



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



UNIVERSITE D'EL-OUED

FACULTE DES SCIENCES ET TECHNOLOGIE

Mémoire de fin d'étude

Présenté pour l'obtention du diplôme de

MASTER ACADEMIQUE

Domaine : Sciences et techniques

Filière : Hydrocarbures et Chimie

Spécialité : Raffinage et Pétrochimie

Présenté par :

Hassan abdallah

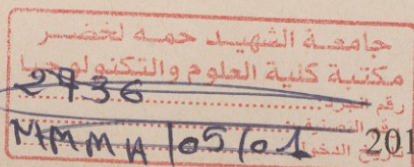
Hechifa mohammed

Thème

Vérification de faisabilité d'augmentation
de la capacité de traitement de topping par
le remplacement du ballon de flash par une
colonne pré distillation

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

Mr. Ammar	BEN MYA	MA-A-	Université d'ELOUED	Président
Mr. Nouredine	ROUAHNA	MA-A-	Université d'ELOUED	Examineur
Mr. Issam	Boudouh	MA-A-	Université d'ELOUED	Examineur
Mr. Abdelmalek	ATIA	MA-B-	Université d'ELOUED	Rapporteur



Résumé

L'augmentation de la capacité de traitement de l'unité de distillation atmosphérique fait apparaître des perturbations au niveau de la colonne principale, ces perturbations sont liées étroitement au phénomène d'engorgement caractérisé physiquement par :

- L'augmentation des températures au niveau des plateaux de soutirage notamment les plateaux de solvant lourd qui augmentent de 6 à 10 °C.
- Augmentation des points finaux du solvant léger et solvant lourd qui atteignent respectivement 150 °C et 180 °C.
- Augmentation de la pression de la zone de flash.
- Dégradation de la qualité de fractionnement des vapeurs de tête.

Dans le but d'augmenter la capacité annuelle de l'unité topping de 15%, tout en évitant les anomalies citées précédemment, nous avons réalisé le calcul pour le remplacement du ballon de flash par une colonne de prédistillation puis fixé les paramètres de marche de cette dernière.

Mots clés : distillation atmosphérique , colonne de prédistillation , phénomène d'engorgement , Raffinerie d'Alger.

Abstract

The increase in the processing capacity of the atmospheric distillation unit revealed disturbances in the main column, these disturbances are closely related to the phenomenon of congestion physically characterized by :

- Increase the temperature of the level trays layers especially heavy layers of solvent, which increased from 6 to 10 °C
- Increased end points of light and heavy solvent reached 150 °C and 180 °C.
- Increased pressure flash zone.
- Degradation in the quality of splitting overheads.

In order to increase the annual capacity of the unit topping 15%, all while avoiding the anomalies mentioned above, we carried out the calculation for the replacement of the ball of flash by column before distillation then set the parameters for walking thereof.

Keywords: atmospheric distillation ,column before distillation , clogging phenomenon, Algiers Refinery.

ملخص

الزيادة في قدرة معالجة وحدة التقطير الجوي تؤدي إلى ظهور الاضطرابات على مستوى العمود الأساسي, هذه الاضطرابات مرتبطة بشدة بظاهرة الاختناق محددة فيزيائيا ب :

- زيادة درجات الحرارة على مستوى طبقات الصواني خصوصا طبقات المذيبات الثقيلة التي تزداد من 6 إلى 10 م°.
- زيادة النقاط النهائية للمذيبات الخفيفة والمذيبات الثقيلة التي تبلغ على التوالي 150 م° و 180 م°.
- زيادة ضغط منطقة فلاش (zone de flash).
- تدهور نوعية تجزئة الأبخرة العلوية .

لهدف زيادة القدرة السنوية لوحدة الإضافة (l'unité topping) إلى 15% وكل هذا تفاديا للاضطرابات المسماة سابقا, حققنا الحساب لتبديل عمود فلاش (ballon de flash) بعمود ما قبل التقطير ثم تثبيت التعديلات السائرة في هذه الأخيرة .

الكلمات المفتاحية : التقطير الجوي, عمود ما قبل التقطير , ظاهرة الاختناق , معمل التكرير في الجزائر .

Table des matières

	Résumé	I
	Remerciement	
	Dédicace	
	Sommaire	II
	Liste des Figures	III
	Liste des Tableaux	VI
	Nomenclature	V
	GLOSSAIRE	IV
	INTRODUCTION GENERALE	1
	CHAPITRE I	
I	GENERALITES SUR LE RAFFINAGE	2
I.1	LE RAFFINAGE DANS LE MONDE	2
I.2	LE RAFFINAGE EN AFRIQUE	3
I.2.1	Capacité de raffinage	4
I.3	LE RAFFINAGE EN ALGERIE	5
I.3.1	L'entreprise nationale NAFTEC	6
I.3.2	Les principaux objectifs de NAFTEC	6
I.3.3	Patrimoine de l'entreprise NEFTEC	6
I.3.3.1	Raffinerie de SKIKDA	6
I.3.3.2	Raffinerie D'ARZEW	7
I.3.3.3	Raffinerie d'ALGER	7
I.3.3.4	Raffinerie de HASSI.MESSAOUD N°1	7
I.3.3.5	Raffinerie de HASSI –MESSOUD N°2	8
I.3.3.6	Raffinerie d' IN. AMENAS	8
I.3.4	Les raffineries en Algérie	9
I.4	GENERALITES SUR LE BRUT	9
I.4.1	Définition le pétrole brut	9
I.4.2	Composition des pétroles bruts et des fractions pétrolières	10
I.4.3	Caractéristiques du pétrole brut et des coupes pétrolières	13
	CHAPITRE II	
II	THEORIE DE LA DISTILLATION	17
II.1	DEFINITION	17
II.2	DISTILLATION DES MELANGES COMPLEXES	17
II.3	Types de distillation de mélanges complexes	18
II.3.1	Distillation Parfaite (TBP)	18
II.3.2	Distillation Progressive Simple	18

II.3.3	Distillations ASTM (American Society for Testing Materials)	18
II.3.4	Distillation à l'échelle industrielle	19
II.3.5	Distillation par la méthode de flash	19
II.4	Fonction du topping	20
II.4.1	Description du procédé Topping	20
II.5	LA DISTILLATION ATMOSPHERIQUE	22
II.5.1	Description de la colonne de distillation	23
II.5.1.1	Zone de flash ou d'expansion	23
II.5.1.2	Zone de rectification	23
II.5.1.3	Zone d'épuisement	23
II.6	TYPES D'INSTALLATION DE DISTILLATION INITIALE DU PETROLE	25
II.6.1	Unité de distillation atmosphérique avec une seule colonne	25
II.6.2	Unité de distillation atmosphérique avec prédistillation	26
II.6.3	Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash	27
II.6.4	Unité de distillation atmosphérique avec double condensation en tête de la colonne	27
CHAPITRE III		
III	PRESENTATION DE LA RAFFINERIE D'ALGER	29
III.1	HISTORIQUE	29
III.1.1	Situation géographique de la raffinerie	29
III.1.2	Réception de brut	29
III.1.3	Principales installations	29
III.2	PROBLEMATIQUE	30
III.3	CALCUL DE LA COLONNE DE PREDISTILLATION	31
III.3.1	Données de bases	31
III.3.2	Tracé des courbes TBP et de flash (CF)	35
III.3.3	Détermination des masses moléculaires des fractions pétrolières	38
III.3.4	Calcul de la colonne de prédistillation	40
III.3.4.1	Capacité de l'unité	40
III.3.4.2	Bilan matière de la colonne de prédistillation	40
III.3.4.3	Choix de la pression dans la colonne de prédistillation	41
III.3.4.4	Régime de température dans la colonne de prédistillation	41
III.3.5	Bilan thermique de la colonne de prédistillation	45
III.3.6	Dimensionnement de la colonne de prédistillation	50
III.3.6.1	Calcul du diamètre de la colonne de prédistillation	50
III.3.6.2	Calcul de la hauteur de la colonne de prédistillation	55
	CONCLUSION GENERALE	58
	ANNEXE	
	REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES	

Fig	Titre	Page
I.1	diagramme représente la production de pétrole des pays africains	4
I.2	Les raffineries en Algérie	9
II.1	schéma représente la distillation atmosphérique du brut	20
II.2	Installation de distillation atmosphérique dans une seule colonne	25
II.3	Installation de distillation atmosphérique avec Prédistillation	26
II.4	Installation de distillation atmosphérique avec un ballon de flash	27
II.5	Installation de distillation atmosphérique avec double condensation en tête de la colonne	28
III.1	courbe de pétrole brut	36
III.2	courbe de brut flashé	48
III.3	Variation de température en fonction de la densité	50

Tab	Titre	Page
I.1	Réserves prouvées de pétrole des pays africains	3
I.2	la production de pétrole dans les pays africains	5
I.3	capacité de traitement des raffineries en Algérie	8
I.4	des exemples des paraffines	10
I.5	le poids de quelques résines	13
III.1	Caractéristiques générales du pétrole brut	31
III.2	Chromatographie en phase gazeuse des légers	31
III.3	Distillation TBP du pétrole brut	32
III.4	Caractéristiques des essences	33
III.5	Caractéristiques du Kérosène	33
III.6	Caractéristiques du gasoil	34
III.7	Caractéristiques du résidu	35
III.8	Les résultats	37
III.9	les valeurs des constantes a, b, et c	38
III.10	Les résultats sont portés	40
III.11	bilan de matière de la colonne de Prédistillation	40
III.12	Le résultat de calcul	44
III.13	Le résultat de calcul	45
III.14	Le résultat de calcul	46
III.15	Bilan thermique de la colonne de Prédistillation.	47
III.16	En fonction du type de plateau, K_1 prend	52
III.17	l'espacement en fonction du diamètre de la colonne	55

✚ **Nomenclature**

Symboles	Désignation	Unité
M	masse moléculaire	[g/mol]
tm	température moyenne d'ébullition de la fraction	[°C]
Xi	poids des fractions	
M_{br}	Masse moléculaire du brut flashé	[g/mol]
G	Débit de la charge	[Kg/h]
P_{ZF}	la pression dans la zone de flash	[atm]
η	rendement	
X'i	concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide	
Y'i	concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur	[m ³ /h]
e	taux de vaporisation massique	
e'	taux de vaporisation molaire	
X'_{Li}	concentration molaire du constituant (i) dans la charge	
Ki	coefficient d'équilibre du constituant (i)	
Pi	tension des vapeurs saturées du composant (i)	[atm]
π	pression du systems	[pars]
M_y	masse moléculaire de la phase vapeur	[g/mol]
M_{ch}	masse moléculaire de la charge	[g/mol]
Y_i	concentration massique du constituant (i)	
q_i	enthalpie de composant (i)	[kcal/kg]
Cp	chaleur spécifique de constituant	[kcal/kg °C]
G_{charge}	débit de la charge	[kg/h]

ρ_{ch}^{15}	Masse volumique de la charge	[Kg/m ³]
ρ_L^{15}	Masse volumique de la phase liquide	[Kg/m ³]
ρ_V^{15}	Masse volumique de la phase vapeur	[Kg/m ³]
ρ_{BF}^{15}	densité de brut flashé	
ρ_j^V	densité de la phase vapeur	
ρ_j^L	densité de la phase liquide	
Vv	débit volumique des vapeurs	[m ³ /h]
W _{max}	vitesse massique linéaire des vapeurs	[m/s]
G _{ess lég}	débit massique de l'essence léger	[Kg/h]
G _{gaz}	débit massique du gaz	[Kg/h]
G _{ref ch}	débit massique du reflux chaud	[Kg/h]
G _{ref.f}	quantité de reflux froid	[Kg/h]
q_v^{ts}	enthalpie des vapeurs à la température au sommet	[kcal/kg]
q_L^{ts}	enthalpie du liquide de reflux froid de tête de la colonne	[kcal/kg]
Z	coefficient de compressibilité	

C_{max}	constante dépendant de l'espacement entre plateaux et la tension	
ρ_e	Masse volumique de liquide	[Kg/m ³]
ρ_v	Masse volumique de vapeur	[Kg/m ³]
Le	débit volumique du liquide sur le plateau Le : débit volumique du liquide sur le plateau (m ³ /h).	[m ³ /h]
Vv	volume des vapeurs dans la section considérée	[m ³ /h]
P	nombre de passe du liquide sur le plateau	
b	longueur du déversoir	[m]
b	périmètre du déversoir	[m]
F	surface de la section de liquide	[m ²]
P_s	Pression au sommet de la colonne	[atm]
P_a	Pression de l'alimentation	[atm]
P_f	Pression au fond de la colonne	[atm]
D_n	Le diamètre de la colonne d'après les normes	[m]
λ	Coefficient	
T_f	Température au fond de la colonne	[°C]
T_s	Température au sommet de la colonne	[°C]
T_b	Température dans le ballon de reflux	[°C]
ρ_F	Masse volumique de la charge	[kg/m ³]

ρ_{eau}	Masse volumique de l'eau	[kg/m³]
$W_{réel}$	Vitesse réelle dans la colonne	[m/s]
G_j	Debit de courant chaud	[Kg/h]

✦ Abréviations et acronymes

API : American Petroleum Institut

ASTM : American Society for Testing Materials

C : Colonne

CPG : Chromatographie en phase gazeuse

D : Ballon

E : Echangeur

F : Four

GPL : Gaz de pétrole liquéfié

HC : Hydrocarbures

Max : Maximum

Min : Minimum

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

NAFTEC : Société nationale de production des produits pétroliers

P : Pompe

PI : Point initial de la distillation

PF : Point final de la distillation

PRC : Contrôleur de pression

REPAL : Société Nationale de Recherche et de l'Exploitation de Pétrole en Algérie

TBP : True Boiling Point

TRC : Contrôleur de température

TVR : Tension de vapeur Reid

1. TERMES GENERAUX

✦ 1.1 Point initial de distillation

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

✦ 1.2 Point final de distillation

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

✦ 1.3 Coupe

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

✦ 1.4 Reflux

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

✦ 1.5 Spécification

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

2. PRODUITS ET MATIERES PREMIERES

➤ **2.1 .Gaz naturel**

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

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

➤ **2.2 .Gaz de pétrole liquéfié**

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

➤ **2.3. Huile lubrifiante**

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

➤ **2.4. Asphalte**

Roche généralement calcaire, parfois siliceuse, imprégnée de bitume.

➤ **2.5 .Paraffine**

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

➤ **2.6. Essence**

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

➤ **2.7. Distillat de tête**

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

➤ 2.8. Gaz de raffinerie

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

➤ 2.9. Pétrole brut

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

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

➤ 2.10. Kérosène

Il s'agit d'un mélange d'hydrocarbures intermédiaires caractérisés par des propriétés physiques, il se situe entre l'essence et le gazoil. Il est destiné à alimenter les moteurs d'avions.

➤ 2.11. Fuel oil

Combustible issu de la distillation de pétrole

3. PROPRIETES ET ESSAIS

✦ 3.1. Tension de vapeur

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

✦ 3.2. Viscosité

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

✦ 3.3. Gommages

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

4. PRODUCTION ET RAFFINAGE

❖ 4.1. Craquage

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

❖ 4.2. Stabilisation

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

❖ 4.3. Reforming

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

❖ 4.4. Craquage thermique

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

❖ **4.5. Craquage catalytique**

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

❖ **4.6. Gaz Plant**

Unité assurant la séparation des GPL en propane et butane.

❖ **4.6. Stripping**

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

INTRODUCTION GÉNÉRALE

Dans le cadre de la stratégie globale du développement du pays ; l'industrialisation joue un rôle prépondérant par la création des industries nécessaires et indispensables à une économie nationale indépendante.

Les branches d'industrie sont nombreuses et parmi elles celle des hydrocarbures dont la matière de base est le pétrole et le gaz.

Entre le pétrole brut pratiquement inutilisable extrait de la terre et les produits finis et semi finis livré au marché se situe le raffinage. Il a pour fonction de transformer le pétrole brut en un ensemble des produits pétroliers répondant à des spécifications précises, dans des proportions correspondant aussi bien que possible à la demande du marché. Pour se faire les raffineurs recourent à quatre types de traitements : la séparation, la conversion, l'amélioration, le mélange. Ces traitements varient en fonction de brut à traiter et des caractéristiques des produits qui sont liées au besoin spécifique du marché.

L'émergence de nouveaux pôles industriels et l'accroissement du parc automobile ne font qu'augmenter la demande en produits énergétiques. L'augmentation de la capacité de raffinage devient alors impérative afin de satisfaire les besoins du marché local, mais aussi pour une nouvelle orientation stratégique, à savoir mettre sur le marché international nos carburants plutôt que le pétrole brut.

Dans ce contexte, nous avons réalisé une étude pour le dimensionnement d'une colonne de prédistillation pour remplacer le ballon de flash qui existait déjà afin d'augmenter la capacité de traitement du pétrole brut au niveau de la raffinerie d'Alger, cette dernière alimente la région centre de pays qui enregistre le taux de demande en produits clairs le plus élevé. Et pour mener à bien ce travail, nous avons structuré notre mémoire en trois parties essentielle :

- Aperçu sur le pétrole brut et le raffinage.
- Aperçu sur le procédé de distillation et la colonne de distillation.
- Calcul de la colonne de prédistillation.

Enfin nous portons une conclusion générale et les recommandations.

I. GENERALITES SUR LE RAFFINAGE

I.1 LE RAFFINAGE DANS LE MONDE

Le pétrole, en étant la première source d'énergie mondiale, fournissant près de la moitié de la demande totale d'énergie primaire, a fait que notre civilisation industrielle moderne en est dépendante, et cette dépendance se constate d'après son approvisionnement à grande échelle.

Connues depuis l'antiquité, les utilisations de ce dernier n'ont été qu'à des fins médicales. Ce n'est que dès le 15^{ème} siècle qu'on a attribué au pétrole toutes les vertus. Et avec la révolution industrielle, qui entraîna à la recherche de nouveaux combustibles, les bouleversements sociaux qu'elle occasionna créèrent le besoin d'un pétrole peu onéreux et de bonne qualité pour les lampes.

Vers le milieu du 19^{ème} siècle, de nombreux scientifiques mirent au point des procédés permettant d'en faire un usage commercial, ce qui forment les bases de raffinage.

Le raffinage a pour objectif de transformer par des opérations physico-chimiques des pétroles bruts d'origines diverses en carburants, combustibles, lubrifiants, bitumes, et de plus en plus en produits de base pour la pétrochimie. Le raffinage met en œuvre plusieurs procédés qui peuvent être résumés en trois grands types :

1. Le premier comprend les techniques de séparation, tels que l'extraction, l'absorption, l'adsorption, et celle qui fait l'objet de notre étude, la distillation fractionnée ou le TOPPING, représentant la base fondamentale de raffinage.

2. Le deuxième regroupe les techniques de la conversion par transformation moléculaire, qui sous l'effet conjugué de la chaleur, la pression et un catalyseur (dans le cas d'une réaction catalytique), permet de créer des formes nouvelles d'hydrocarbures.

Parmi ces procédés de transformation.

3. Le troisième groupe comprend les techniques des épurations et des finitions[1].

1.2 LE RAFFINAGE EN AFRIQUE

Les grands pays producteurs d'Afrique sont: le Nigeria avec **119,2 Mt** de pétrole produit soit 3,0 % en 2006, occupe le premier rang des pays producteurs de pétrole du continent (12^{ème} rang mondial), suivi de l'Algérie 86,2 Mt (2,2 %, 14^{ème} rang mondial); de la Libye 85,6 Mt (2,2 %), de l'Angola 69,4 Mt (1,8 %) et de l'Egypte 33 Mt soit 0,8 % de la production mondiale [2].

Tab.I.1.Réserves prouvées de pétrole des pays africains.

PAYS	Fin 1986	Fin 1996	Fin 2006			
	Gb	Gb	Gb	Gt	%monde	Ratio r/p
Libye	22,8	29,5	41,5	5,4	3,4	61,9 ans
Nigeria	16,1	20,8	36,2	4,9	3,0	40,3 ans
Algérie	8,8	10,8	12,3	1,5	1,0	16,8 ans
Angola	1,4	3,7	9,0	1,2	0,7	17,6 ans
Soudan	0,3	0,3	6,4	0,9	0,5	44,2 ans
Egypte	4,5	3,8	3,7	0,5	0,3	15,0 ans
Gabon	0,6	2,8	2,1	0,3	0,2	25,3 ans
Congo	0,7	1,6	1,9	0,3	0,2	19,9 ans
Guinée	-	0,6	1,8	0,2	0,1	13,8 ans
Tchad	-	-	0,9	0,1	0,1	16,1 ans
Tunisie	1,8	0,3	0,7	0,1	0,1	27,5 ans
Autres	1,0	0,7	0,6	0,1	0,1	24,6 ans
Total	58,0	74,9	117,2	15,5	9,7%	32,1 ans

I.2.1 Capacité de raffinage

En 2007, l'industrie du raffinage en Afrique comporte 45 raffineries fonctionnelles dans 19 pays d'une capacité de distillation de 3,4 Mb/j soit 4 % du total mondial. Les principaux pools de raffinage sont situés en Egypte (21,3%), en Afrique du Sud y compris les combustibles synthétiques de charbon (21,1%), au Nigeria (13,2%), en Algérie (13,2%), en Libye (11,2%), au Maroc (4,5%) et au Soudan (3,9%) selon une capacité décroissante de raffinage du pourcentage de la capacité africaine totale.

-Le tableau suivant illustre la capacité et production régionale du raffinage.

-Capacité et Production Régionale du Raffinage (M B/ Jour) année 2004 [3].

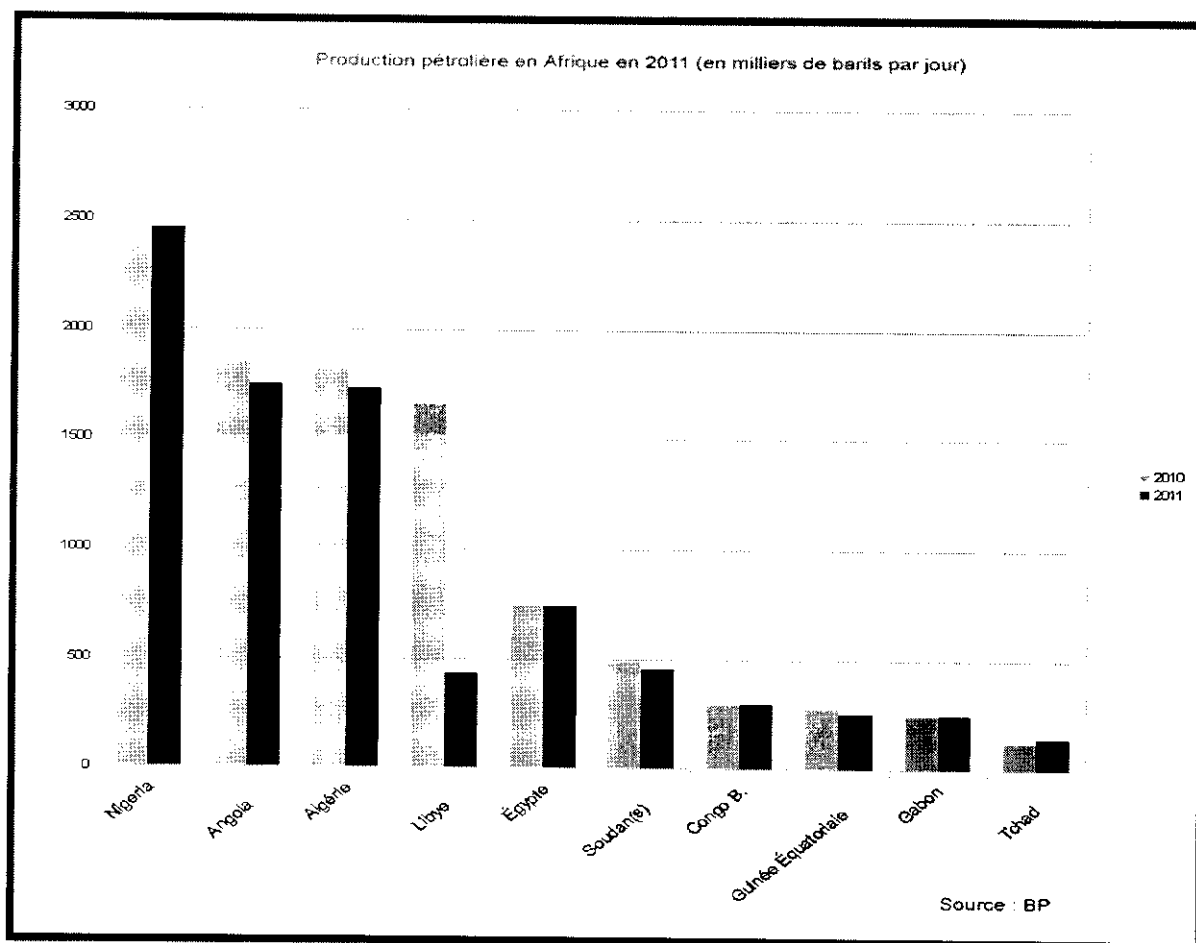


Fig.I.1.diagramme représente la production de pétrole des pays africains [4].

1.3 LE RAFFINAGE EN ALGERIE

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

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

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

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

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

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

Tab.I.2. la production de pétrole dans les pays africains.

	Région	Nombre	Capacité	Production
1	Afrique du Nord	21	1745	1678
2	Afrique de l'Ouest	8	606	585
3	Afrique de l'Est	3	289	265
4	Afrique Centrale	4	110	99
5	Afrique Australe	9	647	613
6	Total Afrique	45	3419	3240

✚ Améliorer la valeur de la société sur le marché national

✚ Continuer à assurer la couverture des besoins en produits raffinés sur le plan quantitatif et qualitatif, dont un programme de suppression du plomb des essences avec une

réduction actuelle à 0.40g/l depuis 01/01/1999, à 0.15g/l à partir de 01/01/2002 et suppression totale en 2009.

⬇ Intégration d'une unité isomérisation à partir de l'an 2009 pour la production de Euro super 95 (teneur en aromatiques). Quant au gazole (gas-oil), une unité d'hydrodésulfuration (HDS) est nécessaire pour être au rendez-vous des nouvelles spécifications européennes[4].

I.3.1 L'entreprise nationale NAFTEC

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

«La production des G. P. L, carburants, solvants, aromatiques, lubrifiants, paraffines, bitumes et cela pour la satisfaction des besoins du marché national et à l'exportation[4].»

I.3.2 Les principaux objectifs de NAFTEC

- ⬇ Promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie du raffinage des hydrocarbures et dérivés.
- ⬇ Assurer l'approvisionnement et la régulation du marché national par la production nationale et éventuellement par l'importation.
- ⬇ Participer à la promotion de l'exportation des produits pétroliers raffinés.
- ⬇ Veiller à la mise en œuvre des mesures visant à la sauvegarde et la protection de l'environnement en relation avec les organismes concernés.

I.3.3 Patrimoine de l'entreprise NAFTEC

Ce patrimoine est constitué essentiellement des raffineries suivantes:

I.3.3.1 Raffinerie de SKIKDA

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

⬇ **Localization :** Est de l'Algérie

⬇ **Unités:**

- ❖ 02 topping: 7.5 million T/an chacun.
- ❖ 02 unités reforming : 30 000 bbl/j chacun.
- ❖ 03 unités gaz plant : 655 000.
- ❖ Unité Aromatiques : 191 000 T/an.
- ❖ Unité Bitumes : 145 000 T/an.

⬇ **Production :** GPL, essences, naphta, kérosène, gasoil, fuels, aromatiques et bitumes.

⬇ Plus de 50% de sa production est exportée.

1.3.3.2 Raffinerie D'ARZEW

La raffinerie d'Arzew répond aux impératifs suivants:

- Traiter le pétrole brut de Hassi Messaoud et le brut réduit importé, bitumes, fuels et paraffine.
- Exporter les excédents principalement les fuels naphta et kérosène.

✚ **Localisation:** nord-ouest de l'Algérie

✚ **unités :**

- Unite Topping avec une capacité : 2.5 millions T/an
- Unite reforming : 9 000 bbl/j
- Unite gas plant : 131 400 T/an
- 02 unite Lubrifiants 50 000 T/an et 120 000 T/an
- Unite bitumes : 145 000 T/an

✚ **Production :** GPL, essences, naphta, kérosène, gasoil, fuel oïl, lubrifiants et bitumes.

✚ Elle approvisionne la région Ouest et Sud-Ouest du pays par 62% de sa production.

✚ Les fuels (BTS et HTS) et le naphta pétrochimique sont exportés à partir du port d'Arzew[4].

1.3.3.4 Raffinerie d'Alger

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

✚ **Localisation:** au centre du pays

✚ **Unités:**

- ❖ Unité topping avec une capacité : 2.7 millions T/an
- ❖ Unité reforming: 16 000 bbl/j
- ❖ Unité gas plant: 178 800 T/an

✚ **Production :** GPL, essences, naphta, kérosène, gasoil et le fuel oïl.

✚ Les carburants produits (62 % de la production) sont destinés à la région Centre, le reste (Naphta et fuel BTS) est exporté[4].

1.3.3.5 Raffinerie de HASSI-MESSAOUD N°1

Cette unite a démarré en 1962 et a une capacité de 200.000 t/an, Elle traite le brut stabilisé de HASSI-MESSAOUD pour produire du butane ,du kérosène et du gasoil

pour les besoins locaux , les excédents de produits sont réinjectés dans le pétrole brut et expédiés hors du pays[4].

I.3.3.6 Raffinerie de HASSI –MESSOUD N°2

Cette raffinerie a démarré en 1980 et elle à été conçue pour traiter 1.070.000 t/an de brut de HASSI-MESSOUD, La raffinerie est alimentée à partir du centre de production de SONATRACH, elle produit des essences, du kérosène et du gas-oil pour le besoin de la consommation du sud du pays[4].

I.3.3.7 Raffinerie D' IN- AMENAS

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

- ✦ Une unité de distillation atmosphérique de capacité de traitement de 300.000 t/an.
 - ✦ Cette raffinerie est à l'arrêt depuis 1987 suite à des affaissements du sol.
- De 1964 à 2007, Près de 600 millions de tonnes de pétroles bruts ont été traitées par les raffineries [4].

Tab.I.3.capacité de traitement des raffineries en Algérie.

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

Tab.1.4.des exemples des paraffines.

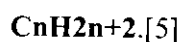
densité	Temp ébul °C	Masse molaire	Formule développée	Formule globale	Prénom
0.260	-161.5	16.0	CH ₄	CH ₄	Méthane
0.377	-88.6	30.1	CH ₃ —CH ₃	C ₂ H ₆	Ethane
0.508	-42.1	44.1	CH ₃ -CH ₂ -CH ₃	C ₃ H ₈	Propane
0.585	- 0.5	58.1	CH ₃ -CH ₂ -CH ₂ -CH ₃	C ₄ H ₁₀	Butane

Les hydrocarbures constituent les éléments essentiels des pétroles bruts ; leurs molécules ne contiennent que du carbone et de l'hydrogène et se divisent en plusieurs familles chimiques selon leur structure[1].

II.2 COMPOSITION DES PETROLES BRUTS ET DES FRACTIONS PETROLIERES

a- les paraffines (hydrocarbures aliphatiques) :

Ils sont, constitués d'un enchaînement d'atomes de carbone combinés avec l'hydrogène et peuvent être structurés en chaînes droites ou ramifiées, leur formule générale est :



b – Les naphènes (hydrocarbures cycliques saturés):

Dans ces hydrocarbures, il y a cyclisation de toute partie du squelette carboné ; le nombre d'atomes de carbone du cycle ainsi formé peut varier.

Ils ont des températures d'ébullition et des masses volumiques supérieurs à celles des alcanes à même nombre d'atomes de carbone.

Dans les pétroles bruts, les cycles les plus fréquemment rencontrés sont ceux à cinq ou six atomes de carbone. Dans ces cycles, chaque atome d'hydrogène peut être substitué par une chaîne paraffinique droite ou ramifiée.

Leur formule générale est : C_nH_{2n} [5]

c - les aromatiques :

Ce sont, des hydrocarbures cycliques polyinsaturés présents en forte concentration dans les pétroles bruts. La présence dans leur formule d'au moins un cycle à trois doubles liaisons conjuguées leur confère des propriétés remarquables.

En effet, les premiers termes (benzène, toluène, xylène) sont des matières premières fondamentales de la pétrochimie.

Le motif élémentaire commun à tous ces hydrocarbures aromatiques est le cycle Benzénique Leur formule générale est[5]: $C_n H_{2n-6}$

d -les composés autres que les hydrocarbures :

Dans cette catégorie entrent les molécules contenant d'autres atomes que le carbone et l'hydrogène.

d.1-Composés organiques hétéro atomiques:

d.1.1-Composés soufrés :

Le soufre est, l'hétéro élément le plus répandu dans les pétroles bruts ; sa concentration Peut aller de 0.1 à plus de 8 % en poids et cette teneur est corrélée avec la densité et la qualité du pétrole brut.

Le soufre peut être présent sous forme inorganique : S élémentaire, hydrogène sulfuré H_2S , oxysulfure de carbone COS ou engagé dans des molécules organiques telles que :

- les sulfures, où il s'intercale dans une chaîne saturée : $CH_3-CH_2-S-CH_3$
- les disulfures de formule générale $R - S - S - R'$, surtout présents dans les fractions légères, R étant un radical libre.
- les mercaptans (thiols), de formule générale $C_n H_{2n+1} SH$, surtout présents dans Les fractions à bas point d'ébullition; dans ce cas, l'hydrogène lié au soufre à un Caractère acide.
- les thiophènes et leurs dérivés, surtout présents au cela d'un point d'ébullition de $250\text{ }^{\circ}C$, constituent un groupe important de composés soufrés ; le soufre est alors inséré dans les cycles aromatiques.

La connaissance de ces produits est très importante car ils sont nocifs à divers titres :

- Odeur désagréable, corrosifs, empoisonnent les catalyseurs.
- Nombre de procédés de raffinage ont pour but l'élimination de ces produits [6].

d.1.2 - Composés oxygénés :

Les bruts, contiennent généralement moins d'oxygène que de soufre, Bien que peu abondant, l'oxygène peut jouer un rôle non négligeable ; en particulier, il est responsable de l'acidité des pétroles.

On trouve l'oxygène dans :

- ⚡ les phénols formés par la substitution d'un hydroxyle (OH) à un hydrogène d'un cycle aromatique.
- ⚡ les furanes et benzofuranes dans lesquels un cycle oxygéné est condensé à un ou plusieurs cycles aromatiques.
- ⚡ les acides carboxyliques : $R - COOH$. R est un radical alkyl ou un cycle aromatique ou un cycle saturé.

- ✚ Les acides naphthéniques, abondants dans certains pétroles bruts, sont responsables de problèmes de corrosion.
- ✚ les esters : $R - COO - R'$; R et R' sont des radicaux alkyls ou aromatiques[5].

d.1.3 -Composés azotés :

Dans les pétroles bruts, l'azote se retrouve préférentiellement dans les fractions de Point D'ébullition supérieur à 250 °C et est particulièrement concentré dans les Résines et les asphaltènes, On trouve l'azote sous forme :

- ❖ d'amides soit saturées ou aromatiques
- ❖ d'amines : $R - NH_2$, $R - NH - R'$
- ❖ de pyridines : l'azote est incorporé dans un cycle hexagonal à trois doubles liaisons.

Les produits de cette famille sont ceux qui peuvent donner un caractère basique aux produits pétroliers et être ainsi un poison des catalyseurs acides[5].

d.2 -Composés organométalliques :

Dans les fractions les plus lourdes des pétroles bruts se trouvent des atomes métalliques comme le Nickel et le Vanadium : ils appartiennent en partie à des molécules de la famille des porphyrines où le motif de base est constitué par un ensemble de quatre cycles pyrroliques, le métal étant au centre de cet ensemble sous la forme Ni^{++} ou Va^{+} .

On range parmi les composés minéraux du pétrole les sels formés par les métaux et des acides, les complexes métalliques et les substances minérales à l'état colloïdales.

Leur taux dépasse rarement 0,02 à 0,03%.

Il y a plus de 40 éléments que l'on peut répartir en 3 groupes :

- les métaux de valence variable (V, Ni constituant les noyaux des porphyrines, Fe, Mo, Co, W, Cr, Cu etc.)
- les métaux alcalins et alcalino-terreux (Na, K, Ba, Ca, etc.)
- les halogènes (Cl, Br, I) et autres éléments Si, Al, Zn, etc [5].

d.3 -Résines et asphaltènes :

Ces substances n'appartiennent à aucune classe déterminée de composés organiques. C'est un mélange complexe de composés macromoléculaires de structure hybride, dont les molécules contiennent de l'azote, du soufre, de l'oxygène, ainsi que certains métaux.

En partant de la solubilité variable des composants des résines et asphaltènes dans différents solvants, on distingue les fractions suivantes:

- les carboïdes: insolubles dans H_2S .
- les carbènes: solubles dans H_2S , insolubles dans le benzène et le CCl_4 .

- les carbènes: solubles dans H₂S, insolubles dans le benzène et le CCl₄.
- les asphaltènes: composés amorphes, qui passent à l'état plastique et visqueux à (200- 290°C), solubles dans les solvants précédents, mais insolubles dans les hydrocarbures saturés en C₅ - C₈ ; C/H mass.≈10,5.
- les maltènes : solubles dans les hydrocarbures saturés en (C₅-C₈) à bas poic'est un mélange de résines et d'huiles.
- les résines : composés solides amorphes, ou liquides peu mobiles très visqueux, densité supérieure à un, rapport C/H mass. ≈ 8,5.Analyse par élément d'un pétrole brut[5].

Tab.I.5.le poids de quelques résines.

poids%	Eléments
84 à 87	Carbone
11 à 14	Hydrogène
0.04 à 6	Soufre
0.1 à 0.5	Oxygène
0.1 à 1.5	Azote
0.005 à 0.015	Métaux

- ✓ le Vanadium constitue plus de 75 % de la teneur globale en métaux.

II.3 CARACTERISTIQUES DU PETROLE BRUT ET DES COUPES PETROLIERE

Le pétrole et les produits dérivés du pétrole sont, des mélanges assez complexes d'hydrocarbures et de leur hétéro dérivé, L'analyse de tels mélanges par composés individuels demande beaucoup de temps.

Dans les calculs technologiques, lorsqu'il s'agit de déterminer la qualité de la matière de départ, des produits de raffinage et de la pétrochimie, on recourt donc souvent aux résultats de l'analyse technique ou industrielle.

Cette dernière consiste à déterminer certaines propriétés physico-chimiques et caractéristiques d'utilisation des produits pétroliers.

On se sert à cet effet de diverses méthodes d'analyses qui permettent dans leur ensemble de caractériser les propriétés de l'emploi des produits considérés dans différentes conditions d'utilisation, les relier avec la composition des produits analysés et recommander les conditions de leur emploi dans les meilleurs conditions de sécurité.

Les méthodes d'analyses les plus utilisées :

1-Méthodes chimiques utilisant les procédés classiques de la chimie analytique

2-Méthodes physiques : densité, viscosité, points de fusion, de congélation, et

d'ébullition, chaleur de combustion, masse moléculaire, ainsi que quelques indices conventionnels (pénétration etc.)

3-Méthodes physico-chimiques: colorimétrie, réfractométrie, différents types, de spectroscopies et de chromatographies etc.

4-Essais spéciaux des propriétés de l'emploi et de la composition des produits analysés (Indices d'octane, de cétane des combustibles pour moteurs, stabilité chimique des combustibles et des huiles, activité corrosive, points éclair et d'inflammation etc.).

Ces paramètres servent souvent à caractériser la qualité des produits finis ou intermédiaires des procédés de raffinage ou de pétrochimie. Ils sont déterminés dans des laboratoires par des essais normalisés ou par des analyseurs 'on-line' en connexion avec un ordinateur qui contrôle le déroulement du procédé[6].

a) - Propriétés optiques :

En pratique, on utilise souvent les propriétés optiques des produits pétroliers : constante de réfraction, réfraction moléculaire et dispersion en vue d'une caractérisation rapide de leur composition ou pour contrôler la qualité des produits fabriqués.

La réfraction des rayons lumineux qui changent leur vitesse et direction en passant d'un milieu à un autre.

L'indice de réfraction n est défini par la relation :

$$n = \sin r / \sin i$$

i et r étant respectivement les angles d'incidence et de réfraction.

Il est déterminé par un réfractomètre, et ne dépend que de la température. Il présente un grand intérêt non seulement pour les corps individuels, mais aussi pour les produits pétroliers qui sont des mélanges complexes de composés divers :

- L'indice de réfraction est d'autant plus petit que la teneur relative en hydrogène des hydrocarbures est plus élevée.
- L'indice de réfraction des composés cycliques est plus élevé que celui des composés Aliphatiques renfermant le carbone et l'hydrogène dans la même proportion.
- Les aromatiques possèdent l'indice de réfraction maximal
- Les alcanes possèdent l'indice de réfraction minimal

Les cyclo alcanes ont un indice intermédiaire (hexane : 1,3749, cyclohexane: 1,4262, Benzène: 1,5011).

- Dans les séries homologues, l'indice de réfraction augmente avec la taille de la chaîne. Chez les cyclo alcanes et les aromatiques, l'indice de réfraction commence par diminuer pour augmenter ensuite avec la longueur d'une chaîne ou le nombre de substituants alcoyles.

- Le long des séries homologues des hydrocarbures on observe une relation linéaire entre la densité et l'indice de réfraction.

D'autres propriétés optiques importantes dérivées de l'indice de réfraction comme la réfraction spécifique, la réfraction moléculaire, la dispersion (moyenne, relative ou spécifique, la différence réfractométrique), complètent la caractérisation rapide des produits pétroliers.

b) -Facteur de Caractérisation Kuop :

Le facteur de caractérisation Kuop, a été introduit par les chercheurs de la société « UNIVERSAL OIL PRODUCT CO», il repose sur la constatation que la densité des hydrocarbures est liée à leur rapport (H/C) donc à leur caractère chimique et que leur point d'ébullition est lié à leur nombre d'atomes de carbone

L'étude des relations entre la densité, la masse moléculaire, la température d'ébullition a déterminé un coefficient K qui permet de repérer le caractère chimique d'un hydrocarbure uniquement par la valeur de son KUOP.

Tout hydrocarbure sera représenté par un point, dont les coordonnées seront : sa densité et sa température d'ébullition normale. On remarque que les hydrocarbures d'une même famille se distribuent régulièrement le long de courbes caractéristiques.

$$K_{uop} = (T_b)^{1/3} / sp_{gr60/60}$$

Le Kuop des hydrocarbures purs examinés est alors de:

- 13 pour les paraffines et iso
- 12 pour les hydrocarbures mixtes ou le cycle et la chaîne sont équivalents
- 11 pour les naphènes purs ou aromatique légèrement substitués
- 10 pour les aromatiques purs[6].

c) -Composition de groupe des produits pétroliers:

Même les fractions pétrolières étroites sont, des mélanges assez complexes d'hydrocarbures et des leurs dérivés hétéros atomiques.

Dans la pratique industrielle, il suffit de connaître la quantité totale d'hydrocarbures de chaque classe.

L'industrie pétrolière pratique un certain nombre de méthodes qui permettent de déterminer la teneur en telles ou telles classes d'hydrocarbures (composition de groupe pour les essences et composition de groupe structurale pour les huiles et les résidus lourds). Ces méthodes peuvent être chimiques, physico-chimiques, mixtes ou physiques.

Les méthodes chimiques: elles prévoient une action chimique du réactif sur les hydrocarbures d'une classe déterminée (aromatiques ou alcènes), dont la quantité est

révélée par la variation du volume ou par la quantité des produits issus de la réaction (nitration, sulfonation).

- **Les méthodes physico-chimiques:** sont l'extraction (des arènes par le gaz sulfureux, par le sulfate de diméthyle, par l'aniline, etc.) ; et l'adsorption de ces hydrocarbures sur le silicagel.
- **Les méthodes mixtes:** elles sont les plus précises et les plus répandues. Elles consistent à utiliser ensemble deux procédés quelconques : élimination des arènes par une méthode chimique ou physico-chimique et la détermination des constantes du produit analysé (densité, Indice de réfraction, variation des températures critiques des dissolutions dans d'autres liquides, etc.) avant et après élimination des arènes.
- **Les méthodes physiques:** elles concernent essentiellement les propriétés optiques, Les méthodes précitées sont destinées non seulement à déterminer les quantités d'aromatiques, de cyclo alcanes et d'alcanes dans un produit donné, mais aussi à examiner les combinaisons hybrides du point de vue de leur teneur en différentes unités structurales (noyaux aromatiques et alicycliques, substituants alcoyles) [6].

II. THEORIE DE LA DISTILLATION

II.1 DEFINITION

La distillation est un procédé physique de séparation des mélanges liquides, qui utilise la différence des points d'ébullition entre des produits qui se trouvent mélangés et même dissous les uns dans les autres dans la matière première. Elle est l'opération fondamentale du raffinage du pétrole brut, car elle est la première phase de fabrication appliquée à tous les pétroles s'ils sont bien décantés de l'eau salée qui les accompagne quelque fois.

On distingue deux types de distillation:

- ❖ La distillation atmosphérique
- ❖ La distillation sous vide.

Pour nous, on se limite qu'à l'étude de la distillation atmosphérique [11].

II.2 DISTILLATION DES MELANGES COMPLEXES

Les produits pétroliers sont des mélanges complexes, c'est-à-dire contenant un grand nombre de composants d'hydrocarbures différents, Un mélange complexe bout lorsque sa tension de vapeur est égale à la pression qu'il supporte.

La tension de vapeur est la somme des tensions de vapeur partielles de ses constituants,

Pour le cas des produits pétroliers (corps miscible) la loi de RAOULT s'appliquent et les tensions de vapeurs partielles sont égales aux produits des tensions de vapeurs vraies par les fractions molaires.

A des températures comprises entre le point de bulle et le point de rosé nous avons un équilibre entre une phase vapeur et une phase liquide comme pour les mélanges binaires, mais cet équilibre ne peut plus être représenté sur les courbes de bulle et de rosée. En effet, la composition ne peut plus être définie simplement comme pour les mélanges binaires par la concentration d'un composant.

L'équilibre liquide vapeur est alors représenté par la courbe de flash qui indique à pression constante, la température en fonction du pourcentage en volume vaporisé. Cette courbe ne fournit pas d'indication sur la composition des phases en équilibre mais Donne le volume de produit vaporisé à une certaine température.

- ✚ Le point initial de la courbe de flash est le point de bulle du mélange.
- ✚ Le point final est la température de rosée du mélange [11].

II.3 TYPES DE DISTILLATION DE MELANGES COMPLEXES

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, et parmi ces analyses, on a la distillation faite au laboratoire dont on connaît 04 types, qui sont [8] :

II.3.1 Distillation Parfaite (TBP) (True Boiling Point)

C'est la distillation ASTM avec la rectification, elle s'effectue dans une colonne à garnissage qui équivaut à 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 et ensuite les constituants Plus lourds par ordre de volatilité.

Cette distillation est dite parfaite à cause du phénomène de reflux qui revient dans la colonne, ce dernier assure la condensation des hydrocarbures lourds entraînés par les légers, et dans ces conditions il y'a correction de la composition.

La TBP sert à analyser des nouveaux gisements et évaluer la composition des produits extraits du pétrole brut et de fixer le rendement de certaines fractions. Ces renseignements seront directement exploités par le raffineur et ainsi ils permettent le dimensionnement des unités de raffinage [9].

II.3.2 Distillation Progressive Simple

Dans ce type de distillation, on opère dans un ballon, placé dans un bain chauffant de telle sorte que la température soit toujours la même en phase liquide et en phase vapeur.

A chaque instant, nous avons un équilibre entre le liquide qui bout dans le ballon et la vapeur émise. On note les températures (température de vapeur, température du liquide) en fonction de la quantité recueillie dans l'éprouvette de recette.

La courbe de distillation obtenue est composée entre la température de bulle du mélange et la température d'ébullition du constituant le moins volatil Evidement, Ce procédé ne représente aucun intérêt théorique puisqu'il ne permet pas d'isoler les deux constituants (A, B) dans le cas d'un mélange binaire [8].

II.3.3 Distillations ASTM (American Society for Testing 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 (24 heures) [9].

II.3.4 Distillation à l'échelle industrielle

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

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

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

- ✓ la fabrication des huiles de distillats lubrifiants qui, après traitement, serviront de base pour les huiles commerciales,
- ✓ la redistillation de ces huiles après traitements au solvant,
- ✓ la redistillation de certaines essences spéciales,
- ✓ la préparation de charge des unités de craquage pour obtenir un gasoil sous vide à partir d'un résidu atmosphérique [10].

II.3.5 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 entre dans la colonne, dans la zone d'expansion où elle subit une détente et se divise en deux phases liquide 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.

Mais, étant donné que cette distillation prend une longue durée pour la faire, alors le tracé de la courbe se fait à partir de la **TBP**, en utilisant les méthodes de:

- S. N. OBRYATCHICOV , E. V. SMIDOVITCH
- W. L .NELSON R. J. KHARVI

• W. C. EDMISTER, K. K. OKAMOTO

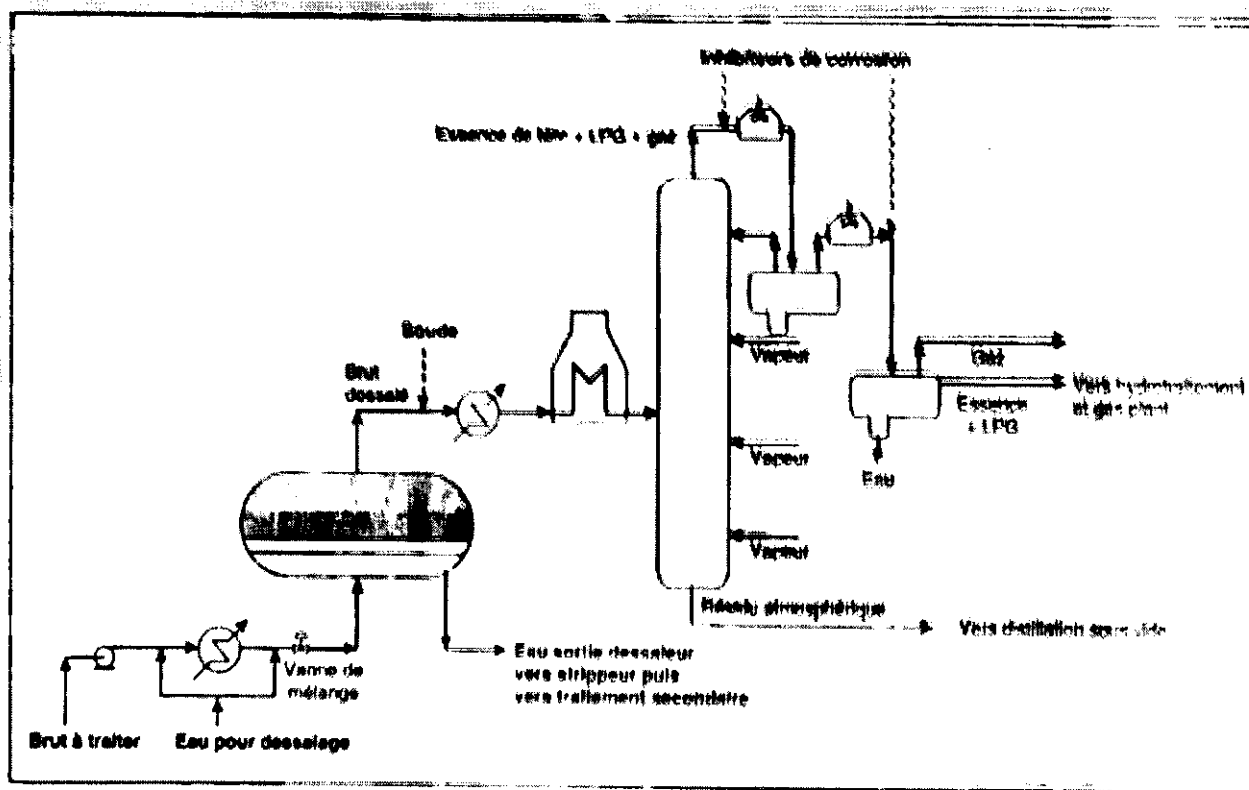
Remarque : les méthodes de construction de CF sont basées sur la dépendance entre la TBP et CF, les angles d'inclinaison et on admet que la CF est une ligne droite [10].

II.4 FONCTION DE TOPPING

Le but de cette unité c'est la séparation en fraction ou bien coupes le pétrole brut après une opération de dessalage, qui permet d'extraire les sels du brut afin de réduire la corrosion et de minimiser les salissures et les dépôts.

Dans cette unité le brut est séparé en **fractions** ou **coupes**:

- ↓ Gaz (C1 à C4) où les légers prédominent
- ↓ Essences légères (C5 - C8) ou les lourds prédominent
- ↓ Naphtha (80 - 180°C ASTM)
- ↓ Kerosene (180 - 260°C° ASTM)
- ↓ Gas-oil (260 - 360°C ASTM)
- ↓ Résidu atmosphérique ou brut réduit (>360°C) [7].



FigII.1 schéma représente la distillation atmosphérique du brut [3].

II.4.1 description du procédé Topping

La séparation est généralement obtenue dans une colonne unique, fonctionnant sous une pression de 1 à 3 bars relatifs, le plus souvent à la pression la plus basse possible

Les cortèges de produit sont effectués latéralement par l'intermédiaire de réfrigérateurs.

qui sont dotés de rebouilleurs classiques pour les produits secs et plus généralement, strippées à la vapeur d'eau ; les fractions légères revaporisées sont renvoyées à la colonne principale au dessus du soutirage liquide alimentant le stripper.

La colonne principale est, en plus des soutirages latéraux, munie de un à trois reflux Circulants permettant de récupérer la chaleur à des niveaux thermiques intéressants d'une part et mieux contrôler la colonne d'autre part.

La condensation de tête est totale ou partielle suivant la température du fluide de Réfrigération et la nature du brut.

La colonne principale, haute d'une cinquantaine de mètres, est équipée le plus souvent de 30 à 50 plateaux conventionnels à clapets et les strippers latéraux de 4 à 10 plateaux du même type.

Le pétrole brut est préchauffé dans un train d'échangeurs par récupération de chaleur sur les produits et les reflux circulants jusqu'à une température comprise entre 120 et 160 °C, à laquelle il est dessalé.

Cette opération s'effectue à une pression suffisamment élevée (une dizaine de bars) pour que le mélange brut plus eau reste liquide à la température considérée.

Le brut dessalé est ensuite chauffé dans un second train d'échangeurs, puis dans un four, jusqu'à une température d'environ 330 à 390 °C, pour alimenter la colonne principale à l'état partiellement vaporisé.

Exploitant les différences de volatilité des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou le fractionnement de ces constituants en fonction de leurs températures d'ébullitions. La simplicité du procédé en fait 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 complexes pétrochimiques, les colonnes de distillation sont largement représentées, soit au stade de la préparation de la charge avant réaction, soit au stade du fractionnement après réaction.

Travaillant comme une machine thermique entre une source chaude (four de charge, rebouilleur) qui génère un flux de vapeur montant et une source froide (condenseur de tête) qui crée un flux de liquide froid descendant dans la colonne, la distillation met en œuvre un contre – courant de liquide et de vapeur, discontinu dans le cas des colonnes à plateaux ou continu pour les colonnes à garnissage.

Comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange de matière entre éléments volatils et lourds par vaporisation du liquide et condensation des vapeurs, ainsi tout au long de la colonne, les vapeurs vont perdre leurs composés lourds

pour arriver en tête colonne à un produit très riche en éléments très volatils et le liquide va perdre ses composés les plus volatils pour arriver en fond de colonne, après rebouillage, à une composition très riche en éléments lourds .

Parallèlement se produit aussi un échange thermique entre la vapeur chaude qui monte et le liquide plus froid qui descend ; tout au long de colonne, la vapeur va perdre ses calories pour réchauffer le liquide à l'inverse du liquide qui va gagner des calories en descendant pour refroidir la vapeur.

La répartition des constituants entre les deux phases se traduit entre la tête et le fond de la colonne par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration.

La température est plus élevée au fond de la colonne (arrivée de la charge chaude et rebouillage) et plus basse en tête (arrivée du liquide plus froid du reflux de tête).

Entre ces deux extrémités, les températures s'échelonnent de plateau en plateau ; chacun d'eux à sa propre température de fonctionnement (équilibre liq – vap) qui est toujours supérieure à la température du plateau du dessus et inférieure à la température du plateau du dessous.

La plus part des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie du pétrole et de la pétrochimie fonctionnent en continu, elles sont alimentées en permanence par une charge dont la composition, le débit et la température sont constants, elles produisent en tête un distillat et au fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont également constants [3].

II.5. LA DISTILLATION ATMOSPHERIQUE

L'installation de la distillation atmosphérique se trouve la première dans le schéma de fabrication; l'opération est réalisée dans une colonne verticale, appelée colonne de distillation, fonctionnant sous une pression de 1÷2 atm et possédant des soutirages latéraux.

La charge est chauffée dans un circuit de chauffage composé d'un four et une série d'échangeurs pour avoir une température à l'entrée de la colonne entre 330÷380°C (généralement 350°C), Une fois dans la tour, la charge se sépare en deux phases en équilibre:

- ✓ Une phase liquide qui se dirige vers la zone d'épuisement et au fond de la tour
- ✓ Une phase vapeur ascendante, qui se dirige vers la zone de rectification et au sommet de la colonne.

La pression et la température diminuent de bas en haut c'est à dire d'un plateau à un autre, Ces conditions nous permettent d'obtenir une variété de fractions pétrolières au sommet et par des soutirages latéraux et aussi au fond à savoir :

- ✚ Le gaz (fraction < 30°C)
- ✚ Solvant léger (30÷80°C)
- ✚ Solvant lourd (80÷165°C)
- ✚ Kérosène (165÷250°C)
- ✚ Gas-oil léger (250÷320°C)
- ✚ Distillat ou gas-oil lourd (320÷380°C)
- ✚ Résidu atmosphérique (> 380°C) [12].

II.5.1 Description de la colonne de distillation

La colonne de distillation est un appareil cylindrique vertical de hauteur qui varie entre 40 et 50m. Elle est munie des cloisons horizontales appelées plateaux qui ont pour rôle d'assurer un contact intime entre le liquide et le vapeur de façon à permettre l'équilibre des phases à la suite des transferts de chaleur et de matière, Elle se divise en trois zones:

II.5.1.1 Zone de flash ou d'expansion

Dans cette zone s'effectue la séparation de la charge en phase vapeur et en phase liquide. La construction de cette zone doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois de la colonne contre l'érosion. Pour cela, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement.

II.5.1.2 Zone de rectification

Elle contient des plateaux pour permettre la rectification. Le nombre de plateaux dépend de la nature de la charge à traiter et des fractions qu'on veut obtenir (entre 22÷45).

II.5.1.3 Zone d'épuisement

Dans cette zone s'accumule la partie la plus lourde du pétrole. C'est le résidu atmosphérique qui servira de charge pour la distillation sous vide dans lequel on injecte la vapeur d'eau pour éliminer les constituants légers volatils. Cette zone comprend aussi des plateaux dont le nombre varie de 6÷8 [8].

Pour un bon fractionnement de cette colonne, on peut utiliser:

a) **Le stripping:** En général les produits soutirés soit au fond de la colonne, soit latéralement, ne sont pas corrects en leur point initial, ce qui incite à effectuer une opération de correction pour ces soutirages et cela afin de limiter la teneur en hydrocarbures légers.

Cette correction est faite par injection de la vapeur d'eau avec une basse pression et surchauffée jusqu'à **400°C**, mais le strippage du kérosène ainsi que la matière première pour le reforming (solvant lourd) qui nécessitent une absence totale d'eau se fait par rebouillage.

b) Soutirages: Le soutirage consiste à enlever une partie liquide d'une section quelconque de la colonne pour absorber une quantité de chaleur

c) Reflux: afin de contrôler la température dans différentes parties de la colonne, on utilise **04** reflux qui sont :

1- Reflux de tête: il règle la température au sommet de la colonne, ce reflux sont les vapeurs de tête à l'état liquide après leurs condensations, démunies de l'eau qu'elles contiennent. Ce dernier à la température de **25÷45°C** est injecté sur le plateau supérieur, puis passe dans le deuxième plateau là où il se vaporise, en absorbant de la chaleur latente qu'il perd aussitôt dans le condenseur. La quantité de reflux injecté est à son tour contrôlé par un dispositif de régulation de température.

2- Reflux chaud: Une température du produit de fond de tour est dirigé vers un rebouilleur pour évaporer les légers entraînés et les faire revenir dans la colonne dans une partie mixte.

3- Reflux circulant intermédiaire et Reflux circulant intérieur : Ces reflux sont utilisés pour contrôler la température au niveau des plateaux de soutirages latéraux. Pour le premier reflux, c'est la fraction entre le gas-oil léger et le kérosène, quant au deuxième c'est la fraction entre le gas-oil léger et le distillat [2].

Ces deux reflux présentent les **avantages** suivants:

- Ils diminuent la quantité de vapeur au sommet de la colonne, ce qui implique la diminution du diamètre de la colonne.
- L'utilisation de la chaleur de ce reflux pour chauffer le pétrole brut.
- Ils permettent d'augmenter la capacité de la colonne, parce que le débit maximal de vapeur diminue.

et leurs **inconvenient** sont:

- Des plateaux fonctionnent comme un échangeur de chaleur, alors on prévoit des plateaux supplémentaires.
- Diminution de la qualité de fractionnement entre les soutirages latéraux qui encadrent ces reflux [11].

II.6 TYPES D'INSTALLATION DE DISTILLATION INITIALE DU PETROLE

Il existe plusieurs types de distillation atmosphérique, Le choix de types de distillation dépend de:

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

II.6.1 Unité de distillation atmosphérique avec une seule colonne

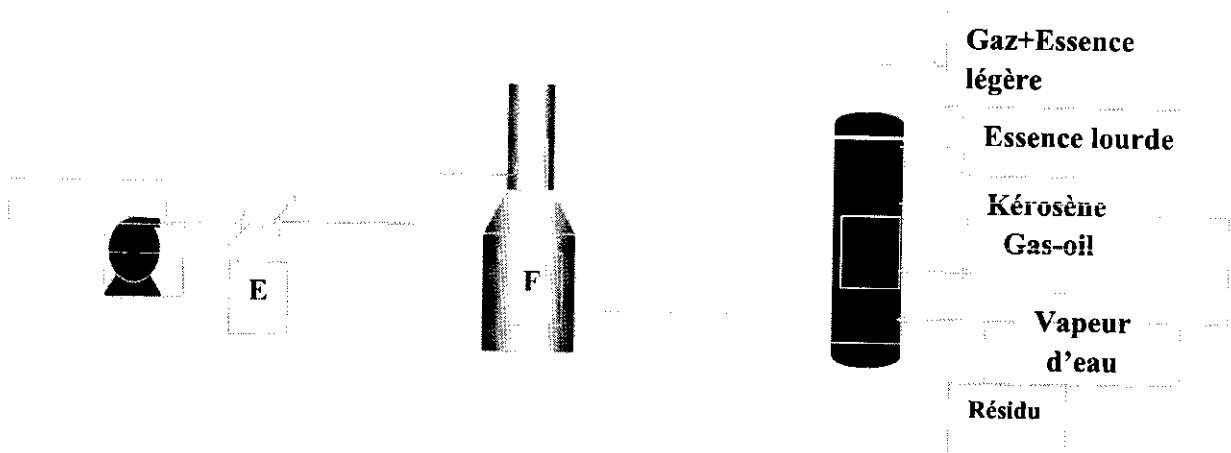
Ce type de schéma est utilisé pour traiter un pétrole brut à faible teneur en fractions légères et peu sulfureux, afin d'éviter la corrosion de la colonne principale, qui est très coûteuse.

❖ Avantages:

- Le schéma est simple.
- On peut utiliser les basses températures (entre 330 et 380°C) 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 un beaucoup de surface).

❖ Inconvénient:

- La capacité de l'installation est petite.
- Cette unité ne traite pas le pétrole léger qui contient beaucoup d'essence à cause d'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 [6].



FigII.2.Installation de distillation atmosphérique dans une seule colonne.

II.6.2 Unité de distillation atmosphérique avec Prédistillation

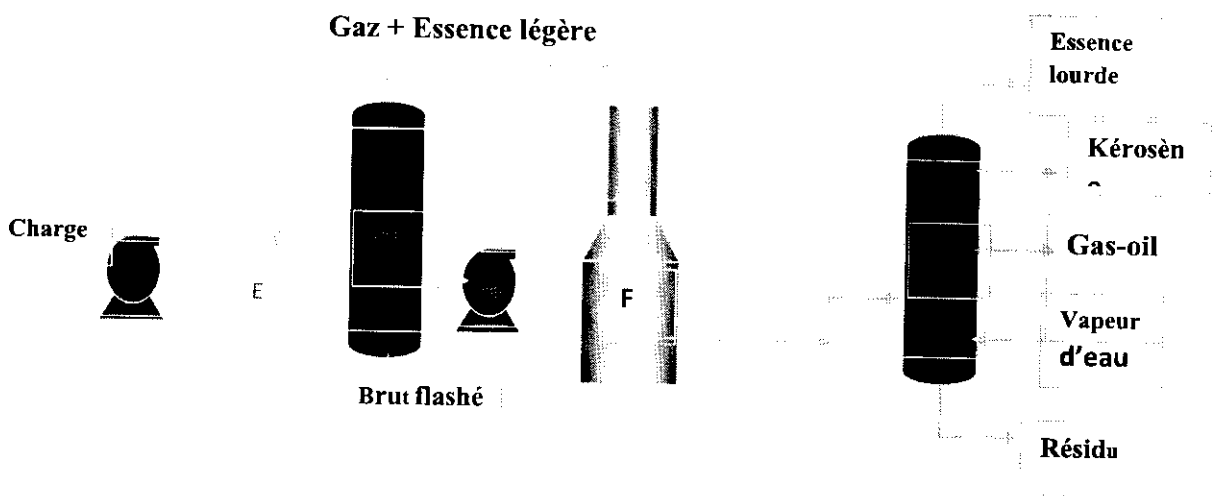
Ce type de schéma permet de traiter un pétrole brut non stabilisé et sulfureux.

✦ **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 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 stabilisé avec une teneur élevée en soufre.

✦ **Inconvénient:**

- 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 [6].



FigII.3.Installation de distillation atmosphérique avec predistillation.

II.6.3 Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash

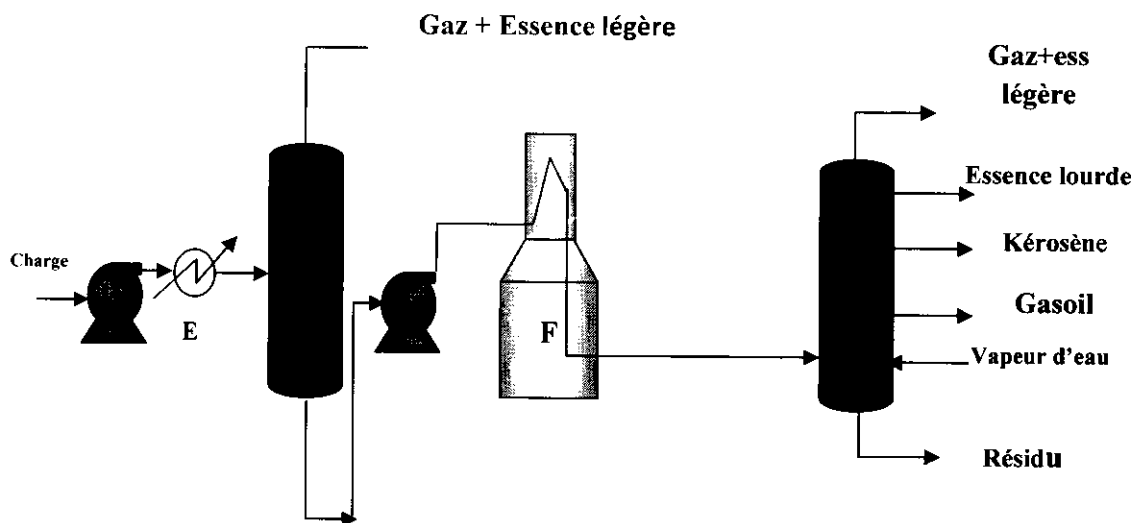
Cette installation consiste à traiter une charge contenant une quantité importante en fractions légères.

➤ **Avantages:**

- Grande capacité de l'unité.
- Possibilité de traiter les pétroles légers (avec une teneur limitée en gaz).
- Evaporation préalable de l'essence légère du pétrole augmente la capacité du four.
- Absence de la pression exagérée dans le système four-pompe.

➤ **Inconvénient:**

- 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 [6].



FigII.4. Installation de distillation atmosphérique avec un ballon de flash

II.6.4 Unité de distillation atmosphérique avec double condensation en tête de la colonne

La première condensation s'effectue par échange de chaleur avec le brut et ne condense que la quantité de produit (naphta), strictement nécessaire au reflux.

Le reflux est alors chaud et éloigné de la température de condensation de la vapeur d'eau. Les problèmes de corrosion sont ainsi mieux maîtrisés.

La seconde condensation s'effectue contre de l'air ou de l'eau de refroidissement, le naphta ainsi produit et les eaux acides sont récupérées séparément après decantation [6].

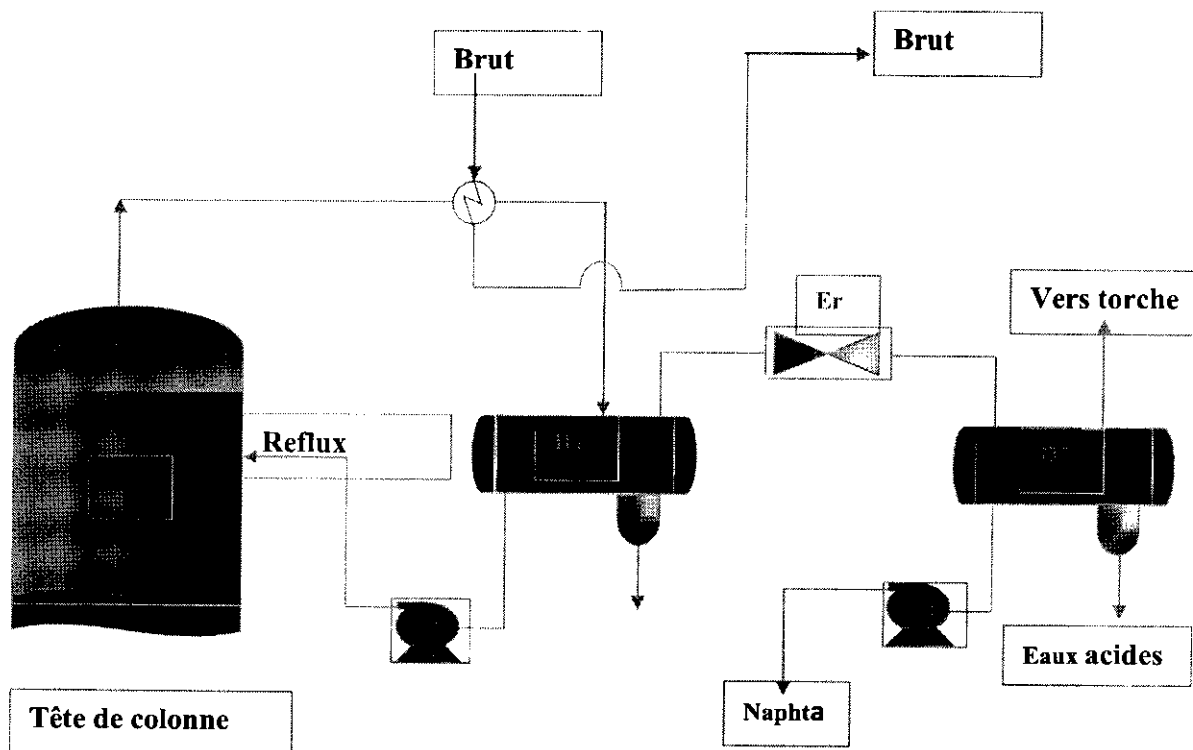


Fig.II.5.Installation de distillation atmosphérique avec double condensation en tête de la colonne.

III PRESENTATION DE LA RAFFINERIE D'ALGER

III.1 Historique

Comme notre pays possède d'importantes réserves en pétrole, elle est dans l'obligation de bâtir des complexes afin de permettre le traitement de cette richesse pour obtenir des produits de consommation et aussi ceux qui seront utilisés comme matière première dans d'autres secteurs.

La raffinerie d'Alger est le premier et important complexe construit en Algérie, elle répond aux impératifs suivants[13]:

- Traiter le pétrole de Hassi Messaoud.
- Satisfaire la consommation croissante en carburant du marché national précédemment couvert par les importations.
- La création de ce complexe par sept actionnaires mondialement connus a été en Décembre 1959. Le chantier fut ouvert en janvier 1960 sous la direction de la CFP.
- Le démarrage de la raffinerie a eu lieu exactement le 19 février 1964.
- la raffinerie d'Alger est située à 5 Km au sud de la ville de El-Harrach et à 20 Km de la capitale Alger, elle prend une surface de 180 Hectare (bâti et clôture 96 Hectare).

III.1.1 Réception de brut

Depuis le 10 janvier 1964 jusqu'à 1971 la raffinerie d'Alger était alimentée par tankers du port pétrolier de Bejaia et le port pétrolier d'Alger et puis par pipe de Φ 26" jusqu'au parc de stockage en 1971. Un picage a lieu de Beni Mansour à partir de pipe Φ 24" reliant HMD/Bejaia un oléoduc de Φ 26" d'une longueur de 131 Km jusqu'à la raffinerie, son débit horaire est de 500 m³/h.

III.1.2 Principales installations

La raffinerie d'Alger comprend les **trois** unités de production suivantes :

- **Unité 100 : Distillation atmosphérique (TOPPING)**

Le but de cette unité est de fractionner le pétrole brut en produits finis (Kérosène, Gas-oil moteur, Fuel-oil et Naphta) qui seront directement stockés avant d'être commercialisés, et en produits intermédiaires (Solvants léger et lourd et les LPG) qui serviront de charge pour l'unité de PLATFORMING et l'unité de GAS-PLANT.

- **Unité 200 : Reforming catalytique (PLATFORMING)**

Cette unité a pour objectif d'augmenter l'indice d'octane du mélange solvant léger - solvant lourd par des réactions catalytiques pour obtenir à la sortie le platformat destiné à la fabrication des carburants.

- **Unité 300 : Traitement et séparation des gaz (GAS-PLANT)**

Cette unité est conçue spécialement pour séparer les LPG en propane et butane.

- **Utilités**

En plus des trois unités de production citées ci-dessus, la raffinerie comprend une centrale thermoélectrique, qui produit les différentes utilités suivantes :

- ✓ Vapeur H.P., M.P. et B.P.
- ✓ Electricité
- ✓ Eau de refroidissement.

Il existe aussi une Section MELEX où s'effectuent le mélange et l'éthylation des carburants-auto, et leur expédition vers les différents dépôts de Naftal pour la distribution.

A noter aussi que la raffinerie dispose de 32 bacs de stockage de types différents et d'une capacité différente pour le stockage du brut, ou des différents produits, finis ou semi-finis (intermédiaires) et de 5 sphères et 2 ballons pour le stockage du propane et du butane.

III.2 Problématique

Sous la contrainte de la demande du marché national en produits énergétique, l'exploitant se trouve dans l'obligation d'augmenter la capacité de production.

En effet, toute augmentation de la capacité de traitement de l'unité de distillation atmosphérique fait apparaître des perturbations au niveau de la colonne principale, ces perturbations sont liées étroitement au phénomène d'engorgement caractérisé physiquement par :

- L'augmentation des températures au niveau des plateaux de soutirage notamment les plateaux de solvant lourd qui augmentent de 6 à 10 °C.
- Augmentation des points finaux du solvant léger et solvant lourd qui atteint respectivement 150 °C et 180 °C.
- Augmentation de la pression de la zone de flash.
- Dégradation de la qualité de fractionnement des vapeurs de tête.

Dans le but d'augmenter la capacité annuelle de l'unité topping de 15%, toute en évitant les anomalies citées précédemment, nous avons réalisé le calcul pour le remplacement du ballon de flash par une colonne de prédistillation puis fixer les paramètres de marche de la colonne de distillation atmosphérique et enfin, vérifier les dimensions de cette dernière.

III.3 Calcul de la colonne de prédistillation

III.3.1 Données de bases

Tab.III.1. Caractéristiques générales du pétrole brut.

Caractéristiques	Résultats
Densité à 15�C	0.7960
Viscosité à 20�C(Cst)	2.61
Point d'écoulement (�C)	-62
Tension de vapeur Reid (Kg/Cm ²)	0.756
Teneur en eau (% vol)	Nulle
Teneur en soufre (% pds)	0.0603
Masse moléculaire (g/mole)	184
Teneur en asphaltènes (% pds)	0.087
Degré API	46.16
Pouvoir calorifique (Kcal/Kg)	11105

Tab.III.2. Chromatographie en phase gazeuse des légers.

Constituants	% massique
C ₂ H ₆	0,04
C ₃ H ₈	0,65
nC ₄ H ₁₀	1,74
i C ₄ H ₁₀	0,47
nC ₅ H ₁₂	0,01
i C ₅ H ₁₂	0,06
TOTAL	2 ,97

Tab.III.3. Distillation TBP du pétrole brut [14].

N°	Fractions à 760 mm Hg	% en poids	% cumulé	Densité à 15 °C
Légers	<12.6	2.97	2.97	0.5591
1	12.6-65	6.83	9.80	0.6454
2	65-70	1.41	11.21	0.6854
3	70-75	0.60	11.81	0.6950
4	75-80	0.64	12.45	0.7008
5	80-85	0.78	13.23	0.7042
6	85-90	1.19	14.42	0.7068
7	90-95	1.86	16.28	0.7128
8	95-100	1.81	18.09	0.7227
9	100-105	0.93	19.02	0.7313
10	105-110	0.83	19.85	0.7314
11	110-115	1.23	21.08	0.7317
12	115-120	1.54	22.62	0.7320
13	120-125	1.46	24.08	0.7376
14	125-130	1.15	25.23	0.7464
15	130-135	1.13	26.36	0.7518
16	135-140	1.22	27.58	0.7530
17	140-145	1.32	28.90	0.7533
18	145-150	1.32	30.22	0.7569
19	150-155	1.19	31.41	0.7628
20	155-160	1.08	32.49	0.7680
21	160-165	1.33	33.82	0.7708
22	165-170	1.38	35.20	0.7726
23	170-175	1.23	36.43	0.7749
25	180-185	2.07	38.50	0.7802
26	185-190	1.07	39.57	0.7817
28	195-200	2.19	41.76	0.7882
30	205-210	2.00	43.76	0.7895
32	215-220	2.30	46.06	0.7928
34	220-230	2.62	48.68	0.7955
35	230-240	2.17	50.85	0.8061
36	240-250	2.00	52.85	0.8072
37	250-260	1.98	54.83	0.8170
38	260-270	2.02	56.85	0.8206
39	270-280	1.81	58.66	0.8247
40	280-290	1.81	60.47	0.8320
41	290-300	1.87	62.34	0.8329
42	300-310	5.98	68.32	0.8342
43	310-320	1.88	70.20	0.8483
44	320-330	1.77	71.97	0.8560
45	330-340	1.58	73.55	0.8598
46	340-350	1.54	75.09	0.8643
47	350-360	1.44	76.53	0.8677
48	370-375	2.04	78.57	0.8807
49	375-380	1.00	79.57	0.8829
50	380-530	11.10	90.67	0.8941
Résidu	530 ⁺	9.33	100.00	0.9508

Tab.III.4. Caractéristiques des essences [14].

Coupes	Essence légère	Essence lourde	Essence totale
	C ₁ - 80�C	80 - 165�C	C ₃ - 165�C
Rend. sur le brut			
% Pds	9,55	21,37	30,85
% Vol	11,39	22,85	34,24
Densité à 15�C	0,6583	0,7391	0,7083
Degré API	83,3	59,8	67,1
Indice réfraction à 20�C	1,3802	1,4223	1,4080
TVR Kg/cm ²	1,397	0,296	0,520
Kuop	12,69	12,03	12,26

Tab.III.5. Caractéristiques du Kérosène[14].

Coupe	165-250�C
Rendement sur le brut	
% Pds	19,03
% Vol	19,02
Densité à 15�C	0,7932
Degré API	46,7
Indice de réfraction à 20�C	1,4502
Viscosité cinématique en Cst à	
20�C/ 68�F	1,74
37,8�C/ 100�F	1,32
50�C/ 122�F	1,11
Teneur en soufre (% pds)	< 0,002
Point d'aniline �C	65,0
Point d'écoulement en �C	<-41
Point d'éclair, vase fermé �C	59
Kuop	11,95
Pouvoir calorifique supérieur, Kcal/Kg	11048

Tab.III.6. Caractéristiques du gasoil [14].

	250 - 320�C	250 - 375�C	250 - 320�C	250 - 375�C
Rendement sur le brut				
% Pds	17,35	25,72	8,37	41,27
% Vol	16,43	24,10	7,67	39,75
Densité à 15�C	0,8381	0,8436	0,8684	0,8205
Degré API	37,2	36,1	32,1	40,8
Indice de réfraction à 20�C	1,4748	1,4774	1,4891	1,4653
Viscosité cinématique en Cst à				
20�C/ 68�F	6,95	10,25	33,72	3,48
37,8�C/ 100�F	4,24	5,88	15,43	2,46
50�C/ 122�F	3,25	4,34	10,23	2,00
70�C/ 158�F	2,23	2,97	5,97	1,46
98,9�C/ 210�F	1,44	1,80	3,32	1,02
Indice de cétane	59,0	59,2	56,8	61,0
Point de trouble �C	-9	-8	-25	-13
Point de congélation �C	-15	-6	-14	-25
Pouvoir calorifique supérieur				
Kcal/Kg	10924	10927	10869	10,986
Indice d'acidité mg KOH/g	0,067	0,068	0,070	0,065
Kuop	12,02	12,12	12,16	11,93
Teneur en soufre (% pds)	0,0519	0,0818	0,1430	0,0354
Résidu Conradson (% pds)	0,0173	0,027	0,323	0,0037

Tab.III.7 Caractéristiques du résidu[14].

Coupe	350 +	375 +	390 +
Rendement sur le brut			
% Pds	24,91	21,43	20,43
% Vol	21,61	18,44	17,55
Densité à 15�C	0,9135	0,9213	0,9238
Degré API	23,2	21,9	21,05
Viscosité cinématique en Cst à			
20�C/ 68�F	118,16	203,04	287,57
37,8�C/ 100�F	47,47	71,82	89,01
50�C/ 122�F	17,56	25,04	28,84
Point d'écoulement en �C	+31	+31	+32
Résidu Conradson (% pds)	3,79	4,88	5,09
Pouvoir calorifique supérieur (Kcal/Kg)	10712	10993	10684
Kuop	12,06	12,04	12,06
Teneur en soufre (% pds)	0,2088	0,2205	0,2287
Teneur en asphaltènes (% pds)	0,34	0,40	0,42
Teneur en cendre (% pds)	0,00563	0,00712	0,00786

III.3.2 Tracé des courbes TBP et de flash (CF)

a) Tracé des courbes TBP :

Pour tracer la courbe TBP du pétrole brut et brut flashé et pour chaque fraction pétrolière, il suffit de rapprocher le point final de la fraction étroite au % cumulé (Tab.III.3)

b) Tracé des courbes de flash à pression atmosphérique :

On utilise la méthode de W. L. NELSON et R. J. HARVY

Cette méthode se résume comme suit :

- On détermine la pente de la courbe TBP

$$S = tg'' = \frac{t_g^{TBP} - t_g^{TBP}}{\Delta t} \quad (III.1)$$

- Détermination de la température 50% distillé ($tg_{50\%}^{TBP}$),
- En exploitant le diagramme de NELSON-HARVY (voir annexe figure 9)
- On détermine la pente de la courbe de flash (tg_{α}^{CF})   partir de la pente tg_{α}^{TBP} et la courbe des tangentes
- Détermination de la température 50% distillé de la courbe de flash ($tg_{50\%}^{CF}$)   partir du point $tg_{50\%}^{TBP}$ et la courbe des températures d'ébullition
- On détermine les points initial et final de la courbe de flash d'après les formules suivantes :

$$P_I = t_{50\%}^{CF} - 50 \, tg_{\alpha}^{CF} \quad (III.2)$$

$$P_F = t_{50\%}^{CF} + 50 \, tg_{\alpha}^{CF} \quad (III.3)$$

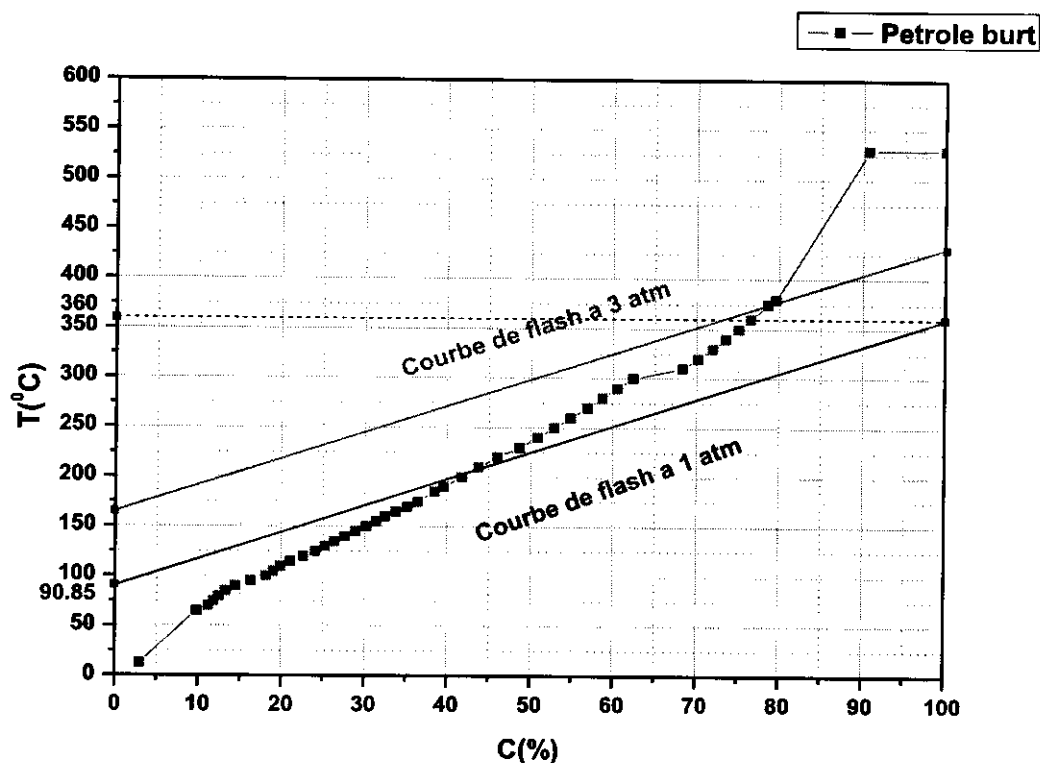


Fig.III.1. Courbe TBP et flash pour pâtre brut.

A partir de ces deux points P_I et P_F , on trace la courbe de flash à 1atm pour chaque coupe.

Tab.III.8. Les résultats.

	$t_{10\%}^{TBP}$	$t_{70\%}^{TBP}$	$t_{50\%}^{TBP}$	tg_{α}^{TBP}	$t_{50\%}^{CF}$	tg_{α}^{CF}	P	
Pétrole brut	63.6	313.76	235.32	4.16	225.35	2.69	90.85	360
Brut flashé	114.48	402.8	271.36	4.8	259.8	3.30	94.8	424.8
Solvant Ig	86.2	108.2	98	0.366	—	—	95	99.8
Solvant Id	123.6	151	112.6	0.456	—	—	136.8	145.4
Kerosene	172	22.8	208	0.846	199.09	0.233	187.44	210.74
Gas-oil Ig	259.5	305.25	296	0.762	281.6	0.275	267.85	295.35
Gas-oil Id	223.87	350.25	341.25	0.44	—	—	338.5	343

c) Traces les courbes de flash sous diverse pression:

La TBP sur laquelle nous effectuons les corrélations précédentes pour obtenir les courbes de flash est toujours une courbe obtenue à une atmosphère. Or il est nécessaire de connaître la courbe de flash sous une autre pression. PIROOMON et BEISWENGER ont fait les constations suivantes[14]:

- L'abscisse du point d'intersection de la courbe TBP et la courbe de flash reste sensiblement la même quelque soit la pression.

- Si l'on opère assez loin du point critique les CF sous diverses pressions sont à peu près parallèles à la CF à pression atmosphérique.

Pratiquement ces méthodes rapides ne seront exploitées que pour des pressions n'excédant pas 3 atmosphères

Donc pour recalculer la courbe de flash d'une pression à une autre, on utilise le diagramme de COX (voir annexe Fig.2) et la courbe de flash à la pression atmosphérique.

On trace une ligne verticale à travers le point d'intersection de la CF avec la TBP. On fixe la température correspondante à ce point d'intersection. Ensuite, en exploitant le diagramme de COX, on détermine cette température d'1atm à la pression donnée. La température trouvée est reportés sur la ligne verticale et de là on trace la ligne parallèle à la CF tracée à 1atm. Ainsi on obtient la CF à la pression donnée.

III.3.3 Détermination des masses moléculaires des fractions pétrolières

Avant d'entamer le calcul, il est commode de calculer les masses moléculaires des coupes à obtenir. La masse moléculaire des fractions pétrolières est déterminée d'après la formule de VOINOV :

$$M = a + b \cdot tm + c \cdot tm^2 \quad (III.4)$$

Avec :

tm : température moyenne d'ébullition de la fraction ($^{\circ}C$)

$$tm = \frac{Pi + Pf}{2} \quad (III.5)$$

Pi : point initial de la fraction $^{\circ}C$

Pf : point final de la fraction $^{\circ}C$

a, b, c constantes dépendant du facteur de caractérisation $Kuop$, donné par la formule suivante :

$$Kuop = \frac{1.216 \sqrt[3]{tm^0 K}}{\rho_{15}^{15}} \quad (III.6)$$

Avec : tm : température moyenne d'ébullition en $^{\circ}K$

ρ_{15}^{15} : Densité à 15 $^{\circ}C$.

Tab.III.9. les valeurs des constantes a, b , et c sont le suivant.

$Kuop$	10	10.5	11	11.5	12
a	56	57	59	63	69
b	0.23	0.24	0.24	0.225	0.18
c	0.0008	0.0009	0.0010	0.00115	0.0014

Pour les fractions légères, la formule de VOINOV s'applique comme suite[12]:

$$M = 60 + 0,3 \cdot tm + 0,001 \cdot tm^2 \quad (III.7)$$

Pour les fractions (kérosène, gas-oil) on doit déterminer $Kuop$.

Pour les fractions lourdes, on utilise la formule de KRAIGUE.

$$M = \frac{44,29 \cdot d_{15}^{15}}{1,03 - d_{15}^{15}} \quad (III.8)$$

1) Masse moléculaire de l'essence légère :

$$M_{\text{ess légère}} = 60 + 0,3 \cdot 46,3 + 0,001(46,3)^2 = 76,03$$

$$M_{\text{ess légère}} = \boxed{76,03 \text{ g/mole}}$$

2) Masse moléculaire du solvant léger :

$$M_{\text{sol légère}} = 60 + 0,3 \cdot 100 + 0,001(100)^2 = 100$$

$$M_{\text{sol légère}} = \boxed{100 \text{ g/mole}}$$

3) Masse moléculaire du solvant lourd :

$$M_{\text{sol lourd}} = 60 + 0,3 \cdot 142,5 + 0,001(142,5)^2 = 123,05$$

$$M_{\text{sol lourd}} = \boxed{123,05 \text{ g/mole}}$$

4) Masse moléculaire du kérosène :

$$K_{\text{uop}} = \frac{1,216 \sqrt[3]{480,65}}{0,7932} = 12$$

Alors :

$$M_{\text{kérosène}} = 69 + 0,18 \cdot 207,5 + 0,0014 (207,5)^2 = 166,62$$

$$M_{\text{kérosène}} = \boxed{166,62 \text{ g/mole}}$$

5) Masse moléculaire du gasoil léger :

$$M_{\text{gas oil Léger}} = 69 + 0,18 \cdot 285 + 0,0014 (285)^2 = 234$$

$$M_{\text{gas oil Léger}} = \boxed{234 \text{ g/mole}}$$

6) Masse moléculaire du gas-oil lourd:

$$M_{\text{gas oil lourd}} = M = \frac{44,29 \cdot 0,8684}{1,03 - 0,8684} = 238$$

$$M_{\text{gas oil lourd}} = \boxed{238 \text{ g/mole}}$$

7) Masse moléculaire du résidu:

$$M_{\text{résidu}} = M = \frac{44,29 \cdot 0,9213}{1,03 - 0,9213} = 375,38$$

$$M_{\text{résidu}} = \boxed{375,38 \text{ g/mole}}$$

8) Masse moléculaire du brut flashé :

$$M_{\text{brut flashé}} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{M_i}} \quad (\text{III.9})$$

Avec : X_i : % poids des fractions

Donc :

$$M_{\text{bf}} = \frac{1}{\frac{0,1162}{100} + \frac{0,1279}{123,05} + \frac{0,2173}{166,62} + \frac{0,1982}{234} + \frac{0,0956}{238} + \frac{0,2448}{375,38}} = 185$$

$$M_{\text{bf}} = \boxed{185 \text{ g/mole}}$$

Tab.III.10. Les résultats sont portés dans le tableau suivant.

fractions pétrolières	M (g/mole)
Essence légère	76,03
Solvant léger	100
Solvant lourd	123,05
Kérosène	166.62
Gas-oil léger	234
Gas-oil lourd	238
Résidu	375.38
Brut flashé	185

III.3.4 Calcul de la colonne de prédistillation

III.3.4.1 Capacité de l'unité

L'unité de distillation atmosphérique de la raffinerie d'Alger a une capacité de traitement de pétrole brut égale à $G = 2,7M$ t/an. Une augmentation de la charge de 15% donnera un débit

$$G = \frac{2700000 \times 115}{100} = 3105000 \text{ t/an}$$

Sur un nombre de 350 jours par an de marche la capacité sera alors :

$$G = \frac{3105000 \times 1000}{350 \times 24} = 369643 \text{ Kg/h}$$

$$G = 369643 \text{ Kg/h}$$

III.3.4.2 Bilan matière de la colonne de prédistillation

Tab.III.11. bilan de matière de la colonne de Prédistillation dans le tableau suivant.

Produits	Rendement par rapport au pétrole %mass	Débit kg/h
Entrée Pétrole brut	100	369643
Total	100	369643
Sortie Gaz	2,97	10978,40
Essence légère	9,48	35042,15

Brut flashé	87,55	323622,45
Total	100,00	369643

III.3.4.3 Choix de la pression dans la colonne de prédistillation

La pression dans la colonne de pré distillation varie entre 2 à 4atm, cette pression dépend de la teneur en essence légère et en gaz ainsi que la composition chimique du gaz dissous dans le pétrole brut vu qu'ils ont une haute tension de vapeur.

Soit la pression dans la zone de flash de la colonne de prédistillation

$$P_{zf} = 3\text{atm}$$

Le nombre de plateaux (n) dans la colonne de prédistillation varié entre 25 à 35 plateaux dont la répartition dans la zone de rectification : le nombre de plateaux (n_r) varié entre 20 à 22 plateaux.

Dans la zone d'épuisement il varie entre 6 à 10 plateaux. La chute de pression sur un plateau (ΔP) varie entre 5et 8mmHg.

En suppose donc que la colonne comporte 28 plateaux avec $n_r = 22$ plateaux et $n_e = 6$ plateaux ; $\Delta P = 7\text{mmHg}$.

1) Pression au sommet de la colonne :

$$P_s = P_{zf} - \frac{n_r \cdot \Delta P}{760} = 3 - \frac{22 \cdot 7}{760} = 2,8$$

$$P_s = 2,8\text{atm}$$

2) Pression au fond de la colonne :

$$P_f = P_{zf} + \frac{n_e \cdot \Delta P}{760} = 3 + \frac{6 \cdot 7}{760} = 3,055$$

$$P_f = 3,055\text{atm}$$

III.3.4.4 Régime de température dans la colonne de prédistillation

1) Température dans la zone de flash :

La température d'entrée de la charge est déterminée par la courbe de flash du pétrole brut construite à la pression choisie dans la zone flash $P_{zf} = 3\text{atm}$ et par le taux de vaporisation nécessaire (massique) :

$$e_n = \eta_{\text{gaz}} + \eta_{\text{ess leg}} \quad (\text{III.10})$$

Avec :

η : Rendement

$$e_n = 0,0297 + 0,0948 = 0,1245$$

$$e_n = 0,1245$$

Pour cela, à partir du point e_n , on trace une verticale jusqu'au point d'intersection avec la courbe de flash à la pression 3atm, puis de ce point d'intersection, on trace une ligne parallèle à l'axe des abscisses, et sur l'axe des ordonnées on trouve la température d'entrée du brut (voir Fig.III.1)

$$t_{zf} = 165,36^\circ\text{C}$$

Maintenant on doit préciser le taux de vaporisation molaire pour les mêmes conditions $t_{zf} = 165,36^\circ\text{C}$ et $P_{ZF} = 3\text{atm}$ par la méthode d'approximation successive (Tab.III.12)

Soit le taux de vaporisation molaire à il doit vérifier les conditions suivantes :

$$\sum y'_i = 1 \quad \text{et} \quad \sum x'_i = 1$$

$$Y'_i = \frac{X'_{Li}}{e' + \frac{1-e'}{K_i}} \quad \text{et} \quad X'_i = \frac{Y'_i}{K_i} \quad (\text{III.11})$$

Avec :

X'_i : concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide.

Y'_i : concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur.

e' : taux de vaporisation molaire

X'_{Li} : concentration molaire du constituant (i) dans la charge.

K_i : coefficient d'équilibre du constituant (i).

- Pour trouver le K_i des gaz, on fait appel au monogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures SCHEIBEL – JENNY.
- Pour les fractions pétrolières on utilise la formule suivante :

$$K_i = \frac{P_i}{\pi} \quad (\text{III.12})$$

O  :

P_i : tension des vapeurs saturées du composant (i) en atm déterminée par le graphe de COX.

π : Pression du système.

Les résultats sont portés sur le Tab.III.12

Le taux de vaporisation massique dans la zone de flash de la colonne prédistillation est égale à :

$$e = \acute{e} \cdot \frac{M_Y}{M_{ch}} \quad (\text{III.13})$$

D'où :

M_y : masse moléculaire de la phase vapeur.

$$M_y = \sum M_i \cdot Y_i'$$

M_{ch} : masse moléculaire de la charge.

$$e = 0,1575 \cdot \frac{68,104}{184} = 0,0583$$

$$\boxed{e = 0,0583}$$

Tab.III.12.les résultat

Constituants	Gi	Tm �C	Mi g/mole	Ni=Gi/Mi	Xi=Ni/�Ni	Ki=Pi/�	Pzf=3atm Tzf=165�C e'=0,01575			
							$Y_i = \frac{X_i}{e + \frac{1-e}{K_i}}$	$X_i = \frac{Y_i}{K_i}$	Yi.Mi	Xi.Mi
C2H4	147,86	-	30	4,9286	0,002	47	0 0144	0,0002	0,342	0,006
C3H8	2402,68	-	44	54,6063	0,0226	19	0,1120	0,0059	4,928	0,259
nC4H10	6431,79	-	58	110,8929	0,0459	9	0,1828	0,203	10,602	1,177
iC4H10	1737,33	-	58	29,9539	0,0124	11	0,0529	0,0048	3,068	0,278
nC5H12	36,96	-	72	0,5133	0,0002	4,7	0,0006	0,0001	0,043	0,007
iC5H12	221,78	-	72	3,0802	0,0012	5,2	0,0037	0,0007	0,266	0,050
Esence leg	35042,15	46,3	76,03	460,8989	0,1909	5,83	0,6321	0,1084	48,058	8,241
brut flashé	323622,45	305	185	1749,3105	0,7246	0,005	0,0043	0,8592	0,795	158,952
Total	369643	-	-	2414,1846	0,9998	-	0,9998	0 9996	68,104	168,972

2) Température au fond de la colonne :

D'habitude cette température est supérieure à celle d'entrée de 20 à 60°C

$$T_{t_f} = \overline{t}_{\text{entrée}} + (20 \div 60^\circ\text{C})$$

$$T_{t_f} = 165 + 50 = 215^\circ\text{C} \quad \boxed{t_f = 215^\circ\text{C}}$$

3) Température au sommet de la colonne :

La température au sommet de la colonne est déterminée par la méthode d'approximation successive en utilisant l'isotherme de la phase vapeur :

$$\sum Y_i' / K_i = 1 \quad (\text{III.14})$$

Y_i' : concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur.

K_i : coefficient d'équilibre des phases.

Les résultats du calcul sont portés sur le (Tab.III.13)

Remarque : La quantité de reflux froid de tête de la colonne est pratiquement (2÷4) fois grand que celle de l'essence.

$$Gr_{\text{froid}} = 2.35042,15 = 70084,3$$

$$\boxed{Gr_{\text{froid}} = 70084,3 \text{ kg/h}}$$

Tab.III.13. Le résultat de calcul est représenté sur le tableau suivant.

					K_i	Y_i'/K_i
C_2H_6	147,86	30	4,9286	0,0031	22	0,0001
C_3H_8	2402,68	44	54,6063	0,0344	7,4	0,0046
NC_4H_{10}	6431,79	58	110,8929	0,0700	2,8	0,0250
iC_4H_{10}	1737,33	58	29,9539	0,0188	3,6	0,0054
nC_5H_{12}	36,96	72	0,5133	0,0003	1,1	0,0003
iC_5H_{12}	221,78	72	3,0802	0,0019	1,3	0,0015
Essence leg	105126,45	76,03	1382,697	0,8714	0,905	0,9629
+ ref _{froid}						
total	116104,85	—	1586,6722	0,9999	—	0,9998

Donc la température au sommet est égale à : $\boxed{t_s = 78^\circ\text{C}}$

III.3.5 Bilan thermique de la colonne de prédistillation

L'élaboration du bilan thermique nous permet de calculer la différence entre la quantité de chaleur à l'entre et à la sortie, cette différence sera consommée par le courant chaud apporté par le rebouilleur de fond de la colonne.

1) L'enthalpie des gaz à 78 °C :

L'enthalpie des gaz est donnée par la formule suivante :

$$q_{gaz}^{78^{\circ}C} = \sum q_i y_i \tag{III.15}$$

Avec :

Y_i : concentration massique du constituant (i).

q_i : enthalpie de composant (i) (kcal/kg).

$$q_i = C_p.t \tag{III.16}$$

D'o   :

C_p : chaleur sp  cifique de constituant d  termin  e graphiquement (voir Annexe Fig.3)

Tab.III.14. Le r  sultat de calcul est repr  sent   sur le tableau suivant.

Constituants	Cp kcal/kg ��C	q kcal/kg	$\sum Y_i$	$\sum q_i$
C ₂ H ₆	0,92	71,76	0,0134	0,96
C ₃ H ₈	0,74	57,72	0,2188	12,62
nC ₄ H ₁₀	0,64	49,92	0,5860	29,25
iC ₄ H ₁₀	0,67	52,26	0,1582	8,26
nC ₅ H ₁₂	0,60	46,80	0,0033	0,15
iC ₅ H ₁₂	0,61	47,58	0,0202	0,96
Total	—	—	0,9999	52,2

L'enthalpie des gaz    78   C est   gale    $q_{gaz}^{78^{\circ}C} = 52,2 Kcal / Kg$

2) L'enthalpie des fractions p  troli  res :

Les enthalpies des autres produits sont [2]d  termin  es en fonction de la temp  rature et de la masse volumique de ces produits, soit en utilisant l'abaque g  n  ral d'enthalpie des fractions p  troli  res, soit en utilisant les formules suivantes :

$$q_t^L = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} (0,403 t + 0,000405 t^2) \tag{III.17}$$

Avec :

$$(0,403 t + 0,000405 t^2) = \alpha$$

Les valeurs de α sont donn  es en fonction de la temp  rature.

Pour l'enthalpie vapeur, on utilise la formule de VOINOV :

$$q_t^V = (50,2 + 0,109t + 0,00014 t^2) (4- \rho_{15}^{15}) - 73,8 \tag{III.18}$$

$$\text{Avec :} (50,2 + 0,109 t + 0,00014 t^2) = B$$

Les valeurs de B sont donn  es en fonction de la temp  rature.

Tab.III.15. Bilan thermique de la colonne de Prédistillation.

ρ_{15}^{15}				q^L	q^v	
Entrée						
P�t. brut						
a-vapeur	21550,187	0,6583	165	-	166,80	3,594
b-liquide	348092,813	0,8064	165	86,325	-	30,049
Reflux fd	70084,03	0,6583	40	20,67	-	1,448
Reflux ch	G_j	-	300	$ql_e(1-e^L_j)$	$ql_e \cdot e^L_j$	$G_j(ql_e(1-e^L_j)+ql_e \cdot e^L_j) = k$
Total	439727,3 + G_i	-	-	-	-	35,091 + K
Sortie						
B. flashé	323622,45	0,8042	215	117,48	-	38,019
Gaz	10978,40	-	-	-	52,2	0,573
Ess léger	35042,15	0,6583	78	-	125	4,380
Ref froid	70084,3	0,6583	78	-	125	8,76
Reflux ch	G_j	-	-	ql_s	-	$G_j \cdot ql_e = M$
Total	439727,3+ G_j	-	-	-	-	51,732+M

3) Calcul de la quantité de phase vapeur dans la zone de flash :

$G_{vap} = G_{charge} \cdot e$ (III.19)

G_{charge} : débit de la charge kg/h
 e : taux de vaporisation massique dans la zone de flash.

$G_{vap} = 369643 \times 0,0538 = 21550.187$
 $G_{vap} = 21550,187 \text{ kg/h}$

4) Calcul de la quantité de la phase liquide dans la zone de flash:

$G_{liq} = G_{charge} \cdot (1-e)$ (III.20)
 $= 369643 \times (1-0,0583) = 348092,813$
 $G_{liq} = 348092,813 \text{ kg/h}$

5) Masse volumique de la phase liquide :

La masse volumique de la phase liquide est déterminée par la formule suivante :

$$\frac{1}{\rho_{ch}^{15}} = \frac{e}{\rho_V^{15}} + \frac{1-e}{\rho_L^{15}} \tag{III.21}$$

Avec :

ρ_{ch}^{15} : Masse volumique de la charge à 15 C = 0,796

ρ_L^{15} : Masse volumique de la phase liquide

ρ_V^{15} : Masse volumique de la phase vapeur (Essence légère)   15 C = 0,6583

$$\frac{1}{0,796} = \frac{0,0583}{0,6583} + \frac{1-0,0583}{\rho_L^{15}}$$

$$\rho_L^{15} = 0,8064$$

6) Détermination de taux de vaporisation au courant chaud :

Pour déterminer le taux de vaporisation on choisit la température d'entrée de courant chaud soit 300  C, on projette cette température sur la courbe de flash du brut flashé à pression de fond $P_F = 3,055$ atm, et sur l'axe des abscisses, on lit :

$$e_j = 0,45$$

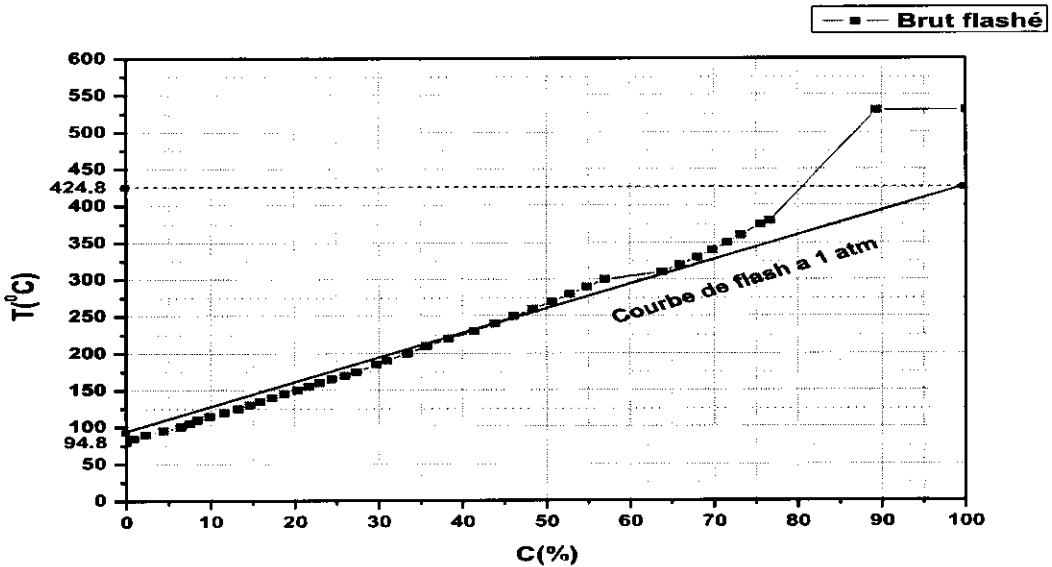


Fig.III.2.courbeTPB et flash pour brut flashé.

7) Détermination de la densité de la phase liquide et vapeur du courant chaud :

On détermine la densité de la phase liquide du courant chaud à partir de la courbe de la densité pour une fraction non vaporisée $(1-e_j)$ (voire Fig.III.2)

$$D'où : (1-e_j) = 1- 0,45 = 0,55$$

Donc :

$$\rho_L^{15} = 0,818$$

La densité de la phase vapeur est calculée en application de la formule suivante :

$$\frac{1}{\rho_{BF}^{15}} = \frac{e_j}{\rho_j^V} + \frac{1 - e_j}{\rho_j^L} \quad (\text{III.22})$$

Avec :

ρ_{BF}^{15} : Densité de brut flashé : 0,8402 à 15°C

ρ_j^V : Densité de la phase vapeur à 15°C

ρ_j^L : Densité de la phase liquide à 15°C = 0,818

$$\frac{1}{0,8402} = \frac{0,45}{\rho_j^V} + \frac{1 - 0,45}{0,818}$$

$$\rho_j^V = 0,7878$$

8) Détermination des enthalpies des vapeurs et du liquide du courant chaud :

En utilisant les formules donnant les enthalpies en fonction des densités et des températures on trouve :

$$q_c^L \text{ à } 300^\circ \text{C} = 173,97 \text{ kcal/kg}$$

$$q_e^V \text{ à } 300^\circ \text{C} = 232,965 \text{ kcal/kg}$$

$$q_s^L \text{ à } 215^\circ \text{C} = 116,49 \text{ kcal/kg}$$

Remarque : tous les résultats trouvés sont résumés sur le (Tab.III.15)

9) Détermination de débit du courant chaud :

Après avoir dressé le bilan thermique de la colonne de prédistillation on peut écrire :

$$\sum Q_{\text{entrée}} = \sum Q_{\text{sortie}}$$

Alors :

$$35,091 \cdot 10^6 + K = 51,732 \cdot 10^6 + M$$

$$\Rightarrow K - M = (51,732 - 35,091) \cdot 10^6 = 16,641 \cdot 10^6$$

$$\Rightarrow \Delta Q = 16,641 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

Cette différence ΔQ nous permet de déterminer le débit du courant chaud qui est nécessaire d'introduire au fond de colonne.

$$G_j \cdot [q_{Lc}(1 - e_j^L) + q_{Ve} \cdot e_j - q_{Ls}] = 16,641 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

$$G_j = \frac{16,641.10^6}{q_e^L (1-e_j^L) + q_e^v.e_j^L - q_s^L}$$

$$G_j = \frac{16,641.10^6}{173,97.(1-0,450)+232,965.0,45-116,49} = 198041,71Kg/h$$

$G_i = 198041,71Kg/h$

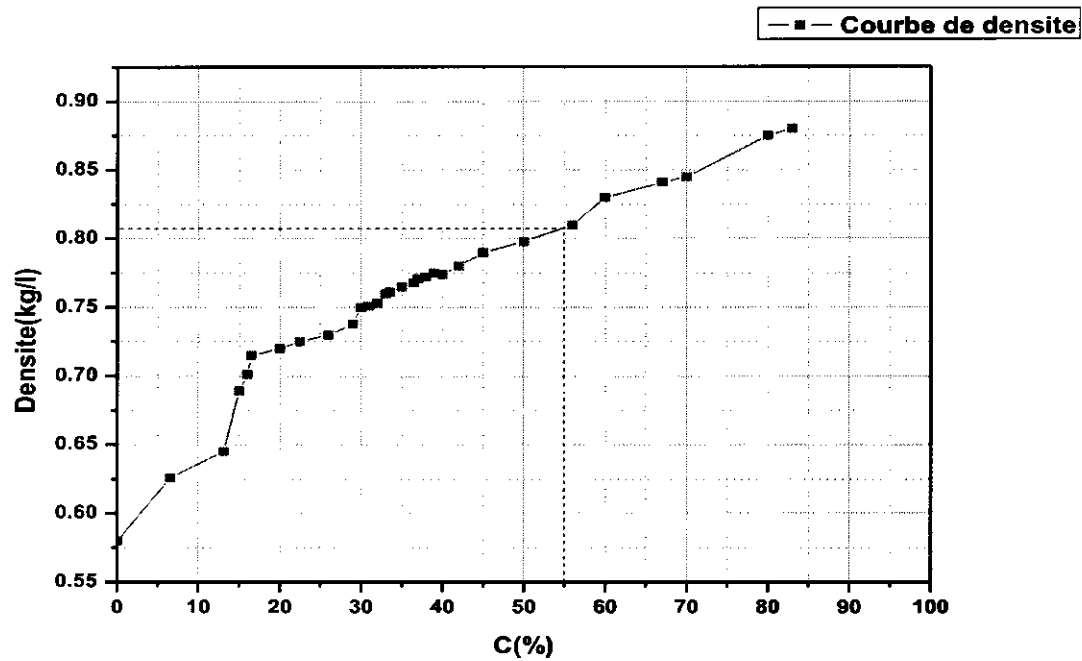


Fig.III.3.Variation de température en fonction de la densité

III.3.6 Dimensionnement de la colonne de prédistillation

III.2.6.1 Calcul du diamètre de la colonne de prédistillation

Le diamètre de la colonnedépend de la quantité maximale et de la vitesse admissible des vapeurs dans la section de la colonne. Cette vitesse dépend à son tour de plusieurs facteurs à savoir le type de plateau, l’espacement entre ces plateaux, la pression dans la colonne et autres.

On calcul le diamètre de la colonne d’après la formule suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4.Vv}{\pi.Wmax}}$$

(III.23)

- Avec :
- Vv : débit volumique des vapeurs m³/h.

Wmax : vitesse massique linéaire des vapeurs (m/s).

1) Détermination de débit volumique au sommet de la colonne :

Pour cela il faut déterminer :

La quantité de vapeur au-dessous du premier plateau de la colonne, qui est égale à la somme de la fraction ($P_1 = 80^\circ\text{C}$), du reflux chaud et du gaz.

$$G_v = G_{\text{ess lég}} + G_{\text{refch}} + G_{\text{gaz}} \quad (\text{III.24})$$

Avec:

$G_{\text{ess lég}}$: débit massique de l'essence léger qui égal 35042,15 Kg/h.

G_{gaz} : débit massique du gaz qui égal 10978,40 Kg/h.

G_{refch} : débit massique du reflux chaud (Kg/h). Il déterminer par l'équation suivant :

$$G_{\text{ref.ch}} = \frac{G_{\text{ref.f}} (q_v^{ts} - q_L^{Tr.f})}{q_v^{ts} - q_L^{ts}} \quad (\text{III.25})$$

Où :

$G_{\text{ref.f}}$: quantité de reflux froid qui égal à 70084,3 Kg/h.

q_v^{ts} : Enthalpie des vapeurs à la température au sommet.

q_L^{ts} : Enthalpie du liquide de reflux froid de tête de la colonne à la température $t_{Rf} = 40^\circ\text{C}$.

$q_v^{ts} - q_L^{ts}$: Chaleur latente de vaporisation de l'essence légère à la température du sommet de la colonne.

$$q_L^{40^\circ\text{C}} = 20,67 \text{ Kcal/Kg}$$

$$q_v^{78^\circ\text{C}} = 125 \text{ Kcal/Kg}$$

$$q_L^{78^\circ\text{C}} = 41,51 \text{ Kcal/Kg}$$

$$G_{\text{ref.ch}} = \frac{70084,3(125 - 20,67)}{125 - 41,51} = 87578,09$$

$$G_{\text{ref.ch}} = 87578,09 \text{ Kg/h}$$

Alors :

$$G_v = 35042,15 + 10978,40 + 87578,09 = 133598,64$$

$$G_v = 133598,64 \text{ Kg/h}$$

Le débit volumique des vapeurs au sommet est donnés par :

$$V_v = 22,4 \times \sum Ni \times \frac{273 + t_s}{273} \times \frac{1}{P_s} \times \frac{1}{3600} \times Z \quad (\text{III.26})$$

Avec :

Z : coefficient de compressibilité pour P (1 ÷ 3atm) $Z = 1$

$$\sum N_i = N_{ess} + N_{r.ch} + N_{gaz} \text{ (III.27)}$$

$$N_{ess,leg} = \frac{35042,15}{76,03} = 460,9 \text{ Kmol/h}$$

$$N_{r.ch} = \frac{87578,09}{76,03} = 1151,888 \text{ Kmol/h}$$

$$N_{gaz} = 200,895 \text{ Kmol/h}$$

$$\boxed{\sum N_i = 1813,683 \text{ Kmol/h}}$$

$$V_v = 22,4 \times 1813,68 \times \frac{273 + 78}{273} \times \frac{1}{2,8} \times \frac{1}{3600} = 5,18$$

$$\boxed{V_v = 5,18 \text{ m}^3/\text{s}}$$

2) Calcul de la vitesse linéaire maximale des vapeurs W_{max} :

La vitesse linéaire est calculée par la formule suivante :

$$W_{max} = \frac{0,305}{3600} \cdot C_{max} \sqrt{\frac{\rho_e - \rho_v}{\rho_v}} \text{ (III.28)}$$

Où :

C_{max} : constante dépendant de l'espacement entre plateaux et la tension superficielle.

ρ_e, ρ_v : masse volumique, respectivement, de la vapeur et du liquide en (Kg/m^3) à $t_s = 78^\circ\text{C}$.

a) Calcul de C_{max} :

C_{max} est déterminé par la formule suivante :

$$C_{max} = K_1 + K_2 \cdot C_1 - C_2 \cdot (\lambda - 35) \text{ (III.29)}$$

Tab.III.16. En fonction du type de plateau, K_1 prend les valeurs suivantes.

Type de plateau	K_1
Plateaux à calottes	1,00
Plateaux perforés	1,20
Plateaux à jet	1,20
Plateaux à jet directionnel	1,40
Plateaux à clapets	1,15

Pour les colonnes fonctionnant à pression atmosphérique et haute pression et si l'espacement entre plateaux est de ($T \geq 350\text{mm}$), alors $K_2 = 1,00$

C_1 est déterminé graphiquement (voir annexe Fig.4).

$C_2 = 5$ pour les plateaux à jet.

$C_2 = 4$ pour les autres plateaux.

Le coefficient λ est déterminé selon la formule :

$$\lambda = \frac{0,655 \cdot Le}{P} \sqrt{\frac{K_1 C_1}{V_v 3600} \sqrt{\frac{\rho_e - \rho_v}{\rho_v}}} \quad (\text{III.30})$$

Où :

Le : débit volumique du liquide sur le plateau (m^3/h).

V_v : volume des vapeurs dans la section considérée (m^3/h).

P : nombre de passe du liquide sur le plateau.

D'où:

$$Le = \frac{Gr.ch}{\rho_e^{ts}} \quad (\text{III.31})$$

$$\rho_e^{ts} = \rho_{ess.leg}^{20^\circ C} - \alpha(ts - 20) \quad (\text{III.32})$$

Les valeurs de α sont portées en annexe Fig 6

$$\rho_e^{78^\circ C} = 0,6493 - 0,0009 (78 - 20) = 0,5971$$

$$\rho_e^{78^\circ C} = 0,5971 \text{g/cm}^3 = 597,1 \text{Kg/m}^3$$

$$\rho_v^{78^\circ C} = \frac{G_v}{3600 \times V_v} = \frac{133598,64}{3600 \times 5,18} = 7,16$$

$$\rho_v^{78^\circ C} = 7,16 \text{Kg/m}^3$$

$$Le = \frac{Gr.ch}{\rho_e^{78^\circ C}} = \frac{87578,09}{597,1} = 146,67$$

$$Le = 146,67 \text{ m}^3/\text{h}$$

Pour le cas de la colonne de prédistillation :

Admettons que les plateaux de la colonne sont des plateaux à clapets donc :

$K_1 = 1,15$; $C_2 = 4,0$; nombre de passe $P = 2$

$$T = 600 \text{ mm} ; C_2 = 765 ; K_2 = 1$$

$$\text{Donc : } C_{\max} = 1,15 \cdot 1 \cdot 765 - 4(\lambda - 35)$$

D'où :

$$\lambda = \frac{0,655 \times 146,67}{2} \sqrt{\frac{1,15 \times 765}{5,18 \times 3600} \sqrt{\frac{597,1 - 7,16}{7,16}}} = 31,43$$

$$C_{\max} = 1,15 \cdot 1 \cdot 765 - 4(31,43 - 35) = 894,39$$

$$\boxed{C_{\max} = 894,39}$$

b) La vitesse maximale des vapeurs :

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \times 894,39 \times \sqrt{\frac{597,1 - 7,16}{7,16}} = 0,687$$

$$\boxed{W_{\max} = 0,687 \text{ m/s}}$$

3) Détermination du diamètre :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 5,18}{3,14 \times 0,687}} = 3,1 \quad \boxed{D = 3,1 \text{ m}}$$

Le diamètre de la colonne d'après les normes sera $D_n = 3,2 \text{ m}$

a) Vitesse réelle dans la colonne :

On peut alors calculer la vitesse réelle dans la colonne

$$W_{\text{réel}} = \frac{4 \times V_r}{\pi (D_n)^2} = \frac{4 \times 5,18}{3,14 \times (3,2)^2} = 0,644$$

$$\boxed{W_{\text{réel}} = 0,644 \text{ m/s}}$$

b) Volume du liquide dans une passe du plateau :

$$L_v = \frac{Le}{b} \quad (\text{III.33})$$

Où :

le : périmètre du déversoir.

b : longueur du déversoir.

La longueur du déversoir est égale à 60 ÷ 70% du diamètre de la colonne.

$$\text{Donc : } b = 0,6 \cdot 3,2 \cdot 2 = 3,84 \text{ m}$$

$$\text{Alors : } L_v = \frac{146,67}{3,84} = 38,02$$

$$\boxed{L_v = 38,02 \text{ m}^3/\text{mh}}$$

D'après les données pratiques $L_v^{adm} \leq 65\text{m}^3/\text{mh}$

Dans notre cas $L_v^{adm} = 38,02 \text{ m}^3/\text{mh}$, ce qui rend acceptable la valeur trouvée.

c) Hauteur du liquide débordant du déversoir :

Elle est déterminée par la formule de FRANCIS :

$$h_D = 0,6 \sqrt[3]{\left(\frac{L_e}{b.3600}\right)^2}$$
$$h_D = 0,6 \sqrt[3]{\left(\frac{146,67}{3,84 \times 3600}\right)^2} = 0,029 \text{ m}$$

$h_D = 0,029 \text{ m} \approx 0,03\text{m}$

(III.34)

La hauteur admissible du liquide débordant du déversoir selon les données pratiques est fixée entre 30 et 75mm, donc la hauteur calculer $h_D > h_D^{adm}$

III.3.6.2 Calcul de la hauteur de la colonne de prédistillation

La hauteur de la colonne est liée au nombre de plateaux à installer et à l'espacement que l'on doit prévoir entre eux (h_D). C t espacement dépend du diamètre de la colonne :

Tab.III.17. l'espacement en fonction du diamètre de la colonne.

Diamètre (mm)	200 - 250	250 - 300	300 - 350	350 - 400	400 - 450	450 - 500	500 - 550	550 - 600	600 - 650	650 - 700	700 - 750	750 - 800	800 - 850	850 - 900	900 - 950	950 - 1000
Espacement (mm)	200 - 250	250 - 300	300 - 350	350 - 400	400 - 450	450 - 500	500 - 550	550 - 600	600 - 650	650 - 700	700 - 750	750 - 800	800 - 850	850 - 900	900 - 950	950 - 1000

En pratique, cet espacement est généralement de l'ordre de 0,3   0,9m, mais le plus souvent il est de 0,5   0,7m.

On désigne par H la hauteur totale de la colonne de prédistillation qui est égale à la somme des hauteurs élémentaires :

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7$$

(III.35)

D'où :

h_1 : espace libre situé en tête de colonne jusqu'au premier plateau de Rectification :

$$h_1 = \frac{D}{2} = \frac{3,2}{2} = 1,6$$

$h_1 = 1.6 \text{ m}$

h_2 : hauteur de la zone de rectification :

$$h_2 = h_p. (n_r - 1) = 0,6 (22 - 1) = 12, 6$$

$h_2 = 12, 6 \text{ m}$

h_3 : hauteur de la zone d'alimentation :

$$h_3 = 3. h_p = 3. 0,6 = 1,8$$

$$h_3 = 1,8 \text{ m}$$

h_4 : hauteur de la zone d'épuisement :

$$h_4 = h_p. (n_e - 1) = 0,6 (6 - 1) = 3,0$$

$$h_4 = 3,0 \text{ m}$$

h_5 : hauteur correspondante au niveau du liquide au fond de la colonne jusqu'au dernier plateau, elle est prise entre (1+2) m. , soit $h_5 = 2 \text{ m}$

h_6 : la hauteur libre au fond de la colonne, cette hauteur correspondant à la couche du liquide qui reste emprisonnée au fond de la colonne, elle doit assurer le fonctionnement de la pompe pendant un certain temps en cas d'arrêt de l'installation. Ce temps est appelé temps de rétention τ .

- Pour la colonne de pr distillaton : $\tau = 2 \div 6 \text{ min}$
- Pour la colonne atmosphérique : $\tau = 6 \div 15 \text{ min}$

La hauteur h_6 est[11] déterminée selon la formule :

$$h_6 = \frac{G_f}{\rho_{pf}^{tf} \times 60 \times F} \times \tau \quad (\text{III.36})$$

Avec :

G_f : quantité du produit de fond de colonne (K/h).

$$G_f = G_{b.f} + G_j$$

D'où :

$G_{b.f}$: quantité du brut flashé (Kg/h).

G_j : quantité du courant chaud (Kg/h).

$$G_f : 323622,45 + 198041,71 = 521663,86 \text{ Kg/h}$$

$$G_f = 521663,86 \text{ Kg/h}$$

ρ_{pf}^{tf} : masse volumique du produit à température au fond de la colonne.

$$\rho_{pf}^{215^\circ C} = \rho_{pf}^{20^\circ C} - \alpha(t_f - 20) = 0,8013 - 0,000567(215 - 20)$$

$$\rho_{pf}^{215^\circ C} = 0,6907 \text{ g/cm}^3 = 0,6907 \text{ Kg/m}^3$$

F : surface de la section de liquide (m^2), elle est égale à :

$$F = \frac{3,14 \times D^2}{4} = \frac{3,14 \times (3,2)^2}{4} = 8,0384 m^2$$

$$\boxed{F = 8,0384 m^2}$$

Pour notre cas admettons que $\tau = 2 \text{ min}$. Alors :

$$h_6 = \frac{521663,86 \times 2}{690,7 \times 60 \times 8,0384} = 3,132$$

$$\boxed{h_6 = 3,132 m}$$

h_7 : hauteur de la jupe de la colonne de prédistillation.

Prennent $h_7 = 4 m$

Donc la hauteur totale égale :

$$H = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 + h_6 + h_7$$

$$H = 1,6 + 12,6 + 1,8 + 3,0 + 2 + 3,132 + 4$$

$$\boxed{H = 28,132 m}$$

CONCLUSION GÉNÉRALE

En partant sur la base d'augmenter la capacité de traitement du brut de la raffinerie d'Alger de **15%**, pour satisfaire une demande quantitative et qualitative en produits énergétiques, qui devient de jour en jour, plus intense, il est indispensable de soulager la colonne principale du flux de vapeur important qui la traverse, cela est réalisé en débarrassant le pétrole brut de sa fraction légère (12.45 % en poids de gaz et essence légère) dans une colonne de prédistillation dont les caractéristiques principales sont :

- Un nombre de plateau égal à **28**
- Un diamètre de **3,2 m**
- Une hauteur de **28,132m**

Enfin nous proposons les recommandations suivantes :

- Un calcul des dimensionnement équipements de la colonne de prédistillation à savoir le condenseur de tête, ballon de reflux, rebouilleur de fond et différentes pompes de refoulement est souhaitable,
- Un calcul de vérification pour la colonne atmosphérique principale par les nouveaux paramètres de marche (débit, taux de vaporisation...etc) est obligatoire.
- une étude technico-économique afin d'évaluer la rentabilité du procédé peut venir en appui pour le projet.

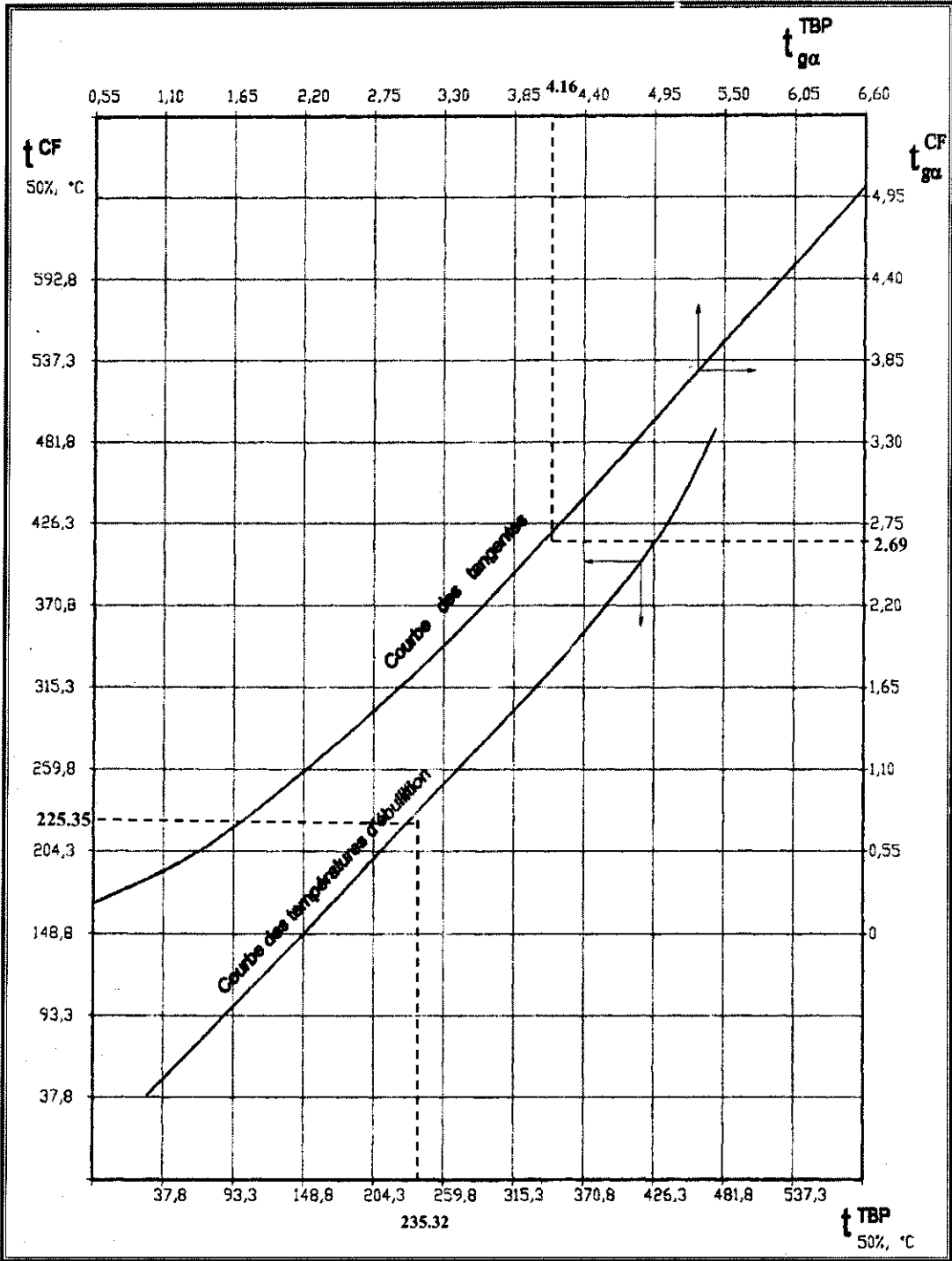


Figure 1 : Diagrammes de W.L. Nelson et R.J. Harvey.

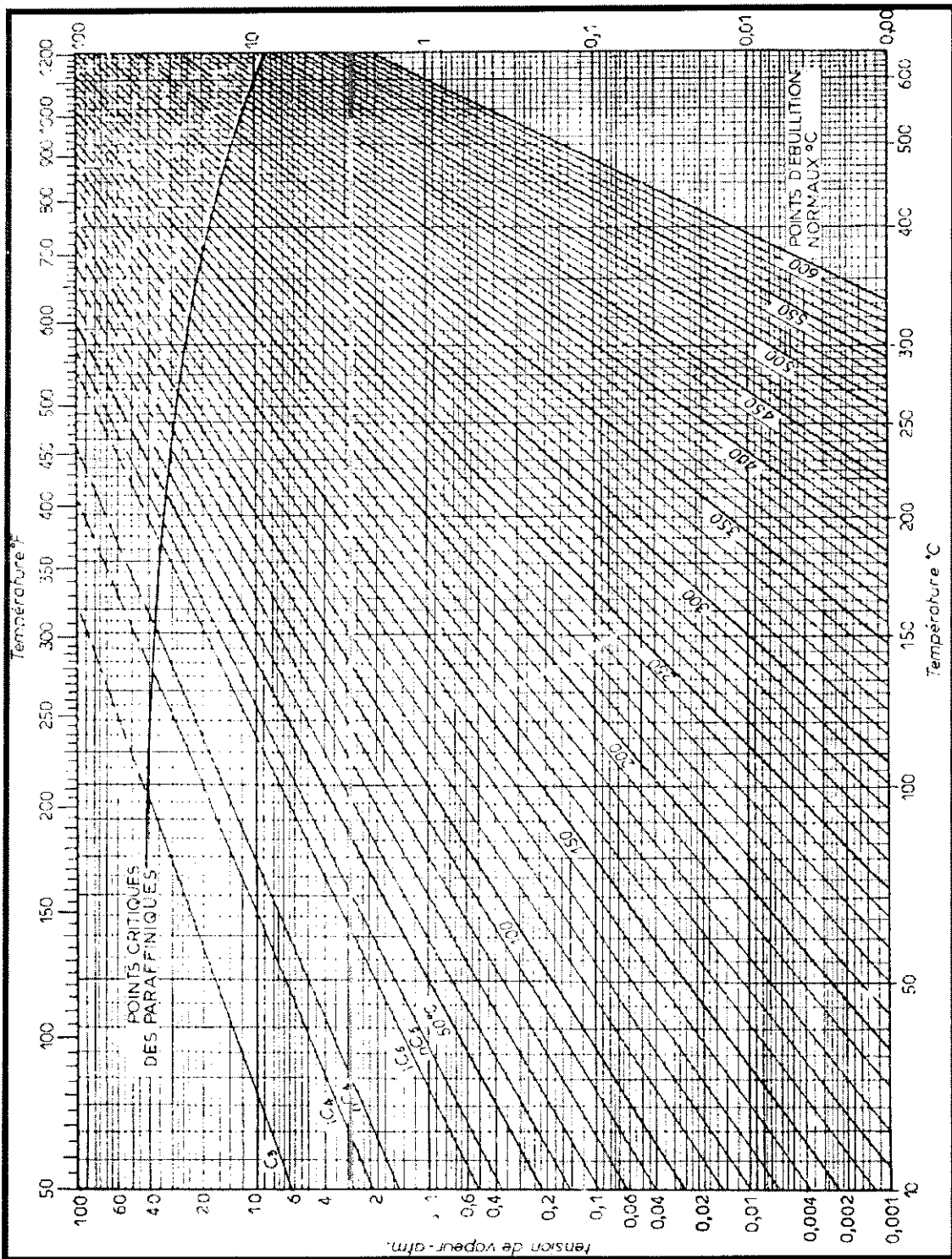


Figure 2 : Courbes de tension de vapeur des hydrocarbures
Paraffiniques COX chart

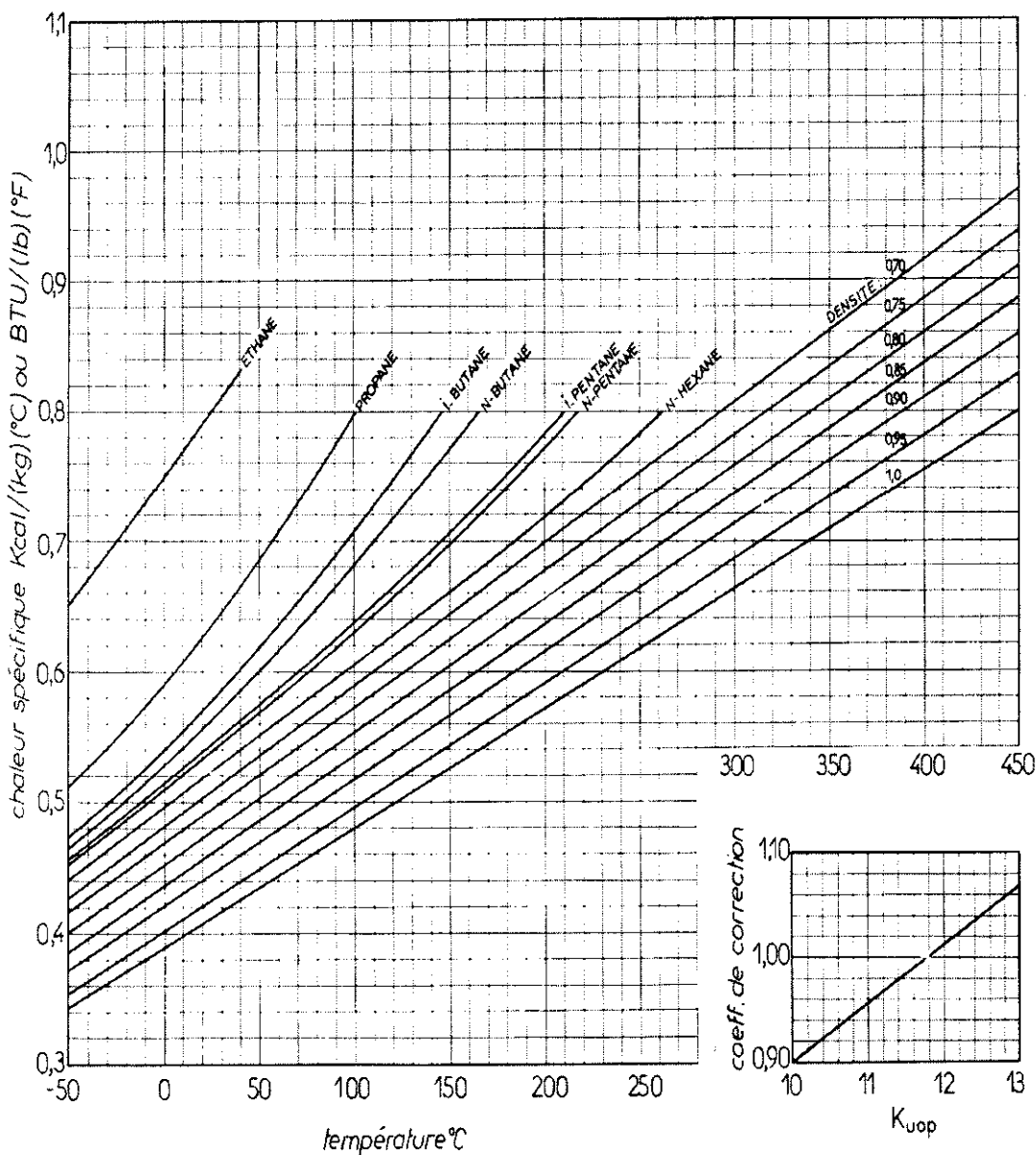


Fig. I.51. — Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides.

Figure 3 : Chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides

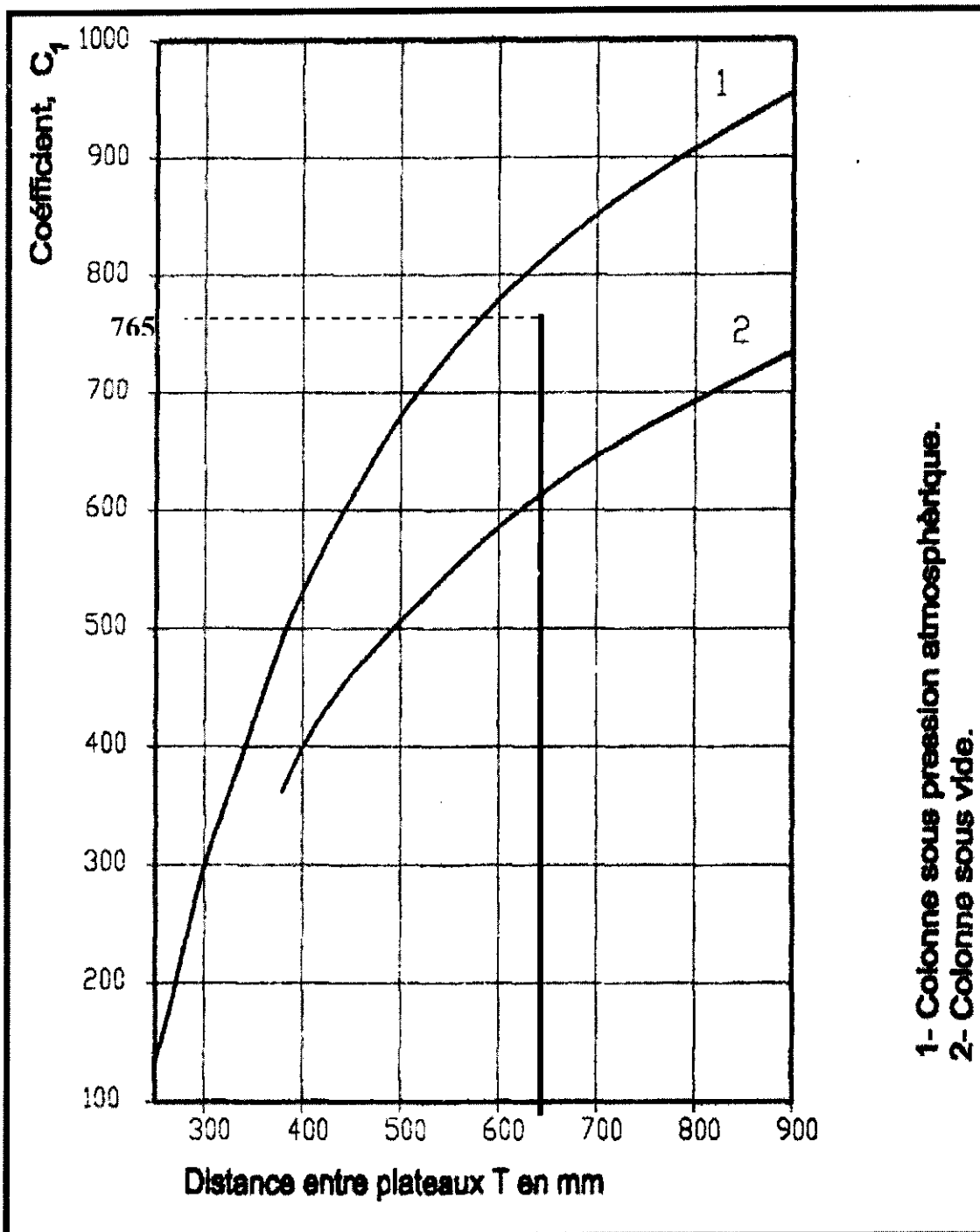


Figure 4 : Coefficient d'entraînement C_1 en fonction de l'espacement entre plateaux et de la tension superficielle.

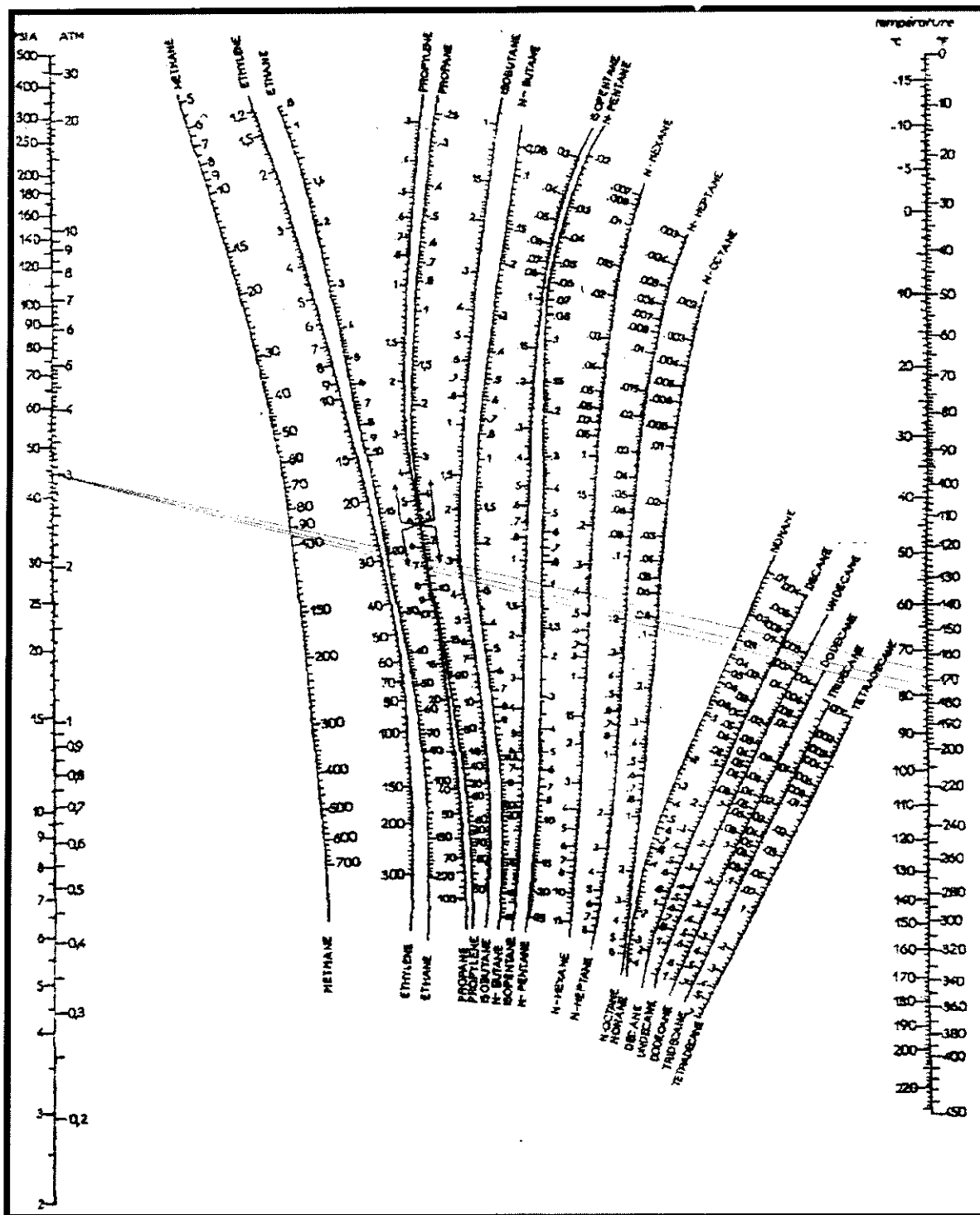


Figure 5 : Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)

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 – 0,9999	0,000515

Figure 6: Correction moyenne de la température (α) pour calculer la densité des produits liquides

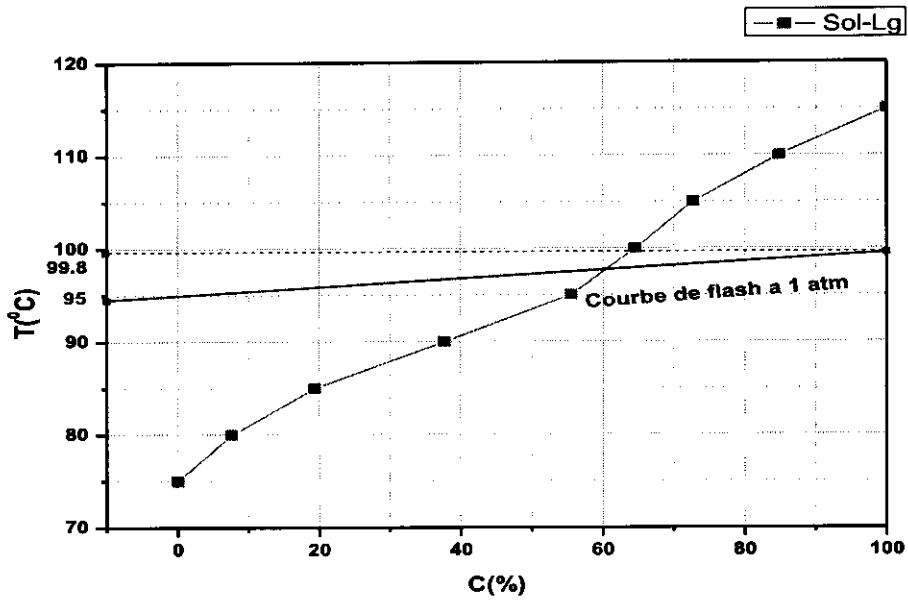


Figure 7: courbe TBP et flashe pour solvant légère

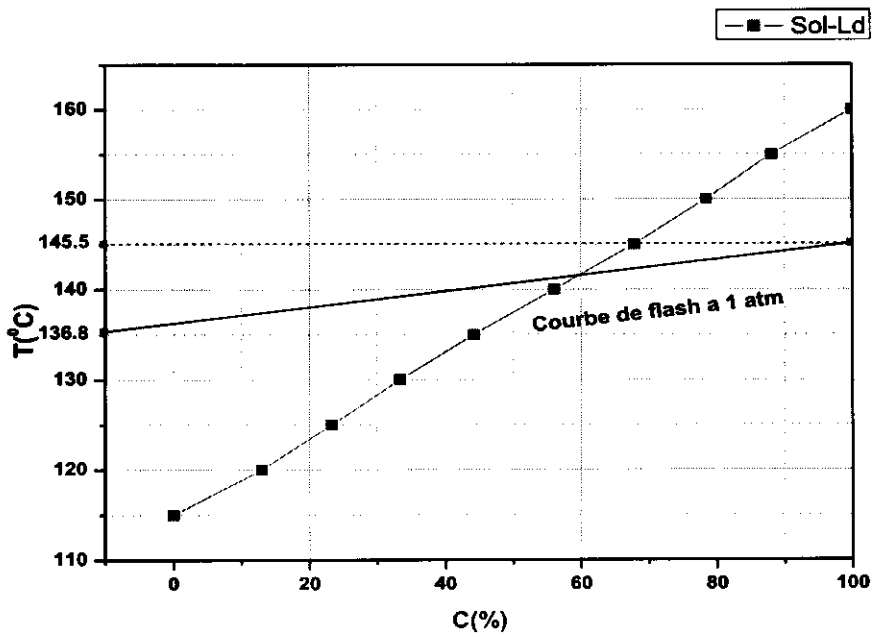


Figure 8: courbe TBP et flashe pour solvant lourd

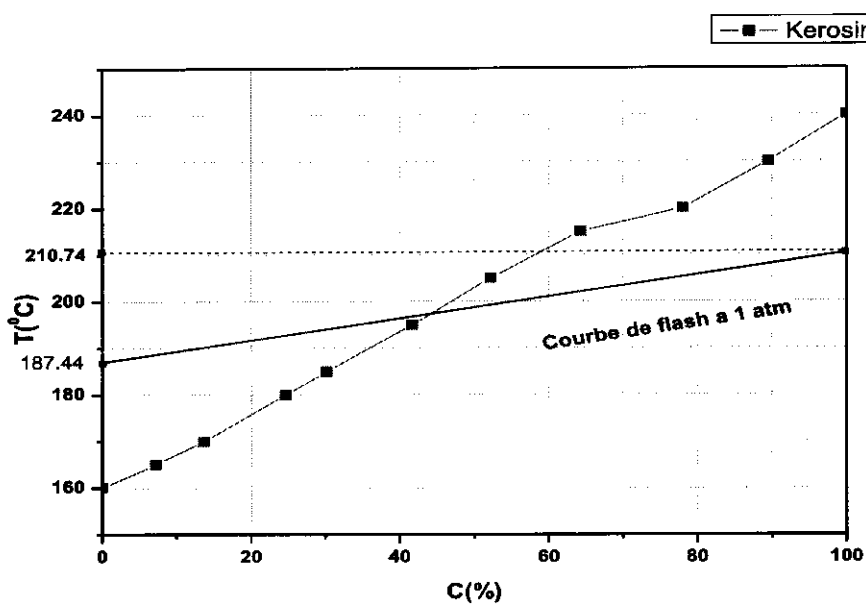


Figure 9: courbe TBP et flashe pour solvant kérosène

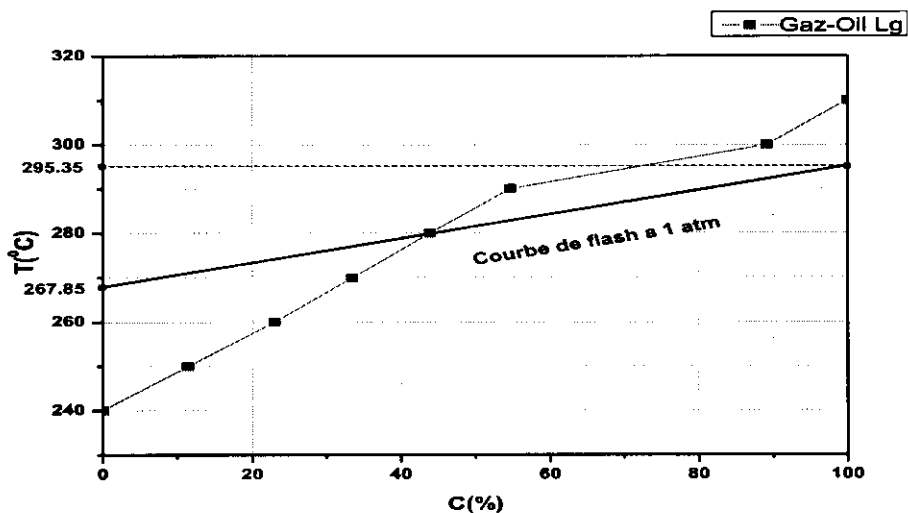


Figure 10: courbe TBP et flashe pour solvant gasoil légère

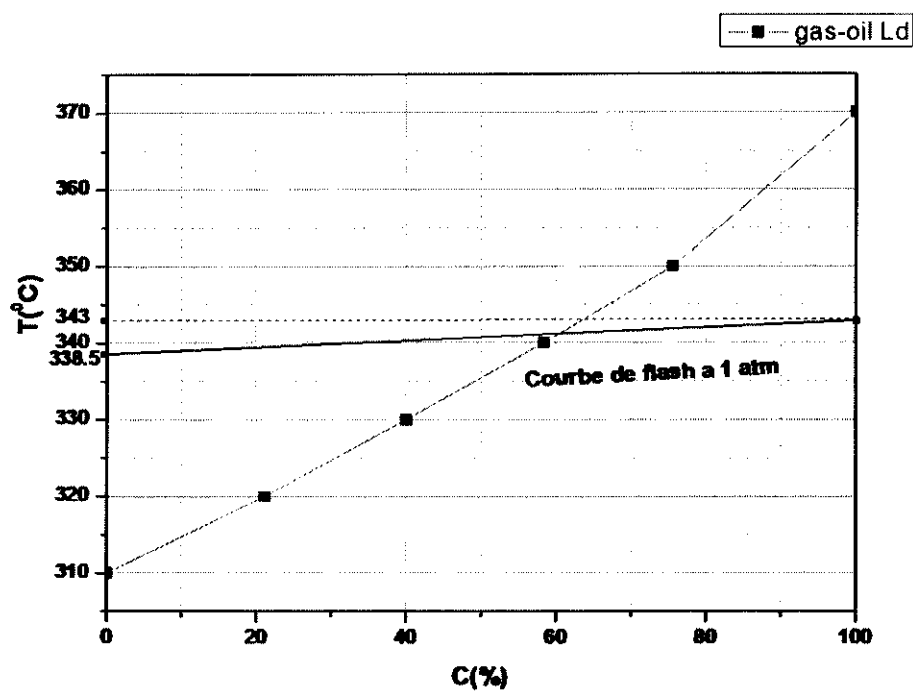


Figure 11: courbe TBP et flashe pour solvant gasoil lourd

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUE

- [1] KHELLADI, M., « Qu'est-ce que le pétrole ». Elaboration et conception, publication (SONATRACH), (1984).
- [2] Speight, J. G., Marcel Dekker << The Chemistry and Technology of Petroleum>>, 2nd Edition, 1991.
- [3] A. BENAHMED, << Généralités sur le Raffinage >>, GROUPEMENT IAP Edition ,1984 .
- [4] Documentation Internet :
www.naftec.dz.com, 3/5/2013
www.sonatrach-dz.com, 3/5/2013
<http://economie.jeuneafrique.com/images/stories/graphiques/petrolebp2012.jpg>, 3/5/2013
- [5] WAUQUIER, J.P., Le raffinage du pétrole, produits pétroliers, schémas de fabrication Paris : Edition Technip, publication de l'institut français de pétrole, Tome 1, (1994).
- [6] J. Pierre WAUQUIER, Le Raffinage du pétrole procédés de séparation, Tome 2 (1998).
- [7] Emilian, Koller, << Aide-mémoire Génie chimique, 3ème édition >>, 2009.
- [8] WUITHIER, J.P., Raffinage et génie chimique. Paris : Edition Technip, publication de l'institut français, Tome 1, (1972).
- [9] WHEELER, F., « Brochure de la raffinerie d'Alger ». 1^{ère} édition, (1963).
- [10] CHITOUR, C.E., *Raffinage, propriétés thermiques*, OPU, Tome 3, (1999).
- [11] J.P. Moulin << génie des procédés >> école central paris tome 1 ,2005.
- [12] Sami matar, lewis F.hatch, << chemistry petrochemical processes>>, 2^{ème} Edition, (2000).
- [13] Document de NAFTEC, *Manuel opératoire de la raffinerie d'Alger*, (2004).
- [14] sonatrach << étude complète du brut livré a la raffinerie d'Alger>> , CRD Boumerdès 1999.

Résumé

L'augmentation de la capacité de traitement de l'unité de distillation atmosphérique fait apparaître des perturbations au niveau de la colonne principale, ces perturbations sont liées étroitement au phénomène d'engorgement caractérisé physiquement par :

- L'augmentation des températures au niveau des plateaux de soutirage notamment les plateaux de solvant lourd qui augmentent de 6 à 10 °C.
- Augmentation des points finaux du solvant léger et solvant lourd qui atteint respectivement 150 °C et 180 °C.
- Augmentation de la pression de la zone de flash.
- Dégradation de la qualité de fractionnement des vapeurs de tête.

Dans le but d'augmenter la capacité annuelle de l'unité topping de 15%, tout en évitant les anomalies citées précédemment, nous avons réalisé le calcul pour le remplacement du ballon de flash par une colonne de prédistillation puis fixé les paramètres de marche de cette dernière.

Mots clés : distillation atmosphérique , colonne de prédistillation , phénomène d'engorgement , Raffinerie d'Alger.

Abstract

The increase in the processing capacity of the atmospheric distillation unit revealed disturbances in the main column, these disturbances are closely related to the phenomenon of congestion physically characterized by :

- Increase the temperature of the level trays layers especially heavy layers of solvent, which increased from 6 to 10 °C
- Increased end points of light and heavy solvent reached 150 °C and 180 °C.
- Increased pressure flash zone.
- Degradation in the quality of splitting overheads.

In order to increase the annual capacity of the unit topping 15%, all while avoiding the anomalies mentioned above, we carried out the calculation for the replacement of the ball of flash by column before distillation then set the parameters for walking thereof.

Keywords: atmospheric distillation ,column before distillation , clogging phenomenon, Algiers Refinery.