



République Algérienne Démocratique et Populaire



Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique

Université d'El oued

Faculté des sciences et de la Technologie

Département de Génie des procédés et Raffinage

# Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

## Master Académique

Filière : Génie des Procédés et Raffinage

Spécialité : Raffinage et Pétrochimie

Présenté par:

Gori Khaled

Dou Abdesselam

### Thème

**Remplacement du ballon de flash par  
une colonne de prédistillation avec une  
augmentation de la capacité de 16% de  
l'unité Topping (U10-11) de RAIK**

Soutenu le 23 /06/2014 devant le jury suivant :

Mr. Ammar	Ben Mya	MA-A-	Université d'ELOUED	Président
Mr. Djamel	Barani	MA-B-	Université d'ELOUED	Examinateur
Mr. Guerram	Abdel Madjid	MA-B-	Université d'ELOUED	Rapporteur

Année Universitaire 2013/2014

## Résumé

Nous avons mis au point un travail intitulé « Remplacement du ballon de flash par une colonne de pré-distillation avec une augmentation de la capacité de 16% », a été réalisé au niveau de l'unité de distillation atmosphérique (U10-11) de la raffinerie du Skikda (RA1K).

Notre étude est basée sur la Possibilité de traiter le pétrole brut riche en gaz dissous (riche en fraction légères).

La validation d'augmentation de la capacité de 16% a été faite par les calculs de la colonne de pré-distillation et les dimensions de la colonne de la distillation atmosphérique. Les observations sont bien reproduites par ce que le diamètre de la colonne de distillation atmosphérique d'apprêt les calculs égale  $D = 1m$  est inférieur par rapport Le diamètre réel  $D < D_{réel}$ .

La réalisation de cette opération permettra traiter des pétroles bruts avec une teneur élevée en fractions légères, donc nous pouvons d'augmentation de la capacité de traitement de l'unité de distillation atmosphérique (U10-11).

**Mots clés :** distillation atmosphérique, pétrole, colonne de prédistillation, colonne de distillation atmosphérique, Raffinerie.

## ملخص:

أنجزنا هذا العمل بعنوان « استبدال عمود فلاش (Ballon de flash) بعمود ما قبل التقطير (Prédistillation) مع زيادة في القدرة السنوية لوحدة الإضافة بـ : 16% ». ، أجريت هذه الدراسة على مستوى وحدة التقطير الجوي (U10-11) في معمل التكرير في سكيكدة (RA1K).

وتقوم دراستنا على إمكانية معالجة البترول الذي يحتوي على نسبة كبيرة من الغازات المنحلة (المركبات الخفيفة) . ولتحقيق الزيادة في القدرة بنسبة 16% يجب إجراء عمليات حسابية على العمود قبل التقطير وأبعاد عمود التقطير الجوي. نلاحظ بعد الحساب أن قطر عمود التقطير الجوي  $D = 1m$  أقل من القطر الحقيقي  $D < D_{réel}$ . هذه الدراسة تمكننا من معالجة البترول الذي يحتوي على نسبة كبيرة من الغاز، وبالتالي نستطيع الزيادة في قدرة المعالجة السنوية لوحدة الإضافة (U10-11).

**الكلمات المفتاحية:** التقطير الجوي، بترول، عمود ما قبل التقطير، عمود التقطير، مصفاة.

## Remerciements

*En premier lieu, nous tenons à remercier*

*notre DIEU, notre Créateur pour m'avoir donné la force pour accomplir ce travail.*

*Nous tenons à exprimer mes vifs remerciements et ma gratitude notre encadreur au **Mr. Guerram Abdel Madjid** pour son aide précieuses et ses conseil qui on été bénéfique dans la réalisation de se mémoire.*

*Nous tenons à notifier un remerciement spécial à tous les enseignants qui ont contribué à ma formation durant mes études.*

*Nous désirons aussi, exprimer nos essentiels remerciements :*

- Aux ingénieurs : Naili Mohamed, Demdoun laid, Mostafa Boulekhnafar.*
- Tous les opérateurs de l'unité TOPPING de la raffinerie de SKIKDA.*

*Nous tenons également à remercier tous nos collègues d'études en 2ème année Master Raffinage & Pétrochimie pour leurs soutiens et leur motivation.*

*Nos profonds remerciements et notre gratitude vont aussi aux membres du jury, pour leur accord de juger notre travail.*

*Enfin nos remerciements vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.*

**GORI KHALED & D.ABDESSELAM**

# Sommaire

<b>Liste des Figures</b> .....	<b>I</b>
<b>Liste des Tableaux</b> .....	<b>II</b>
<b>Liste des Symboles</b> .....	<b>III</b>
<b>Glossaire</b> .....	<b>VI</b>
<hr/>	
<b>Introduction et but du mémoire</b> .....	<b>01</b>
<b>Chapitre I. Généralités sur le pétrole brut et le raffinage</b>	<b>03</b>
I.1. Généralités sur le raffinage .....	<b>03</b>
I.1.1. Le Raffinage dans Le Monde .....	<b>03</b>
I.1.2. Le Raffinage en Afrique .....	<b>04</b>
I.1.3. Le Raffinage en Algérie .....	<b>05</b>
I.1.3.1. L'entreprise nationale NAFTEC .....	<b>06</b>
I.1.3.2. Les principaux objectifs de NAFTEC .....	<b>07</b>
I.1.3.3. Les Raffineries en Algérie .....	<b>07</b>
I.2. Généralités Sur Le brut.....	<b>07</b>
I.2.1. Définition le pétrole brut .....	<b>07</b>
I.2.2. Origine du Pétrole .....	<b>08</b>
I.2.3. Composition élémentaire de pétrole brut et leurs divers Groupements.....	<b>08</b>
I.2.4. Classification des Pétroles .....	<b>10</b>
I.3. Historique et présentation de la raffinerie de Skikda.....	<b>12</b>
I.3.1. Introduction .....	<b>12</b>
I.3.2. Situation géographique.....	<b>12</b>
I.3.3. Construction .....	<b>13</b>
I.3.4. Unité d'affectation " Topping U 11" .....	<b>14</b>
<b>Chapitre II. Théorie de la distillation</b>	<b>13</b>
II.1. Introduction.....	<b>13</b>
II.2.Types de Distillation au Laboratoire.....	<b>13</b>
II.2.1. Distillation Parfaite (TBP) : (True Boiling Point).....	<b>13</b>
II.2.2. Distillation Progressive Simple.....	<b>14</b>
II.2.3. Distillation ASTM.....	<b>14</b>
II.2.4. Distillation à l'échelle industrielle.....	<b>14</b>
II .3. Distillation Industrielle.....	<b>15</b>
II.3.1. La distillation atmosphérique.....	<b>15</b>
II.3.1.1. Description de la colonne de distillation atmosphérique.....	<b>17</b>

II.3.1.2. Variables opératoires et leur influence.....	18
II.3.1.3. Types d'installations de distillation du pétrole.....	19
II.3.1.3.1. Unité dans une seule colonne.....	19
II.3.1.3.2. Unité avec une colonne prédistillation.....	19
II.3.1.3.3. Unité avec un ballon de flash.....	21
II .3.2. Distillation sous vide.....	21
<b>Chapitre III. Partie Calcul</b>	
III.1.Introduction ( Problématique).....	24
III.2. Partie Calcul.....	25
III.2.1. Caractéristiques générales du brut et des fractions pétrolières.....	25
III.2.2. Tracé des courbes TBP et de flash (CF).....	25
III.2.3. Calcul de la colonne de prédistillation.....	26
III.2.3.1. La capacité de l'unité.....	26
III.2.3.2. Bilan matière de la colonne de prédistillation.....	27
III.2.3.3. Choix de la pression dans la colonne de prédistillation.....	27
III.2.3.4. Température de la zone de flash de la colonne de prédistillation.....	28
III.2.3.5. Détermination des masses moléculaires.....	29
III.2.3.6. Température au sommet de la colonne.....	32
III.2.3.7. Température au fond de la colonne.....	33
III.2.3.8. Reflux.....	33
III.2.3.8.1. Quantité de reflux froid au sommet de la colonne.....	33
III.2.3.8.2. Quantité de reflux chaud au fond de la colonne.....	33
III.2.3.9. Bilan thermique de la colonne de prédistillation.....	33
III.2.3.9.1. Enthalpie des gaz à 79 °C.....	34
III.2.3.9.2. Enthalpies des fractions pétrolières.....	35
III.2.3.9.3. Bilan thermique de la colonne de prédistillation.....	35
III.2.3.9.4. Calcul du débit du courant chaud.....	35
III.2.3.10. Dimensionnement de la colonne de prédistillation.....	37
III.2.3.10.1. Diamètre de la colonne.....	37
III.2.3.10.2. Hauteur de la colonne.....	42
III.2.4. Calcul de la colonne de distillation atmosphérique.....	44
III.2.4.1. Bilan matière de la colonne de distillation atmosphérique.....	44
III.2.4.2. Conditions opératoires de la colonne de distillation atmosphérique.....	44
III.2.4.2.1. Pression dans la zone de flash.....	44
III.2.4.2.2. Débit de vapeur d'eau au fond de la colonne.....	44
III.2.4.2.3. Débit de vapeur d'eau au fond des strippers.....	45
III.2.4.2.4. Pression partielle des hydrocarbures dans la zone de flash.....	45
III.2.4.2.5. Température dans la zone de flash.....	46
III.2.4.2.6. Température au sommet de la colonne.....	47
III.2.4.2.7. Température au fond de la colonne.....	48
III.2.4.2.8. Pression au fond de la colonne.....	49
III.2.4.3. Bilan thermique de la colonne de distillation atmosphérique.....	49
III.2.4.3.1. Température des soutirages.....	49
III.2.4.3.2. Bilan thermique de la colonne atmosphérique.....	52
III.2.4.3.3. Quantité de reflux circulant intermédiaire.....	52

III.2.4.3.4. Quantité de reflux circulant intérieur.....	53
III.2.4.4. Calcul le diamètre de la colonne atmosphérique.....	54
III.2.4.4.1. Détermination du diamètre entre le 7 <sup>ème</sup> et le 8 <sup>ème</sup> plateaux...	54
III.2.4.4.2. Détermination du diamètre de la section de rectification.....	55
III.2.4.4.3. La vitesse linéaire des vapeurs.....	56
III.2.4.4.4. Détermination de la section d'épuisement.....	56
<b>Conclusion générale</b> .....	<b>58</b>
<b>Annexe.1. Tableaux</b>	
<b>Annexe. 2. Figures</b>	
<b>Références Bibliographiques</b>	

## **Introduction et but du mémoire**

L'Algérie est un pays industriels dans le domaine des hydrocarbures. l'industrie pétrolière joue un rôle principal dans l'économie national, car l'industrie des hydrocarbure en Algérie présente plus de 75%de produits exportés vers tous les pays du monde.

Le pétrole brut une place considérable dans le monde et représente une source énergétique indispensable dans l'économie national. son rôle important est déterminé par sa composition en différents hydrocarbure qui permettent l'obtention des produits énergétique utilisés comme combustible dans l'industrie, et représentant la base pour le développement de la pétrochimie conduisant a les fabrication des matières plastique, produit agricoles, produit pharmaceutiques et des milliers d'autres produits.

L'industrie de raffinage met en œuvre des techniques de séparation et de transformation permettant de produire a partir du pétrole brut des produits commerciaux (gaz, essence kérosène, gasoil, etc.....).

La raffinerie de skikda a été installée dans le but de traiter le pétrole de Hassi-Massoud pour obtenir les produit finis commercialisés vers la consommation nationale et l'exploitation vers les pays du monde.

Dans le sujet présenté nous allons considérer en détail une unité de traitement du pétrole brut (unité de topping u11).

L'unité en question se situe à la raffinerie de skikda. elle est destinée à séparer le brut en des fractions.

Notre travail consiste à étudier le remplacement du ballon de flash (11-v 1) par une colonne de pré-distillation pour augmenter la capacité de l'unité.

Dans ce but nous avons réparti notre travail comme suit :

- 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;
- Calcul de la colonne de distillation atmosphérique;
- Conclusion générale.

## **I. Généralités sur le pétrole brut et le raffinage**

### **I.1. Généralités sur le raffinage**

#### **I.1.1. Le Raffinage dans Le Monde[4]**

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<sup>ème</sup> 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<sup>ème</sup> 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;
3. Le troisième groupe comprend les techniques des épurations et des finitions.

#### **I.1.2. Le Raffinage en Afrique**

Tableau. I.1. Réserves prouvées de pétrole des pays africains[5].

PAYS	2006	2007	2008	2009	2010	2011	Fin 2012	
	Gb	Gb	Gb	Gb	Gb	Gb	Gb	%mond
Algeria	11,35	12,27	12,2	12,2	12,2	12,2	12,2	0,9
Angola	5,412	8	9,035	9,04	9,5	9,5	9,5	0.67
Congo Brazzaville	1,5059	1,6	1,6	1,6	1,6	1,6	1,6	0.12
Egypt	3,7	3,7	3,7	3,7	3,7	4,4	4,4	0.27
Gabon	2,499	2	2	2	2	2	2	0.15
Libya	39,126	41,464	41,464	43,66	44,27	46,42	47,1	3.05
Nigeria	35,876	36,22	36,22	36,22	37,2	37,2	37,2	2.67
Sudan and South Sudan	0,563	5	5	5	5	5	5	0,45
Tunisia	0,30756	0,4	0,4	0,425	0,425	0,425	0,425	0.01
Tchad	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	0.11
Autres	0.7	1.895	1.695	1.695	1.695	3.340	3.260	0.25
<b>Total</b>	<b>102,580</b>	<b>114,073</b>	<b>114,838</b>	<b>117,064</b>	<b>119,114</b>	<b>123,609</b>	<b>124,209</b>	<b>8.65 %</b>

Les grands pays producteurs d'Afrique sont: le Nigeria avec **2 525 000 baril/j** de pétrole produit soit 3,0 % en 2012, occupe le premier rang des pays producteurs de pétrole du continent (12<sup>ème</sup> rang mondial); suivi de l'Algérie **1 885 000 baril/j** (2,52 %, 15<sup>ème</sup> rang mondial); de l'Angola **1 840 000 baril/j** (2.31 %, 16<sup>ème</sup> rang mondial); de la Libye **700 000 baril/j** (0.85 %, 27<sup>ème</sup> rang mondial); et de l'Egypte **680 500 baril/j** soit 0,8 % de la production mondiale 28<sup>ème</sup> rang mondial [5].

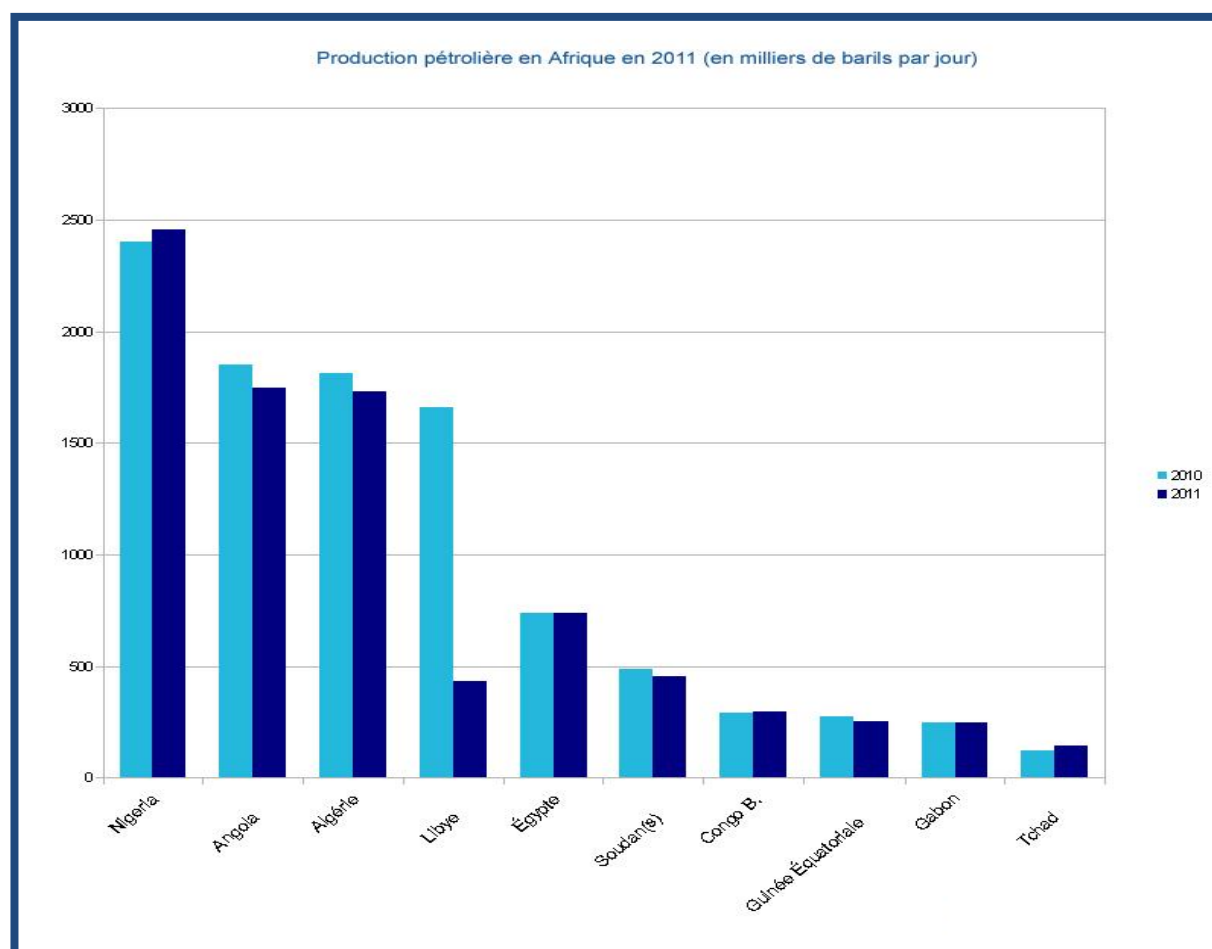


Figure. I.1.diagramme représente la production de pétrole des pays africains[6].

### I.1.3. Le Raffinage en Algérie[7]

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  $21,7 \cdot 10^6$  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:

- ✚ 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.

#### **I.1.3.1. 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.» [6].

#### **I.1.3.2. 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 [6].

### I.1.3.3. Les Raffineries en Algérie

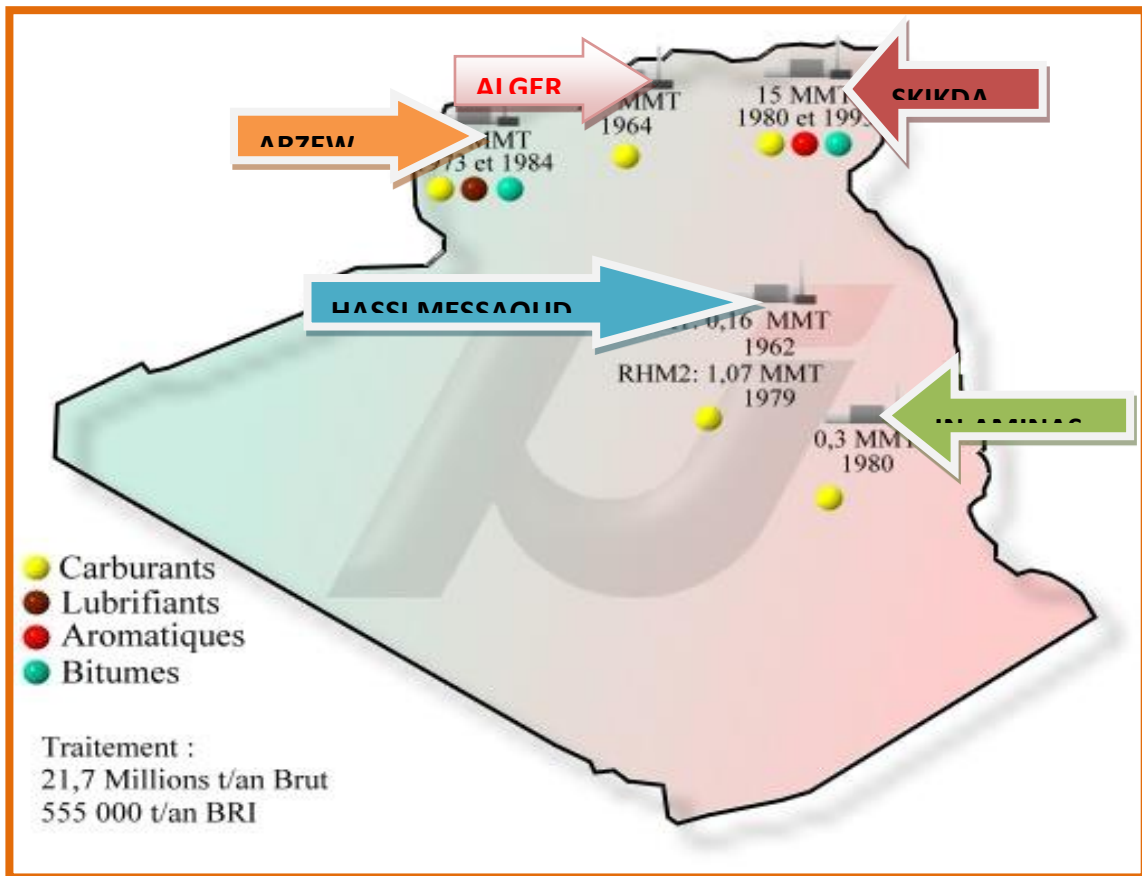


Figure. I.2. Les Raffineries en Algérie [6].

## I.2. Généralités Sur Le brut

### I.2.1. Définition le Pétrole Brut

Le pétrole brut est un liquide noir, quelques fois à reflets verdâtres et généralement plus léger que l'eau de densité varie entre  $0,7 \div 0,9$ . Il est plus ou moins fluide suivant son origine, et son odeur habituellement forte et caractéristique.

Le pétrole est constitué par un mélange complexe de très nombreux composés hydrocarbures pour la plus part, et souvent un peu des traces des composés oxygénés et azotés et un peu de soufre à l'état de combinaison organiques. On le rencontre dans les bassins sédimentaires, où il occupe les vides de roches poreuses appelées réservoirs. Les gisements de pétrole correspondent à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège : la fuite du pétrole - moins dense que l'eau - est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (dôme anticlinal, biseau de sables dans des argiles) [8].

### **I.2.2. Origine du Pétrole :**

L'explication de l'origine du pétrole par l'évolution géologique de la matière organique a été formulée dès le XIXe siècle ; mais elle était alors fortement concurrencée par des théories impliquant des mécanismes inorganiques, par exemple l'action de l'eau sur des carbures métalliques. Quelques chercheurs en ex-U.R.S.S. font appel soit à des théories cosmiques dans lesquelles les hydrocarbures sont les restes d'une atmosphère primitive de la Terre, soit à des synthèses de type minéral, comme dans le procédé Fischer Tropsch, qui seraient réalisées à grande profondeur dans le sous-sol. En fait, l'hypothèse cosmique n'est guère soutenable, car il s'agit d'une étape cosmologique transitoire dont on n'est pas certain et qui est en tout cas ancienne ; d'autre part, quel que soit le mécanisme chimique envisagé dans le sous-sol, la quasi-totalité du carbone de l'écorce terrestre est représentée par la matière organique contenue dans les roches sédimentaires. De plus, des traces de l'origine organique des pétroles bruts peuvent être décelées ; en premier lieu, on y trouve des corps optiquement actifs, qui ne peuvent pratiquement être synthétisés que par les êtres vivants ; on y trouve également : des porphyrines, dont la structure dérive directement de celle de la chlorophylle des plantes ou de l'hémine ; des isoprénoïdes, hydrocarbures issus de la chaîne phytol de la chlorophylle ; des stéroïdes et triterpénoïdes, composés caractéristiques de la matière vivante. Il semble donc que l'essentiel des gisements de pétrole dérive, directement ou non, de la substance des êtres vivants incorporée dans les sédiments lors de leur dépôt [9].

### **I.2.3. Composition élémentaire de pétrole brut et leurs divers Groupements[10]**

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

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

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

Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent aux trois groupements principaux suivants :

#### **a) Hydrocarbures paraffiniques (alcane) :**

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

- Des gaz : ( $C_1$  à  $C_4$ ) : Qui peuvent être utilisés comme combustibles ménagers et industriels ou comme matière première pour la pétrochimie (pour l'obtention des alcools gras, noir de carbone ....etc.);
- Des liquides ( $C_5$  à  $C_{16}$ ) : Dans les conditions normales de pression et de température) : ils font partie intégrante de l'essence, kérosène et de gasoil, mais ils peuvent être utilisés comme matière première pour la pétrochimie pour l'obtention des alcools gras et des acides gras et des détergents;
- Des solides : ( $C_{17}$  et plus ; dans la température ambiante) : Ils font partie intégrante des paraffines et des cérésines.

#### **b) Hydrocarbures naphténiques :**

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

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

#### **c) Hydrocarbures aromatiques :**

Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés de formule brute  $C_nH_{2n}$ , le premier nombre de cette famille est le benzène.

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

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

Plus de ces trois principaux groupements il existe dans le pétrole :

#### **d) Les composés sulfurés :**

Pratiquement tous les pétroles contiennent des composés sulfurés et leurs teneurs varient largement d'un pétrole à un autre [2].

Ex : Le brut de HASSI MASSAOUD contient approximativement 0,14 %, ces composés sont très corrosifs pour les appareils et les machines et ce sont des poisons pour les catalyseurs.

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

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

**e) Les composés azotés :**

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

**f) Les composés oxygénés :**

Pratiquement tous les pétroles renferment des composés oxygénés, ce sont des homologues de phénol et des acides naphthéniques  $R-COOH$  qui se concentrent principalement dans les gasoils et les huiles.

Les acides naphthéniques forment un bon additif pour les huiles (qui augmente la détergence), et peuvent être aussi utilisés comme engrais ou comme aliments des poulets.

**1.2.4. Classification des Pétroles [11]:**

Après la découverte d'un gisement du pétrole et avant leur traitement en appliquant les divers procédés du raffinage, le pétrole doit subir au niveau du laboratoire, certaines analyses afin de le classer.

On distingue trois sortes de classifications :

**a) Méthode chimique :**

Cette méthode est basée sur la prédominance d'hydrocarbures qui constitue le pétrole, on distingue :

**1. Les pétroles paraffiniques :**

Dans ces pétroles prédominent les hydrocarbures paraffiniques. Les pétroles paraffiniques d'un poids spécifique relativement faible, contiennent de la paraffine solide, et donnent souvent à la distillation une proportion importante de fractions légères, presque

exclusivement composés d'hydrocarbures saturés aliphatiques de la série du méthane (paraffines).

Ex : Pétrole de Pennsylvanie.

## 2. Les pétroles naphténiques ou cycliques :

Ils contiennent principalement les hydrocarbures naphténiques. Ce sont les pétroles de la région de Bakou, de Californie .....etc.

## 3. Les pétroles aromatiques :

En général ils donnent, proportionnellement, plus des fractions lourdes. Les fraction légères renferment, à coté de peut de carbures méthanoïques relativement, des hydrocarbures saturés cycliques (naphtènes) et des hydrocarbures aromatiques.

## 4. Les pétroles mixtes :

Les pétroles mixtes sont :

- Paraffino – Aromatiques;
- Paraffino – Naphténiques;
- Naphteno – Aromatiques;
- Paraffino – Naphteno - Aromatiques.

### b) Classification industrielle :

Le pétrole est classé selon la densité en :

1. Pétrole léger avec  $\rho_{15}^{15} < 0,828$ ;
2. Pétrole moyen avec  $0,828 < \rho_{15}^{15} < 0,884$ ;
3. Pétrole lourd avec  $\rho_{15}^{15} > 0,884$ .

### c) Méthode technologique (marchande) :

Cette méthode est basée sur la connaissance de la :

#### 1. La teneur en Soufre :

Le pétrole se divise en trois classes :

- A faible teneur, lorsque le pétrole ne contient pas plus de 0,5 %;
- A moyenne teneur, lorsque le pétrole contient entre 0,5 à 2%;
- Sulfureux lorsque sa teneur est supérieure à 2%.

## 2. La teneur potentielle en fractions Claires :

- Teneur élevée > 45% (pétrole léger);
- Teneur moyenne entre 30 et 45% (pétrole moyen);
- Teneur faible < 30% (pétrole lourd).

La méthode technologique est la plus complète et permet de choisir le schéma adéquat de traitement. Cependant, l'impression de cette classification augmente au fur et à mesure que le poids moléculaire augmente.

Il apparaît donc important de mettre sur le pétrole brut une autre étiquette que celle de leur classe. A ces fins, différents facteurs ont été proposés faisant intervenir de leur classer des relations plus ou moins complexes, mais permettant toute fois de classer le pétrole brut en groupes bien définis chimiquement. C'est le cas notamment du facteur de caractérisation Kuop.

Nelson, Watson et Murphy de la société UOP (Universel – Oil – Products) ont proposé en 1937 la formule suivante qui définit le facteur de caractérisation Kuop [6]:

$$K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{T_m (^{\circ}R)}}{Sp\ gr\ (60/60)} \quad \text{ou} \quad K_{uop} = \frac{1,216 \sqrt[3]{T_m (^{\circ}K)}}{d_{15}^{15}} \dots\dots\dots (I.2).$$

Où:  $T_m(K)$ ,  $T_m (^{\circ}R)$  : Température moyenne d'ébullition exprimée en **Kelvin** et en degré **Rankine**.

Sp gr (60/60) : Specific gravity à 60°F.

$d_{15}^{15}$  : La densité à 15 °C.

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 naphthènes purs ou aromatique légèrement substitués;
- 10 pour les aromatiques purs.

### I.3. Historique et présentation de la raffinerie de Skikda [12]

#### I.3.1. Introduction

La Raffinerie de Skikda est conçue pour :

- Raffiner le pétrole brut de Hassi Messaoud;
- Traiter du naphta pour produire des essences et des aromatiques;
- Traiter de brut réduit importé pour produire des bitumes routiers et oxydés.

#### I.3.2. Situation géographique

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1280 travailleurs environ.

Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport est ETU de Skikda (c'est une station intermédiaire de Hassi Messaoud).

Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'à le complexe de 760 Km.

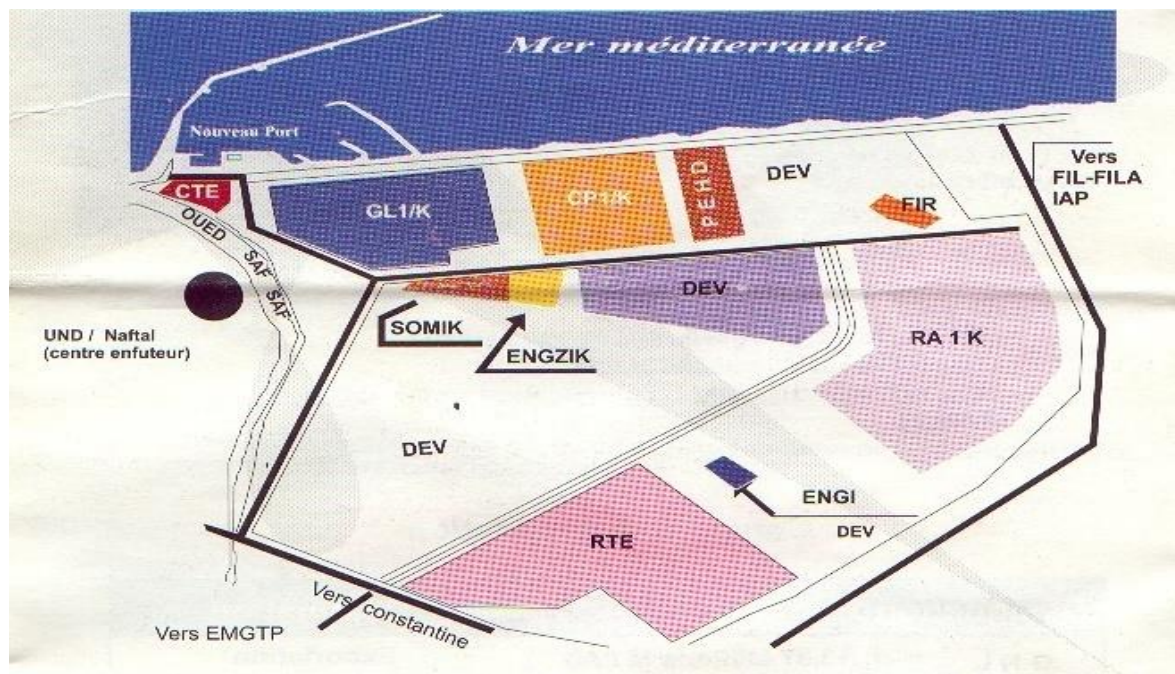


Figure. I.3. Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle à Skikda[12].

### I.3.3. Construction

La raffinerie a été construite en janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 30 avril 1974 entre le gouvernement algérien et le constructeur italien SNAM PROGETTI et SAIPEM, il a été mis en vigueur du contrat une année après (le 11 mars 1975) assisté par la sous traitance de trois principales sociétés nationales: SONATRO, SONATIBA et SNMETAL.

Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, et pris fin en mars 1980.

*Tableau. I.2.démarrage progressif des unités de production[12].*

Procédé	Capacité T/an	Date
<b>Topping (U10)</b>	<b>7.500.000</b>	1980
<b>Topping (U11)</b>	<b>7.500.000</b>	1980
<b>Séparation GPL (U30)</b>	306.500	1980
<b>Séparation GPL (U31)</b>	283.000	1980
<b>Reforming catalytique (U-100)</b>	1.165.000	1980
<b>Extraction et fractionnement des aromatiques (U200)</b>	285.000	1980
<b>Cristallisation du para xylène (U400)</b>	430.000	1980
<b>Distillation sous vide et oxydation de bitume (U70)</b>	277.000	1980
<b>Reforming catalytique (U103)</b>	1.165.000	1993
<b>Séparation GPL (U104)</b>	96.000	1993
<b>Parc de stockage (U600)</b>	2.700.000 m <sup>3</sup>	1980 et 1993
<b>Centrale thermoélectrique</b>		1980 et 1993

### **I.3.4. Unité d'affectation " Topping U 11"**

#### **I.3.4.1. Capacité de l'installation**

La capacité représente le débit pouvant être traité qui est de 15.000.000 T/an :

Sans perte notable d'efficacité, sans engorgement, sans augmentation gênante de perte de charge.

#### **I.3.4.2. Description de l'unité**

##### **I.3.4.2.1. Equipement**

Une unité de distillation comporte les équipements principaux suivants:

- Dessaleur : Elimination des sels;
- Colonne de distillation (52 Pt) : Fractionnement du brut en diverses coupes;
- Colonne de stripping (5 Pt) : Elimination des produits légers;
- Ballon de pré flash (FLASH DRUM) : Permet de réduire la puissance du four et éviter la cavitation de pompe;
- Four de charge : Chauffage de l'alimentation;
- Ensemble de : Echangeurs – Ballons- Pompes;
- Colonne de stabilisation : Séparer les légers des essences;
- Colonne de splitter : Séparation des coupes d'essence.

##### **I.3.4.2.2. Principaux circuits de l'installation**

- Préchauffage du brut;
- Fours (F1 A/B, F2);
- Colonne de distillation (C1);
- Soutirages latéraux (pump around);
- Strippers et dryers et circuit de kérosène;
- Fond de la colonne;
- Tête de la colonne (gaz, GPL, (iso, n : pentane),essences).

## **Chapter II**

### **II.1. Introduction**

La distillation est un processus de séparation des mélanges liquides ou des solutions en leurs composants différents les uns des autres par leur température d'ébullition.

Le procédé de distillation atmosphérique est à la base de traitement du brut.

Le brut est formé d'une série des hydrocarbures avec des caractéristiques différentes, et pour pouvoir être utilisé de façon correcte, il doit être fractionné en groupes ayant des caractéristiques bien définies et plus homogènes.

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

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

En pratique la séparation du pétrole brut est réalisée dans une colonne unique (atmosphérique ou sous vide) possédant des soutirages latéraux.

La colonne de fractionnement est un appareillage cylindrique vertical menu des plateaux qui assurent le contact intime entre la phase liquide et la phase vapeur.

La chaleur nécessaire pour la distillation est assurée par le four, qui est un équipement de transfert thermique qui produit l'énergie par la combustion d'un combustible gazeux ou liquide ou solide [2].

### **II.2. Types de distillation au laboratoire**

Comme on a vu précédemment qu'après chaque découverte d'un gisement du pétrole, on procède à des analyses afin d'évaluer la composition de ce dernier en fractions légères et prévoir le schéma de traitement adéquat, parmi ces analyses, les distillations au laboratoire dont on connaît 04 types, qui sont [10]:

#### **II.2.1. Distillation parfaite (TBP) : (True Boiling Point)**

C'est une distillation avec rectification, elle s'effectue dans une colonne à garnissage qui équivalant environ (10 plateaux théoriques) et fonctionne avec un taux de reflux bien déterminé

au sommet de la colonne, passe tout d'abord la totalité du constituant le plus volatil suivi des constituants purs par ordre de volatilité.

Cette distillation est dite parfaite parce que le constituant le plus volatil passera le premier. Sa température de passage demeure constante et égale à sa température d'ébullition puis brusquement apparaît le constituant suivant, dont la température de passage montera jusqu'à sa température d'ébullition qui d'ailleurs demeure constante jusqu'à son épuisement. Cette TBP présente une grande sélectivité en produits désirés [13].

### **II.2.2. 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 [10].

### **II.2.3. Distillation ASTM : (American Society for Testing and Materials)**

C'est la distillation la plus utilisée dans l'industrie, en distillant le produit à analyser dans un appareillage simple, les conditions (vitesse de chauffage, vitesse d'évaporation, ...etc.) sont normalisées.

Ces distillations ASTM sont utilisées pour fournir les spécifications distillatoires des produits pétroliers. Cela présente l'avantage d'être assez rapide alors que la distillation TBP (plus précise et plus représentative de la composition des produits) est très longue (24 heures) [10].

### **II.2.4. 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 [13].

### **II.2.5. 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 **P** entre dans la colonne, dans la zone d'expansion où elle subit une détente et se divise en deux phases liquides et vapeur.

Cette distillation nous permet de tracer une courbe montrant la variation de la température en fonction du rendement des fractions.

Cette courbe portant le nom de courbe de flash détermine le régime thermique de la tour de distillation.

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 [14].

## **II .3. Distillation Industrielle :**

### **II .3.1. La distillation atmosphérique:**

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

Les deux principaux procédés de séparation sont :

- La distillation atmosphérique.
- La distillation sous vide.

A l'issue de cette étape, on obtient des produits appelés (bases).

Le brut est chauffé à environ 350°C, puis distillé dans une colonne de 40 à 60 m de hauteur. Dans cette colonne, les produits sont séparés en fonction de leur température d'ébullition et sous une pression de 1 à 3 atmosphères.

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

Les produits les plus légers (basse température d'ébullition environ 30°C) sont récupérés en haut de la colonne tandis que les plus lourds (haute température d'ébullition, plus de 375°C) se concentrent en bas de la colonne.

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

A chaque étage de la colonne de distillation correspond une température moyenne située entre les points de rosée (condensation) et de bulle (vaporisation) des produits que l'on souhaite récupérer, la figure 1 représente un schéma simple d'une colonne de distillation atmosphérique. La pression dans la colonne diminue de bas en haut.

A partir de la colonne de distillation on obtient :

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

Chacun des produits latéraux de la colonne principale à sa propre colonne de stripping ou sont éliminés les plus légers. Le stripping s'effectue à l'aide de la vapeur à basse pression, surchauffée pour le gasoil léger et lourd, et par rebouillage pour le kérosène [15].

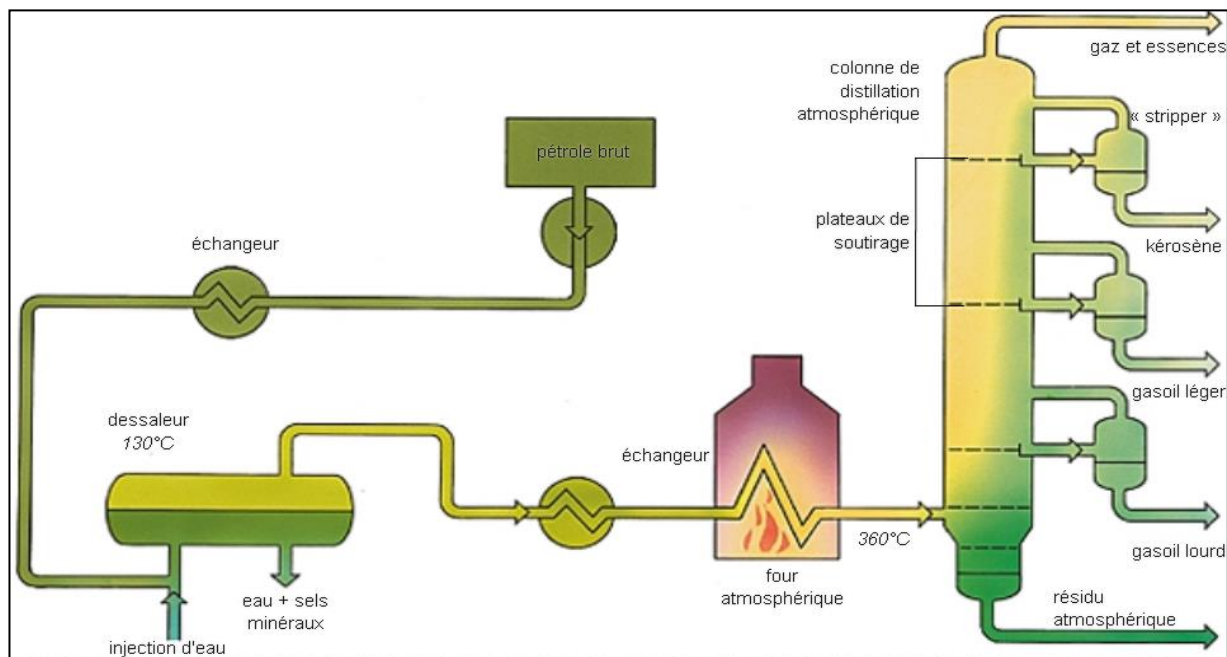


Figure.II.1.Schéma représente la distillation atmosphérique du brut[9].

### II .3.1.1 Description de la colonne de distillation atmosphérique[10]

La colonne de distillation est un appareil cylindrique vertical avec une hauteur qui dépend du nombre de plateaux qu'il contient et la distance entre eux.

Les plateaux sont de types à clapet qui permettent d'assurer un contact intime entre la phase liquide descendante et la phase vapeur ascendante. Elle est constituée de trois zones :

- Zone d'alimentation ou zone de flash :

C'est la zone d'injection de la charge chauffée à une température de 350°C, où s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. Elle doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois contre l'érosion, pour ce là, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement. Il est compris entre le 5<sup>ème</sup> et le 6<sup>ème</sup> plateau.

- Zone de rectification :

On effectue la rectification à partir des plateaux qui varient entre 42 à 46 plateaux.

Elle permet d'obtenir des produits légers par le stripping et les soutirages allant du gaz jusqu'au gasoil lourd.

- Zone d'épuisement :

Elle se trouve à la partie basse de la colonne, comprend environ 5 plateaux.

A partir de cette zone, on obtient le résidu atmosphérique qui est utilisé comme matière première à la distillation sous vide pour la production des huiles lubrifiantes, avec l'injection de la vapeur d'eau surchauffée et sous basse pression pour éliminer les constituants les plus volatiles restant dans le résidu.

Pour que la colonne fonctionne normale et pour l'augmentation de la qualité des produits on utilise :

Avantages :

- Ils diminuent la quantité de vapeur au sommet de la colonne ce qui implique la diminution du diamètre de la colonne.

- L'augmentation de la capacité de la colonne à cause de la diminution de la quantité de vapeur.

Inconvénients :

- On prévoit des plateaux supplémentaires.

- Diminution de la quantité des soutirages latéraux encadrant ces reflux.

A la fin de l'opération de distillation, on a les fractions qui sont caractérisées par les points d'ébullition initiale et finale.

**Tableau .II.1. points initiale et finale des fractions pétrolières[9].**

<b>GPL</b>	<b>Naphta A</b>	<b>Naphta</b>	<b>Naphta</b>	<b>Kérosène</b>	<b>Gasol léger</b>	<b>Gasol lourd</b>	<b>Résidu</b>
------------	-----------------	---------------	---------------	-----------------	--------------------	--------------------	---------------

		<b>B</b>	<b>C</b>				
<28 (°C)	28 ÷ 65 (°C)	65 ÷ 150 (°C)	150 ÷ 180 (°C)	180 ÷ 225 (°C)	225 ÷ 360 (°C)	320 ÷ 380 (°C)	>380 (°C)

### II .3.1.2. Variables opératoires et leur influence[15]

- Température de sortie du four :

La chaleur nécessaire à la distillation est fournie avec la charge qui est donc partiellement vaporisée.

Le degré de vaporisation (à pression constante) dépend de la température de sortie du four.

Le produit sortant des fours est vaporisé environ le 67 à 82%, une augmentation de température du brut entrant dans la colonne détermine (les prélèvements sont égaux) une augmentation du reflux en tête de la colonne et favorise l'échange liquide / vapeur sur les plateaux, en déterminant un meilleur fractionnement.

La température de transfert – ligne doit être maintenue à de telles valeurs que des phénomènes de cracking de la charge soient évités puisqu'ils pourraient produire la formation de charbon sur les parois internes des tubes.

- Pression dans la colonne :

La pression dans la colonne est un paramètre opérationnel qui est normalement maintenu constant.

Une augmentation de la pression provoque de toute façon (dans le cas où la température de transfert resterait constante) une réduction de pourcentage de vaporisation du brut.

En outre, le fractionnement entre les produits devient plus mauvais.

- Température de tête de colonne :

La température de tête de la colonne doit être telle à permettre la sortie à l'état de vapeur de 100% du produit de tête de la colonne ayant l'intervalle d'ébullition désiré.

Les conditions opératoires restant les mêmes, une augmentation de la température de tête cause une réduction du reflux intérieur, une augmentation de la température des plateaux avec un alourdissement de tous les produits.

La variation de la température du reflux en tête de la colonne influence le débit du reflux lui-même est par conséquent le fractionnement.

### II .3.1.3. Types d'installations de distillation du pétrole[1]

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

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

#### II .3.1.3.1. Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne :

*Ce type de schéma est utilisé pour traiter un pétrole brut à faible teneur en fractions légères et peu sulfuré, afin d'éviter la corrosion de la colonne principale, qui est très coûteuse (Figure. II.2).*

Avantages :

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

Inconvénients :

- *La capacité de l'installation est petite;*
- Cette unité ne traite pas le pétrole léger qui contient beaucoup d'essence à cause de l'augmentation de la pression dans la colonne, raison pour la quelle 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.*

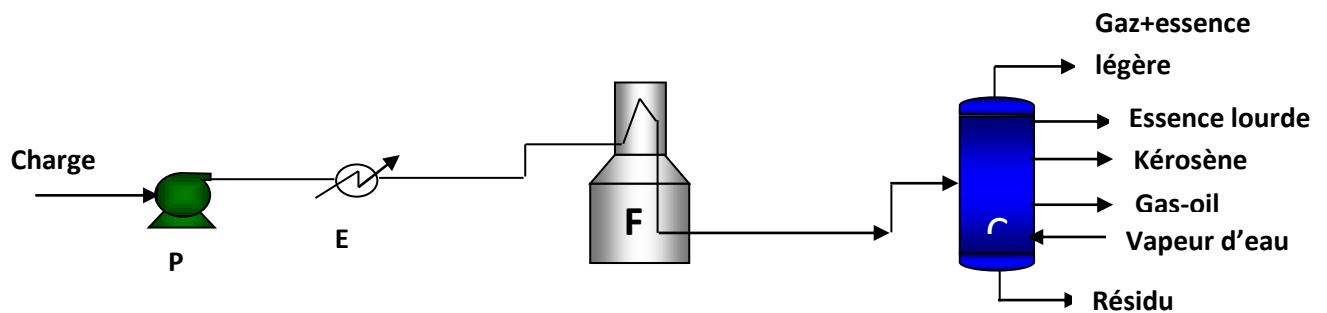


Figure.II.2.Installation de distillation atmosphérique dans une seule colonne[6].

### II .3.1.3.2. Unité de distillation atmosphérique du pétrole avec prédistillation :

*Ce type de schéma permet de traiter un pétrole brut non stabilisé et sulfureux (Fig. II.3).*

Avantages :

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

Inconvénients :

- *Nécessite d'utiliser une haute température à la sortie du four pour pouvoir évaporer les fractions lourdes dans la deuxième colonne;*
- *La consommation d'énergie est supérieure de 40% par rapport au schéma à seule colonne;*

- Il faut avoir une colonne supplémentaire, deux pompes supplémentaires pour charger le four et pour le reflux froid;

- Complexité de l'unité.

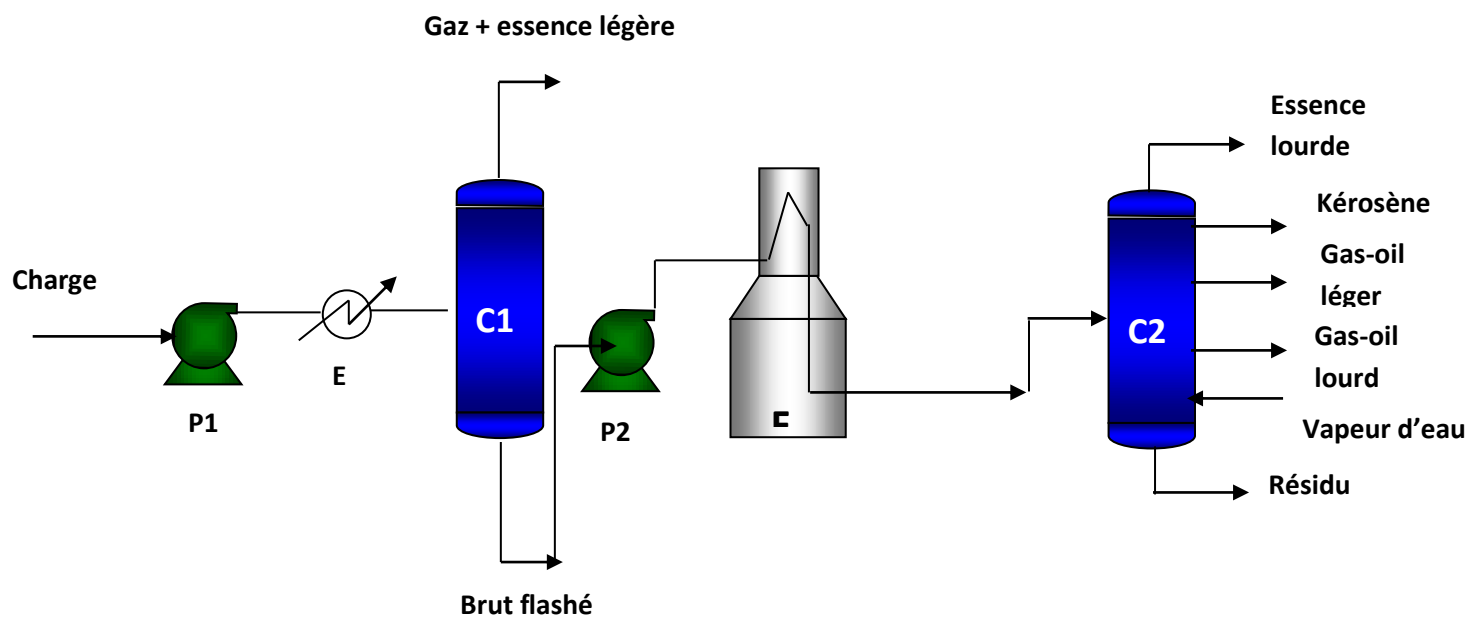


Figure.II.3.Installation de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation[6].

### II .3.1.3.3. Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash :

Cette installation consiste à traiter une charge contenant une quantité importante en fractions légères (Figure. II.4).

Avantages :

- Grande capacité de l'unité.
- Possibilité de traiter les pétroles légers (mais à condition que le gaz ne dépasse pas 1.5%).
- Evaporation préalable de l'essence légère du pétrole diminue la capacité du four.
- Absence de la pression exagérée dans le système four-pompe.

Inconvénients :

- Si la teneur en fractions légères varie, la marche de la colonne est mauvaise.
- La complexité et l'impossibilité de distiller le pétrole brut riche en composés sulfureux.

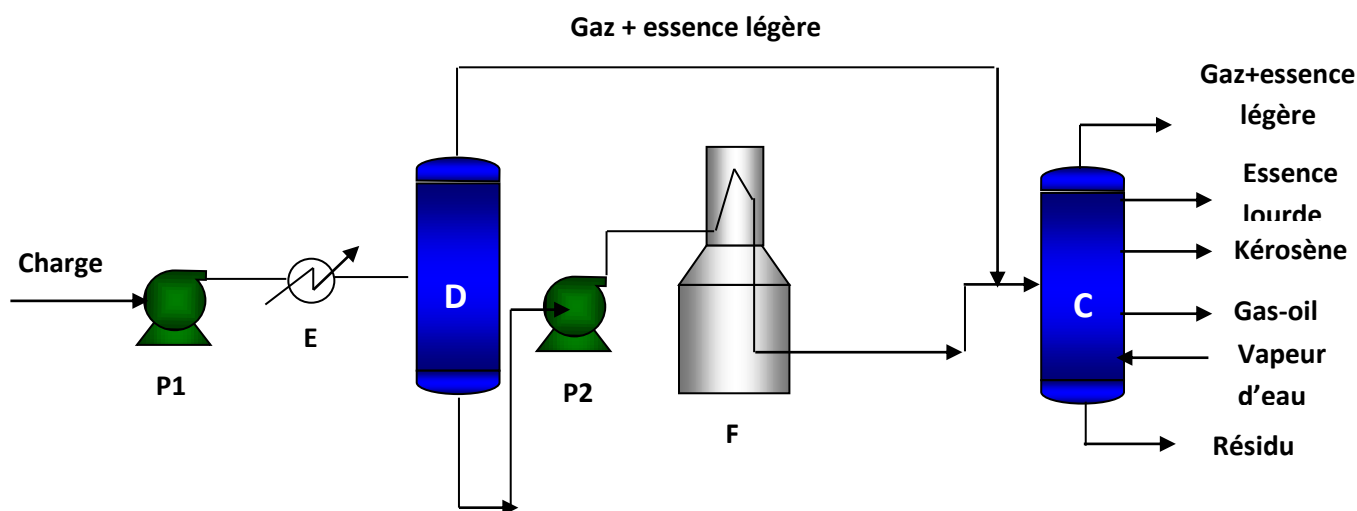


Figure.II.4.Installation de distillation atmosphérique avec un ballon de flash[6].

### II .3.2. Distillation sous vide :

La distillation sous vide est réservée au fractionnement des produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient supérieures au seuil de craquage, où à la redistillation des produits nobles qu'un nouveau chauffage risquerait d'altérer. On trouve ainsi en raffinerie le fractionnement sous vide du brut réduit atmosphérique, pour obtenir des coupes lubrifiantes de base, la redistillation des huiles après traitement au solvant, la redistillation des essences spéciales et la préparation de charge des unités de craquage pour sortir un gasoil sous vide à partir du résidu atmosphérique [11].

### III.1.Introduction :( problématique)

Au démarrage, les installations ont été conçues pour traiter un brut de caractéristiques bien définies, ce pendant au cours des années, sa composition a changé, actuellement on injecte dans le brut des condensats. Cette injection provoque des perturbations au niveau des paramètres de marche des unités.

Changement de La qualité du brut → Augmentation des quantités de gaz → Augmentation de La pression.

Pour résoudre ces problèmes il faut modifier ballon de flash (11-V 1) par une colonne de pré-distillation.

➤ **Schéma de distillation atmosphérique avec un ballon de flash:**

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

- Inconvénients:

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

➤ **Schéma de la distillation avec prédistillation :**

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

- Avantages :

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

Remarque :

Selon les propriétés du pétrole brut choisi, et tenant compte de sa classification (industrielle et technologique), le schéma approprié pour son traitement est celui de la colonne de distillation précédé par une colonne de prédistillation.

## **III.2. Partie Calcul**

### **III.2.1. Caractéristiques générales du brut et des fractions pétrolières**

(voir tableau 1 à tableau 7 de l'annexe 1).

### **III.2.2. 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.

(voir Tableau 8 de l'annexe 1).

#### **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:

$$S = \operatorname{tg}_{\alpha}^{TBP} = \frac{t_{70\%}^{TBP} - t_{10\%}^{TBP}}{60} \dots\dots\dots (III.1).$$

- Détermination de la température 50% distillé ( $t_{50\%}^{TBP}$ );

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

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

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

**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 constatations suivantes:

- 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 annexe2, figure 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 la on trace la ligne parallèle à la CF tracée à 1atm. Ainsi on obtient la CF à la pression donnée.

A partir de ces deux points P<sub>1</sub> et P<sub>F</sub>, on trace la courbe de flash à 1atm pour chaque coupe. (voir les figures 6 à 13 de l'annexe 2).

**Tableau. III.1. Les résultats de calcul est représentés sur le tableau suivant**

Produits	$t_{10\%}^{TBP}$	$t_{70\%}^{TBP}$	$t_{50\%}^{TBP}$	$tg_{\alpha}^{TBP}$	$t_{50\%}^{CF}$	$tg_{\alpha}^{CF}$	PI	PF
Pétrole brut	45	345	222	5	216	3,70	31	401
Brut flashé	110	380	275	4,5	268	3,06	115	448,22
Ess moyenne	72,5	121,2	105	0,81	-	-	92,7	114,5
Ess totale	154	171	164	0,28	-	-	161	166,7
Kérosène	182,7	206,7	198	0,4	-	-	194	202,5
Gasoil léger	127,5	305,7	167	2,97	-	-	257	295,75
Gasoil lourd	324	314,2	339	0,28	-	-	331	348,75

### III.2.3. Calcul de la colonne de prédistillation

#### III.2.3.1. La capacité de l'unité

Pour cette étude, on utilise la capacité de traitement de l'heure actuelle et qui est de **7500.000 + (7500.000×0,16) = 8700.000 tonnes / an**. La durée de fonctionnement de l'installation est **333 jours / année**. Donc, la capacité de l'installation de topping sera égale à :

$$G = \frac{8,7 \times 10^6 \times 1000}{333 \times 24} = 1088588,589 \text{ kg/h} \dots\dots\dots (III.4).$$

#### III.2.3.2. Bilan matière de la colonne de prédistillation

**Tableau. III.2. bilan matière de la colonne de prédistillation est présenté dans le tableau suivant**

Produits	Rendement massique (%)	Débit (kg /h)
----------	------------------------	---------------

<b>Entrée :</b>		
<b>Pétrole brut</b>	100	<b>1088588,58</b>
<b>Sortie :</b>		
<b>Gaz</b>	5,17	<b>56280,03</b>
<b>Essence légère</b>	10,82	<b>117785,28</b>
<b>Brut flashé</b>	84,01	<b>914523,27</b>
<b>Total</b>	<b>100</b>	<b>1088588,58</b>

### III.2.3.3. Choix de la pression dans la colonne de prédistillation

La pression dans la colonne de prédistillation varie entre 2 et 4 atm absolu. Cette pression dépend de la teneur en essence légère et en gaz ainsi que la composition chimique des gaz dissous dans le pétrole vu qu'ils ont une haute tension de vapeur.

La pression dans la colonne doit être telle que les vapeurs et les gaz de sommet surmontent du condenseur et que toute l'essence légère et le gaz, après condensation ou se trouvent dans le ballon de reflux à l'état liquide.

Généralement, la pression dans le ballon de reflux est pratiquement inférieure de  $0,3 \div 0,6$  atm de celle du sommet de la colonne.

On se contentera dans ce cas des données pratiques :

Donc : .....( III.5). 
$$P_b = P_s - (0,3 \div 0,6) atm$$

**Avec :  $P_b$**  : La pression dans le séparateur.

$P_s$  : La pression au sommet de la colonne.

Soit la pression dans la zone de flash  $P_{zf} = 2,8$  atm.

- Le nombre de plateaux (n) dans la colonne varie entre,  $25 \div 30$ . Soit: **n = 28 plateaux.**

La répartition des plateaux dans la colonne est la suivante :

- Dans la zone de rectification,  $20 \div 22$  plateaux. Soit:  **$n_r = 22$  plateaux.**

- Dans la zone d'épuisement,  $6 \div 10$  plateaux. Soit:  **$n_e = 6$  plateaux.**

La pression au sommet de la colonne sera :

$$P_s = P_{zf} - \frac{n_r \Delta P}{760} \dots\dots\dots (III.6).$$

$\Delta P_s = 5 - 6$  mmHg - Chute de pression sur un plateau. Soit :  $\Delta P = 6$  mmHg.

$$\text{Dons : } P_s = 2,8 - \frac{22 \times 6}{760} = 2,62 \text{ atm}$$

La pression au fond de la colonne sera :

$$P_f = P_{zf} + \frac{n_e \times \Delta P}{760} \dots\dots\dots (III.7).$$

$$P_f = 2,8 + \frac{6 \times 6}{760} = 2,84 \text{ atm}$$

#### III.2.3.4. Température de la zone de flash de la colonne de prédistillation

La température d'entrée du pétrole brut dans la colonne de prédistillation varie entre **180 ÷ 240 °C** et dépend de fonctionnement des échangeurs de chaleur, de leur surface et de la nature du brut.

Pratiquement les échangeurs de chaleur ne peuvent pas assurer une température supérieure à 240 °C même si on récupère de la chaleur des produits de la colonne de prédistillation. 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 de flash, **P<sub>ZF</sub> = 2,8 atm** par le taux de vaporisation nécessaire (massique).

$$e_\eta = \eta_{gaz} + \eta_{ess-légère} = 0,0517 + 0,1082 \dots\dots\dots (III.8).$$

donc :  $e_\eta = 0,16$

Pour cela, à partir du point  $e_\eta$ , on trace une verticale jusqu'au point d'intersection avec la courbe de flash à la pression  $P_{ZF} = 2,8$  atm, 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.

Donc, la température d'entrée du brut dans la zone de flash pour  $e_\eta = 0,16$  et  $P_{ZF} = 2,8$  atm est égale à **T<sub>ZF</sub> = 200 °C**. (Voir annexe2, figure 6).

Maintenant on doit préciser le taux de vaporisation molaire pour les mêmes conditions **t<sub>ZF</sub> = 200°C** et **P<sub>ZF</sub> = 2.8 atm** par la méthode d'approximation successive.

(voir annexe1,Tableau11).

Soit le taux de vaporisation molaire  $e'$  il doit vérifier les conditions suivantes :

$$\sum Y'_i = 1 \quad \text{et} \quad \sum X'_i = 1$$

$$Y'_i = \frac{\alpha'_i}{e' + \frac{1-e'}{K_i}} \dots\dots\dots(III.9).$$

$$X'_i = \frac{Y'_i}{K_i} \dots\dots\dots(III.10).$$

**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.

$\alpha'_i$  : 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 nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures SCHEIBEL – JENNY. (voir annexe2,figure5).
- Pour les fractions pétrolières on utilise la formule suivante :

$$K_i = \frac{P_i}{P_{zf}} \dots\dots\dots(III.11).$$

Où :

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

$P_{zf}$  : Pression du système.

Les résultats sont illustrés sur le: (voir annexe1, Tableau11).

### III.2.3.5. Détermination des masses moléculaires

La masse moléculaire est déterminée à partir de facteur de caractérisation  $K_{uop}$ , en connaissant la spécifique gravity et la température moyenne d'ébullition de la fraction.

La formule de Voïnov est la suivante :

$$M = a + b \cdot t_m + c \cdot t_m^2 \dots\dots\dots(III.12).$$

$t_m$  = Température moyenne d'ébullition de la fraction °C.

Elle peut être déterminée comme moyenne arithmétique de  $P_i \div P_f$ :

$$t_m = \frac{P_i + P_f}{2} \text{ (°C)} \dots\dots\dots(III.13).$$

$P_i$  = Point initial de la fraction.

$P_f$  = Point final de la fraction.

**a, b, c** : Constantes qui dépendent de la nature chimique de la fraction, c'est à dire du facteur de caractéristique  $K_{uop}$  représente par les formules suivantes :

$$Kuop = \frac{\sqrt[3]{Tm(^{\circ}R)}}{Spgr60/60} \quad \text{ou} \quad Kuop = \frac{1.216\sqrt[3]{Tm(^{\circ}K)}}{d_{15}^{15}}$$

$T_m(^{\circ}R)$  : Température moyenne d'ébullition exprimée en degrés **Rankine**.

$T_m(^{\circ}K)$  : Température moyenne d'ébullition exprimée en degrés **kelvin**.

$Spg60/60$  : Spécific gravity à 60 °F.

$d_{15}^{15}$  : Densité à 15 °C.

**Tableau. III.3. les valeurs des constantes a, b, c est présenté dans le tableau suivant**

$K_{uop}$	10	10.5	11	11.5	12
-----------	----	------	----	------	----

<b>A</b>	56	57	59	63	<b>69</b>
<b>B</b>	0.23	0.24	0.24	0.225	<b>0.18</b>
<b>C</b>	<b>0.0008</b>	<b>0.0009</b>	<b>0.0010</b>	<b>0.00115</b>	<b>0.0014</b>

✎ Pour les fractions légères (essence légère et essence lourde), qui sont paraffiniques, la formule de Voinov s'applique comme précédemment écrite c'est – à – dire :

$$M = 60 + 0.3 t_m + 0.001 t_m^2.$$

✎ Pour les fractions (kérosène, gasoil) on doit chercher leur  $K_{uop}$  :

$$K_{kérosène} = 1.216 \frac{\sqrt[3]{202.5 + 273}}{0.8071}$$

$$K_{Kérosène} = 11.76$$

$$K_{gasoil\ léger} = 1.216 \frac{\sqrt[3]{272.5 + 273}}{0.8362}$$

$$K_{gasoil\ léger} = 11.88$$

$$M_{ess\ léger} = 60 + 0.3 (46.5) + 0.001 (46.5)^2$$

$$M_{ess\ léger} = 76\text{ g / mol}$$

$$M_{ess\ moyen} = 60 + 0.3 (107.5) + 0.001 (107.5)^2$$

$$M_{ess\ moyen} = 104\text{ g / mol}$$

$$M_{ess\ lourd} = 60 + 0.3 (165) + 0.001 (165)^2$$

$$M_{ess\ lourd} = 137\text{ g / mol}$$

$$M_{kérosène} = 69 + 0.18 (202.5) + 0.001(202.5)^2$$

$$M_{\text{gasoil léger}} = 69 + 0.18 (272.5) +$$

$$M_{\text{kérosène}} = 146 \text{ g / mol}$$

$$0.001(272.5)^2$$

$$M_{\text{gasoil léger}} = 192 \text{ g / mol}$$

✎ Pour les produits lourds comme gasoil lourd et résidu on utilise la formule de **KRAIGUE**.

$$M_{\text{résidu}} = \frac{44,29 \cdot d_{15}^{15}}{1,03 - d_{15}^{15}} \dots\dots\dots (III.14).$$

$$M_{\text{résidu}} = \frac{44,29 \times 0,915}{1,03 - 0,915}$$

$$M_{\text{résidu}} = 352 \text{ g / mol}$$

$$M_{\text{gasoil lourd}} = \frac{44,29 \cdot d_{15}^{15}}{1,03 - d_{15}^{15}} = \frac{44,29 \cdot 0,8496}{1,03 - 0,8496}$$

$$M_{\text{gasoil lourd}} = 209 \text{ g / mol}$$

✎ La masse moléculaire du brut flashé est égale :

$$M_{\text{brut flashé}} = \frac{1}{\sum \frac{X_i}{M_i}} \dots\dots\dots (III.15).$$

Où :  $X_i$  = % Poids des fraction.

$M_i$  = Masse moléculaire des fractions.

$$M_{\text{brut flashé}} = \frac{1}{\frac{0,091}{104} + \frac{0,120}{137} + \frac{0,128}{146} + \frac{0,1684}{192} + \frac{0,1833}{209} + \frac{0,3087}{352}}$$

$$M_{\text{brut flashé}} = 202 \text{ g / mol}$$

✎ La masse moléculaire de vapeur de tête est déterminée par la formule suivante :

$$\frac{1}{M_{\text{vapeur de tête}}} = \frac{X_{\text{gaz}}}{M_{\text{gaz}}} + \frac{X_{\text{ess' légère}}}{M_{\text{ess' légère}}} = \frac{0,324}{51,33} + \frac{0,676}{76} \dots\dots\dots(III.16).$$

**M<sub>vapeur de tête</sub> = 65,76 g**

La masse moléculaire de gaz est déterminée par la formule suivante :

$$\frac{1}{M_{\text{gaz}}} = \frac{X_{C2}}{M_{C2}} + \frac{X_{C3}}{M_{C3}} + \frac{X_{iC4}}{M_{iC4}} + \frac{X_{nC4}}{M_{nC4}} \dots\dots\dots(III.17).$$

$$\frac{1}{M_{\text{gaz}}} = \frac{0,0897}{30} + \frac{0,1980}{44} + \frac{0,1571}{58} + \frac{0,5384}{58}$$

**M<sub>gaz</sub> = 51,36 g**

Tableau. III.4. Les densités et masses moléculaires des fractions

Fractions	$\rho_{15}^{15}$	M
Essence légère	0,6745	76
Essence moyenne	0,7415	104
Essence lourde	0,760	137
Kérosène	0,8071	146
Gasol léger	0,8362	192
Gasol lourd	0,8496	209
Résidu	0,915	352

III.2.3.6. Température au sommet de la colonne

La température de tête de la colonne est la température de rosée ( $t_r$ ) de la distillation sous une certaine pression, puisque à cet endroit, les vapeurs de tête sont en équilibre. Le liquide du premier plateau qui ce liquide après condensation devient reflux.

En général, la température de tête de colonne est déterminée comme le point final de la courbe de flash de la fraction PI – 65 °C construite à la pression au sommet qui est égale à 2,62 atm.

D'après les courbes de l'essence légère (Fig-8-annexe2) on a trouvée la température au sommet de la colonne égale 79 °C.

### III.2.3.7. Température au fond de la colonne

Pratiquement, la température au fond de la colonne est supérieure à celle d'entrée de 20 ÷ 60 °C donc :

$$t_{fond} = t_{entrée} + (20 \div 60) = 200 + 40 = 240 \text{ °C} \dots\dots\dots (III.18).$$

### III.2.3.8. Reflux

#### III.2.3.8.1. Quantité de reflux froid au sommet de la colonne

Cette quantité de reflux est de 2 à 4 fois plus grands que celle de l'essence légère.

$$G_{r.f} = (2 \div 4) \times G_{ess.légère} = 2 \times 117785,28 = 235570,56 \text{ kg/h} \dots\dots (III.19).$$

#### III.2.3.8.2. Quantité de reflux chaud au fond de la colonne

Le débit de courant chaud est déterminé à partir du bilan thermique de la colonne.

### III.2.3.9. Bilan thermique de la colonne de prédistillation

Le taux de vaporisation massique dans la zone de flash de la colonne de prédistillation peut être déterminé à l'aide de la formule suivant :

$$e = e' \cdot \frac{M_{vapeur}}{M_{charge}} = 0,18 \times \frac{65,76}{239} = 0,050 \dots\dots\dots (III.20).$$

$e'$  : taux de vaporisation molaire.

Quantité de vapeur et de liquide dans la zone de flash:

$$G_v = G_{charge} \times e = 1088588,58 \times 0,050 = 54429,43 \text{ kg/h} \dots\dots (III.21).$$

$G_{charge}$  : débit de la charge kg/h.

$e$  : taux de vaporisation massique dans la zone de flash.

$$G_v = 54429,43 \text{ kg/h}$$

$$G_L = G_{charge} \times (1 - e) = 1088588,58 \times (1 - 0,050) = 1034159,16 \text{ kg/h} \dots\dots (III.22).$$

$$G_{liq} = 1034159,16 \text{ kg/h}$$

Masse volumique de la phase liquide:

$$\frac{1}{\rho_{charge}^{15}} = \frac{e}{\rho_v^{15}} + \frac{(1 - e)}{\rho_L^{15}} \dots\dots\dots (III.23).$$

avec:  $\rho_L^{15}$  : La masse volumique de la phase liquide.

$\rho_v^{15}$  : La masse volumique de la phase vapeur.

$\rho_{charge}^{15}$  : La masse volumique de la charge à  $15^\circ\text{C} = 0,8025$ .

$$\frac{1}{0,8025} = \frac{0,050}{0,6745} + \frac{(1 - 0,050)}{\rho_L^{15}} \text{ donc : } \rho_L^{15} = 0,8106 \text{ g/m}^3$$

**III.2.3.9.1. Enthalpie des gaz à  $79^\circ\text{C}$  :**

Pour trouver l'enthalpie des gaz, il est nécessaire tout d'abord de déterminer l'enthalpie de chaque composant.

L'enthalpie d'un composant du gaz peut être déterminé par la formule qui suit :

$$q_i = C_p \cdot t \dots\dots\dots( III.24).$$

Où :  $q_i$  : Enthalpie d'un composant (i) en (kcal / kg).

$C_p$  : Chaleur spécifique d'un composant en (kcal / kg °C).

$t$  : Température en (°C).

$C_p$  : chaleur spécifique de constituant déterminée graphiquement (voir annexe2, figure 4).

Donc l'enthalpie des gaz:  $q_{gaz}^{79^\circ C} = \sum q_i y_i \dots\dots\dots( III.25).$

**Avec :**

$Y_i$  : concentration massique du constituant (i).

Le résultat de calcul est représenté sur le tableau suivant:

**Tableau. III.5. Le résultat de calcul Enthalpie des gaz à 79 °C est représenté sur le tableau suivant**

Constituants	$C_p$ kcal/kg °C	$q$ kcal/kg	$Y_i$	$Y_i \cdot q_i$
$C_2H_6$	0,91	71,89	0,0897	6.44
$C_3H_8$	0,74	58,46	0,1980	11.57
$iC_4H_{10}$	0,70	55,30	0,1571	8.68
$nC_4H_{10}$	0,64	50,56	0,5383	27.21
<b>Total</b>	–	–	<b>0,9831</b>	<b>53,92</b>

L'enthalpie des gaz à **79 °C** est égale:  $q_{gaz}^{79^{\circ}C} = 53,92 Kcal / Kg$  .

**III.2.3.9.2. Enthalpies des fractions pétrolières**

Les enthalpies des autres produits sont déterminés en fonction de la température et la masse volumique de ces produits soit en utilisant la courbe générale d'enthalpies des fractions pétrolières, soit en utilisant la formule suivantes :

$$q_t^L = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} (0,403t + 0,000405t^2) \text{ en (kcal / kg) ..... (III.26).}$$

Où: l'expression :  $(0,403.t + 0,000405.t^2) = \alpha$

Le **tableau.13 (en annexe1)** donne les valeurs de  $\alpha$  en fonction de la température.

☞ Pour l'enthalpie des vapeurs on utilise la formule de **VOÏNOV**:

$$q_t^v = (50,2 + 0,109t + 0,0014t^2)(4 - \rho_{15}^{15}) - 73,8 \text{ en (kcal/ kg) ..... (III.27).}$$

Où: l'expression :  $(50,2 + 0,109t + 0,0014t^2) = \beta$

Le **tableau.14 dans l'annexe1** donne les valeurs de  $\beta$  en fonction de la température.

**III.2.3.9.3. Bilan thermique de la colonne de prédistillation :** (voir annexe 1, Tableau 9).

**III.2.3.9.4. Calcul du débit du courant chaud**

Le débit du courant chaud nécessaire à introduire au fond de la colonne de prédistillation peut être déterminé à partir du bilan thermique de la colonne :

$$Q_{entrée} = Q_{sortie}$$

$$K + 130 \times 10^6 = M + 170,24 \times 10^6$$

$$\Rightarrow K - M = (170,24 - 130) \cdot 10^6 = 40,24 \cdot 10^6$$

$$\Rightarrow \Delta Q = 40,24 \cdot 10^6 \text{ Kcal/h}$$

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

$$G_j [q_e^L (1 - e_j) + q_e^v e_j] - G_j q_s^L = 40,24 \cdot 10^6 \dots\dots\dots (III.28).$$

$$G_j = \frac{40,24 \cdot 10^6}{[q_e^L (1 - e_j) + q_e^v e_j] - q_s^L}$$

$q_e^L, q_e^v, q_s^L$  : Sont les enthalpies du courant, qui sont déterminées en fonction des température d'entrée et de sortie.

La température de ce courant doit assurer le taux de vaporisation nécessaire à une pression à laquelle fonctionne la colonne atmosphérique, c'est pourquoi cette température dépend de la qualité du produit que l'on obtient de la colonne atmosphérique.

Pour déterminer la température du courant chaud à l'entrée, on effectue les opérations suivantes :

- A partir de la **TBP** du brut flashé, on trace les courbes de flash à 1 atm et la pression de fond de la colonne de prédistillation ( **$p_f = 2,84 \text{ atm}$** ).
- On choisit la température  **$t = 340 \text{ °C}$** . A cette température et à la pression de  **$2,8 \text{ atm}$** , on détermine le taux de vaporisation  **$e_j = 0,58$** . (voir annexe2, figure 7).
- On détermine les enthalpies pour les phases liquides et les phases Vapeurs du courant chaud. Pour cela, il est nécessaire de connaître d'abord  $p_j^L(BF)$  et  $p_j^v(BF)$  qui sont respectivement les densités du brut flashé en phase liquide et vapeur.

La densité de la phase vapeur peut être déterminé d'après cette formule :

$$\frac{1}{P_{(BF)}} = \frac{e_{j(BF)}}{P_{j(BF)}^v} + \frac{(1 - e_{j(BF)})}{P_{j(BF)}^L} \dots\dots\dots (III.29).$$

telle que :  $P_{J(BF)}^L = 0,904$

$$\text{Alors : } \frac{1}{0,80025} = \frac{0,58}{P_{j(BF)}^v} + \frac{(1-0,58)}{0,904}$$

$$P_{j(BF)}^v = 0,738$$

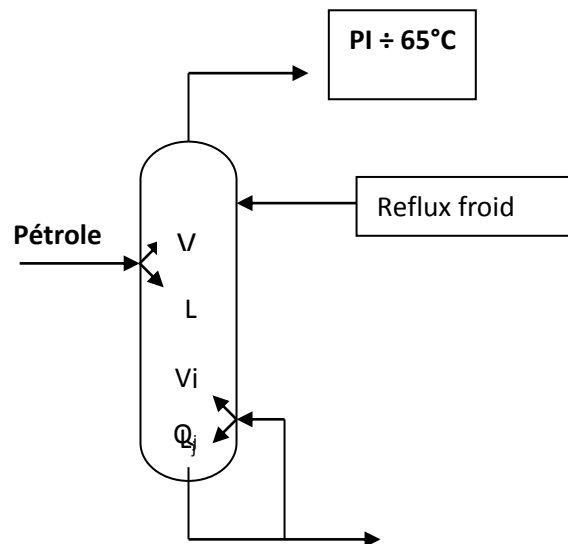


Figure. III.1. Schéma simple d'une colonne de prédistillation.

En fonction de  $P_{j(BF)}^v$  et  $P_{j(BF)}^L$  ainsi que la température d'entrée et de sortie, on détermine les enthalpies.

$$\text{On trouve : } q_{e(340)}^v = 259 \text{ kcal / kg}$$

$$q_{e(340)}^L = 198 \text{ kcal / kg}$$

$$q_{s(240)}^L = 127 \text{ kcal / kg}$$

Dans ce cas, le débit du courant chaud sera :

$$G_j = 40,24 \cdot 10^6 / (198 \times 0,42 + 259 \times 0,58) - 127$$

$$G_j = 378266,59 \text{ kg / h}$$

**Remarque :** tous les résultats trouvés sont résumés sur le (tableau.9).(voir annexe 1,tableau.9)

### III.2.3.10. Dimensionnement de la colonne de prédistillation

#### III.2.3.10.1. Diamètre de la colonne

Pour calculer le diamètre de la colonne, il est indispensable de connaître le débit volumique et la vitesse maximale des vapeurs dans la colonne.

En général, on calcul le débit volumique des vapeurs dans les différentes sections et le diamètre est calculé pour le débit maximal.

La colonne de prédistillation comprend trois sections :

- a- Zone de rectification.
- b- Zone de flash.
- c- Zone d'épuisement.

D'habitude, la tête de la colonne est plus chargée que les deux autres. La quantité de vapeur sous le premier plateau s'accroit d'une manière brusque.

Elle se compose de l'essence légère et des gaz qu'on déversoir au sommet et des vapeurs qui chauffent et vaporisent le reflux de tête.

Parallèlement, ces vapeurs se condensent et s'écoulent vers le bas comme reflux froid, alors la quantité de reflux peut être déterminée suivant l'équation :

$$G_{rch} = \frac{G_{rf} \cdot (q_v^{ts} - q_v^{Tf})}{q_v^{ts} - q_L^{ts}} \dots\dots\dots(III.30).$$

Où :

$G_{rch}$  : Quantité de reflux chaud (kg / h).

$G_{rf}$  : Quantité de reflux froid (kg / h).

$q_v^{ts}$  : Enthalpie des vapeurs de l'essence à la t ° du sommet de la colonne (kg / h).

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

$q_v^{ts} - q_L^{ts} = l$  Chaleur latente de vaporisation de l'essence à la température du sommet de la colonne  
 $t_s = 79\text{ °C}$ .

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

$$q_V^{79^\circ C} = 127 \text{ Kcal/Kg}$$

$$q_L^{79^\circ C} = 42,50 \text{ Kcal/Kg}$$

$$G_{r.ch} = \frac{235570,56 \cdot (127 - 40)}{127 - 42,5}$$

$$G_{r.ch} = 242540,10 \text{ kg/h}$$

a) La quantité de vapeur au dessous du premier plateau de la colonne :

Cette quantité est égale à celle de la fraction  $P_1 = 65\text{ °C}$  (essence) de reflux chaud et de gaz.

$$G_V = G_{ess} + G_{r.ch} + G_{gaz} \dots\dots\dots (III.31).$$

$$G_V = 117785,28 + 242540,1 + 56280$$

$$G_V = 416605,38 \text{ kg/h}$$

b) Débit volumique de vapeur au sommet de la colonne :

$$V_v = 22,4(N_{ess} + N_{rch} + N_{gaz}) \frac{(273 + t_{sommet})}{273 \cdot P_{sommet} \cdot 3600} \dots\dots\dots (III.32).$$

$$N_i = \frac{G_i}{M_i} \text{ kmol/h}$$

$$V_v = 22,4(1549,8 + 2533,22 + 1095,79) \frac{(273 + 79)}{273 \times 2,62 \times 3600}$$

$$V_v = 15.85 m^3 / s$$

c) Masse volumique du liquide et vapeur au sommet en (kg/m<sup>3</sup>) à t<sub>s</sub> = 79 °C :

$$\rho_L^{79^\circ C} = \rho_{ess}^{15} - k(t_{\text{sommet}} - 15) \dots\dots\dots(III.33).$$

$$\rho_L^{79^\circ C} = 0,6745 - 0,0009(79 - 15)$$

$$\rho_L^{79^\circ C} = 0,6169 g / cm^3 = 616.9 kg / m^3$$

$$\rho_v^{79^\circ C} = \frac{G_v}{3600 \times V_v} = \frac{416605,38}{3600 \times 15.85} = 7,30 kg / m^3$$

d) Vitesse linéaire maximale des vapeurs :

$$W_{\text{max}} = 8,47 \cdot 10^{-5} C_{\text{max}} \sqrt{\frac{\rho_L^{79^\circ C} - \rho_v^{79^\circ C}}{\rho_v^{79^\circ C}}} \dots\dots\dots(III.34).$$

Cette vitesse pour la colonne de prédistillation varie entre 0,2 et 0,7 m/s, pour la colonne atmosphérique entre 0,64 ÷ 0,84 m/s.

Où : C<sub>max</sub> : Coefficient qui dépend du type de plateaux, de la distance entre les plateaux, de la charge liquide sur les plateaux et la masse volumique du liquide.

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

Tableau. III.6. En fonction du type de plateau, K<sub>1</sub> prend les valeurs suivantes.

Type de plateau	$K_1$
Plateaux à calottes	1,00
Plateaux (à élément-S-) uniflex	1,00
Plateaux perforés	1,20
Plateaux à jet	1,20
Plateaux à jet directionnel	1,40
Plateaux à clapets	1,15

Pour la colonne fonctionnée à la pression atmosphérique et sous haute pression (si  $H \geq 350$  mm). alors:

$k_2 = 1,0$ .

$C_2 = 5$  pour les plateaux à jet et,  $C_2 = 4$  pour les autres plateaux. On détermine le coefficient  $\lambda$  de la formule suivante :

$$\lambda = \frac{0,655 L_p}{P} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V_v \cdot 3600}} \sqrt{\frac{\rho_L^{79^\circ C} - \rho_V^{79^\circ C}}{\rho_V^{79^\circ C}}} \dots\dots\dots (III.36).$$

Où :

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

$V_v$  : Volume des vapeurs dans la section considérée ( $m^3$ ).

$P$  : Nombre de passes de liquide sur le plateau.

Dans notre cas, on se propose d'utiliser des plateaux à clapets.

Alors :  $k_1 = 1,15$ ,  $C_2 = 4$ , nombre de passe  $P = 2$ .

Si  $H = 600$  mm (distance entre les plateaux),  $C_1 = 765$ . (voir annexe2, figure 3).

$$L_p = \frac{G_{r.ch}}{\rho_L^{79^\circ C}} = \frac{242540,1}{616,9} \dots\dots\dots(III.37).$$

$$L_p = 393,15 m^3 / h$$

$$\text{donc : } \lambda = \frac{0,655 \times 393,15}{2} \sqrt{\frac{1,15 \times 765}{15,85 \times 3600}} \sqrt{\frac{616,9 - 7,30}{7,30}}$$

$$\lambda = 47,66$$

$$C_{\max} = 1,15 \times 1 \times 765 - 4(47,66 - 35)$$

$$C_{\max} = 829,11$$

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \times 829,11 \times \sqrt{\frac{616,9 - 7,30}{7,30}}$$

$$W_{\max} = 0,662 m / s$$

On calcule le diamètre de la colonne de prédistillation d'après la formule suivante :

$$D_n = \sqrt{\frac{4 \times V_v}{\pi \times W_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \times 15,85}{3,14 \times 0,662}} = 5,5 m \dots\dots\dots(III.38).$$

Avec :

$V_v$  : débit volumique des vapeurs  $m^3/h$ .

$W_{\max}$  : vitesse massique linéaire des vapeurs (m/s).

$$D_n = 5,5 m$$

Le diamètre de la colonne d'après les normes sera  $D_n = 5,6 m$ .

Dans ce cas, la vitesse réelle dans la colonne sera :

$$W_r = \frac{4 \times V_v}{\pi \times D_n^2} \dots\dots\dots (III.39).$$

$$W_r = \frac{4 \times 15,85}{3,14 \times (5,6)^2}$$

$W_r = 0,643 \text{ m/s}$
---------------------------

Le volume du liquide dans une passe du plateau sera :

$$L_v = \frac{L_p}{b} \dots\dots\dots (III.40).$$

Où :

$L_p$  : Charge liquide sur le plateau ( $\text{m}^3/\text{h}$ ).

$b$  : Paramètre du déversoir (m).

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

$$b = 0,7 \times D_n \times p = 0,7 \times 5,6 \times 2 \dots\dots\dots (III.41).$$

$b = 7,84 \text{ m}$
----------------------

Où :  $(0,7 \times D_n)$  = Longueur du déversoir.

Alors :  $L_v = 393,15 / 7,84$

$L_v = 50,14 \text{ m}^3/\text{m h}$
--------------------------------------

C'est-à-dire :  $L_v^{admissible} \leq 65 \text{ m}^3 / \text{mh}$

Dans notre cas  $L_v^{adm} = 50,14 \text{ m}^3/\text{mh}$ , ce qui rend acceptable la valeur trouvée.

La hauteur du liquide dépend du déversoir :

Elle est déterminée par la formule de FRANCIS :

$$h = \sqrt[3]{\frac{L_p}{6400 \times b}} = \sqrt[3]{\frac{393,15}{6400 \times 7,84}} = 0,088 \text{ m} \dots\dots\dots (III.42).$$

La hauteur du liquide débordant du déversoir admissible :

$$H^{\text{admissible}} = 0,32 \text{ m}$$

$$h = 0,088\text{m} < h^{\text{admissible}}$$

Actuellement, les plateaux à clapet, à élément –S-, à calotte et à jet sont les plus répandus dans les installations de la distillation du pétrole. Il est souhaitable d'utiliser les plateaux à clapet si le diamètre de la colonne est supérieur à 3m.

### III.2.3.10.2. Hauteur de la colonne

La hauteur de la colonne dépend de la distance entre les plateaux, et le diamètre de la colonne.

**Tableau. III.7. l'espacement en fonction du diamètre de la colonne**

D (m)	0,8	0,8 - 1,6	1,6 - 2,0	2,0 - 2,4	>2,4
H <sub>p</sub> (mm)	20 - 350	350 - 400	400 - 500	500 - 600	>600

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

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

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 + H_6 + H_7 \dots \dots \dots ( \text{III.43} ).$$

D'où :

H<sub>1</sub> : espace libre situé en tête de colonne jusqu'au premier plateau de Rectification;

H<sub>2</sub> : hauteur de la zone de rectification;

H<sub>3</sub> : hauteur de la zone d'alimentation;

H<sub>4</sub> : hauteur de la zone d'épuisement;

$H_5$  : Hauteur correspondant au niveau du liquide au fond de la colonne jusqu'au dériver plateau, elle prise entre :  $1 \div 2 \text{ m}$  , soit  $H_5 = 2m$

$$H_1 = \frac{D_n}{2} = \frac{5,6}{2} = 2,8m \dots\dots\dots(\text{III.44}).$$

$$H_2 = H_p \times (n_r - 1) = 0,6 \times (22 - 1) = 12,6m \dots\dots\dots(\text{III.45}).$$

$$H_3 = 3 \times H_p = 3 \times 0,6 = 1,8m \dots\dots\dots(\text{III.46}).$$

$$H_4 = H_p \times (n_e - 1) = 0,6 \times (6 - 1) = 3m \dots\dots\dots(\text{III.47}).$$

$H_6$  :Hauteur libre au fond de la colonne. Cette hauteur corresponde à la couche de liquide qui reste emprisonnée au fond de la colonne. Celle assurer le fonctionnement de la pompe pendant un certain temps en cas d'arrêt de l'installation. Ce temps est appelé temps de rétention  $\tau$  .

- Pour les colonnes de prédistillation  $\tau = 2 \div 6 \text{ mn}$ ;
- Pour les colonnes atmosphériques  $\tau = 6 \div 15 \text{ mn}$ .

Donc la hauteur  $H_6$  est déterminée selon la formule suivant :

$$H_6 = \frac{G_f}{\rho'_f} \times \frac{\tau}{60 \times F}$$

.....(III.48).

Où :

$G_f$  : Quantité de produit de fond de la colonne (Kg/h).

$\rho'_f$  : masse volumique du produit à température au fond de la colonne.

$F$  : Surface de la section de liquide ( $\text{m}^2$ ).

$$F = \frac{3,14}{4} \times D_n^2 = \frac{3,14}{4} \times (5,6)^2 \dots\dots\dots(\text{III.49}).$$

**F = 24,61 m<sup>2</sup>**

Pour notre cas :

Admettons que  $\tau = 2 \text{ mn}$ . Alors calculons :

$$G_f = G_{BF} + G_j \dots\dots\dots( III.50).$$

Où :  $G_{BF}$  : Quantité du brut flashé (Kg/h).

$G_j$  : Quantité de reflux chaud (Kg/h).

$$G_f = 914523,27 + 242540,1$$

$$G_f = 1157063,37 \text{ kg / h}$$

Calculons maintenant  $\rho_f^t$  du produit de fond à 240 °C, d'après la formule :

$$\rho_f^t = \rho_f^{20} - \alpha(t_f - 20) \dots\dots\dots( III.51).$$

$$\rho_f^{240} = 0,8025 - 0,0009(240 - 20)$$

$$\rho_f^{240} = 0,6045 \text{ g/cm}^3 = 604,5 \text{ Kg/m}^3$$

$$\text{Donc : } H_6 = \frac{1157063,37}{604.5} \times \frac{2}{60 \times 24,61}$$

$$H_6 = 2,59 \text{ m}$$

$H_7$ : Hauteur de la jupe de la colonne, d'après les données pratique elle est égale à 4m.

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 + H_6 + H_7$$

$$H_T = 2,8 + 12,6 + 1,8 + 3 + 2 + 2,59 + 4$$

$$H_T = 28,79 \text{ m}$$

### III.2.4. Calcul de la colonne de distillation atmosphérique

#### III.2.4.1. Bilan matière de la colonne de distillation atmosphérique

Tableau. III.8. Bilan matière de la colonne de distillation atmosphérique

Produits	Rendement par rapport au pétrole (%masse)	Rendement par rapport au brut flashé (%masse)	Débit (kg/h)
<b>Entrée :</b>			
<b>brut flashé</b>	84,01	100	91452,32
<b>Total</b>	84,01	100	91452,32
<b>Sortie :</b>			
<b>Essence moyenne 65-150°C</b>	15,04	17,90	16370
<b>Essence lourde 150-180°C</b>	6,02	7,16	6548
<b>Kérosène 180-225°C</b>	14,3	17,02	15565,18
<b>Gasol léger 225-320°C</b>	12,4	14,76	13416,05
<b>Gasol lourd 320-360°C</b>	7,4	8,80	8047,80
<b>Résidu atmosphérique &gt;360°C</b>	28,85	34,36	31423,01
<b>Total</b>	84,01	100	91452,32

### III.2.4.2. Conditions opératoires de la colonne de distillation atmosphérique

Tracés des courbes TBP et des courbes de flash sous une pression atmosphérique pour le brut flashé et les fractions obtenues (voir l'annexe2, figure10 à figure 14).

#### III.2.4.2.1. Pression dans la zone de flash

Pratiquement, cette pression varie entre 1,5 et 2,5 atm. La pression actuelle est de  $P_{zf} = 2$  atm.

#### III.2.4.2.2. Débit de vapeur d'eau au fond de la colonne

En pratique, le débit de vapeur d'eau pour cette colonne varie entre 1,2 ÷ 4% massique par rapport au brut flashé. Il est nécessaire également de noter que l'augmentation de la quantité de vapeur d'eau supérieure à 4 % n'influe pas substantiellement sur l'augmentation de la vitesse des vapeurs dans la colonne atmosphérique.

$$Z_l = (0,02 - 0,0046) \times G_{brut, flashé} = 0,0156 \times 91452,32 = 1426,65 \text{ kg/h. ... (III.52).}$$

$$N_1 = \frac{Z_1}{18} = \frac{1426,65}{18} = 79,25 \text{ kmol} / h \dots\dots\dots (III.53).$$

Où :

$Z_1$  : Le débit massique de vapeur d'eau au fond de la colonne.

$N_1$  : Le débit molaire de vapeur d'eau injectée au fond de la colonne.

### III.2.4.2.3. Débit de vapeur d'eau au fond des strippers

Pratiquement, la quantité de vapeur d'eau injectée dans le stripper varie entre : 1 ÷ 2 % massique par rapport à la quantité des fractions soutirées.

- Stripper du gasoil léger :

$$Z_2 = (0,03 - 0,01) \times G_{\text{gasoil léger}} = 0,02 \times 13416,05 = 268,32 \text{ kg} / h.$$

$$N_2 = \frac{Z_2}{18} = \frac{268,32}{18} = 14,9 \text{ kmol} / h$$

Où :

$Z_2$  : Le débit massique de vapeur d'eau au fond du stripper du gasoil léger.

$N_2$  : Le débit molaire de vapeur d'eau injectée au fond de stripper du gasoil léger.

- Stripper du gasoil lourd :

$$Z_3 = (0,01 - 0,03) \times G_{\text{gasoil lourd}} = 0,02 \times 8047,80 = 160,95 \text{ kg} / h.$$

$$N_3 = \frac{Z_3}{18} = \frac{160,95}{18} = 8,94 \text{ kmol} / h$$

Où :

$Z_3$  : Le débit massique de vapeur d'eau au fond du stripper du gasoil lourd.

$N_3$  : Le débit molaire de vapeur d'eau injectée au fond de stripper du gasoil lourd.

**III.2.4.2.4. Pression partielle des hydrocarbures dans la zone de flash**

$$P_{h.ZF} = P_{ZF} \times \frac{N_V}{(N_V + N_L)} \dots\dots\dots( III.54).$$

Où :

$P_{h.ZF}$  : Pression partielle des hydrocarbures dans la zone de flash.

$P_{ZF}$  : Pression de la zone de flash.

$N_V$  : Le débit molaire des hydrocarbures qui traversent la zone de flash.

$N_L$  : Le débit molaire de kilo mole de vapeur d'eau injectée au fond de la colonne.

$$N_V = \frac{G_{ess.moy}}{M_{ess.moy}} + \frac{G_{ess.lourd}}{M_{ess.lourd}} + \frac{G_{kérosène}}{M_{kérosène}} + \frac{G_{gasoilléger}}{M_{gasoilléger}} + \frac{G_{gasoillourd}}{M_{gasoillourd}} \dots( III.55).$$

$$N_V = \frac{16370}{104} + \frac{6548}{137} + \frac{15565,18}{146} + \frac{13416,05}{192} + \frac{8047,80}{209}$$

$$N_V = 1381,73 \text{ kmol/h}$$

$$P_{h.ZF} = 2 \times \frac{1381,73}{(1381,73 + 65,70)}$$

$$P_{h.ZF} = 1,9 \text{ atm}$$

On trace la courbe de flash du brut flashé à cette pression ( $P_{h.ZF} = 1,9 \text{ atm}$ ). (voir annexe2, figure 14)

**III.2.4.2.5. Température dans la zone de flash**

Cette température dans la zone de flash est inférieure à celle de la sortie du four car la perte de charge est non négligeable dans la ligne de transfert. On a la pression à la sortie du four plus grande que celle au point d'entrée dans la zone de flash par suite de la détente.

Une certaine fraction de brut va se vaporiser en emportant des calories au milieu ambiant, c'est-à-dire que la température va diminuer dans la ligne de sortie du four et d'entrée de la zone de flash.

Les enthalpies des produits à la sortie du four et celle de la zone de flash restent constantes (on suppose que la ligne de transfert est calorifugée et adiabatique).

Pratiquement, la différence entre la pression à la sortie du four et la zone de flash ne dépasse pas 0,5 atm, alors que la température varie entre 5 et 18 °C.

D'habitude, la température dans la zone de flash varie entre 330 et 360 °C.

Pour préciser cette température, il est nécessaire de connaître le taux de vaporisation du brut flashé dans la zone de flash.

$$E_n = E_{ess.moyene} + E_{ess.lourd} + E_{kérosène} + E_{GO.léger} + E_{GO.lourd} + (5 \div 8\%) \dots (III.56).$$

$$E_n = 0,1790 + 0,0716 + 0,1702 + 0,1476 + 0,0880 + 0,05 = 0,7064 = 70,64 \%$$

En effet ce taux de vaporisation doit être supérieur à **70,64 %**.

(5 ÷ 8 %) : Excès pour assurer la zone de flash par le reflux interne. Selon le taux de vaporisation et la courbe de flash tracée à  $P_{h.ZF} = 1,9$  atm.

On détermine la température dans la zone de flash  $t_{ZF} = 348$  °C. (voir annexe2, figure 14).

Ensuite, on précise le taux de vaporisation de la zone de flash à la température

$t_{ZF} = 348$  °C et  $P_{h.ZF} = 1,9$  atm par la méthode des approximations successives.

- Taux de vaporisation :

$$e = e' \times \frac{M_Y}{M_{brut.flashé}} \dots \dots \dots (III.57).$$

$e = 0,656$

$$e = 0,785 \times \frac{154,63}{202}$$

Où :

$M_v$  : Masse moléculaire de la phase vapeur.

### III.2.4.2.6. Température au sommet de la colonne de distillation atmosphérique

a)- Quantité de reflux froid :

La quantité de reflux froid  $G_{rf} = (3 - 1,5) \times G_{ess.moy}$  .....( III.58).

$$G_{rf} = 1,5 \times G_{ess.moy} = 1,5 \times 16370$$

$$G_{rf} = 24555 \text{ kg/h}$$

b)- Pression partielle des vapeurs d'essence lourde au sommet de la colonne :

$$P_{p.ess.moy} = \frac{P_s (N_{ess.lourd} + N_{r.f})}{N_{ess.lourd} + N_{r.f} + N_t}$$

.....( III.59).

Où :

$P_s$  : Pression de sortie au sommet de la colonne.

$$P_s = P_{ZF} - \frac{N_r \times \Delta P}{760}$$

.....(III.60).

$N_r$  : Nombre des plateaux dans la zone de rectification = 47 plateaux.

$\Delta P$ : Perte de charge par les plateaux, soit  $\Delta P = 6$  mmHg.

$$P_s = 2 - \frac{47 \times 6}{760} = 1,63 \text{ atm}$$

$N_t$  : Quantité de vapeur d'eau provenant du fond de la colonne et des strippers.

$$N_t = N_1 + N_2 + N_3 = 79,25 + 14,9 + 8,94 = 103,1 \text{ kmol/h}$$

$$N_t = 103,1 \text{ kmol / h}$$

$$N_{r.f} = \frac{G_{r.f}}{M_{ess.moy}} = \frac{24555}{104}$$

$$N_{r.f} = 236,1 \text{ kmol / h}$$

$$N_{ess.lourd} = \frac{G_{ess.lourd}}{M_{ess.lourd}} = \frac{6548}{137}$$

$$N_{ess.lourd} = 47,8 \text{ kmol / h}$$

$$P_{p.ess.moy} = \frac{1,63(47,8 + 236,1)}{47,8 + 236,1 + 103,1} = 1,2 \text{ atm}$$

$$P_{p.ess.moy} = 1,2 \text{ atm}$$

#### c)- Température au sommet de la colonne :

Pour trouver cette température, on trace la courbe de TBP et ensuite la courbe de flash de l'essence totale à la pression partielle qui égale à 1,2atm. (voir annexe2,figure 10).

Le point final de la courbe de flash à la pression partielle de l'essence totale correspond à la température au sommet de la colonne, vu que l'essence totale quitte la colonne à l'état vapeur.

Cette température est égale à 169 °C.

#### III.2.4.2.7. Température au fond de la colonne

Cette température est inférieure à celle dans la zone de flash de 15 à 25 °C.

- Masse volumique de la phase vapeur :

On détermine la masse volumique de la phase vapeur d'après la formule suivante :

$$\frac{1}{\rho_{B.F}^{15}} = \frac{e}{\rho_v^{15}} + \frac{1-e}{\rho_L^{15}} \dots\dots\dots(III.61).$$

Où :  $\rho_{B.F}^{15}$  : Masse volumique de brut flashé.

$\rho_v^{15}$  : Masse volumique de la phase vapeur.

$\rho_L^{15}$  : Masse volumique de la phase liquide.

$e$  : Taux de vaporisation.

$$\rho_L^{15} = 0,9248 \text{ g / m}^3$$

$$\frac{1}{0,8025} = \frac{0,656}{\rho_v^{15}} + \frac{1-0,656}{0,9248}$$

$$\rho_v^{15} = 0,7505 \text{ g / m}^3$$

$$t_{\text{fond}} = t_{zF} - (15 \div 25 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$t_{\text{fond}} = 348 - 20$$

$$t_{\text{fond}} = 328 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Cette température peut être déterminée plus précisément comme le point initial de la courbe de flash tracée à la pression partielle des hydrocarbures au fond de la colonne.

III.2.4.2.8. Pression au fond de la colonne

$$P_{fond} = P_{ZF} + \frac{N_e \times \Delta P}{760} \dots\dots\dots(III.62).$$

Où :  $N_e$  : Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement égal à 5 plateaux.

$\Delta P$  : perte de charge pour les plateaux, soit  $\Delta P = 6$  mmHg.

$$P_{fond} = 2 + \frac{5 \times 6}{760} \quad P_{fond} = 2,04 atm$$

III.2.4.3. Bilan thermique de la colonne de distillation atmosphérique

-Quantité de vapeur et de liquide dans la zone de flash :

$$G_v = G_{brut flashé} \times e$$

$$G_v = 91452,32 \times 0,656 = 59992,72 \text{ kg / h}$$

$$G_L = G_{brut flashé} \times (1 - e)$$

$$G_L = 91452,32 \times (1 - 0,656) = 31459,6 \text{ kg / h}$$

III.2.4.3.1. Température des soutirages

a) Température de soutirage du kérosène :

La pression partielle du kérosène au dessous du plateau du soutirage est déterminée à l'aide de la formule suivante :

$$P_{P.K} = \frac{P_{T.S} (N_K + N_{r.iK})}{N_K + N_{r.iK} + N_{incond}} \dots\dots\dots(III.63).$$

$$P_{T.S} = P_{ZF} - \frac{N \times \Delta P}{760}$$

Où :  $P_{T.S}$  ; Pression totale du plateau de soutirage.

$$P_{T.S} = 2 - (6 \times 40) / 760 = 1,68 atm$$

$$N_K = G_{\text{kérosène}} / M_{\text{kérosène}} = 15565,18 / 146 = 106,61 \text{ Kmol / h}$$

Avec :

$G_{\text{Rik}}$  : Débit de reflux interne au niveau du kérosène.

$$G_{\text{Rik}} = (0,7 - 2,2) (G_{\text{ess moy}} + G_{\text{ess lourd}} + G_{\text{kérosène}})$$

$$G_{\text{Rik}} = 0,7 \times (16370 + 6548 + 15565,18) = 26938,22 \text{ Kg / h .}$$

C'est-à-dire :

$$G_{\text{Rik}} = 1,73 G_{\text{kérosène}}$$

$$N_{\text{incond}} = N_{\text{ess.moy}} + N_{\text{ess.lourd}} + N_t = 157,4 + 47,8 + 103,1.$$

$$N_{\text{incond}} = 308,3 \text{ Kmol /h.}$$

$$P_{P.K} = 1,68 \frac{91,91 + (1,73 \times 91,91)}{91,91 + (1,73 \times 91,91) + 308,3} = 0,75$$

$$P_{P.K} = 0$$

A partir de la courbe de flash du kérosène, tracée à 0,75 atm, le point initial correspond à la température de soutirage de kérosène, donc :  $t_{s,K} = 186 \text{ °C}$ . (voir annexe2, figure 11).

**b) Température de soutirage de gasoil léger :**

La pression partielle du gasoil léger au dessous du plateau du soutirage est calculée par la formule suivante :

$$P_{P.Go.léger} = \frac{P_{T.S} (N_{G.o.léger} + N_{ri.Go.léger})}{N_{Go.léger} + N_{ri.Go.léger} + N_{incond}} \dots\dots\dots(\text{III.64}).$$

$$P_{T.S} = 2 - \frac{15 \times 6}{760} = 1,960 \text{ atm}$$

$$N_{Go.léger} = \frac{G_{Go.léger}}{M_{Go.léger}} = \frac{13416,05}{192} = 69,87 \text{ kmol/h.}$$

$$N_k = 91,91 \text{ kmol/h.}$$

Avec :

$$G_{ir.Go.léger} = (0,2 \div 0,8) (G_{ess moy} + G_{ess lourd} + G_{kérosène} + G_{Go.léger}) \dots \dots \dots \text{(III.65).}$$

$G_{ir.Go.léger}$  : Débit de reflux interne au niveau de soutirage gasoil léger.

$$G_{ir.Go.léger} = 0,2 \times (16370 + 6548 + 15565,18 + 13416,05)$$

$$G_{ir.Go.léger} = 9070,24 \text{ kg/h}$$

C'est-à-dire :

$$G_{ir.Go.léger} = 1,73 G_{Go.léger}$$

$$N_{incond} = N_{ess léger} + N_{ess lourd} + N_{kérosène} + N_{Go.léger} + N_{Go.lourd}$$

$$N_{incond} = 157,4 + 47,8 + 91,91 + 79,25 + 14,9.$$

$$N_{incond} = 391,26 \text{ kmol/h.}$$

$$P_{P.Go.léger} = \frac{1,96 \times (60,60 + 7,7 \times 60,60)}{60,60 + (7,7 \times 60,60) + 391,26}$$

$$P_{P.Go.léger} = 1,18 \text{ atm}$$

Le point initial de la courbe de flash du gasoil léger, tracée à la pression 1,18 atm, le point initial correspond à la température de soutirage de gasoil léger donc :  $t_{S Go.léger} = 270 \text{ °C}$ .

(voir annexe2, figure 12).

c) Température de soutirage du gasoil lourd :

La pression partielle du gasoil lourd au dessous du plateau du soutirage est calculée par la formule suivante :

$$P_{P.Go.lourd} = \frac{P_{T.S} (N_{G.o.lourd} + N_{ri.Go.lourd})}{N_{Go.lourd} + N_{ri.Go.lourd} + N_{incond}} \quad \text{.....( III.66).}$$

$$P_{T.S} = P_{ZF} - \frac{n \times \Delta P}{760}$$

$$P_{T.S} = 2 - \frac{10 \times 6}{760} = 1,92 atm$$

Avec :

$$N_{Go.lourd} = \frac{G_{Go.lourd}}{M_{Go.lourd}} = \frac{8047,8}{209} = 38,5 Kmol / h$$

$$G_{ir.Go.lourd} = (0,04 \div 0,008) (G_{ess moy} + G_{ess lourd} + G_{kérosène} + G_{Go léger} + G_{Go lourd})$$

$$G_{ir.Go.lourd} = (0,032) (16370 + 6548 + 15565,18 + 13416,05 + 8047,8)$$

C'est-à-dire :

$$G_{ir.Go.lourd} = 0,23 G_{Go.lourd}$$

$$N_{incond} = N_{ess léger} + N_{ess lourd} + N_{kérosène} + N_{Go léger} + N_{Go.lourd}$$

$$N_{incond} = 157,4 + 47,8 + 106,61 + 69,87 + 38,5$$

$$N_{incond} = 420,18 Kmol / h.$$

$$P_{P.Go.lourd} = \frac{1,92[(38,5 + (0,23 \times 38,5))]}{38,5 + (0,23 \times 38,5) + 420,18} = 0,87 \text{ atm}$$

**Donc** : le point initial de la courbe du flash du gasoil lourd, tracée à la pression  $p = 0,87 \text{ atm}$ , donc ;

$t_{S.Go.lourd} = 320 \text{ °C}$ . (voir annexe2, figure 13).

### III.2.4.3.2. Bilan thermique de la colonne atmosphérique: (voir annexe1, Tableau 10).

La différence entre les quantités de chaleur doit être extraite par le reflux circulant intermédiaire.

$$\Delta Q = Q_{\text{entrée}} - Q_{\text{sortie}}$$

$$\Delta Q = 19,50 \times 10^6 - 15,22 \times 10^6 = 4,28 \times 10^6 \text{ Kcal / h}$$

### III.2.4.3.3. Quantité de reflux circulant intermédiaire

Ce reflux est soutiré au niveau du 34<sup>ème</sup> plateaux, la composition de celui-ci étant approximativement égale à celle de l'essence lourde.

#### a) Température de soutirage de reflux :

Cette température est donnée par la formule suivante :

$$t_{S.reflux} = t_{\text{kérosène}} - N \times \Delta t$$

.....( III.67).

Où :

$N$  : Nombre de plateaux entre le niveau de soutirage du kérosène et le reflux.

$N = 10$  plateaux.

$\Delta t = t_{\text{kérosène}} - t_{\text{ess.lourd}} = 186 - 169 = 17 \text{ °C}$ .

#### b) Chute de température sur un plateau :

$$t_{chut} = \frac{\Delta t}{N} \dots\dots\dots(III.68).$$

Où :

N : Nombre des plateaux entre le niveau de soutirage du kérosène et l'essence lourd (N = 9).

$$t_{chut} = \frac{17}{9} = 1,88 \approx 2^{\circ}\text{C}.$$

$$t_{S.reflux} = 186 - 10 \times 2$$

$$t_{S.reflux} = 166^{\circ}\text{C}.$$

La quantité de reflux circulant intermédiaire est :

$$G_{r.int} = \frac{\Delta Q}{q_L^s - q_L^e} \dots\dots\dots(III.69).$$

Où :

$q_L^s, q_L^e$  : Enthalpie de reflux d'entrée et celle de sortie.

Selon les données pratiques, t °C varie entre 80 et 100 °C, soit la température d'entrée de reflux circulant intermédiaire est 90 °C, et la température de reflux sortie 169 °C.

$$q_L^s = 80 \text{Kmol} / \text{Kg}.$$

$$q_L^e = 45 \text{Kmol} / \text{Kg}.$$

$$G_{r.int} = \frac{4,28 \times 10^6}{80 - 45}$$

$$G_{r.int} = 149,8 \times 10^6 \text{ Kg / h.}$$

#### III.2.4.3.4. Quantité de reflux circulant intérieur

La quantité de reflux circulant au fond de la colonne est donnée par la formule suivante :

$$G_{r.int} = \frac{\Delta Q}{q_L^s - q_L^e}$$

Ce reflux est soutiré du même niveau que la soutirage du gasoil et aussi leur composition est la même  $t_s = 270 \text{ }^\circ\text{C}$  , soit la température d'entrée  $t_e = 270 \text{ }^\circ\text{C}$ .

$$q_L^s = 160 \text{ Kmol / Kg.}$$

$$q_L^e = 107 \text{ Kmol / Kg.}$$

$$G_{r.int} = \frac{4,28 \times 10^6}{160 - 107}$$

$$G_{r.int} = 226,84 \text{ Kg / h.}$$

#### III.2.4.4. Calcul le diamètre de la colonne atmosphérique

Le diamètre de la colonne est déterminé par la formule suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times v}{\pi \times w}}$$

III.2.4.4.1. Détermination du diamètre de la section comprise entre le 7<sup>ème</sup> et le 8<sup>ème</sup> plateaux

a) Quantité de vapeur dans cette section :

Elle est maximal dans la section comprise entre 7<sup>ème</sup> plateau du soutirage du gasoil lourd n°: 11.

On considère la section comprise exactement entre le 10<sup>ème</sup> et le 11<sup>ème</sup> plateaux:

$$N_v = \frac{G_{v.i}}{M_{v.i}} = \frac{G_{ess.moy}}{M_{ess.moy}} + \frac{G_{ess.lourd}}{M_{ess.lourd}} + \frac{G_{kérosène}}{M_{kérosène}} + \frac{G_{go.léger}}{M_{go.léger}} + \frac{G_{go.lourd}}{M_{go.lourd}} + \frac{G_i}{M_{ve}} \quad (III.70).$$

$$N_v = \frac{16370}{104} + \frac{6548}{137} + \frac{15565,18}{146} + \frac{13416,05}{192} + \frac{8047,80}{209} + \frac{11182,57}{18}$$

$$N_v = 1041,44 \text{ Kmol / h}$$

$$V = 22,4 \times \frac{N_v \times (273 + t)}{273} \times \frac{1}{P}$$

$$V = 22,4 \times \frac{1041,44 \times (273 + 320)}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{1,77}$$

$$V = 7,94 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Où :

t = 320 °C : Température de soutirage du gasoil lourd.

P = 1,77 atm : Pression entre le 10<sup>ème</sup> et le 11<sup>ème</sup> plateaux.

b) Vitesse des vapeurs dans cette section :

$$W = 0,06 \sqrt{\frac{\rho_L^{340} - \rho_V}{\rho_V}} \dots\dots\dots(III.71).$$

Où :

$\rho_L^{340}$  : Masse volumique du liquide au niveau du 1<sup>er</sup> plateau.

$$\rho_L^{340} = 0,82518 - 0,00065 \times (320 - 15) = 653,55 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\sum G_{v,i} = 59947,03 \text{ Kg} / \text{h}$$

$$\rho_V = \frac{59947,03}{3600 \times 4,94} = 3,37$$

Donc :

$$W = 0,06 \sqrt{\frac{653,55 - 3,37}{3,37}} = 0,8334 \text{ m} / \text{s}$$

c) Diamètre de cette section :

$$D = 2 \times \sqrt{\frac{7,94}{3,14 \times 0,8334}}$$

$$D = 3,41 \text{ m}$$

Le diamètre réel est de 4,5 m.

Donc:  $D < D_{\text{réel}}$

d) Vitesse réelle des vapeurs dans cette section :

$$W_{\text{réel}} = 4 \times \frac{V}{\pi} \times \frac{1}{D_{\text{réel}}^2}$$

.....( III.72).

$$W_{\text{réel}} = 4 \times \frac{7,94}{3,14} \times \frac{1}{(4,5)^2}$$

$$W_{réel} = 0,49m / s$$

#### III.2.4.4.2. Détermination du diamètre de la section de rectification

Pour calculer le diamètre de la colonne, il est indispensable de connaître le débit volumique et la vitesse maximale des vapeurs dans la colonne.

En général, on calcul le débit volumique des vapeurs dans les différentes sections .le diamètre est calculé pour le débit maximal des vapeurs.

La colonne atmosphérique comporte quatre sections, la quantité de vapeur dans chaque section est déterminée à partir de la formule suivante :

$$V = \frac{22,4 \times \sum_{i=1}^n G_{v,i}}{M_{v,i} \times \frac{(273+t)}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{P}} (m^3 / s) \dots\dots\dots(III.73).$$

Où :

$G_{v,i}$  : Débit massique des vapeurs de constituants i.

$M_{v,i}$  : Masse moléculaire de constituant i.

$T$  : Température dans la section considérée.

$P$  : Pression dans la section considérée.

**IV.2.4.4.3. La vitesse linéaire des vapeurs**

Elle est déterminée par la formule suivante :

$$W = (0,05 \div 0,08) \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (\text{m / s}) \quad \dots\dots\dots(\text{III.74}).$$

Où :

$\rho_L$  : La masse volumique du liquide.

$\rho_v$  : La masse volumique de la vapeur déterminée comme suite :

$$\rho_v = \frac{\sum G_{v,i}}{3600 \times V} \text{ Kg / m}^3$$

**III.2.4.4.4. Détermination de la section d'épuisement comprise entre le 1<sup>er</sup> et le 5<sup>ème</sup> plateau**

**a) Quantité de vapeur dans cette section :**

Elle est maximale dans la section comprise entre l'injection de la vapeur d'eau et le plateau inférieur.

$$N_v = \sum \frac{G_{v,i}}{M_{v,i}} = \frac{G_i}{M_{v,e}} \quad \dots\dots\dots(\text{III.75}).$$

$$N_v = \frac{1554,2}{18} = 86,34$$

$$N_v = 86,34 \text{ Kmol / h}$$

**Donc :** 
$$V = 22,4 \times \frac{86,34 \times (273 + 328)}{273} \times \frac{1}{1,84}$$

$$V = 0,64 \text{ m / s.}$$

b) Vitesse volumique du liquide au niveau du 1<sup>er</sup> plateau :

$$\rho_L = 0,913 - 0,00062(328 - 15)$$

Où :

$\rho_L$  : La masse volumique du liquide au niveau du 1<sup>er</sup> plateau.

$$\rho_L = 718,94 \text{ kg / m}^3.$$

$$\rho_v = \frac{G_1}{3600 \times V}$$

$$\rho_v = \frac{1182,57}{3600 \times 0,64} = 0,513$$

$$\rho_v = 0,513 \text{ Kg / m}^3.$$

$$W = 0,06 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$W = 0,06 \sqrt{\frac{718,94 - 0,513}{0,513}}$$

$$W = 2,25 \text{ m / s.}$$

- Diamètre de cette section :

$$D = 2 \times \sqrt{\frac{0,64}{3,14 \times 2,25}}$$

$$D = 0,945 \text{ m} \approx 1 \text{ m.}$$

- Le diamètre réel est de 2 m.

$$D < D_{\text{réel}}$$

## **Conclusion générale**

- Le stage pratique est autant bénéfique pour l'étudiant que pour la société puisqu'il facilite son intégration rapide dans le milieu professionnel.
- Par ailleurs, ce stage nous a permis d'approfondir nos connaissances théoriques et de maîtriser le fonctionnement de l'unité de Topping (U11).
- Le diamètre de la colonne de distillation atmosphérique d'après les calculs égale  $D = 1m$  est inférieur par rapport au diamètre réel  $D < D_{réel}$ .
- Notre étude de l'unité de Topping avec "remplacement du ballon de flash par une colonne de prédistillation" montre qu'on peut augmenter la capacité de l'unité de 16% (recommandée à la Raffinerie).