transforme le brut en produits énergétiques, tels que carburants et combustibles, et en produits non énergétiques, tels que matières premières pétrochimiques, lubrifiants, paraffines et bitumes. Les produits sont ensuite acheminés vers le consommateur final, soit directement, soit à travers un réseau de distribution comprenant notamment des dépôts et des stations-service.

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 conversion, et les procédés d'épuration. Ainsi, les processus continus d'une raffinerie simple comporte d'abord une épuration du pétrole brut, puis une séparation par distillation en produits blancs (distillats légers, moyens) et en produits noirs (résidus lourds). [5].

II-2 Théorie sur le transfert de matière et de chaleur :

a) Généralités :

Dans la charge chaude venant du four et là où arrive la vapeur de rebouillage, la température est plus élevée. En tête où, arrive le liquide plus froid du reflux de tête, on trouve la température plus basse.

Entre les deux extrémités, les températures s'échelonnent de plateau en plateau, chacun d'eux ayant sa propre température qui est toujours supérieure à celle du plateau de dessus et inférieure à celle du plateau de dessous.

La vapeur qui monte d'un plateau à l'autre rencontre un liquide plus froid qu'elle, il y a échangé thermique. La vapeur montante réchauffe le liquide descendant qui le refroidit. Tout le long de sa montée, la vapeur va perdre ses calories à l'inverse du liquide qui va en gagner.

Parallèlement, il se produit un échange de matière entre les éléments plus volatils et moins volatils par vaporisation des liquides et condensation des vapeurs. Ainsi plus il y aura des plateaux plus les produits en tête et au fond de la colonne seront purs. Certaines colonnes peuvent être équipées de plus de cent plateaux. [6].

b) Lois fondamentales de transfert de matière [7]:

Considérons une phase vapeur composée des constituants auxquels on peut appliquer la loi des gaz parfaits ; alors la pression partielle d'un constituant (P_i) est proportionnelle à la pression du système (π) et à sa concentration molaire (y'_i) :

$$P_i = \pi Y'_i \dots\dots\dots(1).$$

b-1-Lois de RAOULT et d'HENRY :

Les lois de Raoult et Henry ne sont applicables que pour les liquides. Considérons une phase liquide composée de constituants entièrement miscibles.

On conçoit aisément que la tendance des molécules d'un constituant à s'échapper de la phase liquide soit proportionnelle à la concentration molaire de ce constituant à cette phase.

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_{0i}) à l'état pur par sa concentration molaire en phase liquide X_i' :

$$P_i^L = P_{0i} \cdot X_i' \dots \dots \dots (2).$$

Dans le cas des mélanges réels, les constituants obéissent à la loi d'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 :

$$P_i^L = E_i \cdot X_i' \dots \dots \dots (3).$$

E_i : Constante d'HENRY ; dépend de la nature du constituant et de la température.

A l'équilibre, les pressions partielles d'un même constituant dans les deux phases liquides et vapeur sont égales :

$$P_i^L = P_i^V \dots \dots \dots (4).$$

Donc :

$$Y_i' = (P_{0i} / \pi) \cdot X_i' \dots \dots \dots (5).$$

b-2-Loi de Dalton (pour les phases vapeur) [7]. :

La pression partielle d'un constituant dans la phase vapeur est le produit de la pression de service et la concentration molaire.

$$P_i' = P \cdot Y_i'$$

b-3 Equilibre liquide-vapeur:

On dit que les deux phases sont en équilibre lorsque la pression partielle de chacun des constituants est la même dans les deux phases (liquide et vapeur), Des relations (2) et (3) on peut faire apparaître le coefficient d'équilibre .

$$K_i = P_i' / \pi = y_i' / X_i' \dots \dots \dots (6)$$

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

-La définition des pressions partielles dans la phase vapeur implique que chacune de celle-ci se comporte comme un gaz parfait ce qui ne peut être vérifié qu'à basse pression.

-Lorsque la pression augmente, la valeur de K_i calculée comme égale au rapport (P'_i/π) , ne caractérise pas la distribution réelle des constituants entre les deux phases en équilibre. Dans ce cas, on utilise les valeurs expérimentales de K_i ou celle calculées par la méthode thermodynamique (diagramme SHEIBEL et JENNY)

b-4 Bilan de matière [7] :

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 des fluides un espace élémentaire de contact. Pendant le passage de la phase G par cet espace sa concentration diminue d'une valeur infiniment petite, $-dy$ tandis que la phase L s'enrichit de dx . Comme la matière dM quittant la phase G passe entièrement dans la phase L, on peut écrire le bilan instantané :

$$dM = -G.dy = L.dx \dots\dots\dots(7)$$

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

$$M = G.(y_i - y_f) = L.(x_f - x_i) \dots\dots\dots(8)$$

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 :

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

c) Théorie d'échange de chaleur :

1. Différents modes de transmission de chaleur [8]:

La théorie des échanges thermiques a pour objet l'étude de la propagation de la chaleur.

Cette propagation se présente sous trois formes fondamentales :

1.b) La conduction :

C'est le transfert moléculaire de chaleur dans un milieu continu.

Processus apparaît dans un milieu à distribution irrégulière de la température.

La chaleur est alors transmise par contact immédiat des particules de différentes températures, ce qui définit l'échange entre les molécules, les atomes et les électrons libres.

1.a) La convection :

La convection est le transfert de chaleur par volumes de gaz ou de liquides se déplaçant dans un milieu conditionné par la variation des paramètres physiques et chimiques (température, pression ...etc.).

1.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.

d) Les lois fondamentales d'échange de chaleur :

1. Gradient de température :

Dans tous les cas, le transfert de la chaleur est transmis des points les plus chauds aux points les plus froids. Cet écoulement s'effectue à travers des surfaces isothermes et suivant la ligne énergétique :

$$dt / dn = \text{grad}t \dots\dots\dots(9).$$

Le gradient de température est un vecteur dirigé suivant la normale de la surface isotherme, numériquement égal au dérivé partiel de la température par la normale. Ce vecteur est dirigé vers le sens de l'augmentation de la température.

2. La 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 fourrier :

$$\partial Q = -\lambda(\partial t / \partial x) . \partial F . \partial \tau \dots\dots\dots(10).$$

Convection :

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

$$Q = \alpha . F . \tau . \Delta T \text{ (Kcal)} \dots\dots\dots(11).$$

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

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

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

$Re > 104 \quad \Rightarrow$ 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.

$$Q_T = Q_{AT} + Q_R + Q_{tr} \dots\dots\dots(12).$$

III-1 Introduction:

La distillation est une méthode de séparation la plus importante dont dispose le génie chimique, La distillation est une opération double; après chauffage jusqu'à l'ébullition, la phase vapeur surmontant le liquide bouillant et en équilibre avec celui-ci n'a pas la même composition. Par condensation de la phase vapeur, on obtient un liquide nommé distillat ou extrait (dit aussi produit de tête) dont la composition diffère de celle du mélange initial. La phase liquide non évaporée constitue le résidu ou le raffinat (appelée également produit de pied ou de fond).

La distillation est une opération physique de séparation, elle permet de fractionner un mélange complexe en plusieurs produits en exploitant leurs différences de volatilités, de température d'ébullition et de densité, ces produits sont répartie selon les besoin dans :

- Le distillat **D**, obtenu en tête de colonne; il est surtout riche ne constituants volatiles. Les produits intermédiaires, obtenus par des soutirages latéraux dans la colonne, leurs compositions dépend des positions du soutirage dans les trois zones de la colonne : l'épuisement, la rectification, l'expansion.
- Le résidu **R**, sorti en fond de colonne, il contient beaucoup plus les constituants lourds, La simplicité du procédé et le prix de revient relativement acceptable font de la distillation 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 pétrochimiques, les colonnes de distillation sont largement présentes, soit au stade de préparation de la charge avant le traitement, soit au stade de fractionnement et purification après le traitement.[8]

III-2 Types de distillation au laboratoire:

Comme on a vu précédemment qu'après chaque découverte d'un gisement du pétrole, on procède à des analyses afin d'évaluer la composition de ce dernier en fractions légères et prévoir le schéma de traitement adéquat, parmi ces analyses, les distillations au laboratoire dont on connaît 04 types, qui sont :

III-2-1 Distillation progressive simple :

Dans ce type de distillation, on opère dans un ballon, placé dans un système de chauffage 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 la vapeur et température du liquide) en fonction de la quantité recueillie dans l'éprouvette de recette. (figure III.1) [4].

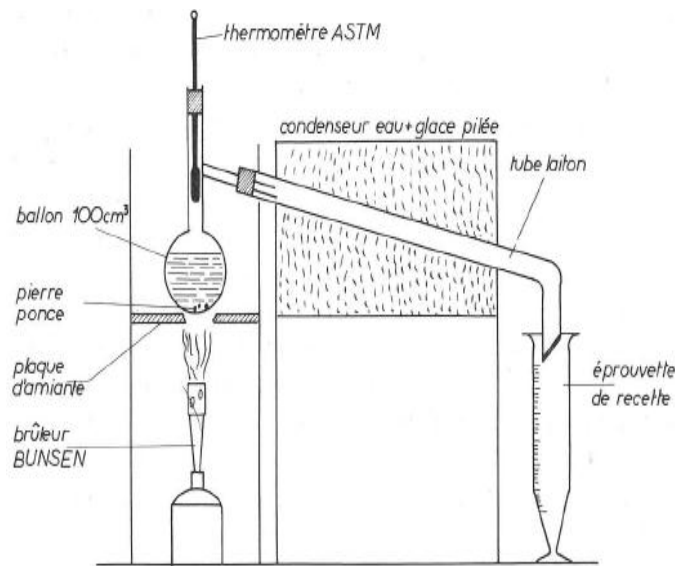


Fig III.1:Appareillage de distillation A.S.T.M. [4]

III-2-2 Distillation ASTM :(American Society for Setting And Materials)

C'est la distillation la plus utilisée dans l'industrie, en distillant le produit à analyser dans un appareillage simple, les conditions (vitesse de chauffage, vitesse d'évaporation, ...etc.) sont normalisées, Ces distillations ASTM sont utilisées pour fournir les spécifications distillatoires des produits pétroliers. Cela présente l'avantage d'être assez rapide alors que la distillation TBP (plus précise et plus représentative de la composition des produits) est très longue (figure III.2) [9].

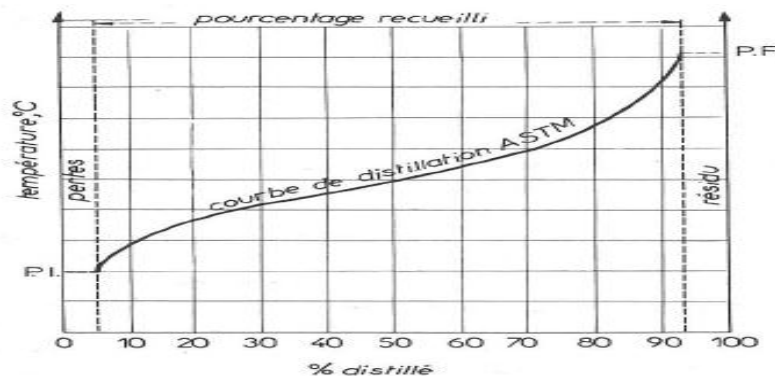


Fig III.2 : Courbe de distillation A.S.T.M [9].

III-2-3 Distillation parfaite (TBP):

C'est une distillation avec rectification, elle s'effectue dans une colonne à garnissage qui équivalant environ 10 plateaux théoriques et fonctionne avec un taux de reflux bien déterminé au sommet de la colonne, passe tout d'abord la totalité du constituant le plus volatil suivi des constituants

purs par ordre de volatilité.

Cette distillation est dite parfaite parce que le constituant le plus volatil passera le premier. Sa température de passage demeure constante et égale à sa température d'ébullition puis brusquement apparaît le constituant suivant, dont la température de passage montera jusqu'à sa température d'ébullition qui d'ailleurs demeure constante jusqu'à son épuisement. Cette TBP présente une grande sélectivité en produits désirés. La TBP sert à analyser de nouveaux gisements et évaluer la composition des produits extraits du pétrole brut et fixer le rendement de certaines fractions. Ces renseignements seront directement exploités par le raffineur ainsi ils permettent le dimensionnement des unités de raffinage (figure III.3). [10]

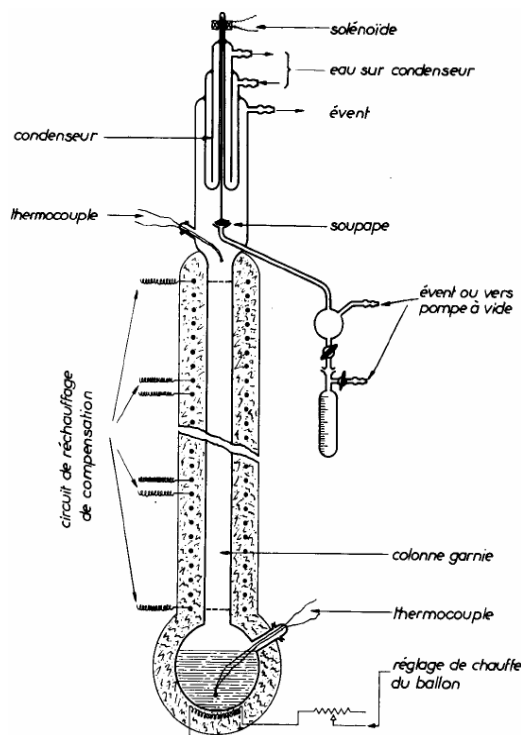


Fig III.3: Appareillage de distillation TBP. [10]

III-2-4 Distillation par la méthode de flash :

Cette distillation est caractéristique de celle à l'échelle industrielle. La charge chauffée à une température donnée dans un four sous une pression **P** entre dans la colonne, dans la zone d'expansion 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 tour de distillation. [11]

III-3 Distillation industrielle :

L'étude de la composition chimique d'un pétrole est assez difficile, lors de cette étude. On passe d'un mélange très complexe d'hydrocarbures qui constitue le pétrole aux mélanges moins complexes et enfin aux hydrocarbures individuels.

D'abord, on sépare le pétrole des gaz, parfois on élimine les asphaltes. Ensuite, le pétrole est séparé par distillation en fractions larges telles que fractions de kérosènes, d'essences et d'huiles.

La distillation est un procédé de séparation, élémentaire en cascade. Elle est réalisée à contre-courant, elle permet d'obtenir d'un mélange de plusieurs constituants des fractions différenciées par une ou plusieurs propriétés physiques, en utilisant la chaleur comme agent de séparation.

L'opération élémentaire de ce procédé se décompose de la façon suivante :

- a- Apport de la chaleur pour engendrer, à une température donnée une phase liquide et une phase vapeur, dont le contact sera assuré le plus intimement possible afin de réaliser l'équilibre théorique entre les deux phases.

A la zone d'extension de la tour ou la zone de flash, arrive une émulsion de liquide et vapeur qui se sépare en une phase qui monte dans la section de rectification. Dans le ballon séparateur de tête de colonne, on reçoit une émulsion de vapeur et de liquide, qui se sépare en gaz et en essence liquide. La phase liquide descend dans la section d'épuisement et au fond de la tour. [9]

III-3-1 Distillation atmosphérique:

La première étape de raffinage consiste à séparer les différents hydrocarbures en fonction de leur température d'ébullition.

Les deux principaux procédés de séparation sont :

- La distillation atmosphérique.
- La distillation sous vide.

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 leur température d'ébullition et sous une pression de 1 à 3 atmosphères.

Le long de cette colonne se trouve les plateaux qui permettent un contact entre la phase vapeur ascendante et la phase liquide descendante.

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 bulle (vaporisation) des produits que l'on souhaite récupérer, la figure (III.4) représente un schéma simple d'une colonne de distillation atmosphérique. La pression dans la colonne diminue de bas en haut.

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 à sa propre colonne de stripping ou 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. [12]

III-3-2 Types d'installations de distillation du pétrole:

Il existe trois types de distillation atmosphérique. Le choix de ces types est lié aux deux façons :

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

a- Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne :

Ce type de schéma est utilisé pour traiter un pétrole brut à faible teneur en fractions légères et peu sulfuré, afin d'éviter la corrosion de la colonne principale, qui est très coûteuse (figure III.4).

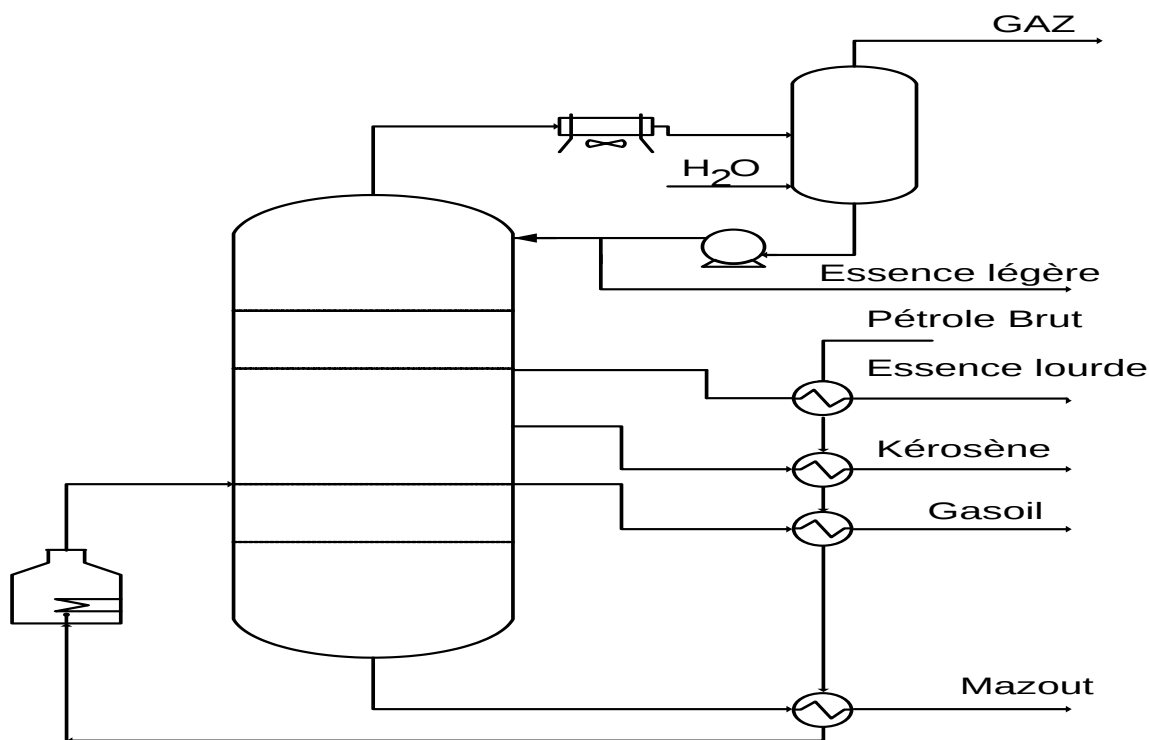


Figure III.4 : Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne. [12]

Avantages :

- Le schéma est simple.
- On peut utiliser les basses températures (entre 330° et 380°) pour la rectification du pétrole, la vaporisation des fractions lourdes s'effectue en présence des coupes légères.
- Ce schéma est compact (c'est-à-dire ne prend pas beaucoup de surface).

Inconvénients :

- La capacité de l'installation est petite.
- Cette unité ne traite pas le pétrole léger qui contient beaucoup d'essence à cause de l'augmentation de la pression dans la colonne, raison pour laquelle il faut une grande épaisseur des parois et le prix de revient augmente.
- Il est difficile de maintenir le régime de la colonne de fractionnement constant (pression, température, ... etc.) si la teneur en essence et en eau varie dans le pétrole.
- C'est une unité destinée pour traiter le pétrole lourd.

b- Unité de distillation atmosphérique du pétrole avec pré distillation:

Ce type de schéma permet de traiter un pétrole brut non stabilisé et sulfureux (figure III.5).[13]

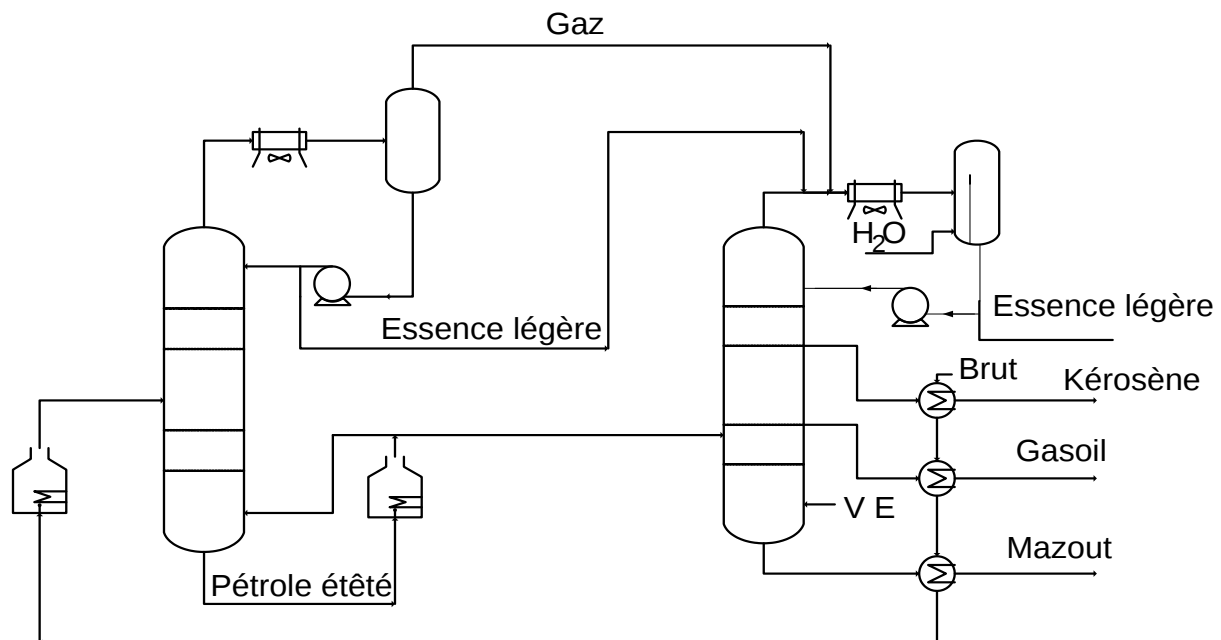


Figure III.5 : Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de pré distillation. [13]

Avantages :

- Le schéma est simple et permet de traiter des différents pétroles avec une bonne qualité de fractionnement.
- Le pétrole qui ne contient plus des fractions légères (flashé) ne provoque pas l'augmentation de la pression dans le four et dans la colonne atmosphérique.
- L'élimination des fractions légères (dans la colonne de prédistillation) permet de diminuer la puissance du four parce que le débit de brut étêté est inférieur à celui du pétrole brut.
- La capacité de l'installation est élevée.
- Possibilité de traiter les pétroles bruts non stabilisés avec une teneur élevée en soufre.

Inconvénients :

- Nécessite d'utiliser une haute température à la sortie du four pour pouvoir évaporer les fractions lourdes dans la deuxième colonne.
- La consommation d'énergie est supérieure de 40% par rapport au schéma à seule colonne.
- Il faut avoir une colonne supplémentaire, deux pompes supplémentaires pour charger le four et pour le reflux froid.
- Complexité de l'unité.

c- Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash :

Cette installation consiste à traiter une charge contenant une quantité importante en fractions légères (figure III.6).

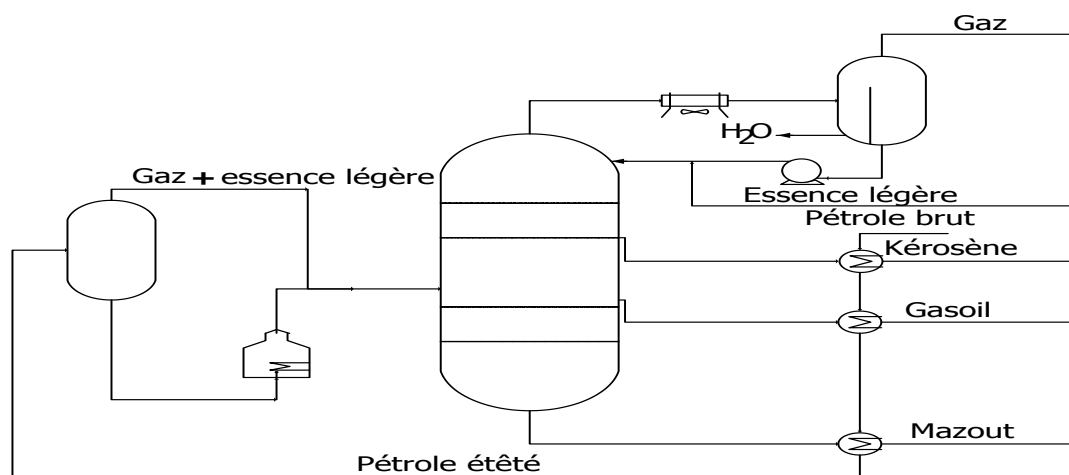


Figure III.6: Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash. [13]

Avantages :

- Grande capacité de l'unité.
- Possibilité de traiter les pétroles légers (mais à condition que le gaz ne dépasse pas 1.5%).

- Evaporation préalable de l'essence légère du pétrole 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 mauvaise.
- La complexité et l'impossibilité de distiller le pétrole brut riche en composés sulfureux.

III-3-3 Distillation sous vide:

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. [14]

IV-1 Historique de la raffinerie:

À l'origine, le raffinage était une activité intégrée dans la société nationale SONATRACH.

A partir du 01 Janvier 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en Entreprise Nationale de Raffinage et de Distribution de Produits Pétroliers (ERDP-NAFTAL).

L'E.R.D.P crée par décret N°80-101 du 06 Avril 1980.P dans le cadre de la restructuration de la SONATRACH, et mise en place le 01 Janvier 1982. L'E.R.D.P est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques. A partir du 02 Février 1985, l'E.R.D.P a été transformée sous le nom commercial qui est "NAFTAL" cette dernière est subdivisée en 04 unités à savoir :

- Unité NAFTAL de Raffinage
- Unité NAFTAL de Distribution
- Unité NAFTAL Portuaire
- Unité NAFTAL de Maintenance

L'effectif de l'entreprise NAFTAL est environ de 35.000 travailleurs, elle est présente sur tout le territoire national.

A compter du 25 Août 1987 et par décret N°87-190 fut créé l'entreprise nationale "NAFTEC" de l'entreprise nationale NAFTAL et mise en place le 02 Janvier 1988. L'entreprise "NAFTEC" a pour mission de promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage : traitement du pétrole brut et du condensât, ainsi que du brut réduit importé en vue d'obtenir des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation.

Le nombre total des travailleurs est environ : 3500 travailleurs, présents sur l'ensemble de trois (03) raffineries plus la direction générale.

Actuellement, l'entreprise nationale de raffinage de pétrole "NAFTEC" gère l'ensemble des trois (03) raffineries se trouvant dans les villes de : Skikda, Alger et Arzew.[15]

Tableau IV.1: La capacité totale de l'entreprise NAFTEC seulement est de (24.791.100 T/AN) [15].

RAFFINERIE	CAPACITE DE TRAITEMENT
De Skikda (RA1/K)	Pétrole brut : 15.000.000 t/an Brut réduit importé : 277.000 t/an
D'Alger (RA1/G)	Pétrole brut : 2.700.000 t/an
D'Arzew (RA1/Z) D'Arzew (RA2/Z)	Pétrole brut : 2.500.000 t/an Brut réduit importé : 320.000 t/an G.P.L : 1.000.000 t/an Condensât stabilisé : 3.000.000 t/an
De HASSI MASSAOUD (RA1/HS)	Pétrole brut : 1.236.500 t/an

IV-2 Présentation de la Raffinerie de Skikda (RA1/K) :

Le complexe de raffinerie de pétrole de 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).

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 07 Km à l'est de la ville de SKIKDA et à 02 Km de la mer, et est aménagée sur une superficie de 183 hectares environ. Elle emploie actuellement un effectif de 15.000 travailleurs environ.

La raffinerie de SKIKDA a été construite en Janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 03 Avril 1974 entre le gouvernement Algérien et le constructeur Italien SNAM-PROGETTI et SAIPEM, la mise en vigueur du contrat a été effectuée un an après : le 11 Mars 1975; assisté par la sous-traitance de trois (03) principales sociétés nationales à savoir : SONATRO pour le traçage des routes et SONATIBA pour la construction des immeubles et de la tour de refroidissement, ainsi que la SN'METAL pour la construction des réservoirs.

Le démarrage du chantier a commencé le 02 Janvier 1976, pris fin Mars 1980. Le coût total de cette réalisation étant de 3.402.872.000 DA.

Il faut noter qu'il y a deux (02) nouvelles unités, construites par la société japonaise J.G.C corporation. Ces deux unités sont :

L'unité de prétraitement et de reforming catalytique -II- (PLATEFORMING U 101/103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (U 104), ces deux unités ont démarré en Octobre 1993; ainsi que d'autres utilités. Le coût total de cette réalisation étant de 3.600.000.000 DA, l'inauguration officielle du complexe a eu lieu le 27 Novembre 1983. La raffinerie de Skikda est alimentée en brut Algérien par l'unité de transport est (UTE) de Skikda, qui est une station intermédiaire de Hassi - Messaoud. Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide de pipelines. La distance entre les champs pétrolifères et la raffinerie de Skikda est de 640 Km.

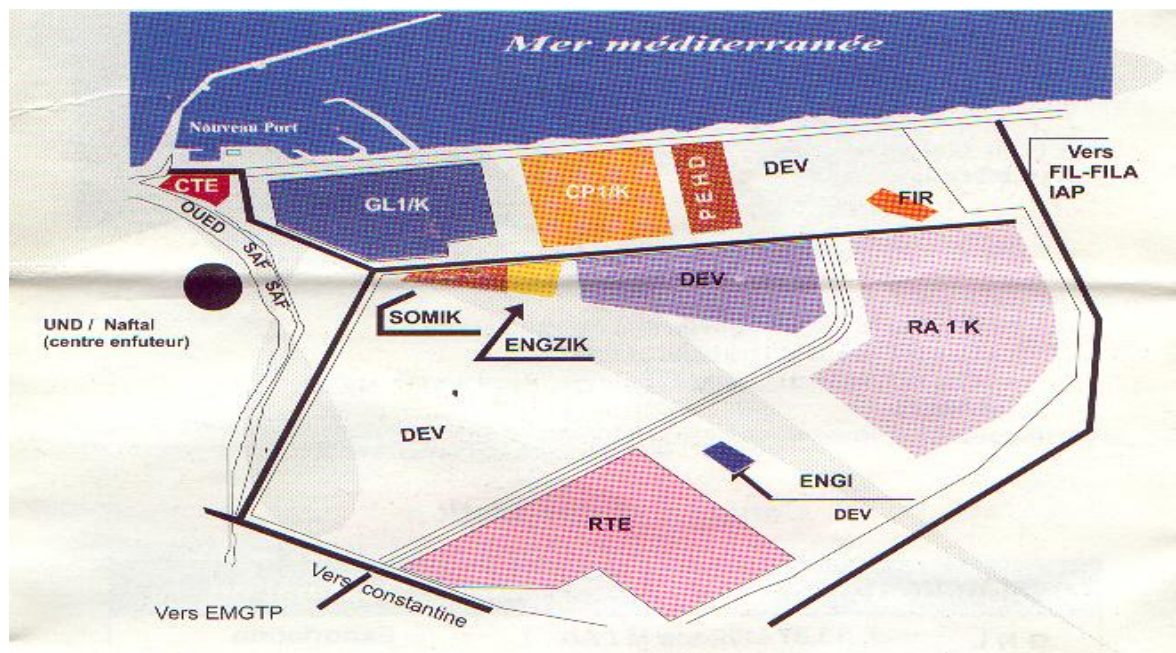


Figure IV.1: Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle à Skikda. [15]

IV-3 Présentation des différentes unités:

IV-3-1 Département production: Il se compose des unités de production suivantes:

- Unité 10/11 de distillation atmosphérique (TOPPING).
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique (MAGNAFORMING).
- Unité 101/103 de prétraitement : reforming catalytique (PLATFORMING).
- Unité 30/31 et 104 de traitement et séparation des gaz (GPL).
- Unité 200 d'extraction des aromatiques.
- Unité 400 de cristallisation et séparation du para xylène.
- Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes).

1) Les unités 10-11 de Topping :

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 avec une capacité annuelle de 15.10^6 t/an pour produire les produits suivants :

- G.P.L ————→ unité 30.
- Iso-pentane ————→ mélange des essences.
- Naphtha A ————→ stockage.
- Naphta B ($65^\circ \div 150^\circ$) ————→ Reforming catalytique.
- Naphta C ($150^\circ \div 180^\circ$) ————→ huiles combustibles.
- Kérosène ($180^\circ \div 225^\circ$) ————→ jet fuel, mélange des gasoils.
- Gasoil léger ($225^\circ \div 320^\circ$) ————→ mélange des gasoils.
- Gasoil lourd ($320^\circ \div 360^\circ$) ————→ mélange des gasoils.
- Résidu ($>360^\circ$) ————→ huiles combustibles.

2) Unités 100 et 103 (unité Magnaforming, platforming):

Le reformage catalytique et le platforming ont pour but de transformer la Naphta moyenne et lourde obtenues du Topping (réformât) utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences.

3) Unité 200 : extraction des aromatiques :

L'installation d'extraction des aromatiques a été projeté pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures .La charge est constitué par la coupe de réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C₅ splitter du réformât de l'unité 100.

* Dans le premier stade : les aromatiques sont fractionnés à l'aide d'un solvant sélectif.

* Dans le deuxième stade : le raffinat constitué principalement des hydrocarbures paraffinés est envoyé vers stockage. L'extrait alimente la section fractionnement où il est séparé en benzène, toluène et en aromatiques lourds par distillations.

4) unité 400 : séparation du para-xylène :

Cette unité est conçue à récupérer le para-xylène produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de reformage catalytique, elle permet par cristallisation de séparer le para-xylène des autres xylènes (metha-ortho) et éthyle-benzène. Le para-xylène est commercialisé comme telle, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylène pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc.

5) Unité 70 : Production de bitume :

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI) qui peut être :

- Charge A : résidu TIA juan a médium 372°C plus.
- Charge B : résidu TIA juan a lourd 450°C plus.
- Charge C : résidu du brut du Koweït.

L'unité se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est envoyé :

- Une partie vers le stockage.
- L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé.

6) Les unités 30-31-104 : Séparation et traitement des gaz :

Ces unités sont destinées à traiter les gaz liquides venant des unités 10, 11,100 et 103 dans l'ordre suivant:

- * Unité 30 : Traite le gaz liquide qui vient de l'unité 100 en particulier ceux de tête de la colonne C₇ où les GPL sont séparés du pentane.
- * Unité 31 : Reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping.
- * Unité 104 : Elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité.

Le traitement des gaz dans ces unités est accompli en deux stades :

- * Dans le premier stade : On fait subir au gaz un traitement qui consiste à passer la charge qui est le bitume, propane, éthane, H₂S et l'humidité à travers une colonne contenant des tamis moléculaires qui possèdent la propriété de retenir l'humidité et l'acide H₂S par le phénomène d'absorption.
- * Dans le deuxième stade : C'est l'étape de séparation des gaz effectuée par deux colonnes dont le premier (deéthaniseur). On fait le stripping des gaz incondensables (C₁, C₂, H₂) qu'on envoie à partir de la tête vers le réseau fuel gaz, le produit de fond (butane ,propane) alimente la 2^{ème} colonne où le propane est séparé du butane par simple distillation .

IV-3-2 Unités annexes et utilités :

- Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX).
- Unité 62 pour la déminéralisation des eaux.

- Unité 1050 : centrale thermique électrique et utilités (C. T. E).

1) Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX)

Mélange, chargement et expédition, il s'occupe de :

- Les bacs de stockage des différentes charges et produits des unités.
- Expédition des produits vers les différents dépôts de stockage, exemple: dépôt d'El Kheroub.
- Mélange des gasoils.
- Contrôle le chargement des produits qui est au niveau du port de Skikda.

2) Unité de déminéralisation U62 :

L'unité 62 est désignée pour déminéraliser l'eau dessalée provenant des CP1/K ou GNL pour l'alimentation des chaudières et les autres unités.

3) la centrale thermoélectrique (CTE 1050) :

La CTE est une unité primordiale de l'industrie pétrolière. Elle a été conçue en 1976 pour la production. C'est le système cerveaux de la raffinerie, elle assure les utilités indispensables pour le marché de toutes les unités. Elle comprend les unités suivantes :

* Unité 1020 : Tour de refroidissement :

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé. Les eaux polluées et chaudes proviennent des unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydriques HCL entraînés dans le circuit puis refroidies à l'aide d'une batterie d'aéro-réfrigérant et enfin renvoyée vers les différentes unités aux moyens des pompes.

* L'unité d'azote :

L'azote est produit à partir de l'air atmosphérique, ce dernier est aspiré puis comprimé à 7,7 bars par des compresseurs (généralement avec des compresseurs à membrane). L'oxygène est éliminé en deux étapes.

* L'unité 1060 : Circuit vapeur (HP, MP, BP):

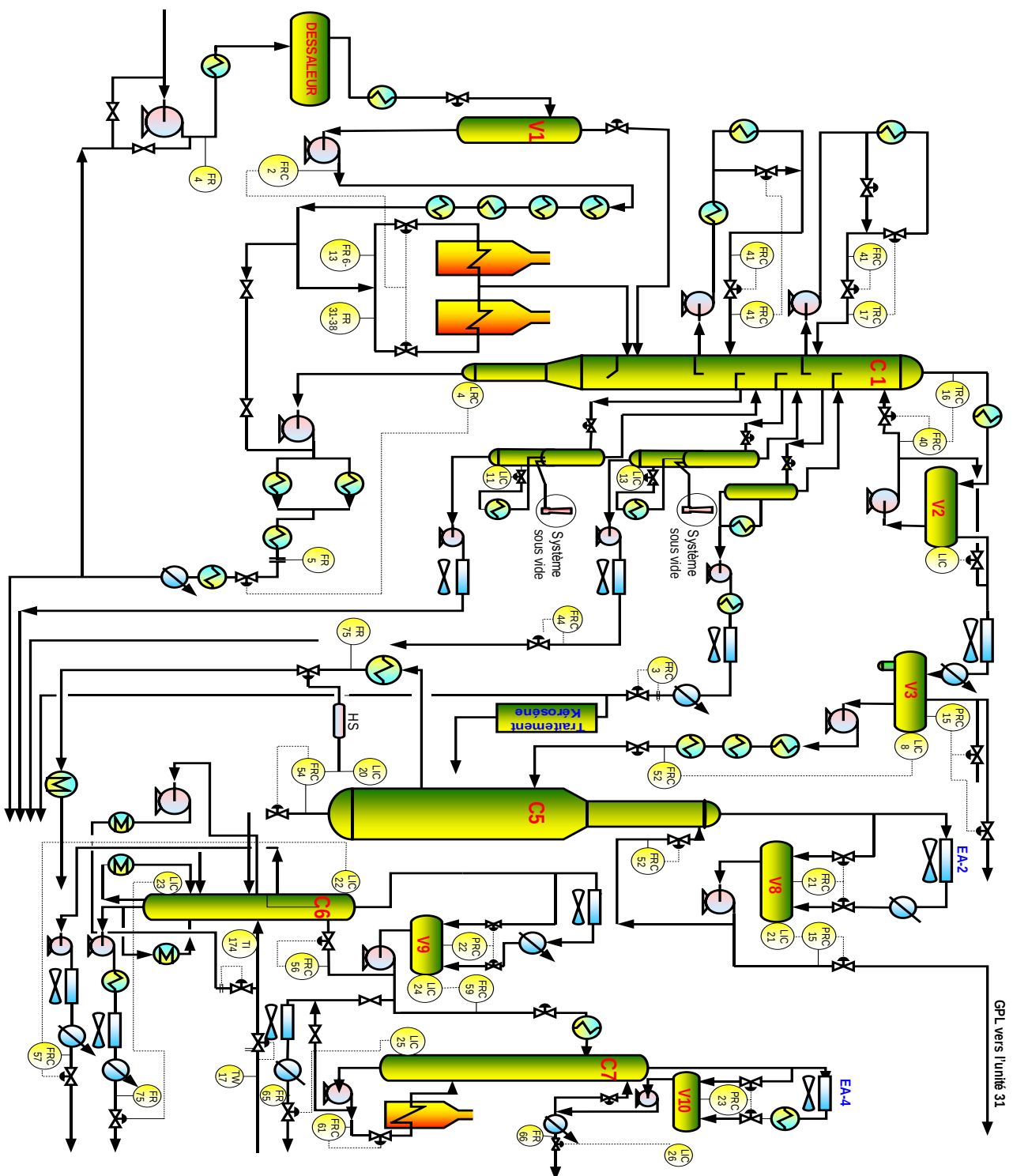
Elle assure les besoins de la raffinerie en vapeur selon trois (03) gammes :

- Vapeur haute pression.
- Vapeur moyenne pression.
- Vapeur basse pression.

La vapeur produite dans les grandes chaudières à partir des condensats qui proviennent de circuits vapeurs dans l'unité de production.

* L'unité 1080 : Air comprimé:
L'air atmosphérique est aspiré à travers deux (02) filtres puis comprimé par deux (02) compresseurs.

Une partie de cet air filtré et comprimé est envoyé vers les différentes unités de production et l'autre partie subit un séchage à travers un lit d'alumine peut être utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production.



V-1 Section de préchauffage du brut :

La charge alimente l'installation au moyen de pompe 11-P28/A/B/C (Brut charge Topping) lesquelles aspirent directement de réservoir du brut.

La charge est préchauffée dans l'échangeur 11-E1 (BRUT -2^{ème} coupe) à coté tuyaux aux dépens de la 2^{ème} coupe.

La charge sortant du 11-E1 est subdivisé en 4 ligne parallèle qui aliment du coté tubes, les échangeurs 11E2 D/C, 11-E2 F/E, et 11-E2 H/G respectivement (BRUT/TET DIST.ATM) dans lesquelles elle est préchauffée aux dépens de vapeurs de tête de la colonne 11C-1. La charge sortant de 11-E2 se réunit dans seul courant et entre le 11V1 (FLASH DRUM DE LA CHARGE), ou l'eau et les hydrocarbures les plus légères se vaporisent.

Ces vapeurs sont envoyées directement dans la zone de flash de la colonne atmosphérique 11-C1 au moyen de la soupape de réglage 11-PIC 1V. Le brut contenue dans le 11-V1, pompé par les pompes 11-P1 A/B/C est préchauffé a travers les échangeurs 11-E3A/B (BRUT -3^{ème} coupe), du côté calendre, aux dépens de la 3^{ème} coupe ; 11-E4-A/B (BRUT /RESIDU), du côté calendre ,aux dépens du résidu; 11-E5 (BRUT/P.A SUPERIEUR), du côté tubes aux dépens P.A SUPERIEUR ; 11-E6 B/A (BRUT/P.A INFERIER) côté calendre aux dépens du P.A inférieur.

La charge sortant du train d'échange se divise en deux fluxes, dont chacun se divise en 8 courants qui entrent dans les fours 11-F1B.

Fours : Les fours fournissent la chaleur nécessaire pour chauffer la charge jusqu'à la température nécessaire pour la distillation . Le brut absorbe de la chaleur, dans la zone de convection, et ensuite dans la zone radiante.

Le brut partiellement vaporisé sort à travers une ligne de 32 pouces qui, au moyen d'une ligne de 40 pouces, va à la zone de flash de la colonne atmosphérique 11-C1

V-2 Colonne de distillation atmosphérique:

Le brut est introduit à travers un distributeur à cyclone approprié. Cette colonne contient 52 plateaux et divisée en trois section:

- La zone d'alimentation de zone de flash, comprise entre le 15^{ème} et le 6^{ème} plateau.
- La zone de fractionnement comprise entre le 6^{ème} et le 52^{ème}.
- La zone de «stripping» du résidu, comprise entre le 1^{er} et le 5^{ème} plateau.

Dans la zone de «stripping» a lieu le stripping de résidu par de la vapeur surchauffée à BP. Dans la zone de fractionnement, on prélève le produit de tête (gaz non condensables ; GPL, essence totale) à l'état de vapeur et les trois coupes latérales à l'état liquide (kérosène, gasoil léger, gasoil lourd).

Les plateaux sont de type à clapets, à l'exception des plateaux de soutirages et le retour de chaque pump around.

Pump around:

La distillation atmosphérique est pourvue de deux circulations latérales:

- Pump around inférieure.
- Pump around supérieure.

Le pump around inférieur, prélevé du 12^{ième} plateau au moyen de la 11-P-15A/B, après avoir été refroidi dans le 11-E-20 (1^{ère} coupe rebouilleur), coté tube ,avec le fond de stripper de le 1^{ère} coupe ,dans le 11-E6/B (BRUT/P.A INFERIEUR),retourne à la colonne au-dessus du 14^{ième} plateau.

Le pump around supérieur prélevé du 33^{ième} plateau au moyen de la 11-P14/P16, après avoir été refroidi dans le 11-E5 (BRUT/PUMPAROUND SUPERIEUR),retourne à la colonne au-dessus du 34^{ième} plateau.

V-2-1 Soutirages latéraux:

Les soutirages latéraux, à partir de la partie inférieure de la colonne vers le haut, sont les suivants:

- 3^{ème} coupe (gasoil lourd).
- 2^{ème} coupe (gasoil léger).
- 1^{ème} coupe (kérosène).

a)-3^{ème} coupe (gasoil lourd):

Elle est prélevé du 15^{ème} plateau, va au stripper 11-C-4A qui contient cinq plateaux et le stripper est réalisé par de la vapeur surchauffée à basse pression .après le stripping les vapeurs retournent à la colonne 11-C1sur le 16^{ème} plateau. Le fond du stripper, après l'échange de chaleur à travers les échangeurs 11-E3 A/B du coté tube, dans lesquels il cède de la chaleur au brut, va au drayer 11C4B qui opère sous vide, son fond est pompé par les pompe 11-P13 A/B, refroidi dans les réfrigérant à air 11-EA10 et envoyé au stockage.

b)-2^{ème} coupe (gasoil léger):

Cette coupe ,selon les caractéristiques du produit qu'on veut obtenir ,peut être prélevée du 35^{ème} plateau ou 20^{ème} plateau et va au stripper 11-C3A, ce stripper contient cinq plateau et le stripping est réalisé par de la vapeur surchauffée à basse pression .les vapeurs ,après stripping ,retournent à la colonne 11-C1sur le 36ème plateau .le fond du stripper ,après échange thermique à travers l'échangeur 11-E1 du côté de l'enveloppe où il cède de la chaleur au brut , va au drayer 11-C-3B au système de

vide .le fond de drayer est pompé par la pompe 11P12/P13B ,refroidi dans le réfrigérant à air 11-E9 et envoyé au stockage .

c)-1^{ère} coupe (kérosène):

Cette première coupe est prélevée du 46^{ème} plateau va au stripper 11-C2, ce stripper contient huit plateaux ; le stripping a lieu au moyen du rebouilleur à thermosiphon 11-E20 AVEC LE PUMPAROUND INF2RIEUR. Les vapeurs, après le stripping, retournent à la colonne 11-C1 SUR LE 47^{ème} plateau. Le fond du stripper est pompé par les pompes 11-P10 A/B, refroidi dans l'échangeur 11-E10 A/B du côté des tubes, à travers lesquels il cède de la chaleur à la charge de stabilisation dans le réfrigérant à air 11-EA-8, dans le réfrigèrent à eau 11-E21 et, finalement envoyé au stockage. Il est en outre prévu de pouvoir envoyer la 1^{ère} coupe dans une section de traitement à la soude avec séparateur électrostatique pour réduire l'acidité et éliminer les composés sulfureux pour la production de 46.000 t/an de jet A1.

V-2-2 Produit du fond:

Le résidu de la distillation, après le stripping réalisé par de la vapeur surchauffée à basse pression, est prélevé du fond de la colonne par les pompes 11-P17 A/B et pompé à travers les 11-E12 A/B (rebouilleurs de stabilisation) installés en série, et les 11-E18 (rebouilleurs de splitter dans lesquels la chaleur est récupérée pour le chauffage des fonds de la colonne de la stabilisation et de splitter. Le résidu va réchauffer le brut dans les 11-E4 A/B (BRUT/RESIDU) du côté des tube, la charge de stabilisation et dans les 11-E8 A/B du coté l'enveloppe. Le résidu, refroidi dans les réfrigérants à eau 11-E22 A/B est envoyé au stockage

V-2-3 Produit de la tête :

Les vapeurs de tête sont condensées partiellement dans les quatre tains d'échange en parallèle 11-E2 A/B, 11-E2 C/D, 11-E E/F et 11-E2 G/H (brut /tête dist.atm), du côté de l'enveloppe, en cédant de la chaleur au brut.

Le liquide condensé est séparé dans le 11-V2 (ballon de reflux de la colonne atmosphérique), est pompé par les 11-P2 A/B en tête de la colonne comme reflux. Les vapeurs sortant du 11-V2 se subdivisent en deux courants parallèles qui se condensent ultérieurement dans le réfrigérant 11-E7 A/B et passent dans le 11-V3 (ballon du produit de colonne atmosphérique).

Dans le récipient 11-V3 a lieu la séparation en trois phases : eau, hydrocarbures et gaz non condensés.

La phase liquide des hydrocarbures, indiqué est prélevée par les pompes 11-P3 A/B (charge stabilisation) et envoyée comme charge à la colonne 11-C5 (colonne de stabilisation).

V-3 Section de stabilisation :

Les vapeurs de tête de la colonne atmosphérique contiennent des parties légères de gaz incondensable dont ils sont chassés à la torche. Ce qu'est condensé «essence non stabilisée», dans cette coupe il y a des parties légères qui ont une tension de vapeurs assez élevée et pour la diminuer et respecter les spécifications, on a disposé colonne de stabilisation dont le but d'éliminer les légers qui sont le GPL d'où ils sont envoyé pour la séparation de gaz.

L'essence non stabilisée constituant la charge d'alimentation de la colonne de stabilisation 11-C5 est injectée, soit au-dessus du 19^{ième} plateau, soit au-dessus du 17^{ième} plateau, après chauffage dans les échangeurs 11-E8 A/B du côté tube, 11-E9 du côté calandre. Les vapeurs de tête de la colonne 11-C5 sont condensées dans le réfrigérant à air 11-EA-2 et dans le condenseur à eau 11-E11 et sont recueillies dans le 11-V8 (Ballon de tête stabilisation).

Le liquide, prélevé par les pompes 11-P4 et 11-P5 B est partiellement recyclé à la tête de la colonne, tandis que l'excès de GPL est envoyé à l'installation 30.

La chaleur nécessaire pour le fonctionnement est fournie par le rebouilleur 11-E-12 A/B. Le fond de la colonne est stabilisation est envoyé comme 11- C6 (SPLITTER).

V-4- Section de fractionnement de l'essence stabilisée (colonne splitter) :

L'essence stabilisée entre comme charge dans le splitter, sur le 23^{ème} plateau directement en utilisant la plus basse pression opératoire par rapport à la colonne de stabilisation.

La colonne de SPLITTER, comprenant 36 plateaux, permet d'obtenir par simple distillation avec des intervalles de température bien définie les trois coupes suivantes :

- un produit de tête ; NAPHTA "A" : envoyé au stockage comme il peut être envoyé vers la section déisopentanisation.
- Une coupe latérale; NAPHTA "B" : cette naphta prend trois voies différentes
 - a) Charge magnaforming.
 - b) Pool des essences.
 - c) stockage NAPHTA "B".
- un produit de fond ; NAPHTA "C" : envoyé le stockage.

La chaleur nécessaire pour le fractionnement est fournie par le rebouilleur 11-E18. Le fond du (essence lourde) splitter est prélevé par les pompes 11-P9 A/B, pompé à travers le 11-E9 A/B côté tubes, dans lequel la chaleur est récupérée pour chauffer la charge de stabilisation à travers le réfrigérant à air 11-EA-7, à travers le réfrigérant à eau 11-E-19 et envoyé au stockage.

Le coupe latérale est prélevée du 23^{ème} plateau et pompée à travers le réfrigérant à air 11-EA-6 par les pompes 11-P6 A/B et après un refroidissement ultérieur dans le réfrigérant à eau 11-C6, après

condensation dans le réfrigérant à air 11-EA-3 ET dans le condenseur à eau 11-E26 A/B, sont recueillis dans le 11-V9 (ballon de tête SPLITTER).

Le liquide recueilli dans le 11-V9 est prélevé par les pompes 11-P5 A/B et partiellement recyclé à la tête de la colonne.

VI-1 Vérification du bilan matière :

Afin que le bilan matière soit vérifié il faut que :

Le débit entrant dans la colonne égale à la somme des débits sortants de la colonne.

$$\text{On a : } G_{ch} = G_{NA} + G_{NB} + G_{NC} \dots\dots\dots(13).$$

- $G_{ch} = ?$

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

$$G_{ch} = V_{ch} \cdot \rho^{174} \dots\dots\dots(14).$$

$$\text{Ou : } \rho^{174} = d_4^{174} \cdot 1000 \dots\dots\dots(15).$$

$$d_4^T = d_4^{15} - \alpha (T - 15) \dots\dots\dots(16).$$

$$\text{Ou : } \alpha = 0,00083$$

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

$$d_4^{174} = 0,7217 - 0,00083 (174 - 15) = 0,590$$

$$\text{Ce qui rend } \rho^{174} = 590 \text{ Kg / m}^3$$

Donc :

$G_{ch} = 316830 \text{ Kg/h}$

- $G_{NA} = ?$

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

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

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

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

Donc :

$G_{NA} = 69153 \text{ Kg/h}$

- $G_{NB} = ?$

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

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

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

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

Donc :

$G_{NB} = 172720 \text{ Kg} / \text{h}$

- $G_{NC} = ?$

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

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

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

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

Donc :

$G_{NC} = 74880 \text{ Kg/h}$

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

Débit entrant (Kg/h)	Débits sortants (Kg/h)
$G_{ch} = 316830 \text{ Kg/h}$	$G_{NA} = 69153 \text{ Kg/h}$
	$G_{NB} = 172720 \text{ Kg/h}$
	$G_{NC} = 74880 \text{ Kg/h}$
$\Sigma = 316830 \text{ Kg/h}$	$\Sigma = 316753 \text{ Kg/h}$

Remarque :

On constate une légère différence entre les deux débits.

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

VI-2 Vérification du bilan thermique :

Quantité de la chaleur entrante = Quantité de la chaleur sortante

$$Q_{Ch} + Q_{Reb} + Q_{Ref} = Q_{NA} + Q_{NB} + Q_{NC} \dots\dots\dots(17).$$

Ou :

$$Q_{Ch} = G_{Ch} \cdot H = G_{Ch}^V \cdot H^V + G_{Ch}^L \cdot H^L \dots\dots\dots(18).$$

$d_4^{15} = 0,72$ et $T = 126^\circ \text{C}$ donc $H^V = 143 \text{ Kcal/Kg}$ et $H^L = 69 \text{ Kcal/Kg}$ (D'après les diagrammes des enthalpies Figures n°01-8 dans l'Annexe)

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

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

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

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

$$e = (1-r)$$

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

$$r = (48165 + 74880) / 316830$$

$$r = 0,39$$

$$e = 0,61$$

$$G_{ch}^V = 193266,3 \text{ Kg/h} \quad G_{ch}^L = 123563,7 \text{ Kg/h}$$

$$Q_{Ch} = 193266,3 \cdot 143 + 123563,7 \cdot 69 = 3591563,4 \text{ Kcal/h}$$

$Q_{ch} = 361692976,2 \text{ Kcal/h}$

• Le rebouilleur : $Q_{Reb} = G_{Reb} \cdot \Delta H \cdot \eta \dots\dots\dots(19).$

où $\Delta H = H_E - H_S$

Pour le rendement on le prend = 0,929

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

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

■ $G_{Reb} = ?$

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

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

$$d_4^{330} = 0,9301 - 0,00063(330-15) = 0,741$$

$$d_4^{15} = 0,9301 \Rightarrow \rho^{330} = 741 \text{ Kg/m}^3$$

Donc :

$$G_{\text{Reb}} = 48165 \text{ Kg/h}$$

D'où :

$$Q_{\text{Reb}} = 4238520 \text{ Kcal/h}$$

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

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

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

$$G_{\text{Ref}} = V_{\text{Ref}} \cdot \rho^{44} \text{ où } \rho^{44} = d_4^{44} \cdot 1000$$

$$d_4^{330} = 0,6502 \pm 0,00097(44-15) = 0,622$$

$$d_4^{15} = 0,6502 \Rightarrow \rho^{44} = 622 \text{ Kg/m}^3.$$

Donc :

$$G_{\text{Ref}} = 121290 \text{ Kg/h}$$

D'où :

$$Q_{\text{Ref}} = 2607735 \text{ Kcal/h}$$

- Les vapeurs de tête : $Q_{\text{VT}} = G_{\text{VT}} \cdot H$ $H = 118 \text{ Kcal/Kg}$ pour $(d_4^{15} = 0,6502 \text{ et } T = 57^\circ \text{C})$

$$\text{On sait que : } G_{\text{VT}} = G_{\text{Ref}} + G_{\text{NA}} = 121290 + 69153 = 190443 \text{ Kg/h}$$

$$G_{VT} = 190443 \text{ Kg/h}$$

Donc : $Q_{VT} = 190443 \times 118 = 22.517.645 \text{ Kcal/h}$

$$Q_{VT} = 22472274 \text{ Kcal/h}$$

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

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

$$G_{NB} = 172720 \text{ Kg/h}$$

Donc :

$$Q_{NB} = 11399520 \text{ Kcal/h}$$

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

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

$$G_{NC} = 74880 \text{ Kg/h}$$

Donc :

$$Q_{NC} = 8386560 \text{ Kcal/h}$$

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

Quantités de chaleur entrantes (Kcal/h)	Quantités de chaleur sortantes (Kcal/h)
$Q_{ch} = 361692976,2 \text{ Kcal/h}$	$Q_{VT} = 22472274 \text{ Kcal/h}$
$Q_{Reb} = 4238520 \text{ Kcal/h}$	$Q_{NB} = 11399520 \text{ Kcal/h}$
$Q_{Ref} = 2607735 \text{ Kcal/h}$	$Q_{NC} = 8386560 \text{ Kcal/h}$
$\sum Q = 43009231,2 \text{ Kcal/h}$	$\sum Q = 42258354 \text{ Kcal/h}$

Remarque :

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

VI-3 Détermination du débit pour chaque coupe :

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

Tableau VI.3: mesure des débits actuels.

Suivant instrument	Kg/h	% poids (X')
FRC 54 charge	C6 = 316830	100
FRC59 Naphta A	A = 69153	21,826
FRC 57 Naphta B	B = 172720	54,515
FRC 58 Naphta C	C = 74880	23,634

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

$$\% \text{ poids NA } (X'_{NA}) = 16,92465$$

$$\% \text{ poids NB } (X'_{NB}) = 59,75450$$

$$\% \text{ poids NC } (X'_{NC}) = 23,32084.$$

Donc :

$$\bullet G_{NA} = G_{ch} \cdot X'_{NA} = 316830 \cdot 16,92465 \cdot 10^{-2} \approx 53622 \text{ Kg/h}$$

$$\bullet G_{NB} = G_{ch} \cdot X'_{NB} = 316830 \cdot 59,75450 \cdot 10^{-2} \approx 189320 \text{ Kg/h}$$

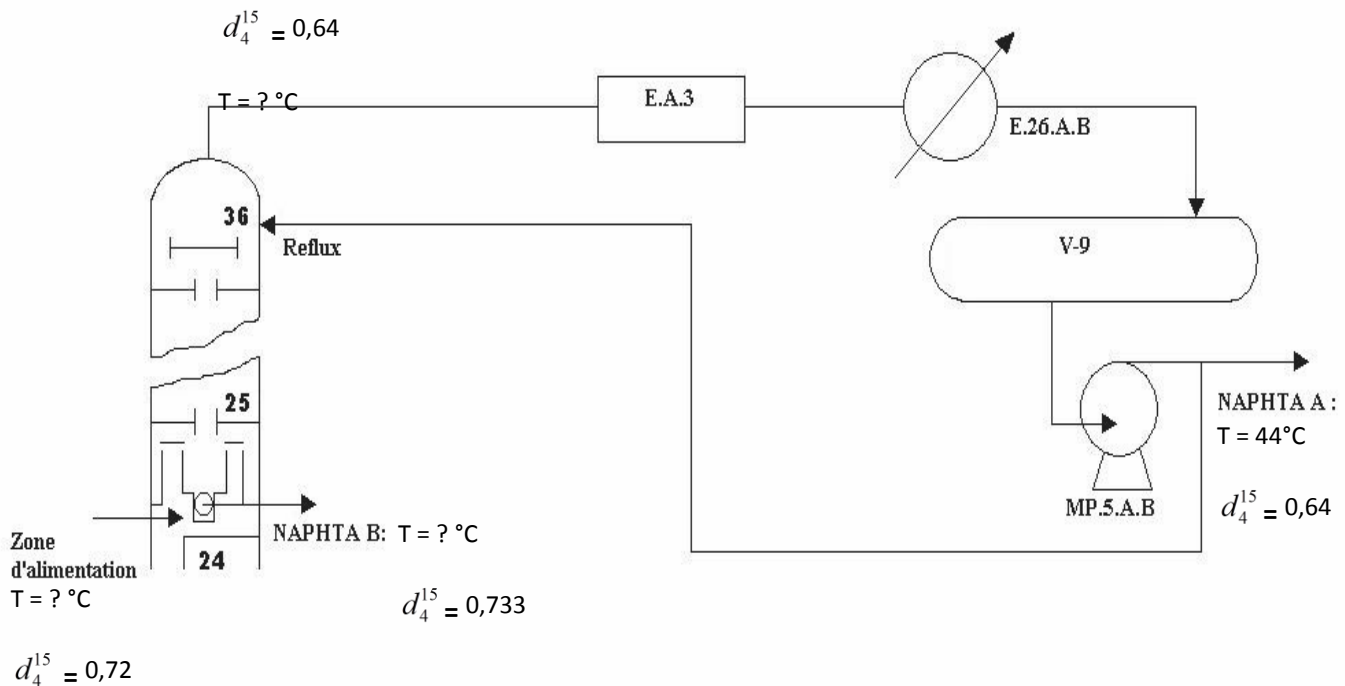
$$\bullet G_{NC} = G_{ch} \cdot X'_{NC} = 316830 \cdot 23,32084 \cdot 10^{-2} \approx 73887 \text{ Kg/h}$$

Et avec ces débits le bilan matière doit être vérifié :

$$G_{ch} = G_{NA} + G_{NB} + G_{NC}$$

$$= 53622 + 189320 + 73887 \approx 316830 \text{ Kg/h.}$$

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.

VI-4 ETUDE DE LA SECTION I :

- Schéma de la section :

VI-4-1 détermination de la température de soutirage de la (NA) :

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

$$\sum \frac{Y'_i}{K_i} = \sum X'_i = 1 \dots\dots\dots(20).$$

On utilisant le nomogramme de « Scheibel & Jenny » (Voir Figure n°01 dans l'annexe), et par approximations successives (itérations), on peut déterminer les valeurs de K_i pour chaque constituant.

Tableau VI.4: Composition massique du produit de tête

Composants	% poids (X_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

VI-4-1-1 calcul de la composition molaire (Y_i) :

$$Y_i = \frac{n_i}{N} \dots\dots\dots(21).$$

$$n_i = \frac{g_i}{M_i} \dots\dots\dots(22).$$

$$g_i = X_i \cdot G \dots\dots\dots(23).$$

Tableau VI.5: Calcul des fractions molaires

Composants	%poids	g_i Kg/h	M . W	n_i Kmol/h	Y_i %
iC_4	0,04	21,45	58	0,36983	0,05
nC_4	0,64	343,18	58	5,91690	0,84
iC_5	17,13	9185,45	72	127,57569	18,05
nC_5	45,54	24419,46	72	339,15917	47,99
C_6	30,87	16553,11	86	192,47802	27,24
CC_5	2,88	1544,31	70	22,06157	3,12
$M.C.C_5$	0,92	493,32	84	5,87285	0,83
CC_6	0,13	69,70	84	0,82976	0,12
C_7	0,21	112,61	100	1,1261	0,16
Bz	1,64	879,40	78	11,27436	1,60
	100,00	53622	M_{moy} =76,2	706,66425	100,00

VI-4-1-2- déterminations de la température de rosé a $P=1,6 \text{ Kg/cm}^2$ abs :

Tableau VI.6: Détermination de la température de rosée à $P = 1,6 \text{ Kg/cm}^2$ 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	-

$\alpha_i = \frac{K_i}{K_B}$ coefficient de volatilité.

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

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

A $T=66^\circ C$, l'équation $\sum X_i = \sum \frac{Y_i}{K_i} = 1$, est vérifié, et delà on peut dire que c'est la température correspondant au point de rosé du produit de tête à $p=1.6 \text{ Kg} / \text{cm}^2 \text{ abs}$. Autrement dit, la température des vapeurs sortantes en tête de colonne c6 est $66^\circ C$.

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

Cette température correspond au point de bulle de la coupe intermédiaire (NB) à une pression de $1.8 \text{ Kg} / \text{cm}^2$ abs, $\sum Y'_i = \sum K_i \cdot X'_i = 1$ (24).

Tableau VI.7: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
NC_7	8,6199
C_8	19,4115
NC_8	11,6377
Aro C_8 (EB + Xyl)	3,6705
C_9	11,2289
NC_9	4,6023
$AroC_9$	0,0945
Bz	1,4348
T	2,5421
C_{10}	0,6412

VI-4-2-1 Calcul de la composition molaire X'_i :

On a : $X_i = \frac{X'_i / M_i}{\sum X'_i / M_i} \dots\dots\dots (25)$

Ou :

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

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

Tableau VI.9: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°C)	Y'_i %	K_i (T = 126°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 .

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

Cette température correspond au point de rosé de la charge d'alimentation à une pression de $1,8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$ où $\sum \frac{Y_i}{K_i} = 1$ (26)

Tableau VI.10: Composition molaire de l'alimentation de la Section I

Composants	n_i Kmol/h	N Kmol/h
iC_4	0,36965	2525,176
nC_4	5,91552	
iC_5	128,66172	
nC_5	343,81402	
CC_5	22,05629	
C_6	382,03671	
$M.C.C_5$	72,002063	
CC_6	82 ,35673	
C_7	393,3828	
NC_7	166,481	
C_8	322,288	
NC_8	196,670	
Aro C_8 (EB + Xyl)	65,540	
C_9	166,041	
NC_9	69,134	
$AroC_9$	1,491	
Bz	46,08867	
T	52,299	
C_{10}	8,548	

VI-4-3-1 Détermination de la température de rosé à $P=1,8 \text{ Kg/cm}^2$ abs :

Tableau VI.11: Détermination de la température de rosée à $P = 1,8 \text{ Kg/cm}^2$ abs

Composants	Y_i %	k_i à 130°C	$X_i = \frac{Y_i}{K_i}$ %	k_i à 133°C	$X_i = \frac{Y_i}{K_i}$ %	α_i
iC_4	0,01	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	15,13	2,4	7,85	2,53	7,45	1,96
Bz	1,83	2	0,92	2,1	0,87	1,63
C_7	15,58	1,24	20,51	1,29	19,71	1
C_8	12,76	0,63	35,90	0,66	34,27	0,51
C_9	06,58	0,34	35,21	0,37	32,35	0,29
C_{10}	0,34	0,18	1,89	0,195	1,74	0,15
/	100,00	/	106,01	/	99,98	/

VI-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).

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

Exemple de calcul :

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

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

$$\alpha_{m(iC_4)} = 13,73$$

Tableau VI.12: Tableau récapitulatif

Composants	Distillat		Résidu		Alimentation		α_m
	X_D	α_D	X_R	α_R	X_A	α_A	
iC_4	0,05	23,68	0,00	10,53	0,01	10,39	13,73
nC_4	0,84	17,98	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	15,13	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	15,58	1	1
C_8	0,00	0,41	31,41	0,51	12,76	0,51	0,47
C_9	0,00	0,11	16,61	0,26	06,58	0,29	0,20
C_{10}	0,00	0,035	0,47	0,13	0,34	0,15	0,09
	100,00	/	99,99	/	100,00		/

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

$$(\text{rfm} + 1) = \left(\frac{\alpha_{CV} \cdot L_{CV} + 1}{\alpha_{CV} - 1} \right) \left(\frac{X_{CV}^d}{L_{CV}} - X_{CL}^d \right) \dots\dots\dots(27-1).$$

$$+ \sum_V \frac{\alpha_V}{\alpha_V - 1} (X_V^d - L_V \cdot X_{CL}^d) \dots \dots \dots (27-2).$$

$$+ \sum_L \frac{\alpha_L}{\alpha_{CV} - \alpha_L} \left(\frac{X_{CV}^d}{L_L} - X_L^d \right) \dots \dots \dots (27-3).$$

N.B :

Le premier terme du second membre correspond à la valeur (rfm + 1) du binaire formé par les deux constituants clés CV et CL ; les deux autres termes sont les corrections apportées pour tenir compte des constituants volatils V et lourds L.

Les constituants intermédiaires sont classés rubriques V ou L en fonction de l'apport de leur volatilité à celle des constituants clés.

Tableau VI.13: 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	15,13	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	15,58	1	-----
L	C_8	0,00	31,41	12,76	0,47	$L_L = \frac{X_{CV}^A}{X_L^A}$
L	C_9	0,00	16,61	06,580	0,20	
L	C_{10}	0,00	0,47	0,34	0,09	

- V : volatils.

VI-4-5-1- Calcul de "L" :

$$(iC_4) \longrightarrow L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CV}^A} = \frac{0,01}{13,73 \times 5,10} = 1,43 \times 10^{-4}$$

$$(nC_4) \longrightarrow L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CV}^A} = \frac{0,23}{10,68 \times 5,10} = 0,42 \times 10^{-2}$$

$$(iC_5) \longrightarrow L_{CV} = \frac{X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_{CL}^A} = \frac{5,10}{5,55 \times 15,58} = 5,90 \times 10^{-2}$$

$$({}^nC_5) \longrightarrow L_V = \frac{X_V^A}{\alpha_V \cdot X_{CL}^A} = \frac{13,62}{4,72 \times 15,58} = 18,52 \times 10^{-2}$$

$$(C_6) \longrightarrow L_L = \frac{\alpha_L \cdot X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_L^A} = \frac{2,14 \times 5,10}{5,55 \times 15,13} = 13,00 \times 10^{-2}$$

$$(Bz) \quad \longrightarrow \mathbf{I}_L = \frac{\alpha_L \cdot X_{CV}^A}{\alpha_{CV} \cdot X_L^A} = \frac{1,78 \times 5,10}{5,55 \times 1,83} = 89,381 \times 10^{-2}$$

$$C_8 \longrightarrow L_L = \frac{X_{CV}^A}{X_L^A} = \frac{5,10}{12,76} = 39,97 \times 10^{-2}$$

$$C_9 \longrightarrow L_L = \frac{X_{CV}^A}{X_L^A} = \frac{5,10}{06,58} = 77,51 \times 10^{-2}$$

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

Ce qui rend :

$$(27-1) = \left(\frac{\alpha_{CV} \cdot L_{CV} + 1}{\alpha_{CV} - 1} \right) \cdot \left(\frac{X_{CV}^d}{L_{CV}} - X_{CL}^d \right)$$

$$= \left(\frac{5,55 \times 5,90 \times 10^{-2} + 1}{5,55 - 1} \right) \left(\frac{18,05}{5,90 \times 10^{-2}} - 0,28 \right) \times 10^{-2} = 89,17 \times 10^{-2}$$

$$(27-2) \times 10^{+2} = \sum_v \frac{\alpha_v}{\alpha_v - 1} (X_v^d - L_v \cdot X_{CL}^d)$$

$$= \frac{13,73}{13,73 - 1} (0,05 - 1,43 \times 10^{-4} \times 0,28) + \frac{10,68}{10,68 - 1} (0,84 - 0,42 \times 10^{-2} \times 0,28) \\ + \frac{4,72}{4,72 - 1} (47,99 - 18,52 \times 10^{-2} \times 0,28) = 61,801$$

$$(27-3) = \sum_L \frac{\alpha_L}{\alpha_{CV} - \alpha_L} \left(\frac{X_{CV}^d}{L_L} - X_L^d \right)$$

$$= \frac{2,14}{5,55 - 2,14} \left(\frac{18,05}{13 \times 10^{-2}} - 31,19 \right) + \frac{1,78}{5,55 - 1,78} \left(\frac{18,05}{89,381 \times 10^{-2}} - 1,6 \right) \\ + \frac{0,47}{5,55 - 0,47} \left(\frac{18,05}{39,97 \times 10^{-2}} \right) + \frac{0,2}{5,55 - 0,2} \left(\frac{18,05}{77,51 \times 10^{-2}} \right) \\ + \frac{0,09}{5,55 - 0,09} \left(\frac{18,05}{15} \right) = 81,79$$

$$(27-1) + (27-2) + (27-3) = (rfm + 1)$$

$$= 89,17 \times 10^{-2} + 61,801 \times 10^{-2} + 81,79 \times 10^{-2} \\ = 232,766 \times 10^{-2}$$

Le taux de reflux minimum :

$rfm = 1,32766$

On prend $Rf = 1,5 \ rfm$

$$Rf = 1,5 \ rfm = 1,5 \cdot 1,32766 = 1,99149$$

D'où le taux de reflux nécessaire est de

$R_f = 1,99149$

Pour un débit de soutirage de produit de tête (Naphta A) égal à 53622 Kg/h , il faudrait avoir un débit de reflux égal à :

$$G_{Rf} = 53622 \cdot 1,99149 = 106787,6768 \text{ Kg/h.}$$

$$G_{Rf} = 106787,6768 \text{ Kg/h}$$

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

$$G_{VT} = G_{NA} + G_{Rf} = 53622 + 106787,6768 = 160409,6768 \text{ kg/h.}$$

$$G_{VT} = 160409,6768 \text{ Kg/h}$$

VI-4-6 Détermination du nombre de plateau de la section I :

Gilliland propose une corrélation empirique unique entre le taux de reflux et le nombre d'étages théorique pour les colonnes distillant des mélanges d'hydrocarbures légers .Si N_m est le nombre minimal d'étages théoriques à reflux total , 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 fractions :

$$\phi(N) = \frac{N - N_m}{N + 1} \dots\dots\dots(28).$$

$$\phi(rf) = \frac{R_f - rfm}{Rf + 1} \dots\dots\dots(29).$$

$$\text{On a : } = \frac{1,99149 - 1,32766}{1,99149 + 1} = 0,222$$

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

$$\phi(N) = \frac{N - N_m}{N + 1} = 0,43$$

VI-4-6-1 calcul de N_m (nombre minimal d'étages) à reflux total :

$$Nm = \frac{\log\left(\frac{X_{CV}^d}{X_{CV}^R}\right)\left(\frac{X_{CL}^R}{X_{CK}^d}\right)}{\log \alpha_{CV}} = \frac{\log\left(\frac{18,05}{0,06}\right)\left(\frac{35,2}{0,28}\right)}{\log 5,55} = 6,15$$

$$\longrightarrow N = \frac{N_m + 0,43}{1 - 0,43} = 11,543 \quad \longrightarrow N \approx 12 \text{ Plateaux}$$

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

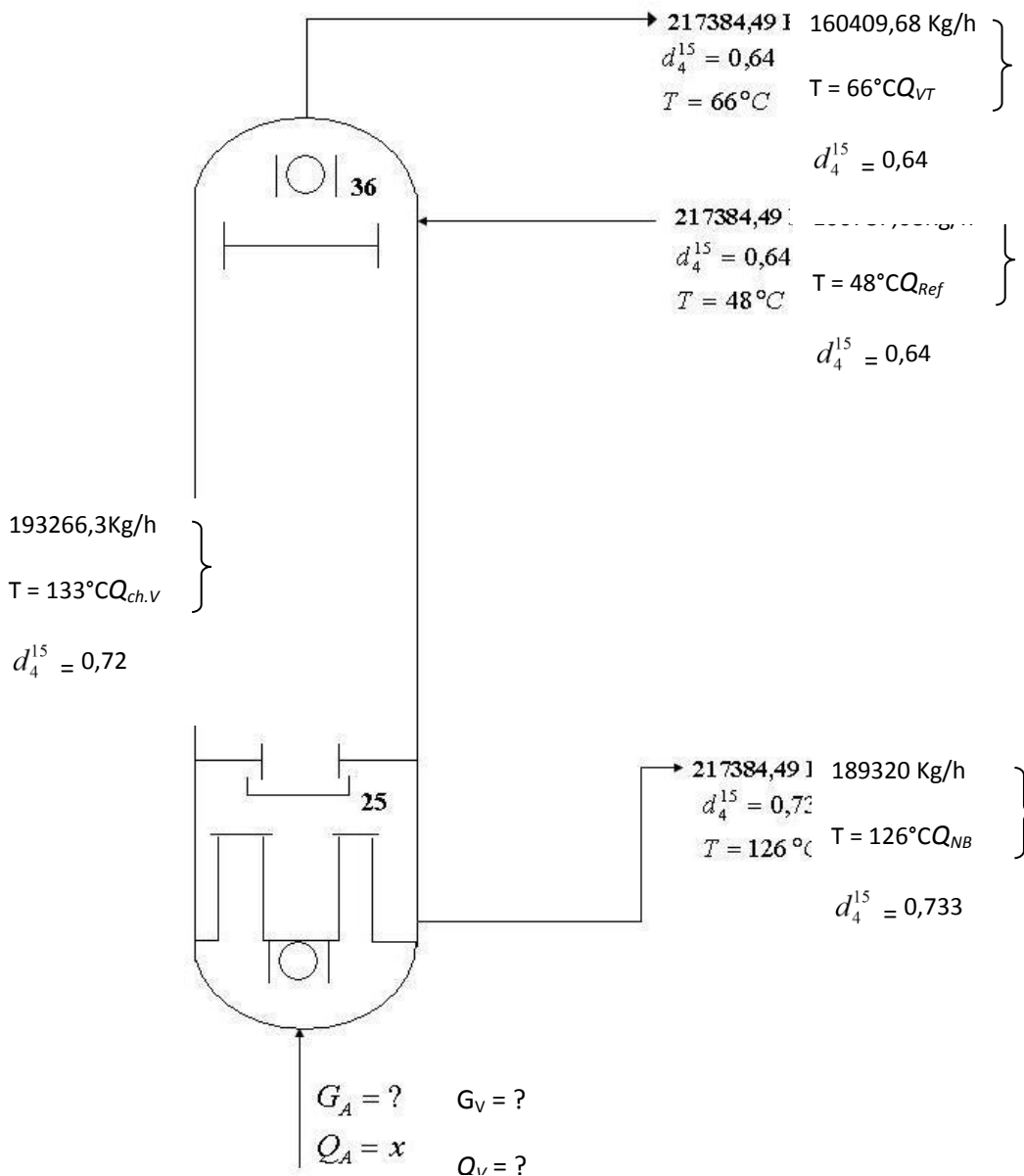
La température sera déterminée à la pression de 1,25 Kg/cm² abs, par approximation successive selon l'équation de l'isotherme en phase liquide :

Tableau VI.14: Détermination de la température de bulles à P = 1,25 Kg/cm² 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°C , $\sum Y_i = \sum K_i \cdot X_i = 1$, alors que c'est la température correspondant au point de bulle du produit de tête et avec laquelle le reflux froid entre dans la colonne.

VI-4-8 Détermination de la quantité de chaleur amenée par la charge vapeur à la section I :



VI-4-8-1 Bilan matière :

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

$$G_V = 160409,6768 + 189320 - 106787,6768 = 242942 \text{ Kg/h.}$$

$$G_V = 242942 \text{ Kg/h}$$

VI-4-8-2 Bilan thermique :

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

- $Q_{VT} = H.G_{VT}$ où :

$$G_{VT} = 106787,6768 \text{ Kg/h.}$$

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

$$\text{D'où } Q_{VT} = 120.106787,6768 = 12814521,22 \text{ Kcal / h}$$

$Q_{VT} = 12814521 \text{ Kcal/h}$

- $Q_{Rf} = H.G_{Rf}$ où :

$$G_{Rf} = 160409,6768 \text{ Kg / h}$$

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

$$\text{D'où : } Q_{Rf} = 27.160409,6768 = 4331061,27 \text{ Kcal / h}$$

$Q_{Rf} = 4331061,27 \text{ Kcal/h}$

- $Q_{NB} = H.G_{NB}$ où :

$$G_{NB} = 189320 \text{ Kg / h}$$

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

$$\text{D'où : } Q_{NB} = 67.189320 = 12684440 \text{ Kcal / h}$$

Faisant le bilan thermique ;

$$Q_V + 4331061,27 = 12814521,22 + 12684440$$

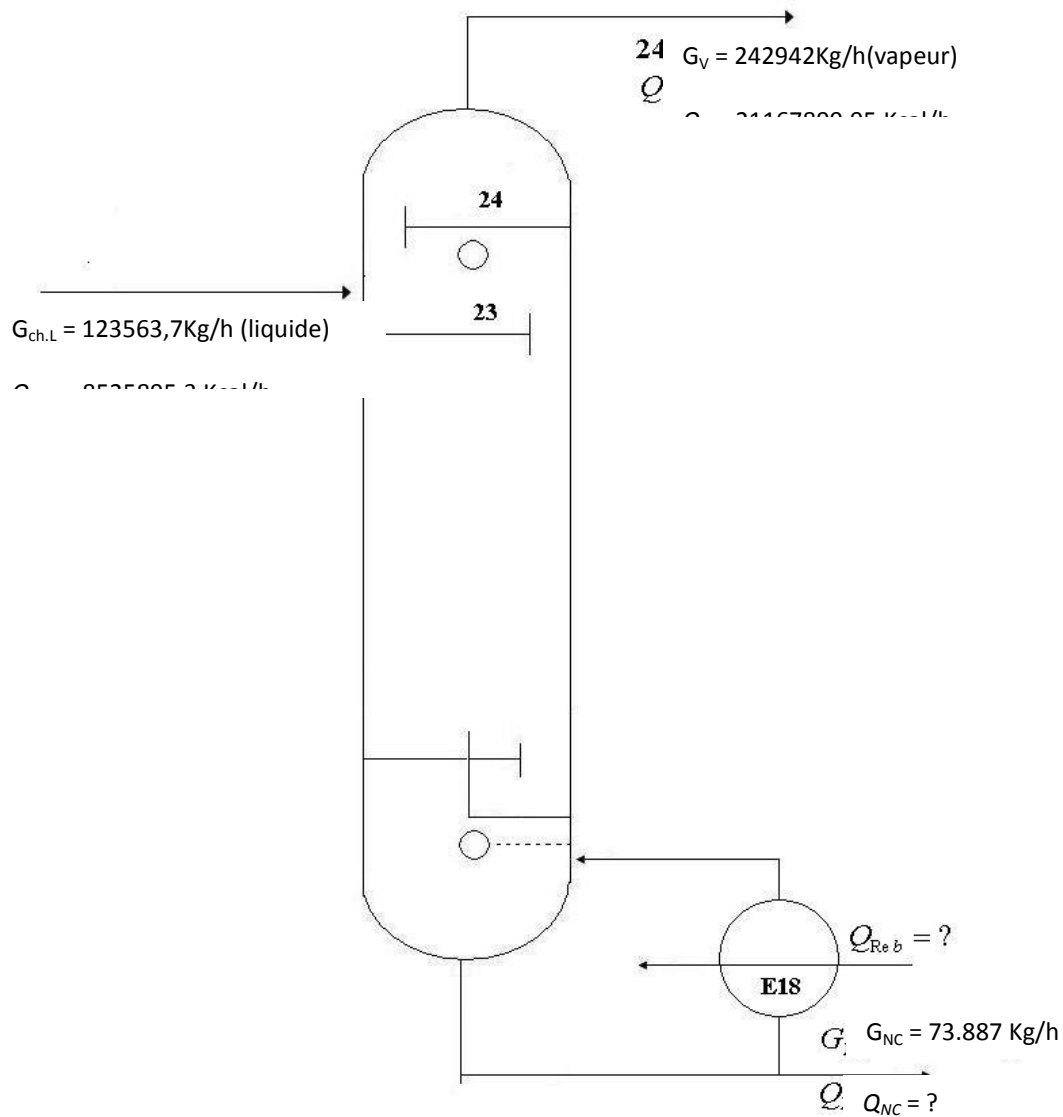
Donc:

$Q_V = 21167899,95 \text{ Kcal/h}$

$$Q_V = 25498961,22 - 4331061,27 = 21167899,95 \text{ Kcal} / h$$

VI-5 ETUDE DE LA SECTION II

- Schéma :



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

VI-5-1- Détermination de la quantité de chaleur fournie au fond de colonne :

Appliquant de bilan énergétique (thermique) pour cette section :

$$Q_L + Q_{Reb} = Q_V + Q_{NC}$$

- $Q_{Ch} = Q_L + Q_V$

- $Q_L = Q_{Ch} - Q_V$
- $Q_L = 7070204,2 \text{ Kcal} / h$
- $G_L = 102466,7275 \text{ Kg} / h$
- $Q_V = 29092772 \text{ Kcal} / h$
- $Q_{NC} = G_{NC} \cdot H$
- $G_{NC} = 73887 \text{ Kg} / h$

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

Donc : $Q_{NC} = 73887 \cdot 110 = 8127570 \text{ Kcal} / h$

$Q_{NC} = 8127570 \text{ Kcal/h}$

Ce qui rend :

$$Q_{Reb} + 7070204,2 = 29092772 + 8127570$$

D'où : $Q_{Reb} = 42471081,57 - 35919563$

$Q_{Reb} = 30150137,8 \text{ Kcal/h}$

Remarque

Suivant les nouveaux paramètres de marche du splitter, on trouve que la quantité de chaleur nécessaire pour le fond de colonne est **de 30150137,8 Kcal/h**, par contre la quantité fournie actuellement est de **3856282,71 Kcal/h** Pour combler ce manque de chaleur, il nous faut un débit de fluide chauffant (résidu) plus élevé que celui actuel.

VI-5-2 calcul du débit de résidu nécessaire pour réaliser les 30150137,8 Kcal/h :

En maintenant la même variation de l'enthalpie du résidu à travers les rebouilleur E-18, $\Delta H = 88 \text{ Kcal/Kg}$

Soit un débit de :

$$G_{\text{Rest}} = \frac{Q_{\text{Reb}}}{\Delta H} = \frac{30150137,8}{88} = 342615,2 \text{ Kg} / h$$

$$\longrightarrow V_{\text{Rest}} = \frac{G_{\text{Rest}}}{\rho^{330}} = \frac{342615,2}{725,7} \approx 472 \text{ m}^3 / h$$

$V_{\text{Reb.sp}} = 472 \text{ m}^3/\text{h}$
--

Conclusion Générale

D'après les études et les calculs réalisés, on peut conclure que la colonne splitter nécessite donc des paramètres de marche à rectifier par apport à la marche réelle, ceci est facilement réalisable surtout pour les variables opératoires à savoir P et T.

Avec les nouvelles conditions de marche qu'on a déterminées, on peut donc : assurer le fractionnement garanti des essences, donner une charge au reformage catalytique, riche en précurseurs d'aromatiques et avec un débit élevé que l'on considère comme solution quantitative.

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.

Afin de fournir plus de chaleur au fond de la colonne splitter, récupérer le maximum des produits de la NAPHTA.B entraînés dans la NAPHTA C, et suivant le bilan thermique fait avec les nouveaux paramètres de marche, nous avons proposé l'installation d'un deuxième rebouilleur, similaire à celui existant pour éviter tout problème de régulation.

Bibliographie

- [1] J.-P. WAUQUIER : procédés de séparation, Tom 2, Edition Technip 1998, p 240-260
- [2] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 41 – 45.
- [3] cours de pétrole brut : faculté génie des procédés et hydrocarbure. Université Hamma Lakhdar, El-Oued 2015-2016 groupes 2011-2012.
- [4] J.P.WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 1, Edition TECHNIP 1994 – Paris, p 3 – 13.
- [5] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 281 – 288.
- [6] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 408.
- [7] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 290 – 338.
- [8] E. Koller : Aide-mémoire génie chimique, Troisième édition dunod , Paris 2009. P : 425- 431.
- [9] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 6 – 7.
- [10] 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.
- [11] G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000, p 6.
- [12] J.P.WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 2, Procédés de Séparation, Edition TECHNIP 1998, Paris, p 223 – 228.
- [13] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 532.
- [14] G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000, p 1.
- [15] Manuel opératoire de l'Unité de Topping U11 (M-PROD-2), NAFTEC, Raffinerie de Skikda, 2016.

Les Annex

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

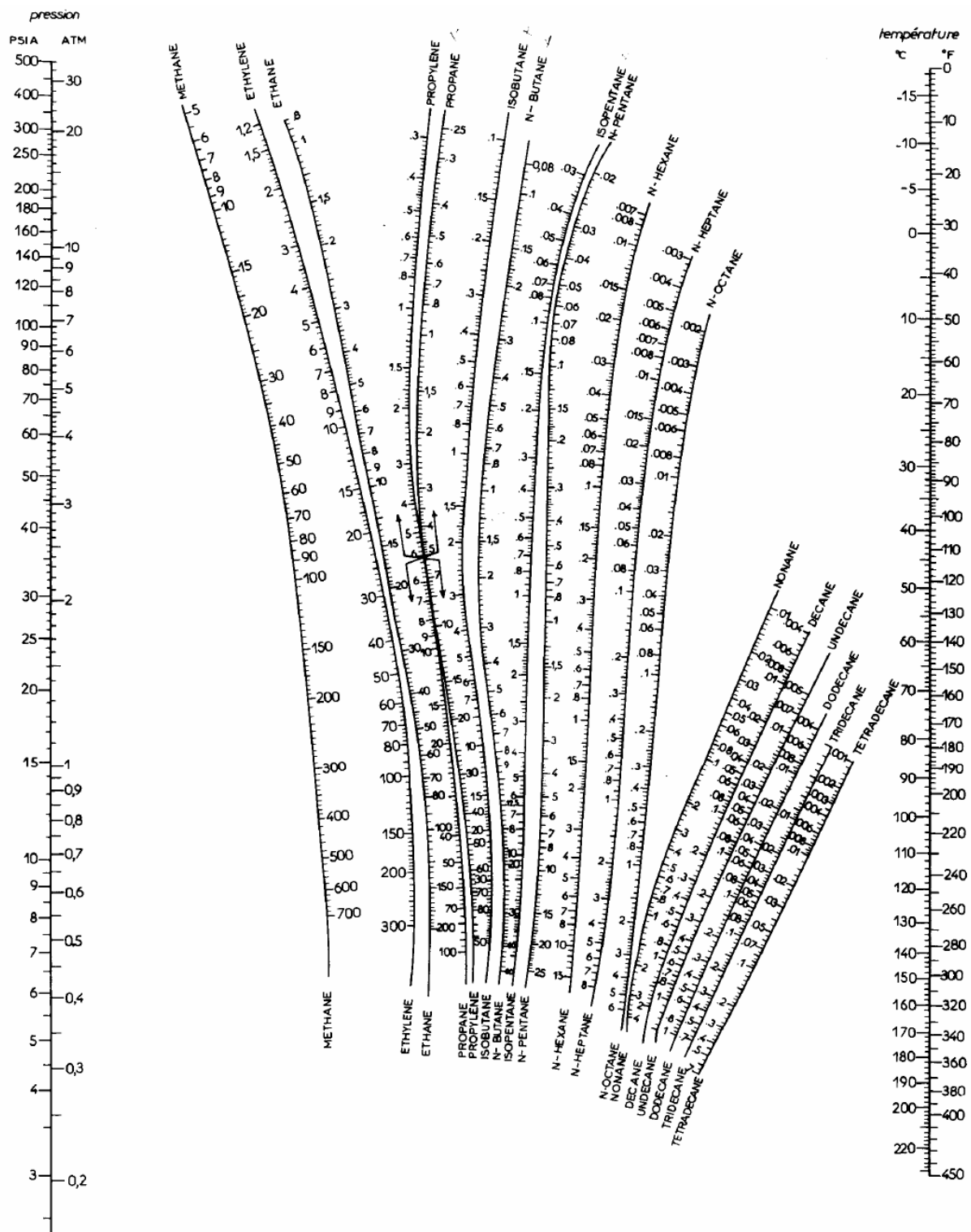


Fig n°01 : Nomogramme des coefficients d'équilibre (K_i) des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)

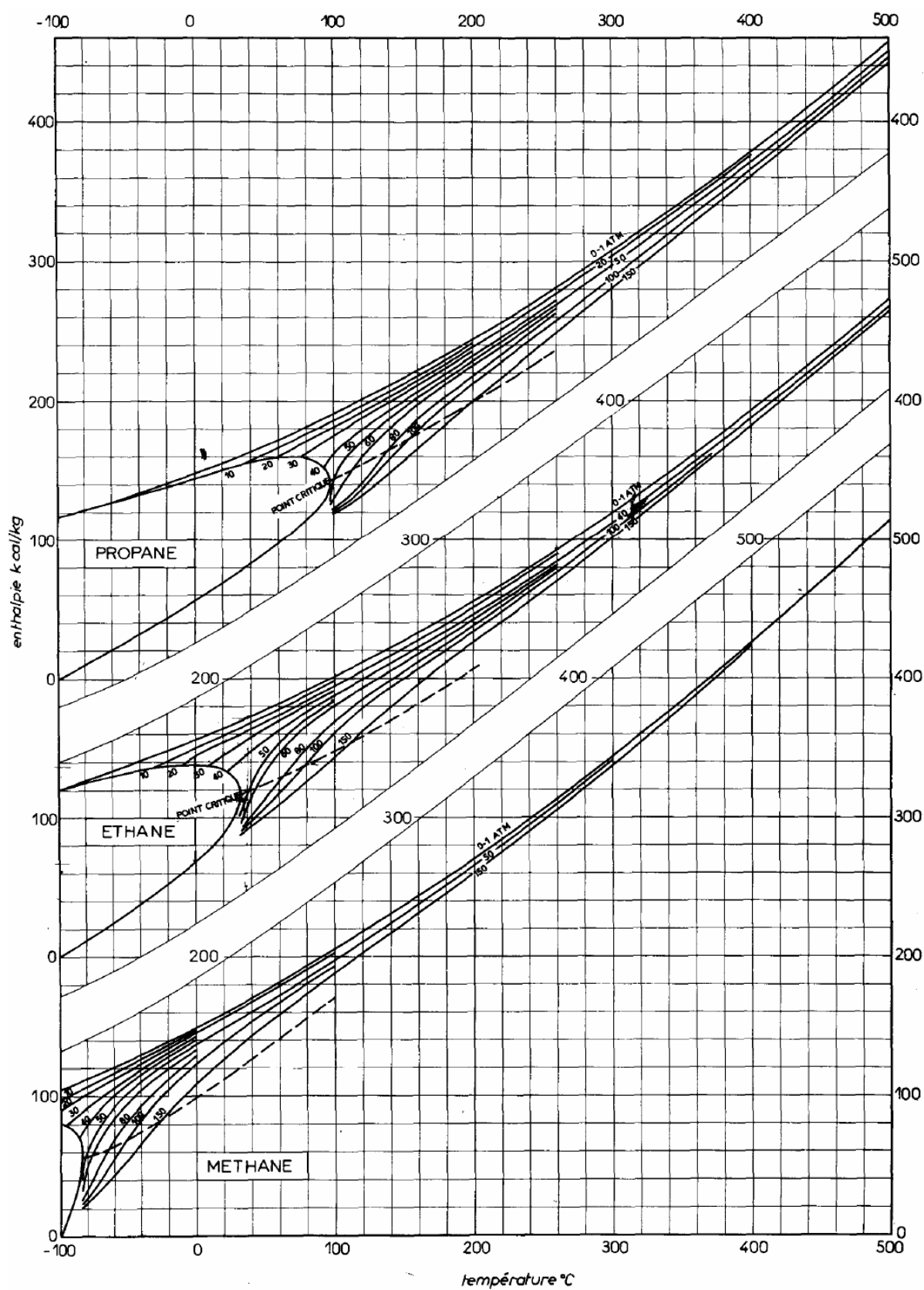


Fig n°02 : Enthalpies du Méthane, du l'Ethane et du Propane

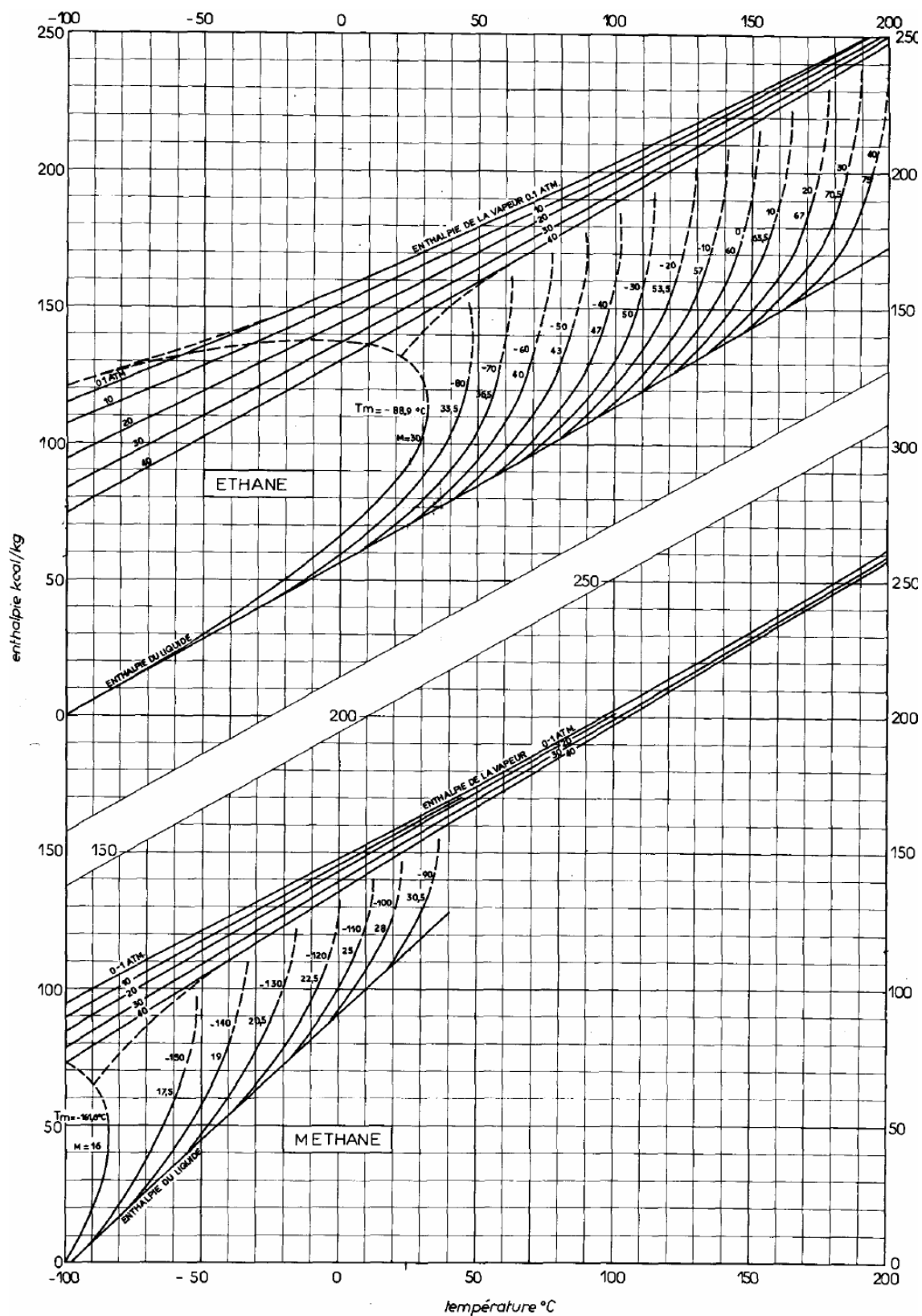


Fig n°03 : Enthalpies du Méthane et de l'Ethane dans les mélanges d'hydrocarbures



Fig n°04 : Enthalpies de iso-Butane, de n-Butane et de l'iso-Pentane

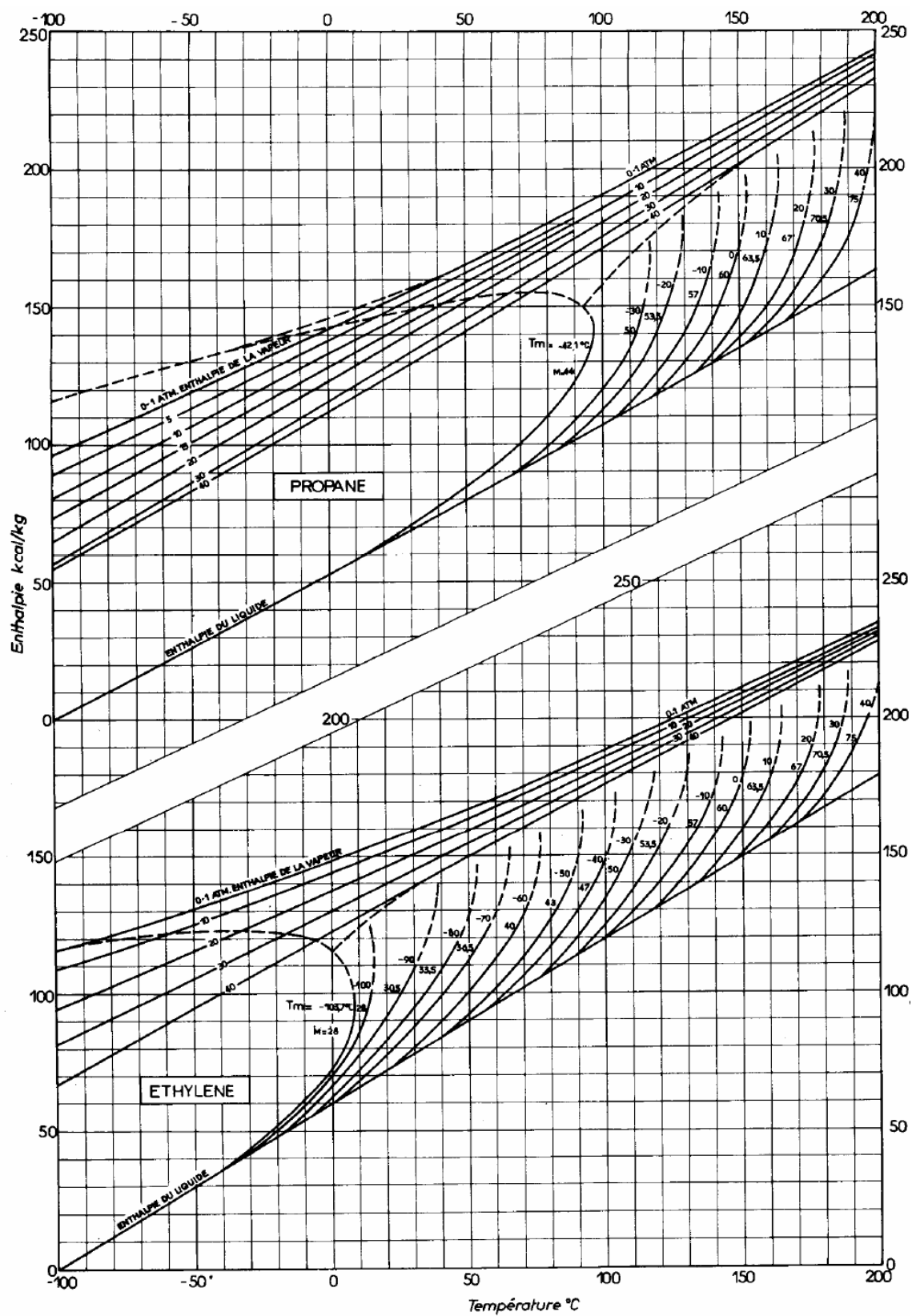


Fig n°05 : Enthalpies du l'Ethylène et du Propane dans les mélanges d'hydrocarbures

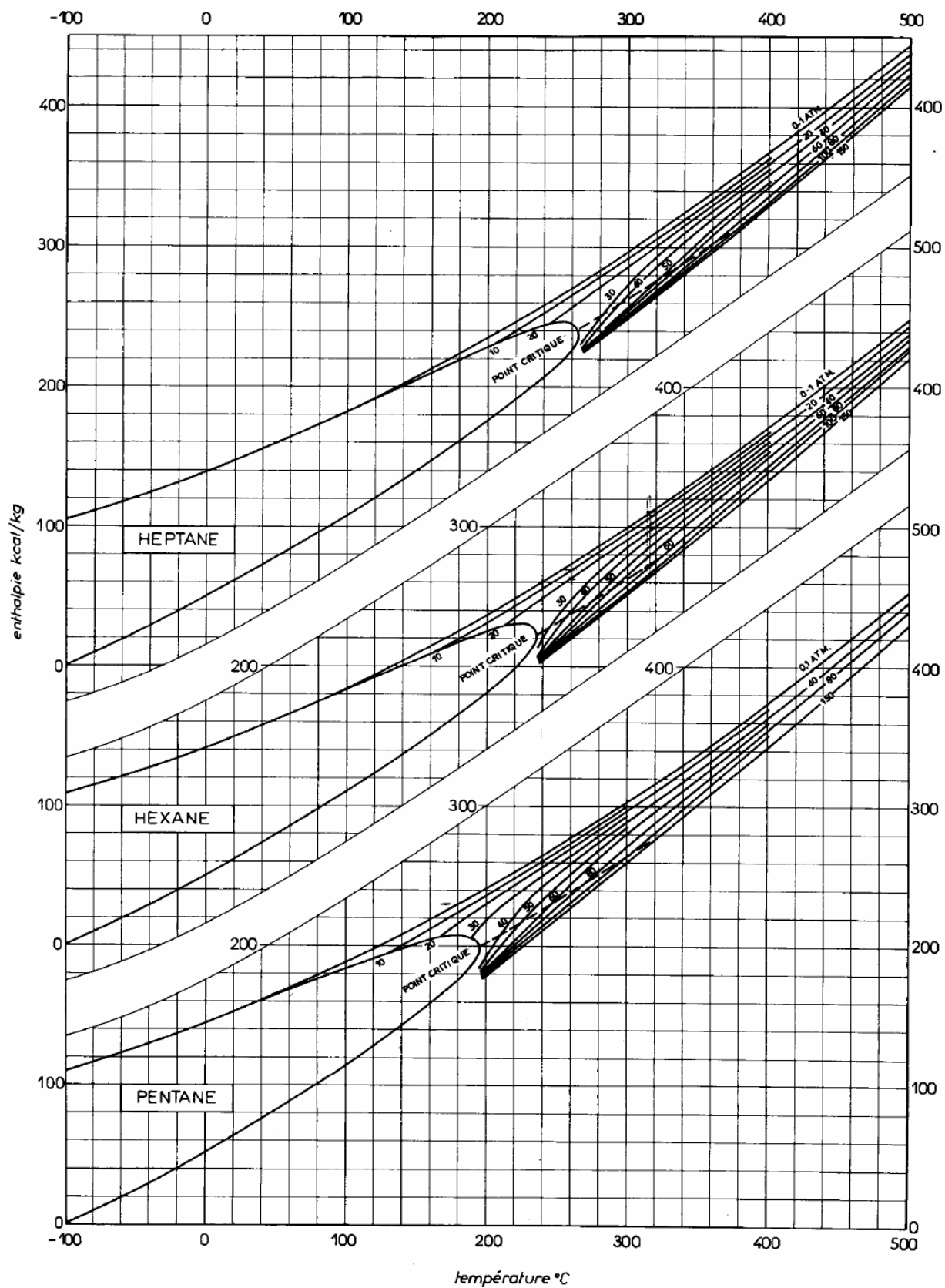


Fig n°6 : Enthalpies du Pentane, de l'Hexane et de l'Heptane

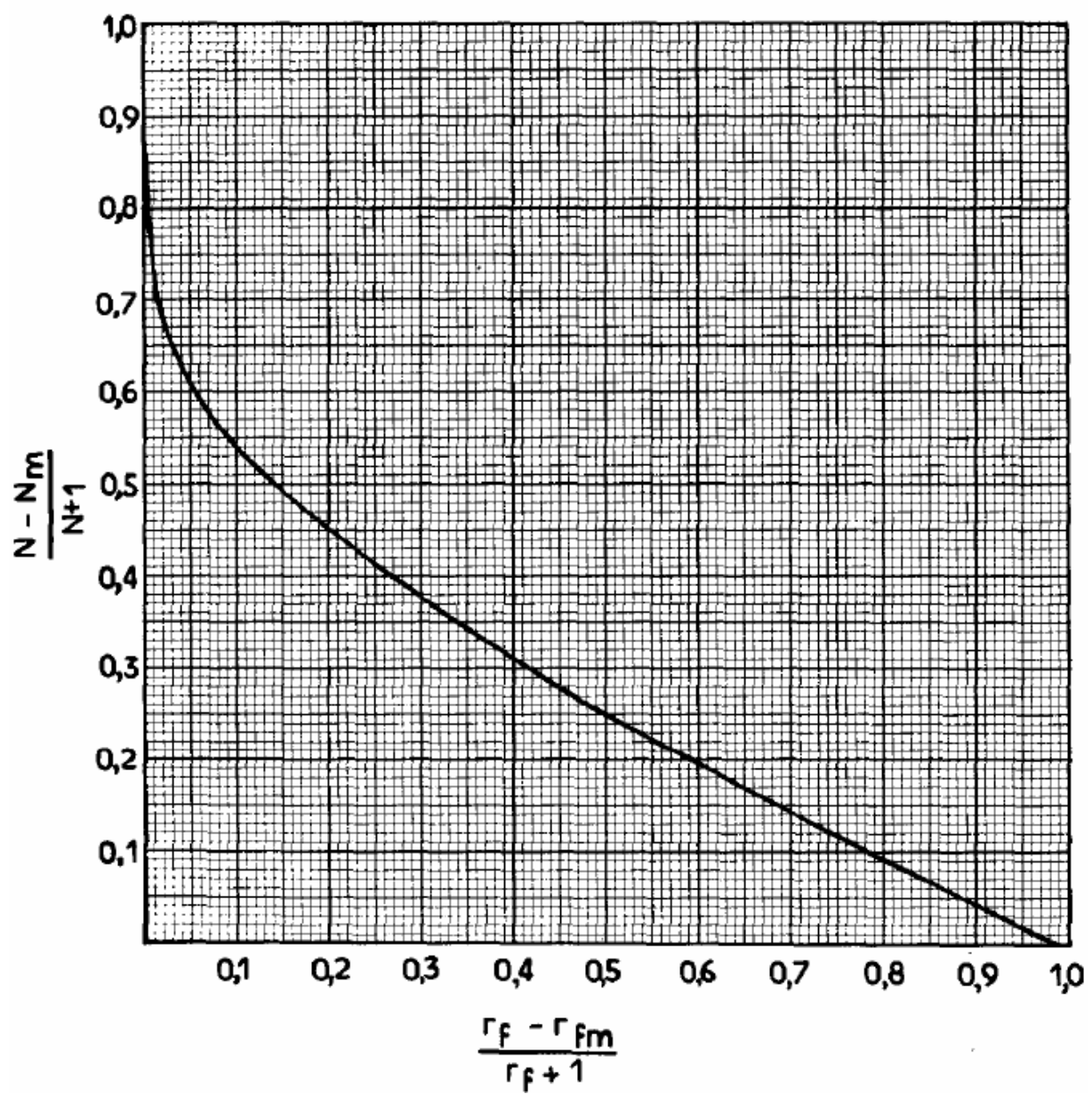


Fig n°7 : Nombre d'étages théoriques N en fonction du taux de reflux R_f dans la distillation des mélanges complexes (Gilliland)

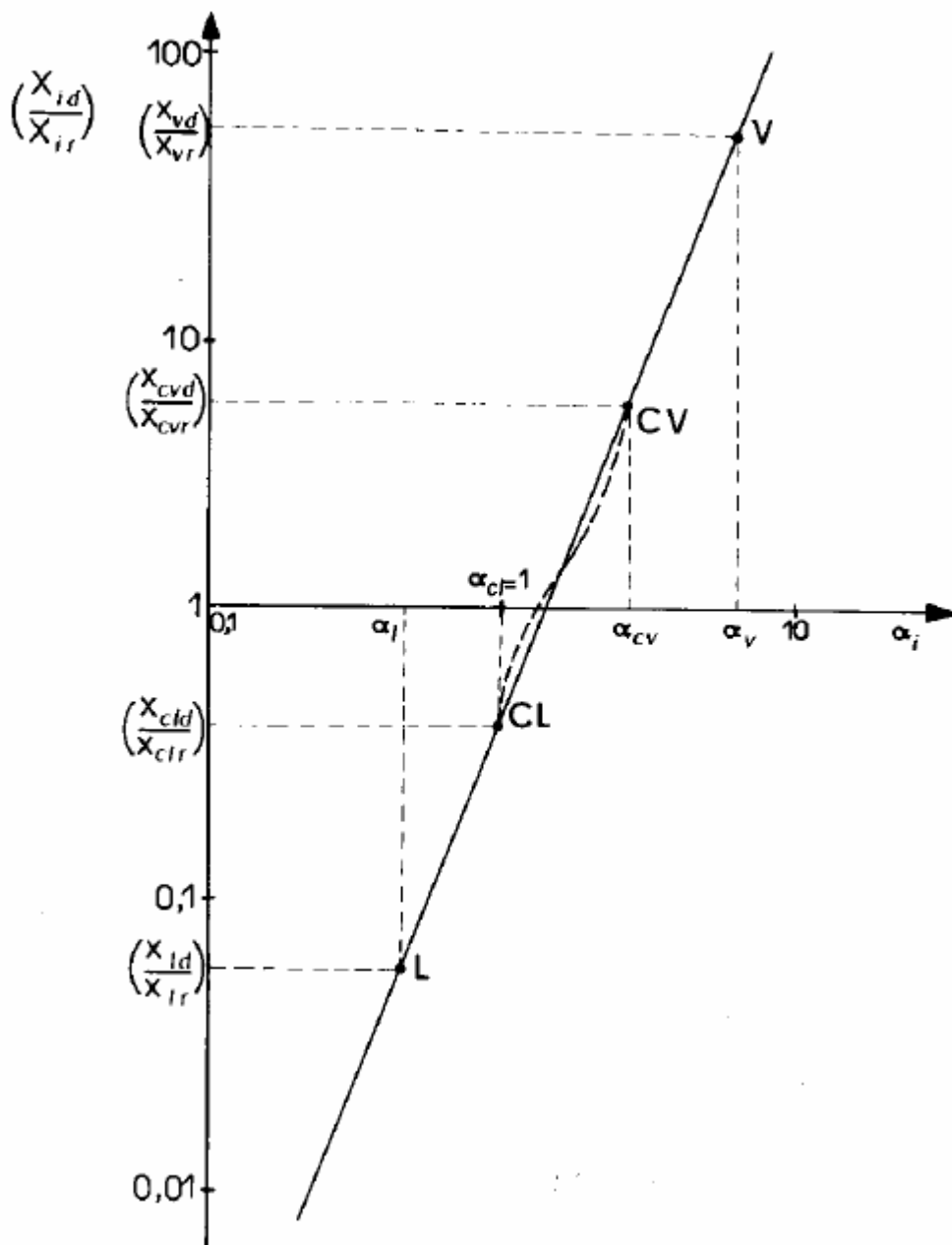


Fig n°8 : Distribution des constituants à reflux total (Maxwell)

RESUME :

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 disfonctionnement 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-CLE :Hydrocarbures aromatiques, Topping, essence stabilisée, naphta B, splitter.

الملخص :

بسبب زيادة الطلب على إنتاج المواد المُصنَّعة والمرتكزة على المحروقات العطرية, فإنَّ المستخلص (الفاصل) نفطا الأوسط يكون ضروريا لاحتواء تكسيرات عطرية كبيرة. في وحدة التغليف في مُنشأة التكرير بسكيكدة (RAIK), نفطا الأوسط المسمى نفطا ب هو مستخلص من العمود الفاصل (Splitter) الذي يفصل البنزين المُنبَّت في ثلاثة مستخلصات : نفطا - أ-, نفطا - ب-, نفطا - س-. وفي الواقع, فإنَّ سوء عمل الفاصل يُترجَمُ بنوعية سيئة للمستخلص الأوسط. في هذه الدراسة سنحاول تعريف العوامل المؤدية إلى سوء عمل الفاصل وتحديد الظروف الجديدة لعمله. وهذا يهدف إلى تحسين المردود عمل المركب العطري في الفاصل الأوسط (نفطا ب), وذلك بالقيام أولاً بالتحقق من النتائج ومقارنتها بتلك المرجوة من طرف المُصنِّم. ثم نقترح وضع بالون فلاش, وذلك لتحسين توزيع شحنات الأطباق وتحسين الفصل بين المستخلصات (أ) و (ب) مع تقسيم الفاصل إلى مقطعين.

بتعيين العوامل العملية الجديدة والتحقق من النتائج, استطعنا أن نحصل على التركيز الكمي الأمثل من المركب

العطري في نفطا (ب). لكنَّ التحسين النوعي بالنسبة لمتطلبات التحويل التحفيزي يبقى ممكناً.

كلمات مفاتيح:

المحروقات العطرية, التغليف, البنزين المُنبَّت, نفطا (ب), فاصل.