

**République Algérienne Démocratique et Populaire**  
**Ministère de l'Enseignement Supérieure et de la Recherche Scientifique**  
**Université Echahid Hamma Lakhdar d'El-Oued**

**Faculte De Technologie**

**Departement génie de procède et pétrochimique**



**Mémoire**

*Présenté pour l'obtention du diplôme de Master en génie du raffinage*

**Thème**

**Remplacement du Ballon de Flash par une Colonne de Pré-distillation avec une Augmentation de 25% de la Capacité de l'unité de Distillation Atmosphérique**

**Sous la direction de:**

Mr: A.GUERRAM

**Présenté par :**

- Bekkouche Abedelhadi
- Letoufa Ammar
- Ben Amara Boubaker

**Soutenu devant un jury composé de:**

.....

Président

.....

Examineur

**Promotion 2019-2020**

## REMERCIEMENT

*Nous remercions tous ceux qui ont contribué à ce travail scientifique, dirigé par le professeur superviseur "Abdel-Majid Guerram", le personnel administratif, les médecins et les professeurs de l'Université de Shaheed Hamma l'AKhdar. Nous remercions également tous nos collègues et professeurs pour ce long processus scientifique. N'oubliez pas de remercier IQRAA bibliothèque pour son aide*

## DÉDICACE

*Je dédie ce travail à mes parents  
dont le soutien et les  
encouragements ininterrompus  
ont permis à ce travail de voir le  
jour*

*Je tiens à exprimer tout au fond  
de mon cœur mes  
reconnaisances à toute ma  
famille.*

**BOUBAKER**

## DÉDICACE

*À qui m'a donné tout ce qu'il avait pour que je puisse  
réaliser ses espoirs en lui, et qui m'a motivé à y parvenir*

*‘Désiré, dans ma première école de la vie*

*.Mon cher père, que Dieu le protège*

*Elle lui a donné le plus de joie et de tendresse, et sa  
demande était une bonne chance pour moi, alors elle m'a*

*.suivi pas à pas*

*dans mon travail; Chère maman*

*À mes frères et sœurs qui ont partagé le fardeau de la vie*

*‘avec moi*

*Je dédie également le fruit de mes efforts à mon éminent  
professeur, le "Dr. Guerram Abdel-Majid", qui assombrit la*

*.route à chaque fois*

*.Je l'ai porté devant moi et je l'ai allumé pour moi-même*

*A tous ceux-ci je dédie ce travail*

**ABD ELHADI**

## DÉDICACE

*Je dédie cet humble effort à mes  
chers parents, que Dieu les  
protège*

*À ma chère épouse, à mes frères,  
sœurs et amis.*

*À mon professeur mentor  
"Guerram Abdel-Majid", et à  
tous les professeurs du  
Département des méthodes et de  
l'ingénierie des carburants.*

AMMAR

## Sommaire

---

Titre	Page
<b>Remerciement</b>	
<b>Dédicace</b>	
<b>Liste des tableaux et des figure</b>	
<b>Liste des abréviation</b>	
<b>Liste des symboles</b>	
<b>Résumé</b>	
<b>Introduction générale</b>	
<b>Chapitre I: Généralités sur le pétrole</b>	
<b>1. Définition de pétrole brut</b>	1
<b>2. L'origine organique du pétrole</b>	1
<b>3. Composition du pétrole brut et des produits pétroliers</b>	2
<b>* Les paraffines (hydrocarbures aliphatiques)</b>	2
<b>* Hydrocarbures naphténiqes : (hydrocarbures cycliques saturés)</b>	3
<b>* Hydrocarbures aromatiques</b>	3
<b>4. Les composés autres que les hydrocarbures</b>	3
<b>Composés Sulfurés</b>	3
<b>Composés Azotés</b>	4
<b>Composés Oxygènes</b>	4
<b>5. Classification du pétrole</b>	4
<b>5.1. Classification selon la densité</b>	5
<b>5.2. Classification selon la teneur en soufre</b>	5
<b>5.3. Classification selon la composition chimique</b>	5
<b>Chapitre II: la distillation</b>	
<b>Introduction</b>	7
<b>1-Définition de la Distillation</b>	7
<b>2-Types De Distillation Au Laboratoire</b>	7
<b>2-1 Distillation Progressive Simple</b>	7
<b>2-2- Distillation A.S.T.M</b>	7
<b>2-3- Distillation T.B.P</b>	8
<b>2-4-Distillation par la méthode de flash</b>	8
<b>3- Distillation industrielle</b>	9
<b>3-1- La distillation atmosphérique</b>	9
<b>3-1-1-But et principe de la DAT</b>	11

## Sommaire

---

<b>3-1-2-Colonne de distillation atmosphérique</b>	11
<b>3-1-3-Fonctionnement</b>	12
<b>3-1-4-Types d'installations de distillation atmosphérique de pétrole</b>	13
<b>4-Distillation sous vide</b>	16
<b>4-1- But de la distillation sous vide</b>	17
<b>4-1-1-Description de la colonne de distillation sous vide</b>	18
<b>4-1-2- Distillation sous vide destinée à la production de bases d'huiles</b>	20
<b>4-1-3- Distillation sous vide destinée à la production des bitumes</b>	20
<b>4-1-4-Principe du vide</b>	20
<b>Conclusion</b>	21
<b>Chapitre III: partie calcule</b>	
<b>Problématique</b>	23
<b>1. Tracé des courbes TBP et la courbe de flash(CF)</b>	23
<b>2. Calcul de la colonne de pré distillation</b>	25
<b>3. Choix de la pression dans la colonne de pré-distillation</b>	26
<b>4.Température de la zone de flash</b>	27
<b>5.Détermination des masses moléculaires</b>	28
<b>6. Température au sommet de la colonne</b>	31
<b>7. Dimensionnement de la colonne de pré-distillation</b>	35
<b>8. Calcul de la colonne de distillation atmosphérique</b>	41
<b>9. Température au sommet de la colonne de distillation atmosphérique</b>	44
<b>10. Bilan thermique de la colonne de distillation atmosphérique</b>	46

## Sommaire

---

<b>11- Température des soutirages</b>	46
<b>12. Bilan thermique de la colonne atmosphérique</b>	49
<b>13. Calcul le diamètre de la colonne atmosphérique</b>	51
<b>14. Détermination du diamètre de la section comprise entre le 7<sup>ème</sup> et le 8<sup>ème</sup> plateaux</b>	51
<b>15. Détermination du diamètre de la section de rectification</b>	52
<b>16. Détermination de la section d'épuisement comprise entre le 1<sup>er</sup> et le 5<sup>ème</sup> plateau</b>	53
<b>Conclusion</b>	54
<b>Conclusion générale</b>	
<b>Référence bibliographique</b>	

*Liste des tableaux  
et des figures*

## Liste des tableaux

---

### Liste des tableaux

N°	Titre	Page
(3.1)	Représentation des résultats de calcul	25
(3.2)	Bilan matière de la colonne de pré-distillation	25
(3.3)	les valeurs des constantes a, b, c	28
(3.4)	Les densités et masses moléculaires des fractions	30
(3.5)	Le résultat de calcul Enthalpie des gaz à 79 °C	32
(3.6)	En fonction du type de plateau, K1 prend les valeurs suivantes	37
(3.7)	l'espacement en fonction du diamètre de la colonne	39
(3.8)	Bilan matière de la colonne de distillation atmosphérique	41

### Liste des figures

N°	Titre	Page
(2.1)	Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne	10
(2.2)	Schéma simple de distillation ASTM	11
(2.3)	Colonne de distillation atmosphérique	12
(2.4)	schema de reflux	13
(2.5)	Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne	14
(2.6)	Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation	15
(2.7)	Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash	16
(2.8)	schéma de principe de distillation sous-vide de résidu atmosphérique	17
(2.9)	Distillation sous vide de pétrole brut. Disposition habituelle des zones de fractionnement	19
(3.1)	Résumé les problemes	23

## Abréviation et Acronymes

A.S.T.M	Américain Society for Testing Materials
T.B.P	T. Bolling Point
D.A.T	Distillation Atmosphérique
R.A.T	Résidu Atmosphérique
D.S.V	Distillation Sous-Vide
F.C.C	Fluide Catalytic Craking
H.V.G.O	High Vacuum Gaz-oil
L.V.G.O	Light Vacuum Gaz-oil
M.V.G.O	Medium Vacuum Gaz-oil
D	Ballon
E	Echangeur
F	Four
API	American Petroleum Institut
P	Pompe
PI	Point intial de la distillation
PF	Point final de la distillation
TRC	Contrôleur de température
TVR	Tension de vapeur Reid
HC	Hydrocarbures
Mt	Million tonne

Liste des symboles

<b>Symboles</b>	<b>Signification</b>	<b>Unité</b>
<b>b</b>	Longueur du déversoir	<b>m</b>
<b>b</b>	Périmètre du déversoir	<b>m</b>
<b>C<sub>max</sub></b>	Constante dépendant de l'espacement entre plateaux et la tension	/
<b>C<sub>p</sub></b>	Chaleur spécifique de constituant	<b>Kcl/kg°C</b>
<b>D<sub>n</sub></b>	Diamètre de la colonne	<b>m</b>
<b>e</b>	Taux de vaporisation massique	/
<b>e'</b>	Taux de vaporisation molaire	/
<b>F</b>	Surface de la section de liquide	<b>m<sup>2</sup></b>
<b>G<sub>esslég</sub></b>	Débit massique de l'essence léger	<b>Kg/h</b>
<b>G<sub>gaz</sub></b>	Débit massique du gaz	<b>Kg/h</b>
<b>G<sub>refch</sub></b>	Débit massique de reflux chaud	<b>Kg/h</b>
<b>G<sub>ref.f</sub></b>	Quantité de reflux froid	<b>Kg/h</b>
<b>G<sub>j</sub></b>	Débit de courant chaud	<b>Kg/h</b>
<b>G</b>	Débit de la charge	<b>Kg/h</b>
<b>K<sub>i</sub></b>	Coefficient d'équilibre du constituant (i)	/
<b>Le</b>	Débit volumique du liquide sur le plateau Le : débit volumique du liquide sur le plateau (m <sup>3</sup> /h)	<b>m<sup>3</sup>/h</b>
<b>M</b>	Masse moléculaire	<b>g/mol</b>
<b>M<sub>bf</sub></b>	Masse moléculaire du brut flashé	<b>g/mol</b>
<b>η</b>	Rendement	/
<b>ρ<sub>L</sub><sup>15</sup></b>	Masse volumique de la phase liquide	<b>Kg/m<sup>3</sup></b>
<b>ρ<sub>V</sub><sup>15</sup></b>	Masse volumique de la phase vapeur	<b>Kg/m<sup>3</sup></b>
<b>ρ<sub>BF</sub><sup>15</sup></b>	Densité de brut flashé	/
<b>ρ<sub>i</sub><sup>v</sup></b>	Densité de la phase vapeur	/

$\rho_v$	Masse volumique de vapeur	<b>Kg/ m<sup>3</sup></b>
<b>P</b>	Nombre de passe du liquide sur le plateau	/
<b>P<sub>s</sub></b>	Pression au sommet de la colonne	<b>atm</b>
<b>p<sub>zf</sub></b>	Pression de l'alimentation	<b>atm</b>
<b>P<sub>f</sub></b>	Pression au fond de la colonne	<b>atm</b>
$\rho^F$	Masse volumique de la charge	<b>Kg/ m<sup>3</sup></b>
$\rho^{eau}$	Masse volumique de l'eau	<b>Kg/ m<sup>3</sup></b>
$q_v^{ts}$	Enthalpie des vapeurs à la température au sommet	<b>kcal/kg</b>
$q_L^{ts}$	Enthalpie du liquide de reflux froid de tête de la colonne	<b>kcal/kg</b>
<b>q<sub>i</sub></b>	Enthalpie de composant (i)	<b>Kcal/kg</b>
<b><math>\pi</math></b>	Pression du systems	<b>Bars</b>
<b>t<sub>m</sub></b>	Température moyenne d'ébullition de la fraction	<b>°C</b>
<b>T<sub>f</sub></b>	Température au fond de la colonne	<b>°C</b>
<b>T<sub>s</sub></b>	Température au sommet de la colonne	<b>°C</b>
<b>T<sub>b</sub></b>	Température dans le ballon de reflux	<b>°C</b>
<b>V<sub>v</sub></b>	Débit volumique des vapeurs	<b>m<sup>3</sup>/h</b>
<b>W<sub>max</sub></b>	Vitesse massique linéaire des vapeur	<b>m/s</b>
<b>W<sub>réel</sub></b>	Vitesse réelle dans la colonne	<b>m/s</b>
<b>X'<sub>i</sub></b>	Concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide	/
<b>X'<sub>Li</sub></b>	Concentration molaire du constituant (i) dans la charge	/
<b>Y<sub>i</sub></b>	Concentration massique du constituant (i)	/
<b>Y'<sub>i</sub></b>	Concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur	<b>M<sup>3</sup>/h</b>
<b><math>\lambda</math></b>	Coefficient	/
<b>Z</b>	Coefficient de compressibilité	/

**Resumé**

## Résumé

Nous avons examiné dans ce travail la possibilité de changer le ballon de flash par la colonne de pré-distillation avec l'augmentation de capacité de 25%, où nous avons consacré notre étude sur le niveau de la distillation atmosphérique de l'unité (U-11) de la raffinerie Skikda.

Ce travail comprend le côté théorique, dont nous avons parlé sur le développement des méthodes et de la façon de traitement du pétrole, qui contient un grand pourcentage des gaz dissous (riche en fractions légères).

Cette étude est appuyé sur la côté appliquée qui comprend les calculs de la colonne de pré-distillation et les dimensions de colonne de la distillation. Nous avons conclu dans cet aspect que le diamètre de la colonne de distillation atmosphérique est égale à 1m ( $D = 1m$ ) par rapport au diamètre réel  $D < D_{réel}$ .

À la lumière de ces résultats, nous pouvons traiter des pétroles bruts avec l'augmentation de la capacité de traitement de l'unité de distillation atmosphérique (U11).

**Mots clés:** distillation atmosphérique, pétrole, pré-distillation, capacité, Raffinerie

### الملخص

درسنا في هذا العمل إمكانية تغيير بالون فلاش بعمود التقطير المسبق مع زيادة السعة بنسبة 25% ، حيث خصصنا دراستنا على مستوى التقطير الجوي للوحدة (U-11) من مصفاة سكيكدة.

يشمل هذا العمل الجانب النظري الذي تحدثنا عنه حول تطوير طرق وطريقة معالجة البترول الذي يحتوي على نسبة كبيرة من الغازات المذابة (غنية بالكسور الخفيفة).

تعتمد هذه الدراسة على الجانب التطبيقي الذي يشمل حسابات عمود التقطير المسبق وأبعاد عمود التقطير. خلصنا في هذا

الجانب إلى أن قطر عمود التقطير الجوي يساوي ( $D=1m$ ) مقارنة بالقطر الحقيقي  $D < D_{réel}$ .

في ضوء هذه النتائج ، يمكننا معالجة الزيوت الخام مع زيادة قدرة المعالجة لوحدة التقطير الجوي (U11).

**الكلمات المفتاحية:** التقطير الجوي ، البترول ، التقطير الأولي ، القدرة ، المصفاة

*Introduction*

## **Introduction**

---

### **Introduction**

Les pétroles bruts sont des mélanges complexes essentiellement composés de molécules, résultant de la combinaison d'atomes de carbone tétravalents et d'atomes d'hydrogène monovalents, d'où l'appellation d'hydrocarbures .

Le raffinage a pour fonction de transformer des pétroles bruts d'origines diverses en un ensemble de produits pétroliers répondant à des spécifications précises dans des proportions correspondantes aussi bien que possible à la demande du marché. L'industrie de raffinage met en œuvre des techniques de séparation et de transformation permettant de produire à partir du pétrole brut des produits commerciaux (gaz, essence, kérosène, gasoil, .....etc)

Au démarrage, les installations ont été conçues pour traiter un brut de caractéristiques bien définies, ce pendant au cours des années, actuellement sa composition a été changée, à cause de l'injection des condensats dans le brut. Cette injection provoque des perturbations au niveau des paramètres de marche des unités, le problème est résumé comme suite

Changement de la qualité du brut causé augmentation des quantités de gaz résulté augmentation de la pression.

Pour résoudre ces problèmes il faut modifier le ballon de flash (11-V 1) par une colonne de prédistillation. La raffinerie de Skikda a été installée dans le but de traiter le pétrole de Hassi Massoud pour obtenir les produits finis commercialisés vers la consommation nationale et l'exploitation vers les pays du monde .

Notre travail consiste à changer du ballon de flash par une colonne de pré-distillation avec une augmentation de 25% de la capacité de l'unité de distillation atmosphérique.

Pour mieux comprendre notre mémoire, nous avons subdivisé notre manuscrit comme suite:

Première chapitre : Généralités sur le pétrole brut.

Deuxième chapitre : La distillation

Troisième chapitre : Partie calcul

# *Chapitre 01*

*Généralité du pétrol brut*

Le pétrole brut a une importance capitale dans le monde moderne puisqu'il constitue avec le gaz naturel, la principale source d'énergie. Il fournit 60% des besoins énergétiques mondiaux ou autres, les hydrocarbures qui composent permettent la fabrication des produits énergétiques comme les lubrifiants, les bitumes et les produits pétrochimiques dont la variété ne cesse d'augmenter (les fibres synthétiques, les matières plastiques, les solvants et détergents). [1]

### **1. Définition de pétrole brut:**

Le pétrole brut est un fluide constitué principalement d'hydrocarbures il contient également des composés organiques soufrés, oxygénés et azotés. On le rencontre dans les bassins sédimentaires, où il occupe les vides de roches poreuses appelées réservoirs. Les gisements de pétrole correspondent à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège : la fuite du pétrole - moins dense que l'eau - est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (dôme anticlinal, biseau de sables dans des argiles) [1].

Le pétrole a pour origine la substance des êtres, animaux ou végétaux, vivant à la surface du globe et particulièrement en milieu aquatique. La matière organique ainsi produite se dépose au fond des mers et des lacs et est incorporée aux sédiments, au fur et à mesure que ceux-ci sont enfouis, les constituants organiques se transforment, principalement sous l'action de la température, en hydrocarbures dont une partie vient progressivement se concentrer dans les pièges des réservoirs poreux [1].

Si la composition élémentaire globale des pétroles est relativement fixe, la structure chimique de leurs constituants varie plus largement, ce qui entraîne une grande diversité des propriétés physiques (densité, viscosité) ainsi que des teneurs très variables dans les différents types de produits obtenus par raffinage. En particulier, la présence de soufre dans certains pétroles pose des problèmes de corrosion et de pollution atmosphérique, tant au stade du raffinage qu'à celui de l'utilisation industrielle ou domestique de leurs dérivés [2].

### **2. L'origine organique du pétrole :**

L'explication de l'origine du pétrole par l'évolution géologique de la matière organique a été formulée dès le XIX<sup>ème</sup> 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 » [2].

### 3. Composition du pétrole brut et des produits pétroliers :

Les éléments composant le pétrole sont carbone, environ de 87 % et de l'hydrogène (jusqu'à 14%). On retrouve parmi les éléments : le soufre, l'azote, le chlore....., on peut rencontrer les métaux, tels que : Na, Ca, Fe, Al, ...etc. Pratiquement tous les éléments du tableau périodique de Mendeliev. La quantité de ces éléments varie largement d'un pétrole à un autre [2]. La teneur en azote, soufre, CO<sub>2</sub>, peut varier de 1 à 7%.

Les hydrocarbures composant le pétrole peuvent être classés en trois familles :

- Les hydrocarbures paraffiniques.
- Les hydrocarbures naphthéniques.
- Les hydrocarbures aromatiques.

#### \* Les paraffines (hydrocarbures aliphatiques):

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.

**\* Hydrocarbures naphténiques : (hydrocarbures cycliques saturés)**

Les premiers membres de cette famille sont le cyclopentane et le cyclohexane. Le pétrole à base naphténique est surtout utilisés pour l'obtention des huiles, car ils possèdent un grand indice de viscosité ; mais aussi sont de bons composants des carburateurs, à cause de leur grand pouvoir calorifique [3].

Les propriétés des naphténes sont intermédiaires entre celle des paraffiniques et des aromatiques.

**\* Hydrocarbures aromatiques :**

Les premiers de cette famille sont le benzène et le toluène. Le benzène se concentre principalement dans l'essence, car il améliore sa principale caractéristique qui est l'indice d'octane.

Les aromatiques à plus grande masse moléculaire se retrouvent dans le kérosène, le gasoil et le majeur parti dans les huiles. Avec l'augmentation du point d'ébullition de la fraction pétrolière, la teneur en aromatique augmente. Ces hydrocarbures sont caractérisés par un mauvais indice de viscosité et c'est pourquoi ils ne sont pas désirables dans les huiles. Pendant la combustion ils sont à la base de la formation de la suie qui altère le bon fonctionnement du moteur. L'aromatique peut donner naissance au coke et peut favoriser une destruction rapide de certaines pièces du moteur. Et c'est pour cela que les huiles subissent un traitement d'extraction d'aromatique par solvant sélectif [4].

#### **4. Les composés autres que les hydrocarbures**

##### **Composés Sulfurés :**

Pratiquement tous les pétroles contiennent des composés sulfurés, et leur teneur varie largement d'un pétrole à un autre (ex : le pétrole de Hassi Messaoud contient

0,14% de soufre), les composés sulfurés sont très corrosifs pour les appareils et les machines. Ce sont aussi de puissants poisons pour les catalyseurs, ils diminuent l'indice d'octane de l'essence, ils forment des gommages dans les essences. Les composés sulfurés peuvent être classés de la manière suivante :

- Les composés à base d'acide ( $H_2S$  et  $R-SH$ ) : ils peuvent se dissoudre dans l'eau et former de l'acide  $R-SH$  (mercaptans).
- Les sulfites et les polysulfites ( $R-S-R-$  ,  $-(-R-S-S-R-)_n$  : avec l'augmentation de la température, il y a formation de  $H_2S$  et de  $R-SH$  ;
- Les thiofènes: comme précédemment avec l'augmentation de la température il y a formation de  $H_2S$  et de  $R-SH$ .
- Les composés sulfurés à grande masse moléculaire: que l'on retrouve principalement dans le mazout et le goudron [4].

#### Composés Azotés :

Comme pour le soufre et les composés sulfurés, les composés azotés sont indésirables et sont éliminés ou même titrés que les composés sulfurés au cours de l'épuration par solvant sélectif ou par  $H_2SO_4$  ou par l'éther [4].

- Le pétrole algérien en contient approximativement 1,4%
- Les composés sulfurés, azotés et oxygénés en grande majorité se concentrent dans les asphaltées (matières premières pour la fabrication des bitumes) [4].

#### Composés Oxygènes :

Pratiquement tous les pétroles renferment des composés oxygénés, ce sont des acides naphthéniques  $R-COOH$  ou les homologues du phénol, ils se concentrent principalement dans les fractions de gasoil et les acides naphthéniques à deux noyaux se retrouvent généralement dans les huiles. Les composés oxygénés sont aussi très corrosifs [4].

### 5. Classification du pétrole :

A la découverte d'un gisement du pétrole, ce dernier subit une série d'analyse, permettant sa classification. La classification du pétrole est d'une extrême importance

car elle nous permet de connaître les méthodes de traitement de ce même pétrole, l'assortiment et les qualités des produits à obtenir [1].

On distingue trois types de classification :

### 5.1. Classification selon la densité :

- Pétrole léger "light»: le degré API est supérieure à 31.1 ;  $API > 31.1$
- Pétrole moyen "medium»: °API compris entre 22.3 et 31.1 ;  $22.3 < API < 31.1$
- Pétrole lourd ("heavy"): °API compris entre 10 et 22.3 ;  $10 < API < 22.3$
- Pétrole extra lourd ("extra heavy"): °API inférieur à 10 ;  $API < 10$

Les pétroles les plus légers sont les plus demandés par les raffineurs, car ils donnent directement beaucoup de coupes légères de grande valeur (diesel, essence, naphtha). À l'inverse, les pétroles lourds donnent plus de produits, tels que des bitumes et du fioul résiduel, qu'il faut soit vendre tels quels à bas prix, soit convertir en coupes plus légères, notamment par hydrocraquage (ajout d'hydrogène) [4].

### 5.2. Classification selon la teneur en soufre :

Les pétroles avec une faible teneur en soufre (inférieure à 0,5% en poids) sont qualifiés de «sweet» ou « doux » ; au-delà, les pétroles sont qualifiés de «sour» ou « soufrés ». Ceci est important car le soufre est un « polluant-corrosif et poison » que les raffineurs doivent retirer. Ceci a un coût et il diminue donc la valeur du brut [1].

### 5.3. Classification selon la composition chimique :

- Les pétroles paraffiniques: le pourcentage des hydrocarbures paraffiniques est supérieur à 50%.
- Les pétroles naphténiques: le pourcentage des hydrocarbures naphténiques est supérieur à 50% dans le brut.
- Les pétroles aromatiques: le pourcentage des hydrocarbures benzéniques est supérieur à 35% [1].

*Référence*

[1] P, WUITHIER, "Le pétrole-Raffinage et génie chimique ", tome 1, Ed. Technip, 1972.

[2] Etude d'extraction des hydrocarbures aromatiques et comparaison entre deux solvants utilisés, Mémoire fin d'études, MASTER ACADEMIQUE, KECHIDA Bilal, Ben Khelifa Abdelbasset, Université Kasdi Marbah Ouargla, 2014 /2015

[3] F. Z. RADJI, évaluation du potentiel hydrocarbonoclaste des bactéries marines isolées de la côte oranaise, Thèse Doctorat, université des d'Oran , 2015.

[4] F. DJELTI, Contribution à l'étude des propriétés des asphaltènes, Mémoire de Magister, université ABOU-BEKR BELKAID-Tlemcen, 2012.

*Chapitre 02*

*La distillation*

## Introduction

Chaque réservoir de pétrole dans le monde fournit une huile qui a ses caractéristiques propres c'est-à-dire que deux champs pétroliers fournissent du pétrole ayant des caractéristiques différentes.

Les hydrocarbures sont des composés chimiques constitués uniquement d'atome de carbone et d'hydrogène dont l'importance économique et politique n'a cessé d'augmenter depuis ces 20 dernières années. Ils sont utilisés essentiellement comme source d'énergie (carburant, combustible) et également les matières premières dans l'industrie pétrochimique. L'abondance de famille d'hydrocarbure résulte de la faculté du carbone à s'associer facilement avec d'autres éléments. Le carbone est tétravalent c'est-à-dire qu'il établit 4 liaisons et les chaînes carbonées peuvent être linéaires, ramifiées ou cycliques. [5]

### 1-Définition de la Distillation

Distillation : C'est un procédé de séparation des substances d'un mélange liquide dont les températures d'ébullition sont différentes. [5]

### 2-Types De Distillation Au Laboratoire

Après chaque découverte d'un gisement du pétrole, on procède à des analyses afin d'évaluer sa composition en fractions différentes et prévoir le schéma de traitement adéquat. Parmi ces analyses, les distillations au laboratoire sont les plus importantes. [6]

#### 2-1 Distillation Progressive Simple :

Dans ce type de distillation, on opère dans un ballon, placé dans un bain chauffant de telle sorte que la température soit toujours la même en phase liquide et en phase vapeur. À chaque instant, nous avons un équilibre entre le liquide qui bout dans le ballon et la vapeur émise. On note les températures (température de vapeur, température du liquide) en fonction de la quantité recueillie dans l'éprouvette de recette. La courbe de distillation obtenue est composée entre la température de bulles du mélange et la température d'ébullition du constituant le moins volatil. Evidemment, ce procédé ne représente aucun intérêt théorique puisqu'il ne permet d'isoler que les deux constituants (A et B) dans le cas d'un mélange binaire [6].

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

La distillation ASTM « American Society for Testing Materials » est utilisée pour fournir les spécifications de distillation des produits pétroliers. En effet, la courbe de distillation ASTM fournit à l'utilisateur de précieux renseignements sur la composition du pétrole brut. Son

principal avantage est le temps court qu'elle nécessite. Son mode d'utilisation est simple.

L'appareillage utilisé dans cette technique de distillation dite ASTM comporte un ballon de distillation pouvant contenir 100 ou 200 ml de produit que nous chauffons et distillons à vitesse déterminée. Les vapeurs formées sont condensées dans un tube en cuivre baignant dans un mélange d'eau et de glace pilée, puis recueillis dans une éprouvette graduée. Lorsque la première goutte de condensat apparaît à la sortie du tube, nous notons la température dans le ballon : c'est le point initial de la distillation. Ensuite, la température est relevée régulièrement lorsque 5, 10, 20, ..., 90, 95% du produit sont distillés et recueillis de l'éprouvette. En fin de distillation, la température décroît par suite de l'altération thermique de dernières traces liquides dans le ballon. Le maximum de température est le point final de distillation. La courbe de la température en fonction du pourcentage distillé est appelé «courbe de distillation ASTM»[7].

### **2-3- Distillation T.B.P :**

C'est la distillation ASTM avec la 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 volatile et la suite les constituants purs par ordre de volatilité.

Cette distillation est dite parfaite parce que le constituant le plus volatile passera. Sa température de passage demeure constante et égale à sa température d'ébullition puis brusquement apparaît-le constituant suivant la température de passage montera jusqu'à sa température d'ébullition qui d'ailleurs demeure constante jusqu'à son équipement. Ces TBP présente une grande sélectivité en produits désirés.

Les TBP sert à analyser des nouveaux gisements et évaluer la composition des produits extraits du pétrole brut et de fixe le rendement de certaines fractions. Ces renseignements seront directement exploités par le raffineur ainsi ils permettent le dimensionnement des unités de raffinage. [8]

### **2-4-Distillation par la méthode de flash :**

C'est la distillation caractéristique à l'échelle industrielle. La charge préchauffée à une température donnée dans un four sous une pression P est introduite dans la zone d'expansion de la colonne, où elle subit une détente et se divise en deux phases liquides et vapeur. Cette distillation nous permet de tracer une courbe montrant la variation de la température en

fonction du rendement des fractions. Cette courbe portant le nom de courbe de flash détermine le régime thermique de la colonne de distillation. Mais, étant donné que cette distillation prend une longue durée à effectuer, le tracé de la courbe se fait à partir de celle de TBP, en utilisant les méthodes de :Obryadtchicov-Semidovitch, Nelson-Harvy, Edmister et Maxwell [9].

### 3- Distillation industrielle:

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

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

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

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

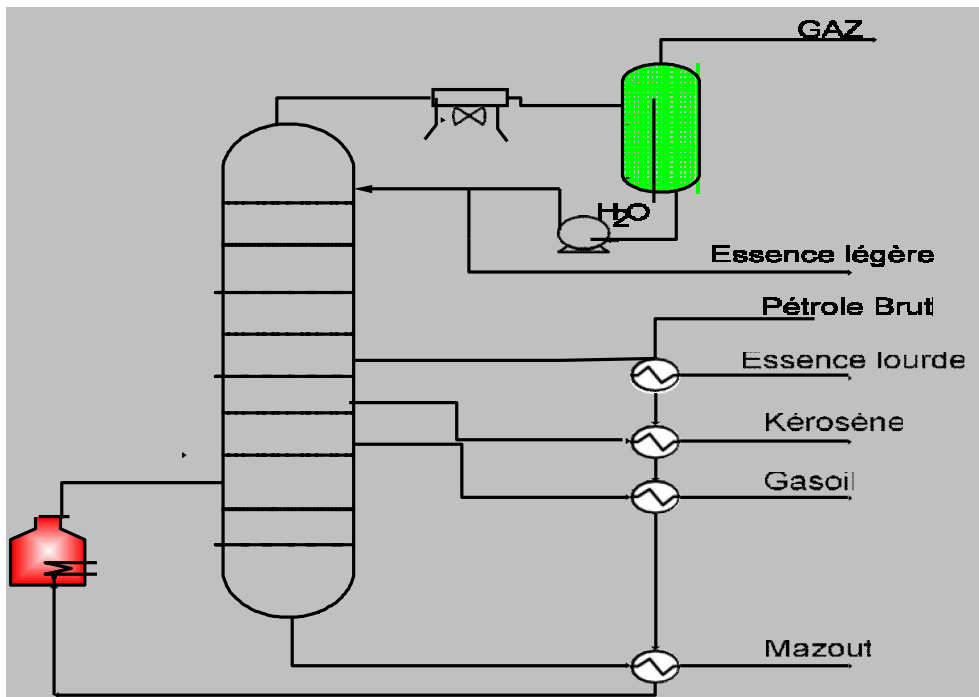
#### 3-1- La distillation atmosphérique: [11]

A l'issue de cette étape, on obtient des produits appelés (bases). Le brut est chauffé à environ 350°C, puis distillé dans une colonne de 40 à 60 m de hauteur. Dans cette colonne, les produits sont séparés en fonction de leurs températures d'ébullition et sous une pression

de 1 à 3 atmosphères. Les produits les plus légers (basse température d'ébullition environ 30°C) sont récupérés en haut de la colonne tandis que les plus lourds (haute température d'ébullition, plus de 375°C) se concentrent en bas de la colonne.

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

A chaque étage de la colonne de distillation correspond une température moyenne située entre les points de rosée (condensation) et de bulles (vaporisation) des produits que l'on souhaite récupérer. La Figure n°01 représente un schéma simple d'une colonne de distillation atmosphérique. La pression dans la colonne diminue de bas en haut [11].



**Figure (2.1) :** Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne.

A partir de la colonne de distillation on obtient :

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

Chacun des produits latéraux de la colonne principale à sa propre colonne de stripping où sont éliminés les plus légers. Le stripping s'effectue à l'aide de la vapeur à basse

pression, surchauffée pour le gasoil léger et lourd, et par rebouillage pour le kérosène.

### 3-1-1-But et principe de la DAT

Cette distillation est basée sur la différence des températures d'ébullitions de chacun des produits purs contenus dans le pétrole brut. Ainsi, en fonction de la volatilité des divers constituants du pétrole brut, une séparation est réalisée à partir de la température d'ébullition dans une colonne de distillation atmosphérique (toping unit). Le système utilisé en générale est une colonne de distillation à soutirages multiples qui permettra d'obtenir plusieurs coupes telle que gaz, essence, kérosène, gasoil (léger et moyen), résidu atmosphérique (R.AT).[5].

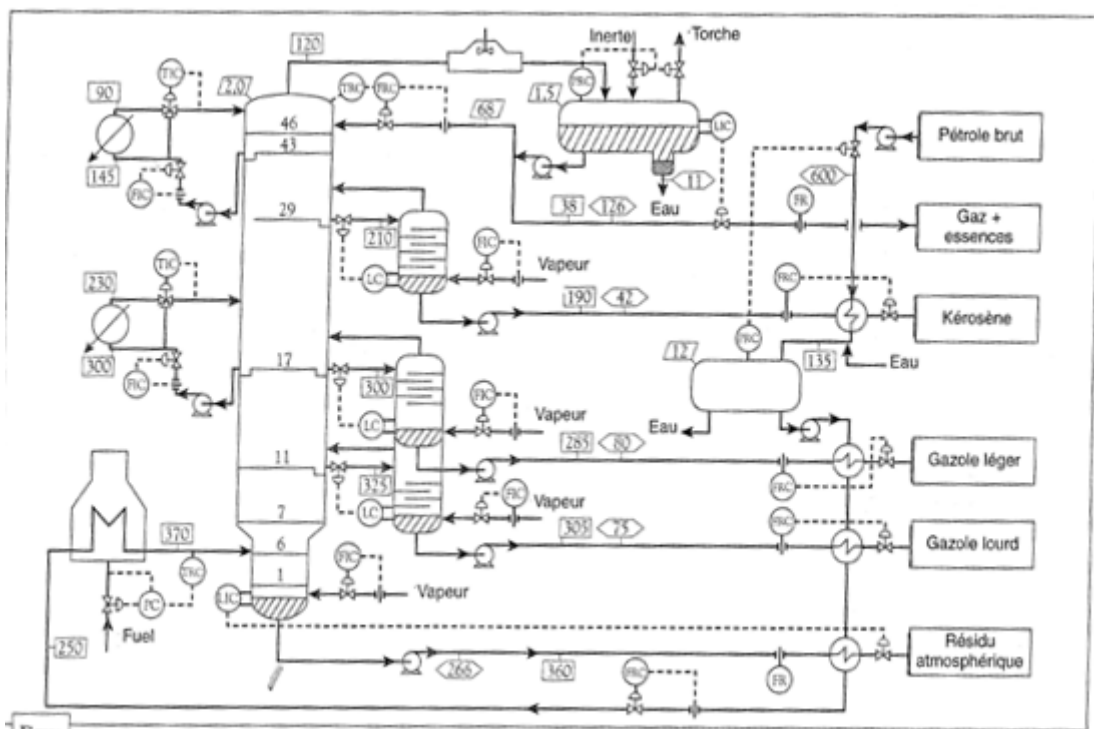
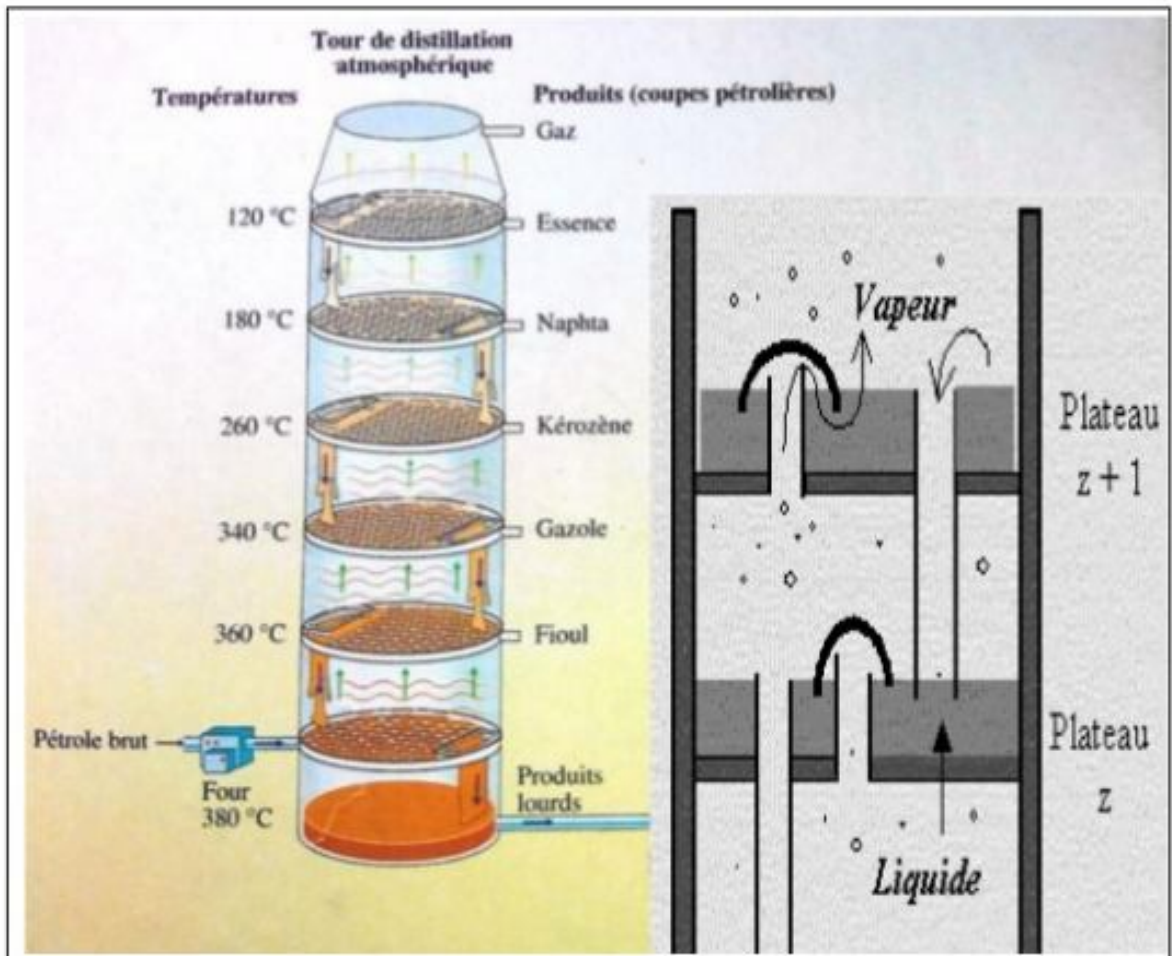


Fig (2.2) : Schéma simplifié de distillation ASTM [5].

### 3-1-2-Colonne de distillation atmosphérique

La distillation atmosphérique se déroule dans une colonne de distillation fractionnée. En effet, la colonne de distillation de forme cylindrique, est constituée de plateaux perforés de trous, munis de calottes et de clapets. Ces plateaux (entre 50 et 100 dépendent de la gamme de bruts qu'on veut y traiter) sont placés les uns au-dessus des autres. La colonne possède une entrée (zone d'expansion) qui se situe un peu au-dessus du fond pour l'entrée du brut. Par ailleurs, cette colonne comporte différentes sorties (ou soutirages) pour extraire les différents produits pendant la distillation. L'emplacement de l'entrée du brut ainsi que l'emplacement des sorties des fractions ne sont pas faits au hasard, mais calculés de manière à pouvoir traiter une gamme de bruts de différentes qualités. [5]



**Figure (2.3) : Colonne de distillation atmosphérique**

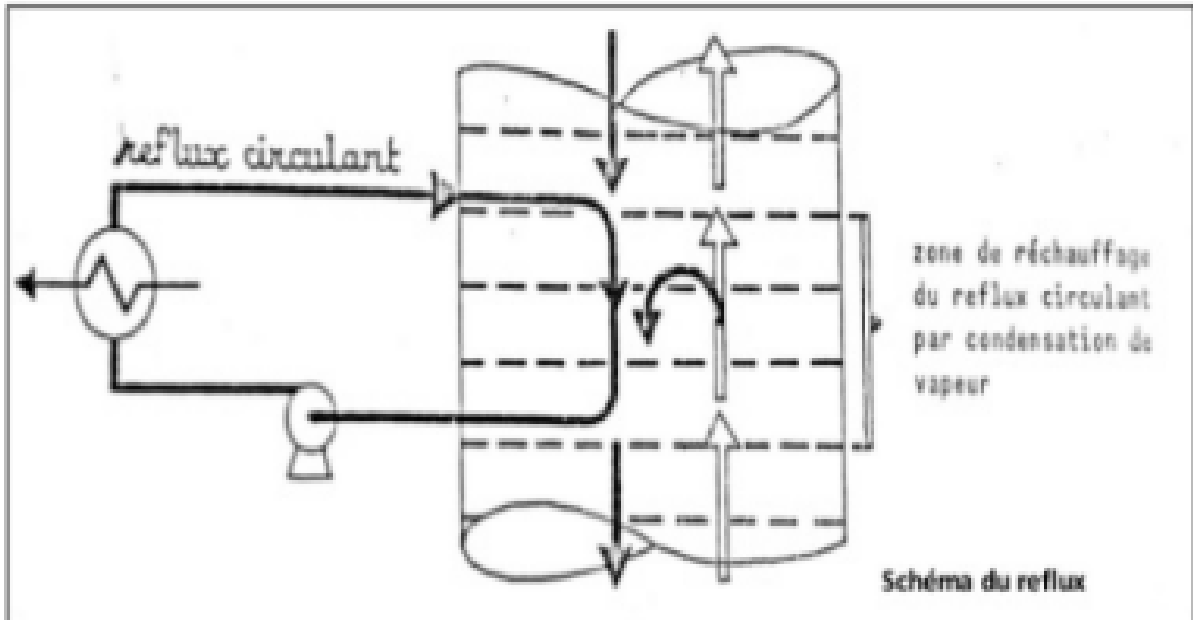
### 3-1-3-Fonctionnement

Le brut chauffé à la température de transfert généralement entre 350°-380°C est introduit dans la colonne à un endroit appelé zone d'expansion (zone de détente). On crée ensuite un flash c'est à dire une séparation des phases liquides et gazeuses. Les gaz montent vers le sommet de la colonne puis en se refroidissant, les liquides descendent progressivement vers le fond de la colonne où la pression de service est autour de 1,8 bar.

Le contact entre liquide et gaz va se faire au niveau des plateaux. Les liquides se déposent au niveau des plateaux et chaque plateau à une température inférieure à la température du plateau en dessous. Toute la phase liquide contenue dans la colonne circule au niveau du déversoir et les gaz passent par les clapets et la condensation (transformation gaz-liquide) se fait à une température nette appelée point de coupe. La colonne de distillation est constituée de trois niveaux :

- La zone de flash: endroit où le brut à traiter
- La zone de rectification : c'est la partie où se font toutes les séparations (gaz-liquide)

- La zone d'épuisement : partie inférieure de la colonne où se dépose le résidu. Pour améliorer la qualité des produits soutirés, le raffineur crée un reflux qui est en quelque sorte un échange de matière entre vapeur et liquide (taux de reflux). Plus le taux de reflux est élevé, meilleur est la séparation des différents produits. Ce taux tourne autour de 7 dans la colonne atmosphérique.[5].



**Figure (2.4) : schéma de reflux**

Par des soutirages latéraux, placés aux bons endroits tout au long de la hauteur de la colonne, on recueille en tête de colonne la fraction la plus légère contenant des gaz liquéfiés et du naphta, ensuite un peu plus bas du kérosène, du gasoil et enfin du résidu atmosphérique.

Les fractions soutirés latéralement sont soumises, en plus, à un fractionnement complémentaire appelé stripage dans des petites colonnes annexes appelées strippers.

Le stripage est une révaporisation partielle par injection de la vapeur d'eau dans le stripper.

En effet, toutes les coupes pétrolières soutirées de la colonne atmosphérique doivent subir un traitement dans le but d'éliminer les constituants trop volatiles d'où le rôle du stripage. [5]

### **3-1-4-Types d'installations de distillation atmosphérique de pétrole: [11]**

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

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

### a- Schéma de distillation atmosphérique avec une seule colonne:

Ce type de schéma est destiné généralement pour des pétroles bruts peu-sulfureux et lourds.

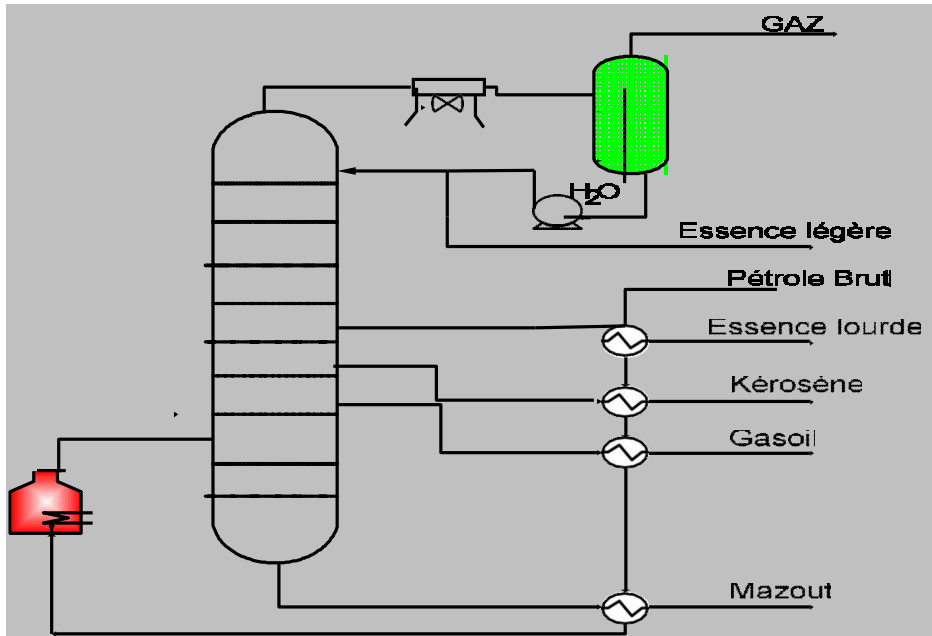


Figure (2.5) : Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne

#### - Avantages:

- Le schéma est simple.

- On peut utiliser les basses températures ( $330 < t < 380^{\circ}\text{C}$ ), pour la rectification du pétrole. La vaporisation des fractions lourdes s'effectue en présence des coupes légères.

#### - Inconvénients:

- La capacité est faible.

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

### b- Schéma de la distillation avec prédistillation[12]:

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

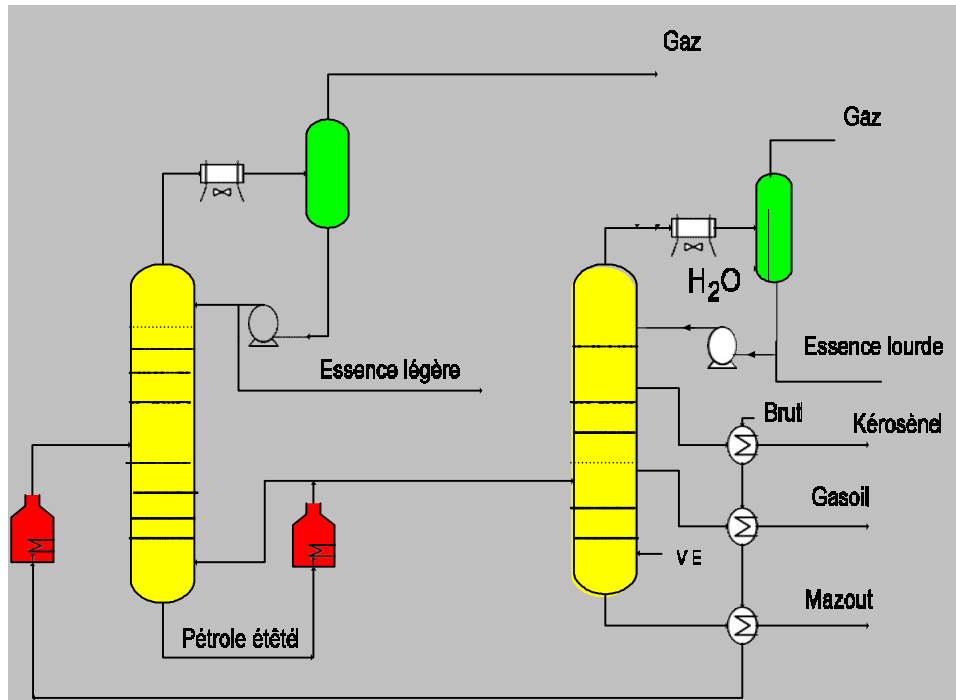


Figure (2.6) : Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation.

**- Avantages:**

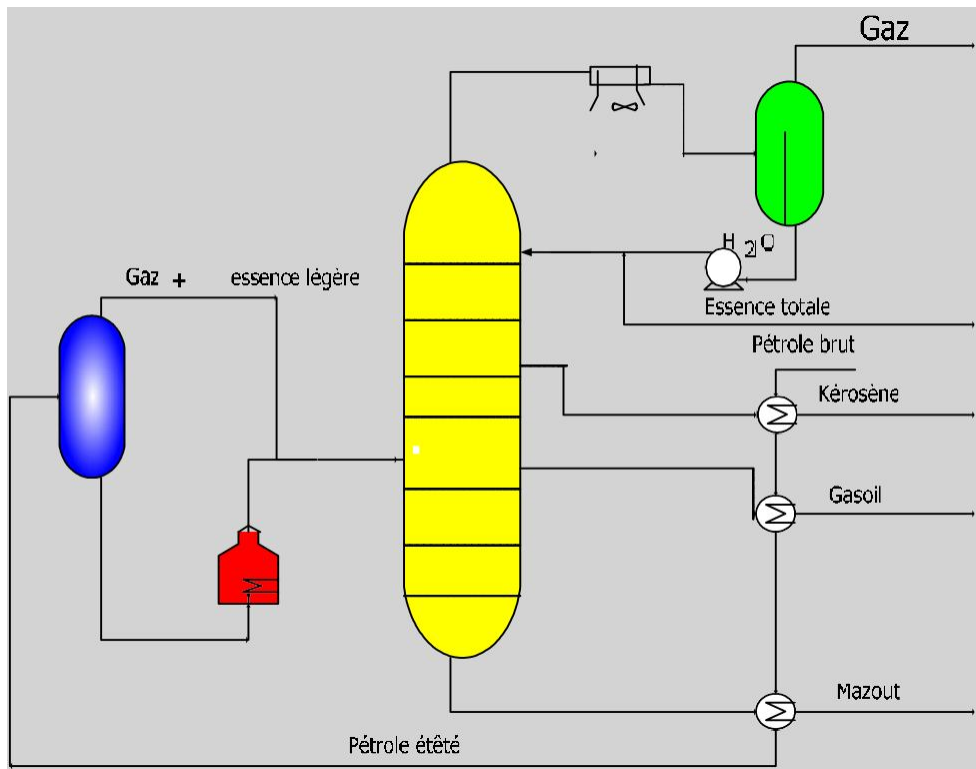
- Le schéma est simple.
- La capacité de l'unité est élevée.
- Possibilité de traiter des pétroles bruts non stabilisés avec une teneur élevée en soufre et les pétroles qui ne contiennent pas des fractions légères.

**- Inconvénients:**

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

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

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



**Figure (2.7) : Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash**

**- Avantages:**

- Grande capacité de l'unité.
- L'évaporation préalable des essences légères du pétrole brut diminue la capacité du four.
- Absence de la pression exagérée dans le système four –pompe.

**- Inconvénients:**

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

**4-Distillation sous vide: [12]**

Après une première distillation, la partie résiduelle (le R.A.T) est envoyée dans une autre colonne, moins haute que la précédente et comportant moins de plateaux qu'on appelle colonne de distillation sous vide.

L'opération sous vide consiste à épuiser au maximum de résidu atmosphérique condensée dans la partie inférieure de la colonne atmosphérique afin de soutirée le gazole resté. Cette opération permet également d'abaisser la température de distillation et d'éviter ainsi la

dégradation thermique des hydrocarbures à haute température d'ébullition. En effet, cette fraction résiduelle, appelé « résidu atmosphérique » contient des hydrocarbures à longues chaînes. Il faut retenir que plus les chaînes sont longues plus elles sont fragiles, donc susceptibles d'être scindés en plusieurs morceaux si le chauffage continue sous la pression atmosphérique : ce phénomène est appelé craquage thermique.

**4-1- But de la distillation sous vide**

L'instillation des unités de la distillation sous vide a pour but de séparer le résidu atmosphérique en plusieurs coupes pétrolières. L'obtention de ces coupes pétrolières dépend de la composition du résidu atmosphérique et des utilisations ultérieures des différentes coupes obtenues. L'usage des coupes obtenues répond à trois objectifs principaux:

- La fabrication des bitumes.
- La fabrication des huiles de base qui vont servir à la lubrification des moteurs
- L'élaboration des produits plus volatiles qui seront associés aux coupes pétrolières obtenus par la distillation atmosphérique.

Les produits essentiellement obtenus par distillation sous vide sont les suivantes :

Gasoil sous vide, Distillats (1,2,3...), Résidu sous vide. Rappelons que la séparation de ces coupes est obtenue dans une seule colonne à soutirage multiple appelée colonne de distillation sous vide parce qu'elle fonctionne à une pression atmosphérique. Schema et condition operatories [5].

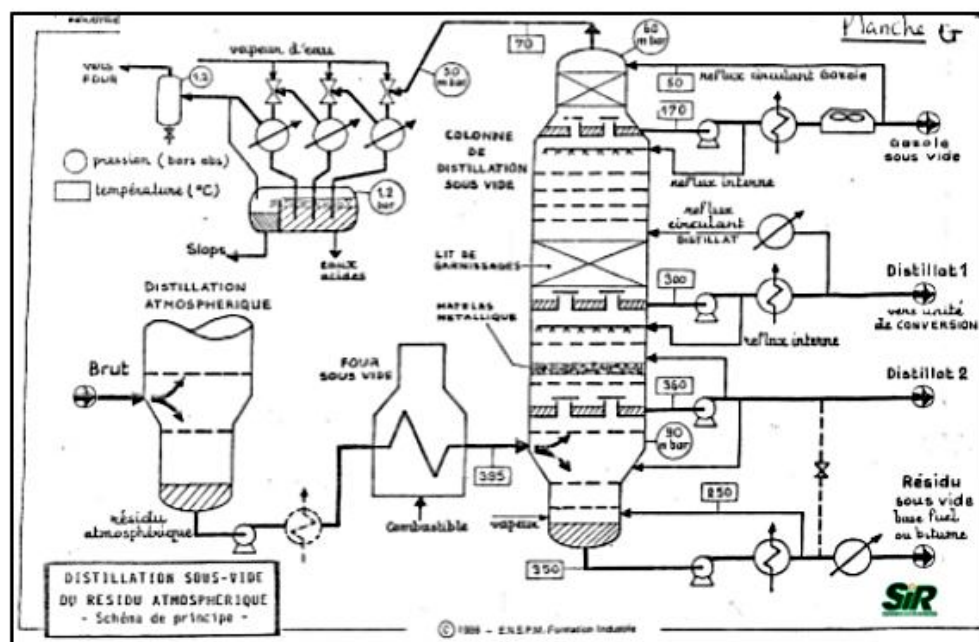


Fig (2.8) : schéma de principe de distillation sous-vide de résidu atmosphérique.

**4-1-1-Description de la colonne de distillation sous vide [13]**

Préparation de charge pour unités catalytiques de type FCC ou hydrocraquage

**a. Colonne sans zone de fractionnement (mais avec zones dites de lavage ou d'échange thermique)**

La colonne peut, dans des cas particuliers, ne pas comporter de zone de fractionnement, c'est-à-dire qu'il n'y a pas d'imposition sur le point final ou initial du distillat sous vide. Elle a alors la configuration suivante, en partant du bas vers le haut

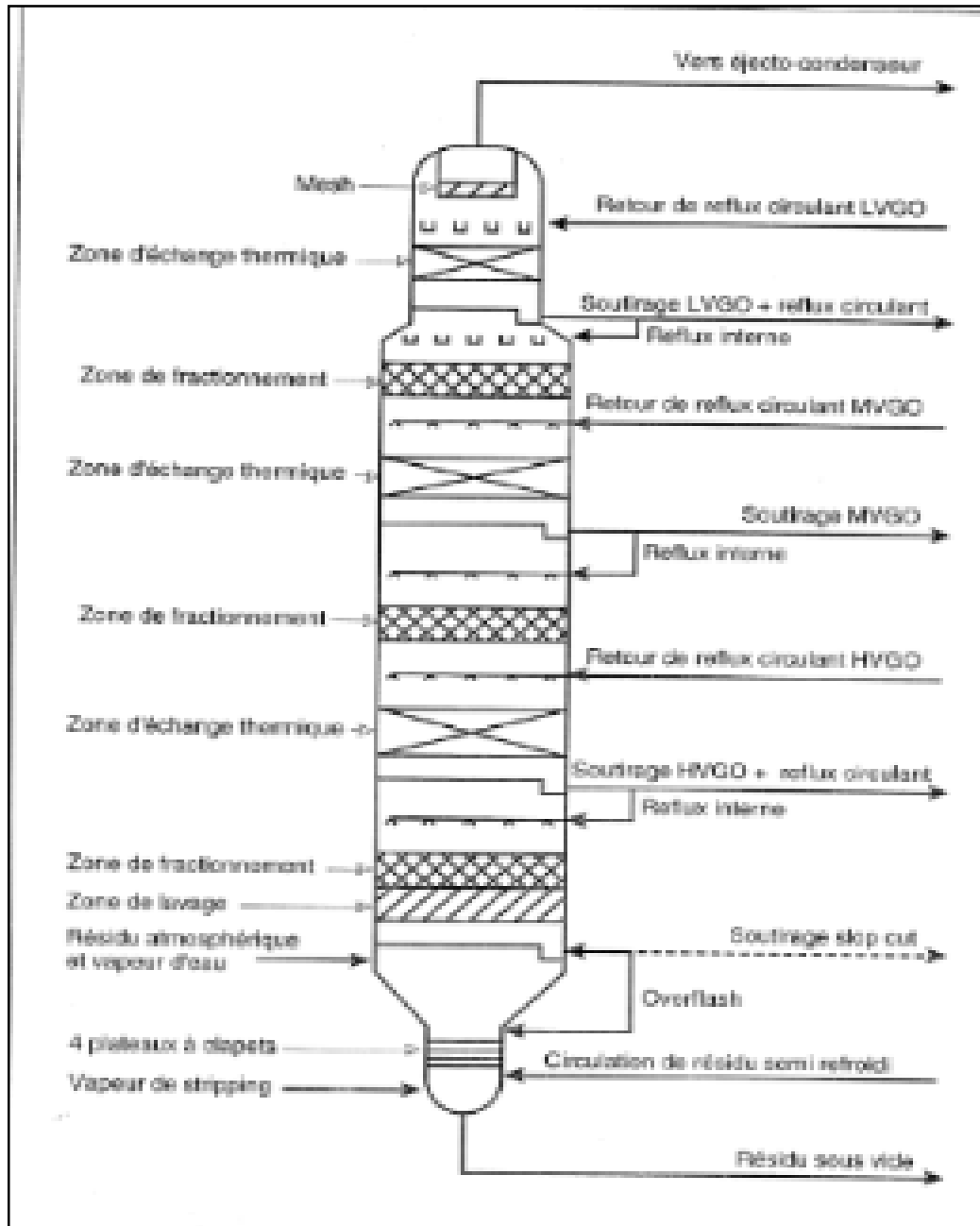
e une ou deux) zone(s) de lavage alimentée(s) par le reflux interne du plateau de soutirage HVGO et parfois par un recyclage partiel de l'ensemble slop cut + over flash;

- une zone d'échange thermique au-dessus du soutirage HVGO;
- une zone d'échange thermique au-dessus du soutirage LVGO.

En tête de colonne, il est prévu un matelas éliminateur, qui peut être arrosé par une fraction du reflux circulant LVGO refroidie.

**b. Colonne avec zones de fractionnement**

Les configurations possibles sont multiples et dépendent des objectifs recherchés. Lors que l'unité aval impose des conditions sur le point final du distillat, il est nécessaire de prévoir une zone de fractionnement entre soutirage HVGO et slop cut. L'alimentation de cette zone est alors constituée par le reflux interne sous HVGO. De même, si le gazole contenu dans la charge doit être valorisé ou si l'unité aval impose une teneur en légers ou un point initial du distillat sous vide, une zone de fractionnement entre les soutirages LVGO et MVGO est installée. Enfin, parfois la colonne est également équipée d'une zone de fractionnement entre MVGO et HVGO (MVGO vers hydrocraquage et HVGO vers FCC par exemple).



**Figure (2.9) : Distillation sous vide de pétrole brut. Disposition habituelle des zones de fractionnement (Source : Technip)**

### c. Fond de colonne

Le fond de colonne est équipé de 4 à 6 plateaux conventionnels à clapets pour une distillation sous vide humide, afin d'assurer le stripping. Pour une distillation sous vide sèche, le fond de colonne est équipé de simples chicanes horizontales. Le temps de séjour en fond de colonne du résidu sous vide doit être réduit dans la mesure du possible, afin d'éviter le cokage. Ceci est également vrai pour le plateau de soutirage HVGO.

d. Cas particuliers : distillation sous vide à deux étages.

sous vide en deux étages peut être envisagée. La première tour est en général sèche, la seconde humide. Le fond de la première alimente la seconde

#### 4-1-2- Distillation sous vide destinée à la production de bases d'huiles

Les colonnes de distillation sous vide destinées à produire des bases lubrifiantes sont munies de strippeurs latéraux pour le soutirage des distillats. La colonne est pourvue de zones de fractionnement entre chaque soutirage.

#### 4-1-3- Distillation sous vide destinée à la production des bitumes

Les colonnes de distillation assurant une production de bitumes disposent d'un stripping en fond de tour et sont donc au moins semi-humides. Elles fonctionnent sous un vide poussé.

#### 4-1-4-Principe du vide [5]

Le vide relatif crée dans la colonne sous vide permet d'éviter le craquage des molécules d'hydrocarbure en réduisant la température d'ébullition. On réalise le vide dans la colonne grâce aux éjecteurs à vapeurs fixés sur la colonne. Il suffit de rabaisser l'une des pressions partielles dans la colonne et le vide se crée progressivement permettant ainsi la facilitation de l'ébullition de la charge sous vide. La pression ainsi obtenue est de l'ordre de 60mbars en tête de colonne puis compte tenu des pertes de charge, on a une pression de l'ordre de 90 mbars dans la zone d'entrée de la charge.

$$P_{\text{totale}} = P_{\text{partielles}} = P_1 + P_2$$

$P_{\text{totale}}$  : pression totale dans la colonne Sous-Vide

$P_1$  : pression en fond de colonne (90mbars)

$P_2$  : pression en tête de colonne (60mbars)

Soit  $P_{\text{totale}} < P_{\text{atmosphérique}}$  Rappel :  $P_{\text{atm}} = 1,013 \text{ bar} = 10^5 \text{ Pa}$  soit 760mmHg \*\*

Pression colonne atmosphérique : 1,5 à 1,8 bars \*\* Pression colonne sous vide :

**Conclusion :**

Il faut retenir que l'étape de la distillation dans le procédé de raffinage, est un passage obligatoire. C'est elle qui permet de séparer le pétrole brut en plusieurs coupes pétrolières.

\* La distillation TBP permet de déterminer l'ordre de grandeur des différentes températures d'ébullitions et aussi de connaître les différents rendements des coupes.

\* La distillation atmosphérique permet de séparer les fractions d'hydrocarbures contenues dans le pétrole brut à la pression ambiante (1,5 à 1,8 bar).

\* La distillation sous vide permet d'éviter la dégradation thermique des hydrocarbures à haute température d'ébullition et d'augmenter le rendement des coupes pétrolières en épuisant le maximum de résidu atmosphérique.[5].

*Référence*

## Référence

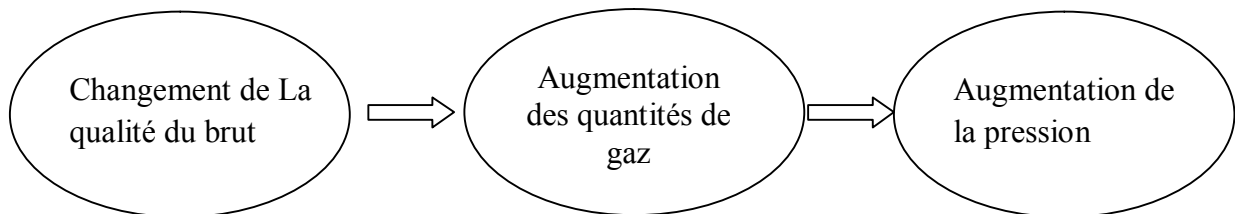
- [5] J. P. WAUQUIER, le raffinage du pétrole procédés de séparation, Tome 2 (1998), page 3.
- [6] DALIL Youssouf, Manuel opératoire de raffinerie de SBAA7 ,page9.2005
- [7] J.P. Moulin, génie des procédés, Ecole central paris, tome 1 ,2005, page79.
- [8] G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000, p 6.
- [9] G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000, p 6.
- [10] J.P.WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 2, Procédés de Séparation, Edition TECHNIP 1998, Paris, p 223 – 228.
- [11] P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p 532.
- [12] <https://www.slideshare.net/KouameMedardEkra/cours-de-raffinage-version-2018>
- [13] Jean-Pierre WAUQUIER, Institut Français du Pétrole, ÉDITIONS TECHNIP 27 RUE GINOUX 75737 PARIS CEDEX 15, 1998 P276-P278.

*Chapitre 03*

*partie calcul*

**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 condensât. Cette injection provoque des perturbations au niveau des paramètres de marche des unités.



**Figure (3.01) :** Résumé les problèmes.

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

**1. Tracé des courbes TBP et la courbe 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 a 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 :

$$S = \text{tg}_{\alpha}^{\text{TBP}} = \frac{t^{\text{TBP}70\%} - t^{\text{TBP}10\%}}{60} \dots\dots\dots(\text{IV.1})$$

\*Détermination de la température 50%distillé ( $t^{\text{TBP}}_{50\%}$ )

\* En exploitent le diagramme de NELSON-HARVY (voir annexe figure)

\* On détermine la pente de la courbe de flash ( $\text{tg}_{\alpha}^{\text{CF}}$ ) a partir de la pente ( $\text{tg}_{\alpha}^{\text{TBP}}$ ) et la courbe des tangentes.

\* Déterminer de la température 50% distillé de la courbe de flash ( $t^{CF} 50\%$ ) a partir du point  $t^{TBP} 50\%$  et la courbe des température d'ébullition.

\* On détermine les points initial et final de la courbe de flash d'après les formules suivantes :

$$P_I = t^{CF} 50\% - 50 \text{ tg } \alpha \dots \dots \dots (IV.2)$$

$$P_F = t^{CF} 50\% + 50 \text{ tg } \alpha \dots \dots \dots (IV.3)$$

C) Traces les courbes de flash sous diverse pression :

La TBP sur laquelle nous effectuons les correlations 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 quel que soit la pression.

- Si l'on opère assez loin du point critique les CF sousdiverses 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 figure 2 de l'annexe2) 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'latm à la pression donnée. La température trouvée est reportés sur la ligne verticale et de là on trace la ligne parallèle à la CF tracée a latm. Ainsi on obtient la CF à la pression donnée.

A partir de ces deux points PI et PF, on trace la courbe de flash a latm pour chaque coupe (voir les figure 6 a 13de l'annexe)

Tableau (3.01) : Représentation des résultats de calcul.

Produits	$t_{10\%}^{TBP}$	$t_{70\%}^{TBP}$	$t_{50\%}^{TBP}$	$t_{\square}^{TBP}$	$t_{50\%}^{CF}$	$t_{\square}^{CF}$	PI	PF
Pétrole brut	45	345	222	5	216	3,70	31	401
Brut flashé	110	380	275	4,5	268	3,06	115	48,22
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	-	-	157	187,75
!Gasoil lourd	324	314,2	339	0,28	-	-	331	348,75

## 2. Calcul de la colonne de pré distillation :

### La capacité de l'unité :

Pour cette étude, on utilise la capacité de traitement de l'heure actuelle et qui est de **7500.000** + **(7500.000X0,16) = 8700.000tonnes / an**. La durée de fonctionnement de l'installation est 333 jours / année. Donc, la capacité de l'installation de topping sera égale à :

$$G = \frac{8700000 \cdot 1000}{333 \cdot 24} = 1088588.589 \text{ kg/h} \dots \dots \dots \text{ (IV.4)}$$

### Bilan matière de la colonne de pré-distillation

Tableau (03.02): Bilan matière de la colonne de pré-distillation

Produits	Rendement massique (%)	Débit (kg /h)
<b><u>Entrée :</u></b>		
Pétrole brut	100	1173048.048
<b><u>Sortie :</u></b>		
Gaz	5,17	60646.58
Essence légère	10,82	126923.79
Brut flashé	84,01	985477.66
Total	100	1173048.048

**3. Choix de la pression dans la colonne de pré-distillation :**

La pression dans la colonne de pré-distillation varie entre 2 et 4atm absolu. Cette pression dépend de la teneur en essencelégère 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 0,30- 0.6 atm du celle du sommet de la colonne, bien qu'elle peut être calculée par approximations successives en utilisant l'isotherme de la phase liquide sous la forme:

$$\sum K_i X_i = 1 \dots\dots\dots (IV.5)$$

on se contentera dans ce cas des données pratiques:

donc :  $P_b = P_s - (0.3 \div 0.6) \text{ atm}$

Soit la pression dans la zone de flash  $P_{zf} = 2.8 \text{ atm}$ .

- 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  $n_r = 6$  plateaux.

**\* la pression au sommet de la colonne sera:**

$$P_s = P_{zf} + \frac{n_r}{760} \dots\dots\dots (IV.6)$$

$\Delta P_s = 5- 6 \text{ mmhg}$  – chute de pression sur un plqtequ soit  $\Delta P_s = 6 \text{ mmhg}$

Donc  $P_s = 2.8 + \frac{22 \cdot 6}{760} = 2.97 \text{ atm}$

$P_s = 2.97 \text{ atm atm}$
------------------------------

**La pression au fond da la colonne sera:**

$$P_f = P_{zf} + \frac{n_e \Delta p}{760} \dots\dots\dots (IV.7)$$

Donc  $P_f = 2.8 + \frac{6 \cdot 6}{760} = 2.75 \text{ atm}$

$P_s = 2.75 \text{ atm atm}$
------------------------------

**4. Température de la zone de flash:**

La température d'entrée du pétrole brut dans la colonne de pré-distillation 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 pré-distillation. 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,  $P_{zf} = 2.8 \text{ atm}$  par le taux de vaporisation nécessaire (massique).

$$e = e_{\text{gaz}} + e_{\text{ess-légère}} \dots \dots \dots \text{(IV.8)}$$

Avec

$\eta$ : Rendement

$$e_{\eta} = 0.0517 + 0.1082 = 0.16$$

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  $P_{zf} = 2,8 \text{ atm}$ , 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  $P_{zf} = 2,8 \text{ atm}$  est égale à  $T_{zf} = 200 \text{ °C}$ . (Voir figure 6, de l'annexe 2).

$$T_{zf} = 200 \text{ °C}$$

Maintenant on doit préciser le taux de vaporisation molaire pour les mêmes conditions  $T_{zf} = 200 \text{ °C}$  et  $P_{zf} = 2.8 \text{ atm}$  par la méthode d'approximation successive. (Voir Tableaul, de l'annexel).

Soit le taux de vaporisation molaire  $\epsilon$  il doit vérifier les conditions suivantes :

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

$$Y'_i = \frac{a^i}{e' + \frac{1-e'}{k_i}} \dots \dots \dots \text{(IV.9)}$$

$$X'_i = \frac{Y'_i}{k_i} \dots \dots \dots \text{(IV.10)}$$

\* Pour trouver le  $K_i$  des gaz, on fait appel au nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures SCHEIBEL-JENNY. (voir figure, de l'annexes)

\* Pour les fractions pétrolières on utilise la formule suivante :

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

Les résultats sont illustrés sur le:

**5.Détermination des masses moléculaires :**

La masse moléculaire est déterminée à partir de facteur de caractérisation  $K_{uop}$ , en connaissant la spécificgravity et la température moyenne d'ébullition de la fraction. La formule de Voïnov est la suivant :

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

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

$$t_m = \frac{P_i+P_f}{2} (C^\circ) \dots \dots \dots (IV.13)$$

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

$$koup = \frac{\sqrt[3]{tm(R)}}{spgr^{60/60}} (C^\circ) \text{ ou } koup = \frac{1.216 \sqrt[3]{tm(k)}}{d1} \dots \dots \dots (IV.14)$$

**Tableau. (3.3): les valeurs des constantes a, b, c**

$K_{uop}$	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 lourd), qui sont paraffinique la formule de Voinovs'applique comme précédemment écrite c'est-à-dire :

$$M=60+0.3t_m+0.0001 t_m^2$$

Pour les fonctions (kérosène, gasoile) on doit chercher leur  $K_{oup}$

$$K_{kérosène} = 1.216 \frac{\sqrt[3]{198.25 + 273}}{0.8071}$$

$$K_{kérosène} = 11.72$$

$$K_{\text{gazoil-léger}} = 1.216 \frac{\sqrt[3]{172.37 + 273}}{0.8362}$$

$$K_{\text{gazoil-léger}} = 11.11$$

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

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

$$M_{\text{ess-moyen}} = 60 + 0.3(103.6) + 0.001(103.6)^2$$

$$M_{\text{ess-moyen}} = 101.81 \text{g/mol}$$

$$M_{\text{ess-lourd}} = 60 + 0.3(163.85) + 0.001(163.85)^2$$

$$M_{\text{ess-lourd}} = 136 \text{g/mol}$$

$$M_{\text{kérosène}} = 69 + 0.18(198.25) + 0.001(198.25)^2$$

$$M_{\text{kérosène}} = 158.77 \text{g/mol}$$

$$M_{\text{gazoil-léger}} = 69 + 0.18(172.37) + 0.001(172.37)^2$$

$$M_{\text{gazoil-léger}} = 141.42 \text{g/mol}$$

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

$$M = \frac{44.29 * d_{15}}{1.03 * d_{15}} \dots \dots \dots (IV.15)$$

$$M_{\text{résidu}} = \frac{44.29 * 0.915}{1.03 * 0.915}$$

$$M_{\text{résidu}} = 352.39 \text{g/mol}$$

$$M_{\text{gasoil lourd}} = \frac{44.29 * d_{15}}{1.03 * d_{15}} = \frac{44.29 * 0.8413}{1.03 * 0.8413}$$

$$M_{\text{gasoil lourd}} = 197.46 \text{g/mol}$$

- La masse moléculaire du brut flashé est égale:

$$M_{\text{brut flashé}} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{M_i}} \dots \dots \dots \text{(IV.16)}$$

$$M_{\text{brut flashé}} = \frac{1}{\frac{0.0602}{136} + \frac{0.1521}{158.21} + \frac{0.4227}{130} + \frac{0.1148}{144} + \frac{0.03573}{352.39}}$$

$M_{\text{brut flashé}} = 167.08 \text{g/mol}$

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

$$\frac{1}{M_{\text{gaz}}} = \frac{X_{c2}}{M_{c2}} + \frac{X_{c3}}{M_{c3}} + \frac{X_{ic3}}{M_{ic3}} + \frac{X_{nc4}}{M_{nc4}}$$

$$\frac{1}{M_{\text{gaz}}} = \frac{0.897}{30} + \frac{0.1980}{44} + \frac{0.1571}{58} + \frac{0.5384}{58}$$

$M_{\text{gaz}} = 51.36 \text{g/mol}$

- La masse moléculaire de vapeur de tête est déterminée par la formule suivant :

$$\frac{1}{M_{\text{vapeur de tête}}} = \frac{X_{\text{gaz}}}{M_{\text{gaz}}} + \frac{X_{\text{ess-légère}}}{M_{\text{ess-légère}}} = \frac{0.16}{51.33} + \frac{0.1082}{130}$$

$M_{\text{vapeur de tête}} = 257.70 \text{ g/mol}$

Tableau. (3.4) : Les densités et masses moléculaires des fractions

Fractions	$\rho_{15}^{15}$	M
Essence légère	0,6745	76
Essence moyenne	0,7415	101,81
Essence lourde	0,760	136
Kérosène	0,8071	158,77
Gasoil léger	0,8362	141,42
Gasoil lourd	0,8496	197,46
Résidu	0,915	352,39

**6. Température au sommet de la colonne :**

La température de tête de la colonne et 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 **2.97atm** .

D'après les courbes de l'essence légère (figures annexe 2) on a trouvé la température au sommet de la colonne égale **79 °C**

**Température au fond de la colonne :**

Pratiquement la température au fond de la colonne est supérieure à celle d'entrée de 2060°C donc :

$$T_{\text{fond}} = t_{\text{entrée}} + (20.60) = 200 + 40 = 240^{\circ}\text{C} \dots\dots\dots (\text{IV.19})$$

**Reflux:****Quantité de reflux froid au sommet de la colonne**

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

$$G_{r,f} = (2 \div 4) \times G_{\text{ess.légère}} = 2 \times 117785.28 = 235570.56 \text{ kg/h} \dots\dots\dots (\text{IV.20})$$

**Quantité de reflux chaud au fond de la colonne :**

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

**Bilan thermique de la colonne de pré-distillation :**

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

$$e = e' \frac{M_{\text{vapeur}}}{M_{\text{charge}}} = 0.18 \times \frac{257.70}{174.77} = 0.265 \dots\dots\dots (\text{IV.21})$$

$e'$  : taux de vaporisation molaire

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

$$G_v = G_{\text{charge}} \times e = 1088588.58 \times 0.265 = 288924.128 \dots\dots\dots (\text{IV.22})$$

$$G_v = 288924.128 \text{ kg/h}$$

$$G_L = G_{\text{charge}} X(1 - e) = 1088588.58 \times (1 - 0.265) = 800112.606$$

$$G_L = 800112.606 \text{ kg/h}$$

• masse volumique de la phase liquide

$$\frac{1}{p_{\text{charge}}^{15}} = \frac{e}{p_v^{15}} + \frac{1-e}{e_i^{15}} \dots \dots \dots \text{(IV.23)}$$

$$\frac{1}{0.8025} = \frac{0.265}{0.6745} + \frac{1-0.265}{e_i^{15}} \dots \dots \dots \text{(IV.24)}$$

$$e_i^{15} = 0.860 \text{ g} / \text{N}^3$$

**Enthalpie des gaz à 79 °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 déterminée par la formule qui suit :

$$q_i = C_p t \dots \dots \dots \text{(IV.25)}$$

C<sub>p</sub>: chaleur spécifique de constituant déterminée graphiquement (voir annexe 2.figure 4)

Donc l'enthalpie des gaz :

$$q^{79^\circ\text{C}}_{\text{gaz}} = \sum q_i y_i \dots \dots \dots \text{(IV.26)}$$

Le résultat est représenté sur le tableau suivant :

**Tableau (3.5): Le résultat de calcul Enthalpie des gaz à 79 °C.**

Constituants	C <sub>p</sub> kcal/kg °C	q kcal/kg	Y <sub>i</sub>	Y <sub>i</sub> . q <sub>i</sub>
<b>C<sub>2</sub>H<sub>6</sub></b>	<b>0,91</b>	<b>71,89</b>	<b>0,0897</b>	<b>6.44</b>
<b>C<sub>3</sub>H<sub>8</sub></b>	<b>0,74</b>	<b>58,46</b>	<b>0,1980</b>	<b>11.57</b>
<b>iC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	<b>0,70</b>	<b>55,30</b>	<b>0,1571</b>	<b>8.68</b>
<b>nC<sub>4</sub>H<sub>10</sub></b>	<b>0,64</b>	<b>50,56</b>	<b>0,5383</b>	<b>27.21</b>
<b>Total</b>	–	–	<b>0,9831</b>	<b>53,92</b>

$$q_{\text{gaz}}^{79^{\circ}\text{C}} = 53.927$$

L'enthalpie des gaz a 79 °C est égale

**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 pétrolière, soit en utilisant la formule suivantes :

$$q_t^i = \frac{1}{\sqrt{p^{15}}} (0.403t + 0.000405r^2) \text{ en } (kcal/kg) \dots\dots\dots (IV.27)$$

Ou l'expression  $(0.403t+0.000405r^2) = \alpha$

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

• Pour l'enthalpie des vapeurs on utilise la formule de VOINOV :

$$q_t^v = (50.2 + 0.109t + 0.00014r^2)(4 - p_{15}^{15}) - 73.8 \text{ en } (kcal/kg) \dots (IV.28)$$

Ou l'expression  $(50.2+0.109t+0.000145r^2) = \beta$

(Le tableau14 annexe 1) donne les valeurs de  $\beta$  en fonction de la température.

**Bilan thermique de la colonne de pré-distillation:(Tableau 9 annexe I) IV.2.3.9.4. Calcul du débit du courant chaud:**

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

$$\begin{aligned}
 & \boxed{Q_{\text{entrée}} = Q_{\text{sortie}}} \\
 & K + 130 \cdot 10^6 = M + 170.24 \cdot 10^6 \\
 \Rightarrow & K - M = (170.24 - 130) \cdot 10^6 = 40.24 \cdot 10^6 \\
 \Rightarrow & \boxed{\Delta Q = 40.24 \text{ Kcal/h}}
 \end{aligned}$$

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

$$G_j |q_e^L (1 - e) + q_e^v e_j| - G_j q_s^L = 21.85 \cdot 10^6 \dots\dots\dots (IV.29)$$

$$G_j = \frac{21.85 * 10^6}{|q_e^L(1 - e) + q_e^v e_j| - q_s^L}$$

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

La température de ce courant doit assurer le taux de vaporisation nécessaire à une pression à laquelle fonction de 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 suivant :

- A partir de la **TBP** du brut flashé, on trace la courbe de flash à latm et la pression de fond de la colonne de pré-distillation ( **$P_t=2.84\text{atm}$** ).

- On choisit la température  $t=340\text{C}^\circ$ . A cette température et à la pression de **2.8atm**, on détermine le taux de vaporisation  $e_j=0.58$  (voir annexe2, figure7).

- On détermine les enthalpies pour la phase liquide 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 déterminée d'après cette formule :

$$\frac{1}{P(BF)} = \frac{e_j(BF)}{P_j^v(BF)} + \frac{1-e_j(BF)}{P_j^L(BF)} \dots\dots\dots (IV.30)$$

Telle que

$$P_j^L(BF) = 0.904$$

Alors

$$\frac{1}{0.80025} = \frac{0.58}{P_j^v(BF)} + \frac{(1-0.58)}{0.904}$$

$$P_j^v(BF) = 0.738$$

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

On trouve

$$q_{e(340)}^v = 259 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}$$

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

$$q_{s(340)}^L = 127 kcal/kg$$

Dans ce cas, le débit du courant chaud sera:

$$G_j = \frac{41.85 * 10^6}{198 * 0.42 + 259 * 0.58 - 127}$$

$$G_j = 393401.01 kg/h$$

## 7. Dimensionnement de la colonne de pré-distillation:

### 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 calcule le débit volumique des vapeurs dans les différentes sections et le diamètre est calculé pour le débit maximal.

La colonne de pré-distillation 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'accroît d'une manière brusque. Elle se compose de l'essence légère et des gaz qu'on déverse 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:

$$G_{rf} = \frac{G_{rch}(q_v^{ts} - q_v^{TF})}{q_v^{ts} - q_L^{ts}}$$

$$q_L^{40^\circ C} = 40 kcal/kg$$

$$q_v^{40^\circ C} = 127 kcal/kg$$

$$q_L^{79^\circ C} = 42.50 kcal/kg$$

$$G_{rf} = \frac{235570.56(127 - 40)}{127 - 42.5}$$

$$G_{rf} = 242540.10 \text{ kg/h}$$

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

Cette quantité est égale à celle de la fraction P1=65°C(essence) de reflux chaud et de gaz.

$$G_v = G_{ess} + G_{rf} + G_{gaz}$$

$$G_v = 117785 + 235570.56 + 56280.03$$

$$G_v = 409635.87 \text{ kg/s}$$

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

$$V_v = 22.4 (N_{ess} + N_{rf} + N_{gaz}) \frac{273 + 79}{273 * 2.97 * 3600}$$

$$V_v = 22.4 (1549.80 + 1409.92 + 1095.79) \frac{273 + 79}{273 * 2.97 * 3600}$$

$$V_v = 10.95 \text{ m}^3/\text{s}$$

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

$$P_L^{79C^\circ} = P_{ess}^{15} - \alpha (t_{so,,,et} - 15)$$

$$P_L^{79C^\circ} = 0.6715 - 0.0009 (79 - 15)$$

$$P_L^{79C^\circ} = 0.6139 \text{ g/cm}^3 = 6.13.9 \text{ kg/m}^3$$

$$P_v^{79C^\circ} = \frac{G_v}{3600 * 10.95}$$

$$P_v^{79C^\circ} = \frac{197623.39}{3600 * 10.95}$$

$$P_v^{79C^\circ} = 5.01 \text{ kg/m}^3$$

**d) Vitesse linéaire maximale des vapeurs :**

$$W_{max} = 8.47 \cdot 10^{-5} C_{max} \sqrt{\frac{P_L^{79C^\circ} - P_v^{79C^\circ}}{P_v^{79C^\circ}}} \dots\dots\dots (IV.32)$$

Cette vitesse pour la colonne de pré-distillation varie entre 0.2 et 0.7m/s, pour la colonne atmosphérique entre 0.64- 0.84m/s.

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

Tableau (3.6) : En fonction du type de plateau, K1 prend les valeurs suivantes

Type de plateau	K <sub>1</sub>
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 a la pression atmosphérique et sous haut pression (siH ≥ 350mm) alors : k<sub>2</sub>=1.

C<sub>2</sub>=5 pour les plateaux a jet et, C<sub>2</sub>= 4 pour les autres plateaux. On détermine le coefficient λ.

De la formule suivant :

$$\lambda = \frac{0.655L_p}{P} \sqrt{\frac{k_1 C_1}{V_V \cdot 3600}} \sqrt{\frac{P_L^{79C^o} - P_v^{79C^o}}{P_v^{79C^o}}} \dots\dots\dots (IV.33)$$

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

Alors : k<sub>1</sub>=1.15, C<sub>2</sub>=4, nombre de passe P=2.

Si H=600mm (distance entre les plateaux), C<sub>1</sub> = 765.

$$L_p = \frac{G_{rf}}{P_L^{79C^o}}$$

$$L_p = \frac{235570.56}{613.9}$$

$$L_p = 383.72m^3/h$$

Donc

$$W_{max} = 8.47 * 10^{-5} * 772.23 \sqrt{\frac{613.9-5.01}{5.01}} \dots\dots\dots (IV.33)$$

$$\lambda = 61.88$$

$$C_{max} = 1.15 * 1 * 765 - 4(61.88 - 35)$$

$$\lambda = \frac{0.655 * 383.72}{2} \sqrt{\frac{1.15 * 765}{10.95 * 3600}} \sqrt{\frac{613.9 - 5.01}{5.01}} \dots\dots\dots (IV.34)$$

$$C_{\max} = 772.23$$

$$W_{\max} = 0.72$$

\* on calcule le diamètre de la colonne de pré-distillation d'après la formule suivante:

$$D_n = \sqrt{\frac{4 * V_v}{\pi W_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 * 10.95}{3.14 * 0.72}}$$

$$D_n = 4.3 \text{ m}$$

Le diamètre de la colonne d'après les normes sera  $D_n = 4,3 \text{ m}$

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

\* Le volume du liquide dans une passe du plateau sera:

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

$$W_r = \frac{4 * V_v}{\pi D_n^2} \dots\dots\dots (IV.36)$$

$$W_r = \frac{4 * 10.95_v}{3.14 * (4.3)^2}$$

$$W_r = 0.75 \text{ m/s}$$

• le volume du liquide dans une passe du plateau sera:

$$L_v = \frac{L_p}{d} \dots\dots\dots (IV.37)$$

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

$$b = 0.7 * D_n * P = 0.7 * 4.3 * 2 \dots\dots\dots (IV.38)$$

$$b = 6.02 \text{ m}$$

Ou:  $(0.7 * D_n) =$  longueur du déversoir

Alors  $L_v = \frac{383.72}{6.02}$

$$L_v = 36.74 \text{ m}^3/\text{mh}$$

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

Dans notre cas  $L_v^{adm} = 63.74 \text{ m}^3/\text{mh}$ , ce qui rend acceptable la valeur trouvée.

• La hauteur du liquide dépend du déversoir :

Elle est déterminée par la formule de FRANCIS :

$$h = \sqrt{\frac{L_p}{6400 * b}} \dots\dots\dots (IV.39)$$

$$h = \sqrt{\frac{383.72}{6400 * 6.02}}$$

$h = 0.099 \text{ m}$

La hauteur du liquide débordant du déversoir admissible:

$h^{admissible} = 0.32 \text{ m}$

$h = 0.099 \text{ m} < h^{admissible}$

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. **Hauteur de la colonne:**

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

**Tableau (3.7) : 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 pré-distillation qui est égale à la somme des hauteurs élémentaires :

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 + H_6 + H_7 \dots\dots\dots (IV.40)$$

**D'où :**

H<sub>1</sub>: espace libre situé en tête de la 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<sub>5</sub>: hauteur correspondant au niveau liquide au fond de la colonne jusqu'au dériver plateau, elle prise entre : 1-2 m, soit H<sub>5</sub> = 2m.

$$H_1 = \frac{D_n}{2} = \frac{4.3}{2} = 2.15 \text{ m} \dots\dots\dots \text{(IV.41)}$$

$$H_2 = H_p(n_r - 1) = 0.6(22 - 1) = 12.6 \text{ m} \dots\dots\dots \text{(IV.42)}$$

$$H_3 = 3H_p = 3(0.6) = 1.8 \text{ m} \dots\dots\dots \text{(IV.43)}$$

$$H_4 = H_p(n_e - 1) = 0.6(6 - 1) = 3 \text{ m} \dots\dots\dots \text{(IV.44)}$$

H<sub>6</sub>: Hauteur libre au fond de la colonne. Cette hauteur correspond 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 τ

- Pour les colonnes de pré-distillation τ= 2-6 mm
- Pour les colonnes atmosphérique τ = 6-15 mm

Donc la hauteur H<sub>6</sub>. est déterminée selon la formule suivant :

$$H_6 = \frac{G_f}{P_f^t} X \frac{\tau}{60XF} \dots\dots\dots \text{(IV.45)}$$

$$F = \frac{3.14}{4} X D_n^2 \dots\dots\dots \text{(IV.46)}$$

$$F = \frac{3.14}{4} X (4.3)^2$$

F= 14.51 m <sup>2</sup>
-------------------------

Pour notre cas:

Admettons que τ= 2mn. Alors calculons :

$$G_{rch} = G_{BF} + G_j \dots\dots\dots \text{(IV.47)}$$

$$G_{rch} = 914523.27 + 235570.56$$

G <sub>rch</sub> = 1150093.83 kg/h
------------------------------------

Calculons maintenant P<sub>f</sub><sup>t</sup> du produit de fond a 240 C°, d'après la formule:

$$P_f^t = P_f^{20} - \alpha(t_f - 20) \dots\dots\dots \text{(IV.48)}$$

$$P_f^{240C^\circ} = 0.8025 - 0.0009(240 - 20)$$

$$P_f^{240C^\circ} = 0.6045 \text{ g/cm}^3 = 604.65 \text{ kg/m}^3$$

Donc

$$H_6 = \frac{1150093.83}{604.56} \times \frac{2}{60 \times 14.51}$$

$$H_6 = 4.37 \text{ m}$$

$H_7$ : hauteur de la jupe de la colonne, d'après les données pratiques elle est égale à **4m**

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

$$H_T = 2.15 + 12.6 + 1.8 + 3 + 2 + 4.37 + 4$$

$$H_T = 29.92 \text{ m}$$

### 8. Calcul de la colonne de distillation atmosphérique

**Bilan matière de la colonne de distillation atmosphérique:**

**Tableau (3.8) : 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	<b>985477.66</b>
<b>Total</b>	84,01	100	<b>985477.66</b>
<b>Sortie :</b>			
<b>Essence moyenne 65-150°C</b>	15,04	17,90	<b>176400.50</b>
<b>Essence lourde 150-180°C</b>	6,02	7,16	<b>70560.20</b>
<b>Kérosène 180-225°C</b>	14,3	17,02	<b>167728.30</b>
<b>Gasoil léger 225-320°C</b>	12,4	14,76	<b>145456.50</b>
<b>Gasoil lourd 320-360°C</b>	7,4	8,80	<b>86722.03</b>
<b>Résidu atmosphérique &gt;360°C</b>	28,85	34,36	<b>338610.12</b>
<b>Total</b>	<b>84,01</b>	<b>100</b>	<b>985477.66</b>

**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 figure 10 à figure 14, de l'annexe II).

**Pression dans la zone de flash :**

Pratiquement, cette pression varie entre 1.5 et 2.5 atm. La pression actuelle est de  $P_{ZF} = 2\text{atm}$ .

**Débit de vapeur d'eau au fond de la colonne :**

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.

$$Z_l = (0.02-0.0046) \times G_{\text{brut flashé}} \dots\dots\dots (IV.49)$$

$$Z_l = 0.0156 \times 91452,32 = 1426,65 \text{ kg/h}$$

$$N_1 = \frac{Z_1}{18} = \frac{1426.65}{18} = 79.25 \text{ kmol/h}$$

**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 :**

$$Z_2 = (0.03-0.01) \times G_{\text{gasoil léger}} = 0.02 \times 13416.05 = 268.32 \text{ kg/h}$$

$$Z_2 = 268.32 \text{ kg/h}$$

$$N_2 = \frac{Z_2}{18} = \frac{268.32}{18} = 14.9 \text{ kmol/h}$$

**- Stripper du gas-oil lourd :**

$$Z_3 = (0.01-0.03) \times G_{\text{gasoil lourd}}$$

$$Z_3 = 0.2 \times 8047.80 = 160.95 \text{ kg/h}$$

$$N_3 = \frac{Z_3}{18} = \frac{160.95}{18} = 8.94 \text{ kmol/h}$$

**Pression partielle des hydrocarbures dans la zone de flash :**

$$P_{h.ZF} = P_{ZF} \frac{N_v}{N_v + N_L} \dots\dots\dots (IV.50)$$

$$N_v = \frac{G_{ess\ moy}}{M_{ess\ moy}} + \frac{G_{ess\ lourd}}{M_{ess\ lourd}} + \frac{G_{kérosène}}{M_{kérosène}} + \frac{G_{gasoil\ léger}}{M_{gasoil\ léger}} + \frac{G_{gasoil\ lourd}}{M_{gasoil\ lourd}} \dots\dots\dots (IV.51)$$

$$N_v = \frac{16370}{101.81} + \frac{6548}{136} + \frac{15565.18}{158.77} + \frac{13416.05}{141.42} + \frac{8047.80}{197.46}$$

$N_v = 442.596\ kmol/h$

$$P_{h.ZF} = 2 \frac{442.59}{442.59 + 65.70}$$

$P_{h.zf} = 1.7\ atm$

On trace la courbe de flash du brut flashé à cette pression ( $P_{hef} = 1,7\ atm$ ).

**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.

$$E_n = E_{ess\ moyene} + E_{ess\ lourd} + E_{kérosène} + E_{GO.léger} + E_{GO\ lourd} + (5\div 8\%) \dots\dots(IV.52)$$

$$E_n = 0,1790 + 0,0716 + 0,1702 + 0,1476 + 0,0880 + 0,05 = 0,7064$$

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  $P_{hZF} = 1,7\text{atm}$ .

On détermine la température dans la zone de flash  $T_{ZF} = 348\text{ °C}$ .

Ensuite, on précise le taux de vaporisation de la zone de flash à la température  $T_{ZF} = 348\text{ °C}$  et  $P_{hZF} = 1,7\text{atm}$  par la méthode des approximations successives.

**- Taux de vaporisation:**

$$e = e'X \frac{M_Y}{M_{brut\ flashé}} \dots\dots\dots (IV.53)$$

$$e = 0.785 X \frac{154.65}{167.08}$$

$e = 0.726$

**9. Température au sommet de la colonne de distillation atmosphérique**

**a- Quantité de reflux froid :**

La quantité de reflux froid

$$G_{rf} = (3-1.5) G_{ess\ moy} \dots\dots\dots (IV.54)$$

$$G_{rf} = 1.5 \times 16370$$

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

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

$$P_{ess\ moy} = \frac{P_s(N_{ess\ lourd} + N_{rf})}{N_{ess\ lourd} + N_{rf} + N_t} \dots\dots\dots (IV.55)$$

$$P_s = P_{ZF} + \frac{N_r \times \Delta P}{760} \dots\dots\dots (IV.56)$$

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

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

$$P_s = 2 + \frac{47 \times 6}{760}$$

$$P_s = 2.37 \text{ atm}$$

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

$$N_t = N_1 + N_2 + N_3 = 79.25 + 14.9 + 8.94 = 103.1 \text{ kmol/h}$$

$$N_t = 103.1 \text{ kmol/h}$$

$$N_{rf} = \frac{G_{rf}}{M_{ess\ moy}} = \frac{24555}{101.81}$$

$$N_{rf} = 241.1 \text{ kmol/h}$$

$$N_{ess\ lourd} = \frac{G_{ess\ lourd}}{M_{ess\ lourd}} = \frac{6548}{136}$$

$$N_{ess\ lourd} = 48.14 \text{ kmol/h}$$

$$P_{p\ ess\ moy} = \frac{1.63(48.14 + 241.1)}{48.14 + 241.1 + 103.1}$$

$$P_{p\ ess\ moy} = 1.2 \text{ atm}$$

**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 1.2 atm.

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.

**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

$$\frac{1}{P_{BF}^{15}} = \frac{e}{P_v^{15}} + \frac{1-e}{P_z^{15}} \dots\dots\dots (IV.58)$$

$$P_L^{15} = 0.9248 \text{ g/m}^3$$

$$\frac{1}{0.8025} = \frac{0.706}{P_v^{15}} + \frac{1 - 0.726}{0.9248}$$

$$P_v^{15} = 0.7505 \text{ g/m}^3$$

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

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

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

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.

**Pression au fond de la colonne :**

$$P_{\text{fond}} = P_{ZF} - \frac{N_e \times \Delta P}{760} = \frac{6548}{136} \dots\dots\dots \text{(IV.58)}$$

Où :

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

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

$$P_{\text{fond}} = 2 - \frac{5 \times 6}{760} \quad \boxed{P_{\text{fond}} = 1.96 \text{ atm}}$$

**10. Bilan thermique de la colonne de distillation atmosphérique**

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

$$G_r = G_{\text{brut flashé}} \times e$$

$$G_r = 91452.32 \times 0.726 = 66394.38 \text{ kg/h}$$

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

$$G_L = 91452.32 \times (1 - 0.726) = 25057.93 \text{ kg/h}$$

**11- 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 :

$$P_{Pk} = \frac{P_{Ts}(N_k + N_{r.ik})}{N_k + N_{r.ik} + N_{incond}} \dots\dots\dots \text{(IV.58)}$$

$$P_{Ts} = P_{ZF} - \frac{N \times \Delta P}{760}$$

$$P_{Ts} = 1.68 \text{ atm}$$

$$P_{Ts} = 2 - \frac{(6 \times 40)}{760}$$

$$N_k = 91.91 \text{ kmol/h}$$

Avec

$$G_{Rk} = (0.7-2.2) (G_{\text{ess moy}} + G_{\text{ess lourd}} + G_{\text{kérosène}})$$

$$G_{Rk} = 0.7 (16370 + 6548 + 1556.18) = 26938.22 \text{ Kg/h}$$

$$N_{Rk} = 169.60$$

C'est-à-dire

$$G_{Rk} = 1.73 \times G_{\text{kérosène}}$$

$$N_{\text{incond}} = N_{\text{ess moy}} + N_{\text{ess lourd}} + N_t = 160.78 + 48.14 + 103.1$$

$$N_{\text{incond}} = 312.02 \text{ kmol/h}$$

$$P_{Pk} = \frac{1.68(91.91 + 169.60)}{91.91 + 169.60 + 312.02}$$

$$P_{Pk} = 0.76 \text{ atm}$$

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 figure 11 de l'annexe II).

**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 :

$$P_{PG.0.léger} = \frac{P_{Ts}(N_{G.0.léger} + N_{riG.0.léger})}{N_{G.0.léger} + N_{riG.0.léger} + N_{\text{incond}}} \dots\dots\dots (IV.59)$$

$$P_{Ts} = 2 - \frac{15 \times 6}{760}$$

$$P_{Ts} = 1.960 \text{ atm}$$

Avec :

$$N_{G.0.léger} = 60.60$$

$$G_{ir.G0.léger} = (0.2 \div 0.8)(G_{\text{ess moy}} + G_{\text{ess lourd}} + G_{\text{kérosène}} + G_{G0.léger}) \dots\dots(IV.60)$$

$$G_{ir.G0.léger} = 0.2(16370 + 6548 + 1556.18 + 13416.05)$$

$$N_{ir.G0.léger} = 9070.24 \text{ kg/h}$$

C'est-à-dire

$$G_{ir.G0.léger} = 1.73 X G_{Goléger}$$

$$G_{ricoleg} = 1.73 X G_{Goléger}$$

$$G_{incond} = N_{ESS l2ger} + N_{ess lourd} + N_{kérosène} + N_{Goléger} + G_{Goléger}$$

$$G_{incond} = 160.78 + 48.14 + 98.03 + 94.86 + 40.75$$

$$G_{incond} = 442.56 \text{ kmol/h}$$

$$P_{PG.0.léger} = \frac{1.96(98.03 + 164.11)}{98.03 + 164.11 + 442.56}$$

$$P_{PG.0.léger} = 0.72 \text{ atm}$$

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 :  $T_{s \text{ Go léger}} = 270 \text{ °C}$ .

### 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 :

$$P_{PG.0.lourd} = \frac{P_{Ts}(N_{G.0.lourd} + N_{riG.0.lourd})}{N_{G.0.lourd} + N_{riG.0.lourd} + N_{incond}} \dots\dots\dots (IV.61)$$

$$P_{Ts} = P_{ZF} - \frac{n - \Delta P}{760}$$

$P_{Ts} = 1.92 \text{ atm}$
-----------------------------

$$P_{Ts} = 2 - \frac{10 \times 6}{760}$$

Avec

$$N_{G.o.lourd} = \frac{G_{G0lourd}}{M_{G0lourd}} = \frac{8047}{197.46} = 40.75 \text{ kmol/h}$$

$$G_{ir.G0.lourd} = (0.4 \div 0.008)(G_{ess moy} + G_{ess lourd} + G_{kérosène} + G_{G0léger} + G_{G0lourd})$$

$$G_{ir.G0.lourd} = 0.032(169344.48 + 67737.79 + 161019.16 + 139638.24 + 83253.15)$$

C'est-à-dire

$$G_{ir.G0.lourd} = 0.23 \times G_{G0lourd}$$

$$G_{incond} = 160.78 + 48.14 + 98.03 + 94.86 + 40.75$$

$$N_{incond} = 442.56 \text{ kmol/h}$$

$$G_{incond} = N_{ess léger} + N_{ess lourd} + N_{kérosène} + N_{G0léger} + N_{G0lourd}$$

$$P_{P G0lourd} = \frac{1.92(40.75 + 9.37)}{40.75 + 9.37 + 442.56}$$

$$P_{P G0lourd} = 0.19 \text{ atm}$$

Donc :

Donc : Le point initial de la courbe du flash du gasoil lourd, tracée à la pression  $p = 0.19 \text{ atm}$ ,

donc :  $T_{S, Go, lourd} = 320 \text{ °C}$

## 12. Bilan thermique de la colonne atmosphérique:

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

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

$$\Delta Q = 19.50 \times 10^6 - 15.22 \times 10^6 = 4.28 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

### a- Quantité de reflux circulant intermédiaire :

Ce reflux est soutiré au niveau du 34eme plateaux, la composition de celui-ci étant approximativement égale à celle de l'essence lourde. a)

### b- Température de soutirage de reflux :

Cette température est donnée par la formule suivante :

$$t_{s\text{ reflux}} = t_{\text{kérosène}} - N - N \times t_{\text{chut}} \quad \dots\dots\dots \text{(IV.62)}$$

Où :

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

N= 10 plateaux.

**Chute de température sur un plateau :**

$$t_{\text{chut}} = \frac{\Delta t}{N} \quad \dots\dots\dots \text{(IV.63)}$$

Où :

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

$\Delta t = t_{\text{kérosène}} - t_{\text{esslourd}} = 186 - 169 = 17 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$t_{\text{chut}} = \frac{17}{9} = 1.88 \approx 2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_{s\text{ reflux}} = 186 - 10 \times 2$$

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

**c- La quantité de reflux circulant intermédiaire est :**

$$G_{r.im} = \frac{\Delta Q}{q_L^s - q_L^e} \quad \dots\dots\dots \text{(IV.64)}$$

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.

$$q_L^s = 80 \text{ kmol/kg}$$

$$q_L^e = 45 \text{ kmol/kg}$$

$$G_{r.im} = \frac{4.28 \times 10^6}{80 - 45}$$

$$G_{r.im} = 149.8 \times 10^6 \text{ kg/h}$$

**d- Quantité de reflux circulant intérieur:**

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

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

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  $T_e = 270 \text{ }^\circ\text{C}$ .

$$q_L^s = 160 \text{ kmol/kg}$$

$$q_L^e = 107 \text{ kmol/kg}$$

$$G_{r.im} = \frac{4.28 \times 10^6}{160 - 107}$$

$$G_{r.im} = 226.84 \text{ kg/h}$$

**13. Calcul le diamètre de la colonne atmosphérique:**

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

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

**14. 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 maximale dans la section comprise entre 7<sup>ème</sup> plateau du soutirage du gas-oil lourd n<sup>o</sup>:

11.

$$N_v = \frac{G_{vi}}{M_{vi}} + \frac{G_{ess\ moy}}{M_{vess\ moy}} + \frac{G_{ess\ lourd}}{M_{ess\ lourd}} + \frac{G_{kérosène}}{M_{kérosène}} + \frac{G_{léger}}{M_{goléger}} + \frac{G_{golourd}}{M_{golourd}} + \frac{G_i}{M_{ve}}$$

$$N_v = \frac{163.70}{101.81} + \frac{6548}{136} + \frac{15565.18}{158.77} + \frac{13416.05}{141.42} + \frac{8047.80}{197.46} + \frac{112.57}{18}$$

$$N_v = 1065.01 \text{ kmol/h}$$

$$V = 22.4 \times \frac{N_v \times (273 + t)}{273} \times \frac{1}{P}$$

$$V = 22.4 \times \frac{1065.01 \times (273 + 320)}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{1.77}$$

$$V = 8.13 \text{ m}^3/\text{s}$$

Où :

$t = 320 \text{ °C}$  : Température de soutirage du gasoil lourd.

$P = 1,77 \text{ atm}$  : Pression entre le 10<sup>ème</sup> et le 11<sup>ème</sup> plateaux,

b) Vitesse des vapeurs dans cette section :

$$W = 0.06 \sqrt{\frac{P_L^{320} - p_v}{p_v}} \dots\dots\dots (IV.66)$$

ou:

$P_L^{320}$  : masse volumique au niveau du 1er plateau

$$P_L^{320} = 0.8518 - 0.00065 \times (320 - 15) = 653.55 \text{ kg/m}^3$$

$$\sum G_{vi} = 59947.03 \text{ kg/h}$$

$$P_v = \frac{59947.03}{3600 \times 8.13} = 3.37$$

Donc

$$W = 0.06 \sqrt{\frac{653.55 - 3.37}{3.37}} = 0.8334 \text{ m/s}$$

c) Diamètre de cette section :

$$D = 2 \times \sqrt{\frac{8.13}{3.14 \times 0.8334}}$$

$$D = 3.41 \text{ m}$$

Le diamètre réel est de 4,5 m.

Donc:  $D < D_{\text{réel}}$

d) Vitesse réelle des vapeurs dans cette section :

$$W_{\text{réel}} = 4 \times \frac{V}{\pi} \times \frac{1}{D_{\text{réel}}^2} \dots\dots\dots (IV.67)$$

### 15. 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 calcule 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 :

$$V = \frac{22.4 \times \sum_{i=0}^n G_{vi}}{M_{vi} \frac{(273 + T)}{273} \times \frac{1}{3700} \times \frac{1}{P}} \text{ (m}^3\text{/s)} \quad \dots\dots\dots \text{(IV.68)}$$

**La vitesse linéaire des vapeurs :**

Elle est déterminée par la formule suivante :

$$W = (0.05 \div 0.08) \times \sqrt{\frac{P_L - P_v}{P_v}} \text{ (m/s)} \quad \dots\dots\dots \text{(IV.69)}$$

$$P_v = \frac{\sum G_{vi}}{3600 \times V} \text{ (kg/m}^3\text{)}$$

**16. 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.

$$N_v = \sum \frac{G_{vi}}{M_{vi}} = \frac{G_i}{M_{vp}} \quad \dots\dots\dots \text{(IV.70)}$$

Donc :

$$N_v = \frac{1554.2}{18} = 86.34 \quad \boxed{N_v = 86.34 \text{ kmol /h}}$$

$$V = 22.4 \times \frac{86.34 \times (273 + 328)}{18} = \frac{1}{1.84} \quad \boxed{V = 0.64 \text{ m /s}}$$

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

$$P_L = 0.913 - 0.00062 (28-15) \quad \boxed{P_L = 718.94 \text{ kg/m}^3}$$

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

$$P_v = \frac{16370}{3600 \times 0.64} = 0.513$$

$$\boxed{P_v = 0.513 \text{ kg/m}^3}$$

$$W = 0.06 X \sqrt{\frac{P_L - P_v}{P_v}} \dots\dots\dots (IV.71)$$

$$W = 0.06 X \sqrt{\frac{718.94 - 0.513}{0.513}}$$

$$W = 2.25 \text{ m/s}$$

c) Diamètre de cette section :

$$D = 2 X \sqrt{\frac{0.64}{3.14 X 2.25}} \text{ (m/s)}$$

$$D = 0.945 \text{ m} \approx 1 \text{ m}$$

- le diamètre réel est de 2m

$$D < D_{\text{réel}}$$

### Conclusion

- Le diamètre de la colonne de distillation atmosphérique d'apprêt les calculs égale  $D = 1 \text{ m}$  est inférieur par rapport Le diamètre réel  $D < D_{\text{réel}}$
- Notre étude de l'unité de Topping avec "remplacement du ballon de flash par une colonne de pré-distillation" montre qu'on peut augmenter la capacité de l'unité de 25 % (recommandée à la Raffinerie).

*Conclusion*

## Conclusion générale

---

- Le pourcentage peut être augmenté de plus de 25%.
- Le diamètre de la colonne de distillation atmosphérique d'après les calculs égale  $D = Im$  est inférieur par rapport Le diamètre réel  $D < D_{réel}$
- Notre étude de l'unité de Topping avec "remplacement du ballon de flash par une colonne de pré-distillation" montre qu'on peut augmenter la capacité de l'unité de 25% (recommandée à la Raffinerie).
- prix de colonne pré-distillation est 900 000 \$ .
- le rendement de la colonne pré-distillation meilleur par apport au rendement de ballon de flash.

*Référence*

*bibliographique*

## Référence bibliographique

---

- [1]. P. WUITHIER, "Le pétrole-Raffinage et génie chimique", tome 1, Ed. Technip, 1972.
- [2]. encyclopédie universalis version 10.
- [3]. F. Z. RADJI, évaluation du potentiel hydrocarbonoclaste des bactéries marines isolées de la côte oranaise, Thèse Doctorat, université des d'Oran, 2015.
- [4]. F. DJELTI, Contribution à l'étude des propriétés des asphaltènes, Mémoire de Magister, université ABOU-BEKR BELKAID-Tlemcen, 2012.
- [5]. J. P. WAUQUIER, le raffinage du pétrole procédés de séparation, Tome 2 (1998), page 3.
- [6]. DALIL Youssouf, Manuel opératoire de raffinerie de SBAA7, page 9, 2005
- [7]. J.P. Moulin, génie des procédés, Ecole central paris, tome 1, 2005, page 79.
- [8]. G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000, p6.
- [9]. G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000, p6.
- [10]. J.P. WAUQUIER : Le Raffinage du pétrole brut, Tome 2, Procédés de Séparation, Edition TECHNIP 1998, Paris, p 223 – 228.
- [11]. P. WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972, p532.
- [12]. <https://www.slideshare.net/KouameMedardEkra/cours-de-raffinage-version-2018>
- [13]. [Jean-Pierre WAUQUIER, Institut Français du Pétrole, ÉDITIONS TECHNIP 27 RUE GINOUX 75737 PARIS CEDEX 15, 1998 P276-P278