



République Algérienne Démocratique Et Populaire



Ministère De L'enseignement Supérieur Et De La Recherche Scientifique

Université Echahid Hamma Lakhdar-EL-Oued

Faculté de la Technologie

Département de Génie de Procédés et Pétrochimie

Mémoire

En Vue De L'obtention Du Diplôme De

Master Académique

Filière : Génie Des Procédés Et Pétrochimie

Spécialité : Raffinage Et Pétrochimie

Présenté Par :

- Dou Faïda
- Dou Moufida
- Retteb Somia

Thème

*Changement du Ballon de Flash par une
Colonne de Prédistillation avec une
Augmentation de 16% de la Capacité de l'Unité
de Distillation Atmosphérique*

-Mr. Haddad Harbi

-Université D'el-Oued

Président

- Mr. Serouti Abdel Ghani

-Université D'el-Oued

Examineur

- Mr. Guerrame Abdel Madjid. MA.B

-Université D'el-Oued

Rapporteur

Année Universitaire 2016-2017

Résumé

Nous avons examiné dans ce travail la possibilité de changer la colonne de pré-distillation avec l'augmentation de capacité de 16%, 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.

المخلص

استعرضنا في هذا العمل إمكانية استبدال عمود ما قبل التقطير مع الزيادة في القدرة بـ 16%، حيث خصصنا دراستنا على مستوى وحدة التقطير الجوي (U11) في معمل التكرير بسكيكدة.

وتضمن هذا العمل الجانب النظري الذي تطرقنا من خلاله إلى تطور طرق وكيفية معالجة البترول الذي يحتوي على نسبة كبيرة من الغازات المنحلة (المركبات الخفيفة).

ودعمنا هذه الدراسة بالجانب التطبيقي الذي تضمن عمليات حسابية على عمود قبل التقطير وأبعاد عمود التقطير. وبالتالي استنتجنا في هذا الجانب أن قطر عمود التقطير الجوي $D = 1m$ أقل من القطر الحقيقي

$$D < D_{réel}$$

وعلى ضوء هذه النتائج يمكننا معالجة البترول مع الزيادة في القدرة السنوية لوحدة التقطير الجوي (U11).

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

Sommaire

Liste des Figures.....	I
Liste des Tableaux.....	II
Liste des Symboles.....	III
Abréviations et Acronymes.....	VI
Glossaire.....	V

Introduction et but du mémoire.....	01
-------------------------------------	----

Chapitre I. Généralités sur le pétrole brut

I.1. Introduction.....	02
I.2. Origine du pétrole.....	02
I.3. Composition élémentaire de pétrole brut et leurs divers groupements.....	03
I.4. Classification des pétroles.....	05

Chapitre II. Historique et Présentation de la Raffinerie de Skikda

II.1. Introduction.....	08
II.2. Le raffinage en algérien.....	08
II.3. La raffinerie de Skikda (ra1/k).....	10

Chapitre III. Distillation

III.1. Introduction.....	15
III.2. Types de distillation au laboratoire.....	15
2.1. Distillation Parfaite (TBP)	15
2.2. Distillation Progressive Simple.....	16
2.3. Distillation ASTM: (American Society for Testing and Materials)	16
2.4. Distillation par la méthode de flash.....	17
III.3. Distillation industrielle.....	17
III.3.1. La distillation atmosphérique.....	17
III.3.1.1. Description de la colonne de distillation atmosphérique.....	18
III.3.1.2. Variables opératoires et leur influence.....	21
III.3.1.3. Types d'installations de distillation du pétrole.....	22

a. Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne.....	23
b. Unité de distillation atmosphérique du pétrole avec prédistillation.....	24
c. Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash.....	25
III.3.2. Distillation sous vide.....	26

Chapitre IV. Partie Calcul et Discussion

IV.1. Unité d'affectation.....	32
IV.2. Partie calcul.....	32
IV.2.1. Caractéristique générales du brut et de la fraction pétrolière.....	32
IV.2.2. Tracé des courbes TBP et la courbe de flash(CF).....	33
IV.2.3. Calcul de la colonne de pré distillation.....	33
IV.2.3.1. La capacité de l'unité	34
IV.2.3.2. Bilan matière de la colonne de pré-distillation.....	34
IV.2.3.3. Choix de la pression dans la colonne de pré-distillation.....	35
IV.2.3.4. Température de la zone de flash.....	36
IV.2.3.5. Détermination des masses moléculaires.....	39
IV.2.3.6. Température au sommet de la colonne.....	39
IV.2.3.7. Température au fond de la colonne.....	39
IV.2.3.8. Reflux.....	39
IV.2.3.9. Bilan thermique de la colonne de pré-distillation.....	39
IV.2.3.10. Dimensionnement de la colonne de pré-distillation.....	42
IV.2.4. Calcul de la colonne de distillation atmosphérique.....	49
IV.2.4.1. Bilan matière de la colonne de distillation atmosphérique.....	49
IV.2.4.2. Conditions opératoires de la colonne de distillation atmosphérique.....	49
IV.2.4.3. Bilan thermique de la colonne de distillation atmosphérique.....	54
IV.2.4.4. Calcul le diamètre de la colonne atmosphérique.....	58
Conclusion générale.....	62
Annexe.1. Tableaux	
Annexe.2. Figures	
Références Bibliographiques	

Liste des figures

Figure	Titre	Page
I.1	Les Raffineries en Algérie	9
I.2	Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle à Skikda	11
I.3	Schéma de distillation atmosphérique dans une seule colonne	23
I.4	Schéma de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation	25
I.5	Schéma de distillation atmosphérique avec (ballon de flash)	26
I.6	Schéma actuel de l'Unité de distillation atmosphérique U-11	27
I.7	Schéma de modification de l'Unité de distillation atmosphérique	28
I.8	Résumé des problèmes	31

Liste des tableaux

Tableaux	Titre	Page
I.1	La teneur en huiles de base et leur qualité	6
I.2	Démarrage progressif des unités de production	12
I.3	Points initial et final des fractions pétrolières	20
I.1	Représentation des résultats de calcul	33
I.2	Bilan matière de la colonne de pré-distillation	34
I.3	Les valeurs des constantes a, b, c	36
I.4	Les densités et masses moléculaires des fractions	38
I.5	Le résultat de calcul Enthalpie des gaz à 79 °C	40
I.6	En fonction du type de plateau, K1 prend les valeurs suivantes	44
I.7	L'espacement en fonction du diamètre de la colonne	46
I.8	Bilan matière de la colonne de distillation atmosphérique	49

Liste des symboles

Symboles	Signification	Unité
b	Longueur du déversoir	m
b	Périmètre du déversoir	m
C_{max}	Constante dépendant de l'espacement entre plateaux et la tension	/
C_p	Chaleur spécifique de constituant	Kcl/kg°C
D_n	Diamètre de la colonne	m
e	Taux de vaporisation massique	/
e'	Taux de vaporisation molaire	/
F	Surface de la section de liquide	m²
G_{ess lég}	Débit massique de l'essence léger	Kg/h
G_{gaz}	Débit massique du gaz	Kg/h
G_{ref ch}	Débit massique de reflux chaud	Kg/h
G_{ref.f}	Quantité de reflux froid	Kg/h
G_j	Débit de courant chaud	Kg/h
G	Débit de la charge	Kg/h
K_i	Coefficient d'équilibre du constituant (i)	/
Le	Débit volumique du liquide sur le plateau Le : débit volumique du liquide sur le plateau (m ³ /h)	m³/h
M	Masse moléculaire	g/mol
M_{bf}	Masse moléculaire du brut flashé	g/mol
η	Rendement	/
ρ_L¹⁵	Masse volumique de la phase liquide	Kg/m³
ρ_V¹⁵	Masse volumique de la phase vapeur	Kg/m³
ρ_{BF}¹⁵	Densité de brut flashé	/
ρ_i^V	Densité de la phase vapeur	/

ρ_j^L	Densité de la phase liquid	/
ρ_L	Masse volumique de liquide	Kg/ m³
ρ_v	Masse volumique de vapeur	Kg/ m³
P	Nombre de passe du liquide sur le plateau	/
P_s	Pression au sommet de la colonne	atm
p_{zf}	Pression de l'alimentation	atm
P_f	Pression au fond de la colonne	atm
ρ^F	Masse volumique de la charge	Kg/ m³
ρ^{eau}	Masse volumique de l'eau	Kg/ m³
q_v^{ts}	Enthalpie des vapeurs à la température au sommet	kcal/kg
q_L^{ts}	Enthalpie du liquide de reflux froid de tête de la colonne	kcal/kg
q_i	Enthalpie de composant (i)	Kcal/kg
π	Pression du systems	Bars
t_m	Température moyenne d'ébullition de la fraction	°C
T_f	Température au fond de la colonne	°C
T_s	Température au sommet de la colonne	°C
T_b	Température dans le ballon de reflux	°C
V_v	Débit volumique des vapeurs	m³/h
W_{max}	Vitesse massique linéaire des vapeur	m/s
W_{réel}	Vitesse réelle dans la colonne	m/s
X'_i	Concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide	/
X'_{Li}	Concentration molaire du constituant (i) dans la charge	/
Y_i	Concentration massique du constituant (i)	/
Y'_i	Concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur	M³/h
λ	Coefficient	/
Z	Coefficient de compressibilité	/

Abréviations et Acronymes

API: American Petroleum Institut.

ASTM: American Society for Testing Materials.

C: Colonne.

CPG: Chromatographie en phase gazeuse.

D: Ballon.

E: Echangeur.

F: Four.

GPL: Gaz de pétrole liquéfié.

HC: Hydrocarbures.

Max: Maximum.

Min: Minimum.

Mt: Million tonne.

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

NAFTEC: Société nationale de production des produits pétroliers.

P: Pompe.

PI: Point initial de la distillation.

PF: Point finale de la distillation.

PRC: Contrôleur de pression.

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

TBP: True Boiling Point.

TRC: Contrôleur de température.

TVR: Tension de vapeur Reid.

Glossaire

***Point initial de distillation**

Température relevée au moment où la première goutte de distillat tombe de l'extrémité du condenseur lors d'une distillation effectuée selon une méthode normalisée [1]

***Point finale de distillation**

Température maximale relevée au cours de l'essai de distillation effectué suivant une méthode normalisée [1]

***Coupe**

Distillat obtenu entre deux températures déterminées au cours d'une opération de distillation [1]

***Reflux**

Quantité d'un produit issu de distillation servant à contrôler la température à différentes zones de la colonne de distillation [2]

***Spécification**

Il s'agit d'une norme qui donne les valeurs souhaitées ou exigées pour une formulation d'essence [3]

***Gaz Plant**

Unité assurant la séparation des GPL en propane et butane [3]

***Stripping**

Injection de la vapeur d'eau dans le fond d'une colonne de distillation [2]

***Tension de vapeur**

Pression exercée par les vapeurs émises par un produit pétrolier dans un appareil approprié et dans des conditions normalisées [1]

***Stabilisation**

Procédé de séparation des fractions légères du pétrole brut ou de l'essence en vue d'en abaisser la tension vapeur [2]

Introduction et but du mémoire

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 pré-distillation.

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 le ballon de flash par une colonne de pré-distillation avec une augmentation de 16% 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 : Historique et présentation de la raffinerie de Skikda.

Troisième chapitre : La distillation.

Quatrième chapitre : Partie calcul et discussion.

I-1) INTRODUCTION:

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

Le pétrole est constitué par un mélange complexe de très nombreux composés hydrocarbures pour la plus part, et souvent un peu des traces des composés oxygénés et azotés et un peu de soufre à l'état de combinaison organiques. On le rencontre dans les bassins sédimentaires, où il occupe les vides de roches poreuses appelées réservoirs. Les gisements de pétrole correspondent à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège : la fuite du pétrole - moins dense que l'eau - est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (dôme anticlinal, biseau de sables dans des argiles)^[3].

I-2) ORIGINE DU PETROLE:

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

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^[4].

I -3) COMPOSITION ELEMENTAIRE DE PETROLE BRUT ET LEURS DIVERS GROUPEMENTS:

Les éléments essentiels qui composent le pétrole sont, le carbone (83 à 87%) et l'hydrogène (11 à 14%) qui forment les divers groupements d'hydrocarbures. Parmi les composants du pétrole on compte également des composés d'oxygène, de soufre et d'azote dont la teneur varie entre 1 % et 7 % en fonction de type du pétrole. On a pu constater la présence dans les cendres du pétrole de Cl, P, Si, As et les métaux K, Na, Fe, Ni et enfin presque tous les éléments du tableau périodique de MENDELIEVE. Les hydrocarbures contenus dans le pétrole appartiennent aux six groupements principaux suivants :

a) hydrocarbures paraffiniques (alcanes):

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 carboneetc.).

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

Des solides : (C_{17} et plus ; dans la température ambiante) : Ils font partie intégrante des paraffines et des cérésines.

b) Hydrocarbures naphéniques :

Ce sont des hydrocarbures cycliques saturés de formule brute C_nH_{2n} . Le pétrole à base naphénique est utilisé pour l'obtention des huiles car ils possèdent un grand indice de viscosité, mais aussi ce sont des bons composants des carburateurs à cause de leur grand pouvoir calorifique^[5].

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

c) Hydrocarbures aromatiques :

Ce sont des hydrocarbures cycliques non saturés de formule brute C_nH_n , le premier nombre de cette famille est le benzène. Le benzène est désiré dans les essences car il améliore son indice d'octane. Les hydrocarbures aromatiques à plus grande masse moléculaire se trouvent dans le kérosène et le gasoil et la majeure partie dans les huiles. Plus de ces trois principaux groupements il existe dans le pétrole :

d) Les composés sulfurés :

Pratiquement tous les pétroles contiennent des composés sulfurés et leurs teneurs varient largement d'un pétrole à un autre. Ils diminuent l'indice d'octane des essences et ils forment des gommes dans les essences, on les divise généralement en trois parties :

* Les composés sulfurés à base d'acide (H_2S : acide sulfurés, RSH mercaptans), ils peuvent se dissoudre dans l'eau et donner l'acide sulfurique H_2SO_4 (corrosif).

* Les sulfures et les polysulfures ($R-S-R'$ sulfures, $R-SS-R'$ polysulfures),

Avec l'augmentation de température il y a formation de H_2S et $R-SH$.

* Les composés sulfurés à grande masse moléculaire, se trouvent principalement dans les mazouts et les goudrons .

e) Les composés azotés :

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

f) Les composés oxygénés :

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

Les acides naphténiques forment un bon additif pour les huiles (qui augmente la détergence), et peuvent être aussi utilisés comme engrais ou comme aliments des poulets ^[5].

II.4. CLASSIFICATION DES PETROLES:

La classification est très importante car elle basée sur les méthodes de traitement de se pétrole. On distingue trois méthodes suivant :

II.4.1. Méthode industrielle:

Les pétroles sont répartis dans la pratique industrielle en : trois types selon leurs densité tels que :

Pétrole Léger avec $\rho_{15}^{15} < 0,828$;

Pétrole Moyne avec $0,828 < \rho_{15}^{15} < 0,884$;

Pétrole lourd avec $\rho_{15}^{15} > 0,885$;

II.4.2. Méthode chimique:

D'après les familles des hydrocarbures dans le pétrole brute ; on distingue :

Pétrole paraffinique : (USA).

Pétrole Naphténique : (république d'Azerbaïdjan).

Pétrole paraffino-Naphténique : (Algérie).

Pétrole Aromatique : (Indonésie).

II.4.3. Méthode technologique :

Cette classification basée sur la connaissance de la :

a)- Teneur en Soufre dans le pétrole brut et dans les fractions pétrolières:

Pétrole peu sulfureux si la teneur ne dépasse pas 0.5%.

Pétrole sulfureux si la teneur est comprise entre 0.5 -2 %.

Pétrole très sulfureux si sa teneur > 2 %.

b)- Teneur en fractions Claires " PF = 350 C° :

Teneur élevée en fraction à PF= 350 C° : > 45% (pétrole léger);

Teneur moyenne en fraction à PF= 350 C° : entre 30 et 45% (pétrole moyen);

Teneur faible en fraction à PF= 350 C° : < 30% (pétrole lourd) ;

c)- En fonction de La teneur en huiles de base ^[6]:

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

Tableau N° I-1: La teneur en huiles de base et leur qualité ^[6]

Groupe	Teneur en huile de base par rapport au pétrole	Teneur en huile de base par rapport au mazout	Sous groupe	Indice de viscosité
M₁	> 25	>45	I₁	< 85
M₂	15 -25	>45		
M₃	15 – 25	30 – 45		
M₄	< 30	< 30	I₂	40 - 85

d)- En fonction de La teneur des paraffines :

En fonction de la teneur en paraffines; En distingue trois espèces de pétrole :

P₁ – pétrole peu paraffinique < 1.5 %.

P₂ – pétrole paraffinique 1.5 – 6 % .

P₃ – pétrole très paraffinique > 6 % .

La méthode technologique est la plus complète et permet de choisir le schéma adéquat de traitement ^[6].

II.1) INTRODUCTION :

Le raffinage du pétrole est une industrie lourde qui transforme le pétrole brut, en produits énergétiques et non énergétiques cette transformation s'effectue dans les raffineries qui sont des usines à feux continus, automatisées et très complexes qui se diversifier selon la gamme des produits fabriqués et la qualité des pétroles bruts comparée aux exigences du marché ^[1].

II.2) LE RAFFINAGE EN ALGERIEN:

En Algérie, l'industrie de raffinage est née avec la découverte et la production du pétrole brut de Hassi Messaoud. La première unité fut construite sur les lieux même de la découverte qui a été orientée vers la satisfaction des besoins excessifs des sociétés opérantes dans le cadre de la recherche et l'exploitation de brut. Aussitôt l'indépendance acquise, l'Algérie s'est attachée à l'idée d'accéder au développement économique en avantageant la mise en place d'une industrie pétrolière par la transformation systématique de ses hydrocarbures. C'est ainsi que vont être réalisées diverses unités industrielles et des expansions de celles déjà en place en vue d'accroître les capacités de première transformation Dans le domaine de raffinage, l'Algérie possède cinq raffineries d'une totale capacité de production de $21.7.10^6$ t/an soit 45% environ de sa production en pétrole brut. A l'origine, ces raffineries étaient une partie intégrante dans SONATRACH. En 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en entreprise nationale de raffinage et distribution des produits pétroliers ERDP-NAFTAL en 1988, le raffinage est à son tour , séparé de l'activité distribution et érigé en entreprise nationale de raffinage de pétrole NAFTEC, en avril 1998 l'entreprise devient une filiale dont les actions détenues à 100% par le holding raffinage et chimie de SONATRACH avec un capital social de 12 milliards de DA dénommé société nationale de raffinage de pétrole NAFTEC.

- Améliorer la valeur de la société sur le marché national ^[7].
- Continuer à assurer la couverture des besoins en produits raffinés sur le plan quantitatif et qualitatif dont un programme de suppression du plomb des essences

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

- Intégration d'une unité isomérisation à partir de l'an 2009 pour la production de euro super 95 (teneur en aromatiques). Quant au gazole (gas-oil), une unité d'hydrodésulfuration (HDS) est nécessaire pour être au rendez-vous des nouvelles spécifications européennes ^[7].

I.2.1. Les Raffineries en Algérie:

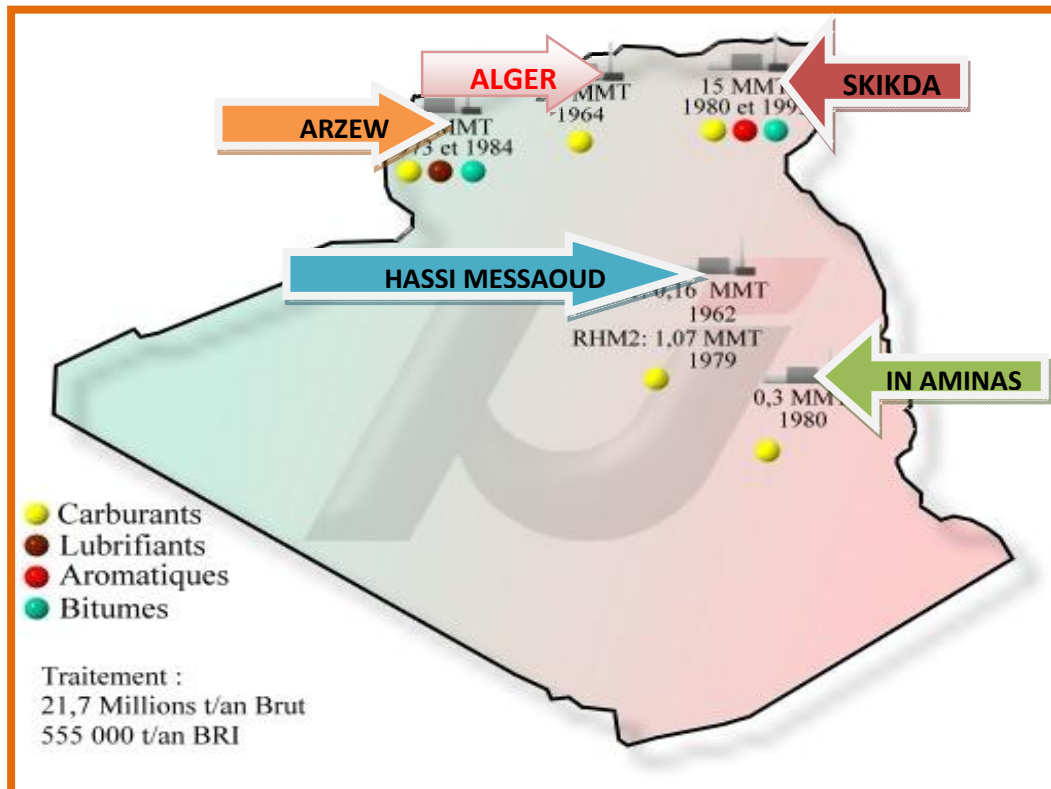


Figure II.01: Les Raffineries en Algérie^[8]

I.2.2. L'entreprise nationale NAFTEC:

L'entreprise nationale de raffinage du pétrole NAFTEC créée par décret 87-190 du 25 août 1987 a pour mission principale: " la production des G.P.L, carburants, solvants, aromatiques, lubrifiants, paraffines, bitumes et cela pour la satisfaction des besoins du marché national et à l'exportation" ^[8].

I.2.3. Les principaux objectifs de NAFTEC :

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

I.3.LA RAFFINERIE DE SKIKDA (RA1/K) :**I.3.1.Présentation de la Raffinerie de Skikda :**

Le complexe de raffinerie de pétrole de SKIKDA, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une capacité de traitement (15 millions t/an), ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an).

I.3.2.Situation :

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

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

Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'à le complexe de 760 Km^[8].

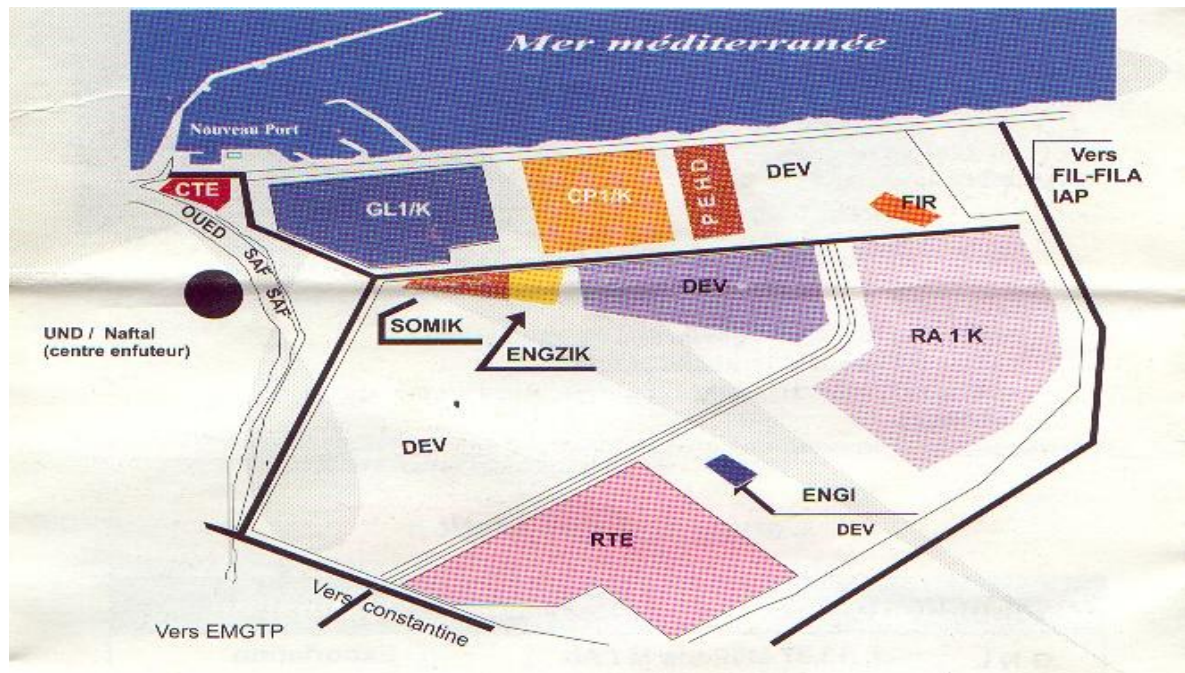


Figure II.02: situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle de Skikda^[8]

I.3.3. Construction

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

Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, et pris la fin de mars 1980, le démarrage progressif des unités de production est comme suit :

Tableau N° II-2: démarrage progressif des unités de production^[9]

Procédé	Capacité T/an	Date
Topping (U10)	7.500.000	1980
Topping (U11)	7.500.000	1980
Séparation GPL (U30)	306.500	1980
Séparation GPL (U31)	283.000	1980
Reforming catalytique (U-100)	1.165.000	1980
Extraction et fractionnement des aromatiques (U200)	285.000	1980
Cristallisation du para xylène (U400)	430.000	1980
Distillation sous vide et oxydation de bitume (U70)	277.000	1980
Reforming catalytique (U103)	1.165.000	1993
Séparation GPL (U104)	96.000	1993
Parc de stockage (U600)	2.700.000m3	1980 et 1993
Centrale thermoélectrique		1980 et 1993

I.3.4. Structure hiérarchique de la raffinerie :

La structure hiérarchique de la gestion de la raffinerie de Skikda prévoit à son sommet un Directeur de quel dépend cinq services, techniques de ligne.

I.4. Unité d'affectation " Topping U 11 "**Capacité de l'installation:**

La capacité représente le débit pouvant être traité qui est de 15.000.000 T/an: sans perte notable d'efficacité, sans engorgement, sans augmentation gênante de perte de charge.

III-1) INTRODUCTION

La distillation est un processus de séparation des mélanges liquide ou des solutions en leurs composants différents les uns des autres par leur température d'ébullition. Le procédé de distillation atmosphérique est à la base de traitement du brut. Le brut est formé d'une série des hydrocarbures avec des caractéristiques différentes, et pour pouvoir être utilisé de façon correcte, il doit être fractionné en groupes ayant des caractéristiques bien définies et plus homogènes. La distillation est le procédé qui permet le fractionnement du brut en se servant de la différence qui existe entre les points d'ébullition des différents groupes d'hydrocarbures. Les caractéristiques de ces groupes sont liées aux besoins spécifiques du marché pour les produits utilisables directement et ceux des unités de processus pour les produits destinés au traitement ultérieur. En pratique la séparation du pétrole brut est réalisée dans une colonne unique (atmosphérique ou sous vide) possédant des soutirages latéraux. La colonne de fractionnement est un appareillage cylindrique vertical muni des plateaux qui assurent le contact intime entre la phase liquide et la phase vapeur. La chaleur nécessaire pour la distillation est assurée par le four, qui est un équipement de transfert thermique qui produit l'énergie par la combustion d'un combustible gazeux ou liquide ou solide ^[10].

III-2) TYPES DE DISTILLATION AU LABORATOIRE :

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

2.1. Distillation Parfaite (TBP) :

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

Cette distillation est dite parfaite parce que le constituant le plus volatil passera le premier. Sa température de passage demeure constante et égale à sa

température d'ébullition puis brusquement apparaît le constituant suivant, dont la température de passage montera jusqu'à sa température d'ébullition qui d'ailleurs demeure constante jusqu'à son épuisement. Cette TBP présente une grande sélectivité en produits désirés.

La TBP sert à analyser des nouveaux gisements et évaluer la composition des produits extraits du pétrole brut et fixer le rendement de certaines fractions. Ces renseignements seront directement exploités par le raffineur ainsi ils permettent le dimensionnement des unités de raffinage ^[11].

2.2. Distillation Progressive Simple

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

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

La courbe de distillation obtenue est composée entre la température de bulle du mélange et la température d'ébullition du constituant le moins volatil.

Evidement, ce procédé ne représente aucun intérêt théorique puisqu'il ne permet d'isoler les deux constituants (A et B) dans le cas d'un mélange binaire.

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

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

Ces distillations ASTM sont utilisées pour fournir les spécifications distillatoires des produits pétroliers. Cela présente l'avantage d'être assez rapide alors que la distillation TBP (plus précise et plus représentative de la composition des produits) est très longue ^[12].

2.4. Distillation par la méthode de flash

Cette distillation est caractéristique de celle à l'échelle industrielle. La charge chauffée à une température donnée dans un four sous une pression P entre dans la

colonne, dans la zone d'expansion où elle subit une détente et se divise en deux phases liquides et vapeur.

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

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

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

OBRYADTCHICOV-SEMIDOVITCH.

NELSON-KHARVY.

METHODE D'EDMISTER.

METHODE DE MAXWELL.

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

III-3) DISTILLATION INDUSTRIELLE :

III-3-1) La distillation atmosphérique :

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

Les deux principaux procédés de séparation sont :

La distillation atmosphérique.

La distillation sous vide.

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

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

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

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

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

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

A partir de la colonne de distillation on obtient :

Un produit de tête (gaz non condensable, GPL, essence totale).

Trois coupes latérales (kérosène, gasoil léger, gasoil lourd).

Un résidu atmosphérique au fond.

Chacun des produits latéraux de la colonne principale a sa propre colonne de stripping ou sont éliminés les plus légers. Le stripping s'effectue à l'aide de la vapeur à basse pression, surchauffée pour le gasoil léger et lourd, et par rebouillage pour le kérosène ^[13].

III-3-1-1) Description de la colonne de distillation atmosphérique :

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

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

Zone d'alimentation ou zone de flash :

C'est la zone d'injection de la charge chauffée à une température de 350°C, où s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. Elle doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois contre l'érosion, pour ce là, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement. Il est compris entre le 5^{ème} et le 6^{ème} plateau ^[14].

Zone de rectification :

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

Elle permet d'obtenir des produits légers par le stripping et les soutirages allant du gaz jusqu'au gasoil lourd^[14].

Zone d'épuisement :

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

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

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

Stripping :

En général les produits soutirés soit du fond de la colonne, soit latéralement ne sont pas corrects en leur point initial, ce qui incite à effectuer une opération de correction pour ces soutirages, et afin de limiter la teneur en hydrocarbures légers, par l'injection de la vapeur d'eau surchauffée à 400°C et à basse pression.

Le stripping du kérosène et le solvant lourd qui nécessitent une absence totale d'eau se fait par rebouillage.

Soutirage :

Les soutirages latéraux, à partir de la partie inférieure de la colonne vers le haut ont pour fonction d'absorber une quantité de la chaleur soit : kérosène, gasoil léger, gasoil lourd.

Reflux :

Afin de contrôler la température dans les différentes parties de la colonne, on utilise les reflux suivants :

***Reflux de tête :** Il est injecté au sommet de la colonne, ce sont les vapeurs de tête à l'état liquide après une condensation à une température qui varie généralement entre 40 à 45 °C, ce qui permet de régler la température en tête de la colonne.

La quantité de reflux de tête varie de 2 à 4 fois plus grand que la quantité d'essence légère.

***Reflux chaud :** Il est injecté au fond de la colonne après son chauffage par le rebouilleur pour augmenter la température du résidu afin d'évaporer les constituants les plus volatils.

***Reflux circulant intermédiaire et reflux circulant intérieur :** Ils sont utilisés pour contrôler la température le long de la colonne au niveau des plateaux de soutirages latéraux. Il y a deux reflux :

- Une fraction entre le gasoil léger et le gasoil lourd.
- Une fraction entre le gasoil lourd et le résidu.

Avantages :

- Ils diminuent la quantité de vapeur au sommet de la colonne ce qui implique la diminution du diamètre de la colonne.
- L'augmentation de la capacité de la colonne à cause de la diminution de la quantité de vapeur.

Inconvénients :

- On prévoit des plateaux supplémentaires.
- Diminution de la quantité des soutirages latéraux encadrant ces reflux.

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

Tableau N° III-3: points initial et final des fractions pétrolières ^[15]

GPL	Naphta A	Naphta B	Naphta C	Kérosène	Gasoil léger	Gasoil lourd	Résidu
<28 (°C)	28 ÷ 65 (°C)	65 ÷150 (°C)	150 ÷180 (°C)	180 ÷225 (°C)	225 ÷360 (°C)	320 ÷380 (°C)	>380 (°C)

III-3-1-2) Variables opératoires et leur influence

a)Température de sortie du four:

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

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

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

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

b)Pression dans la colonne:

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

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

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

c)Température de tête de colonne :

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

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

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

d)Quantités des prélèvements :

Les quantités de chaque prélèvement déterminent le reflux interne de la colonne et influencent par conséquent aussi les intervalles d'ébullition des prélèvements.

On peut agir sur la quantité de prélèvement pour varier les caractéristiques des coupes (point final, densité,etc) de chaque produit. Si on veut par exemple, augmenter le point final d'un prélèvement, on augmente sa quantité prélevée de la colonne, les points finaux des produits au dessous augmenteront eux aussi et pour les ramener aux valeurs initiales, il faut diminuer le prélèvement immédiatement au dessous de celui qui est intéressé par la variation.

Evidemment on procède au contraire lorsqu'on veut une diminution du point final.

e) Injection de vapeur surchauffée dans le fond de la colonne :

L'injection de vapeur surchauffée provoque une diminution de la température d'ébullition des composants.

Par conséquent, elle vérifie l'élimination des fractions les plus légères du résidu, le point d'inflammabilité et la viscosité du produit se modifient.

f) Recirculation des pump arounds (reflux circulant intermédiaire) :

La fonction des pump arounds est de soustraire de la chaleur de la colonne de distillation en permettant ainsi la condensation des coupes latérales.

La chaleur soustraite est cédée au brut dans des échangeurs.

Puisque le pump around est prévu pour régler un certain équilibre de la charge liquide et de la vapeur le long de la colonne et encore pour assurer un certain échange thermique, il est évident que les quantités de recirculation doivent être les plus proches de celles de calcul.

III-3-1-3) Types d'installations de distillation du pétrole :

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

La nature du pétrole brut à traiter.

Les produits à obtenir.

a) Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne:

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

Avantages :

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

Inconvénients :

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

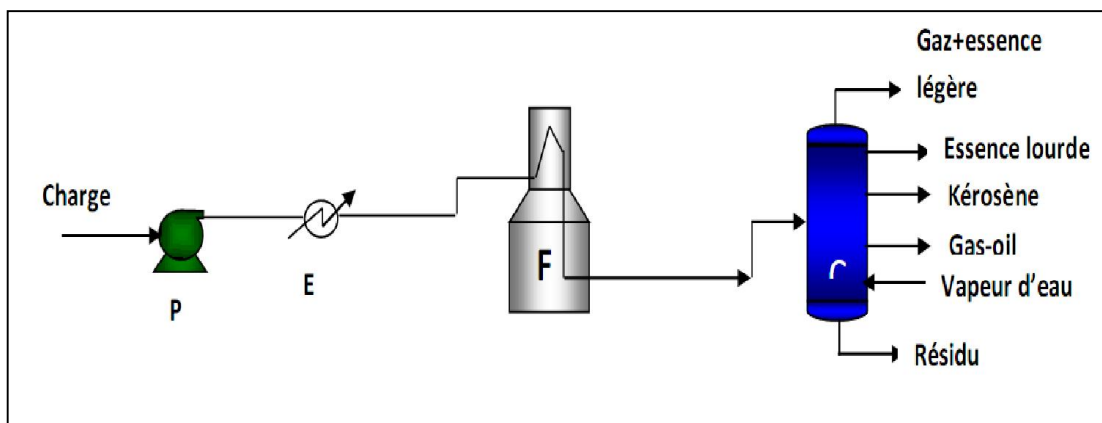


Figure III.01: schéma de distillation atmosphérique dans une seule colonne^[16]

b) Unité de distillation atmosphérique du pétrole avec prédistillation:

Ce type de schéma permet de traiter un pétrole brut non stabilisé et sulfureux (Figure III- 3).

Avantages :

- Le schéma est simple et permet de traiter des différents pétroles avec une bonne qualité de fractionnement.

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

Inconvénients :

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

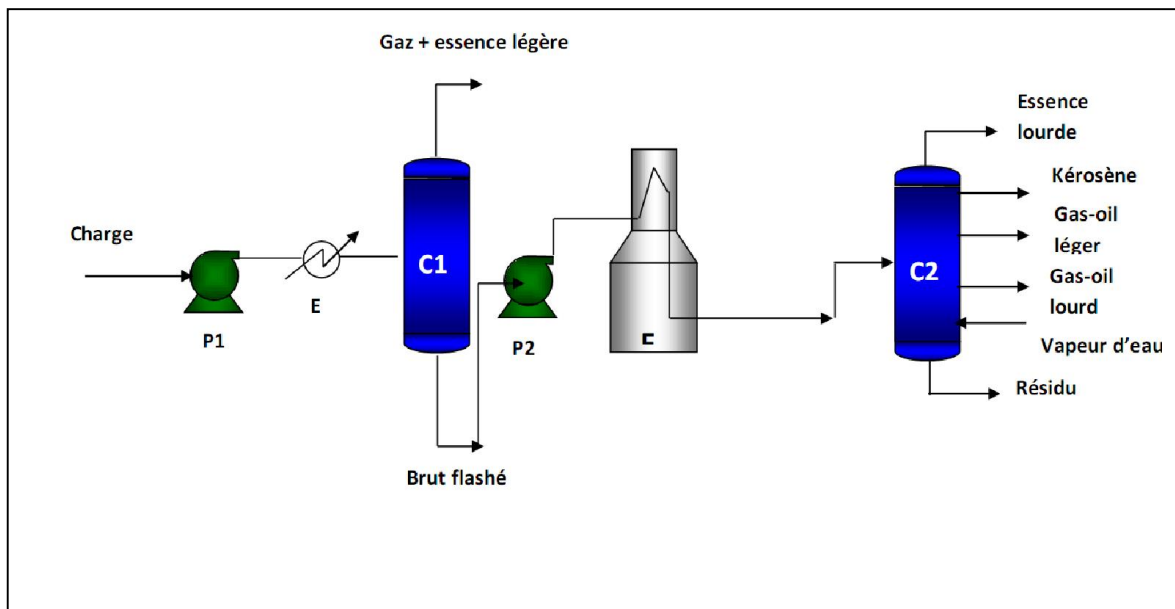


Figure III .02: schéma de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation^[16]

c) Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash

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

Avantages :

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

Inconvénients :

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

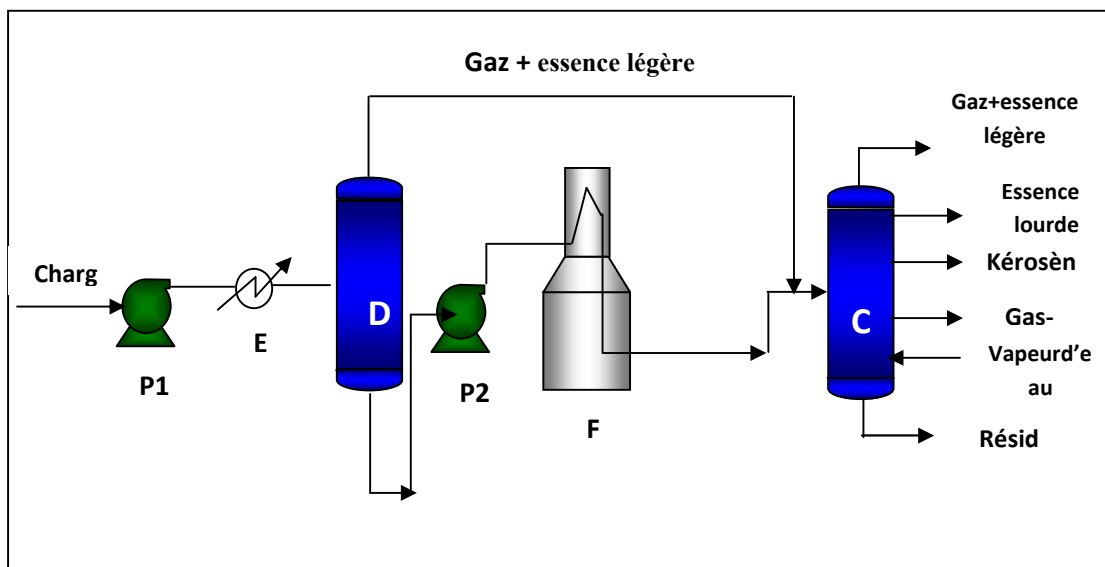


Figure III.03: Schéma de distillation atmosphérique avec(ballon de flash)^[16]

III-3-2) Distillation sous vide

La distillation sous vide est réservée au fractionnement des produits contenant des hydrocarbures lourds dont les températures d'ébullition normales seraient supérieures au seuil de craquage, où à la redistillation des produits nobles qu'un

nouveau chauffage risquerait d'altérer. On trouve ainsi en raffinerie le fractionnement sous vide du brut réduit atmosphérique, pour obtenir des coupes lubrifiantes de base, la redistillation des huiles après traitement au solvant, la redistillation des essences spéciales et la préparation de charge des unités de craquage pour sortir un gasoil sous vide à partir du résidu atmosphérique ^[8].

IV.1. Unité d'affectation :

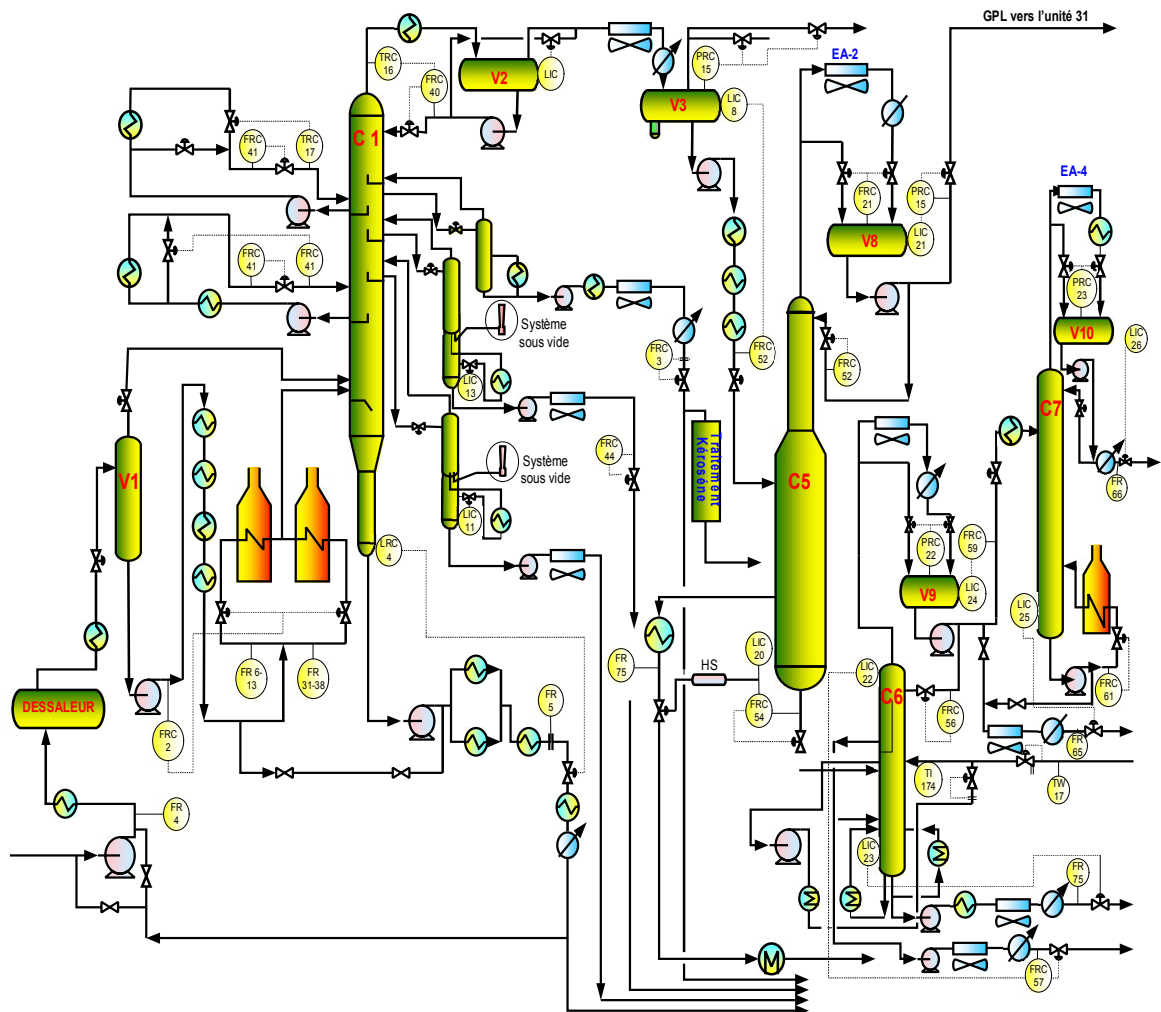


Figure IV.01: Schéma actuel de l'Unité de distillation atmosphérique U-11.

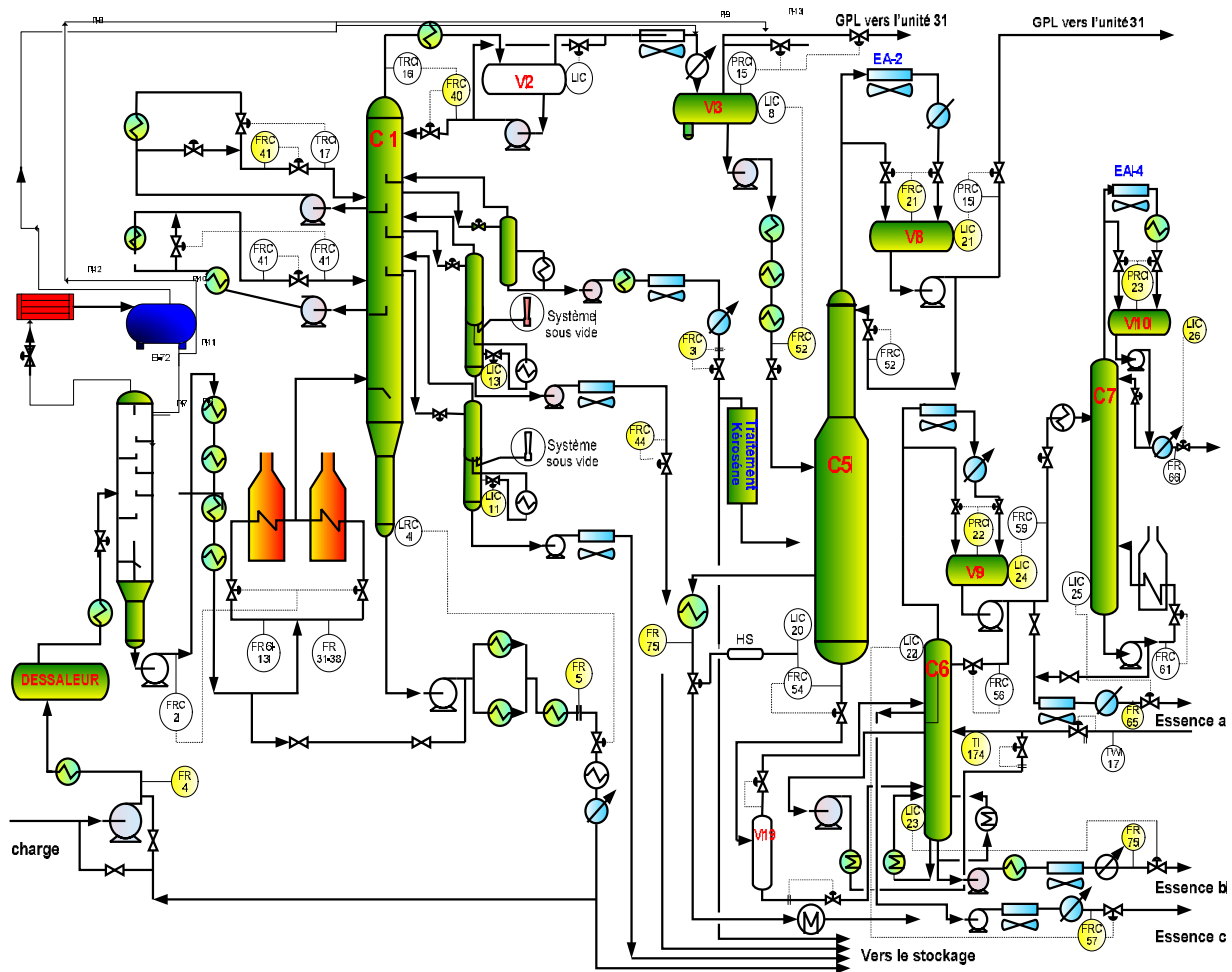


Figure IV.02: Schéma de modification de l'Unité de distillation atmosphérique U-11.

Fonction de l'Unité de distillation atmosphérique U-11

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

Unité de brut est séparée en fractions ou coupes :

- *Gaz(C1àC4)ou les légers prédominent
- *Essences légères (C5-C8) ou les lourds
- *Naphtha (80-180°ASTM)
- * Kerosene (180 - 260°C° ASTM)
- *Gas-oil (260 - 360°C ASTM)
- * Résidu atmosphérique ou brut réduit (>360°C)^[15]

Description du procédé de distillation

La séparation est généralement obtenue dans une colonne unique fonctionnant sous une pression de 1 à 3 bars relatifs, le plus souvent à la pression la plus basse possible les soutirages de produit sont effectués latéralement par l'intermédiaire de strippers qui sont dotés de rebouilleurs classiques pour les produits secs et plus généralement, strippées à la vapeur d'eau ; les fractions légères revaporisées sont renvoyées à la colonne principale au-dessus du soutirage liquide alimentant le stripper. La colonne principale est, en plus des soutirages latéraux, munie de un à trois reflux Circulants permettant de récupérer la chaleur à des niveaux thermiques intéressants d'une part et mieux contrôler la colonne d'autre part.

La condensation de tête est totale ou partielle suivant la température du fluide de Réfrigération et la nature du brut. La colonne principale, haute d'une cinquantaine de mètres, est équipée le plus souvent de 30 à 50 plateaux conventionnels à clapets et les strippers latéraux de 4 à 10 plateaux du même.

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

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

Le brut dessalé est ensuite chauffé dans un second train d'échangeurs, puis dans un four, jusqu'à une température d'environ 330 à 390°C, pour alimenter la colonne principale à l'état partiellement vaporisé^[16].

Exploitant les différences de volatilité des constituants d'un mélange, la distillation permet la séparation ou le fractionnement de ces constituants en fonction de leurs températures d'ébullitions. La simplicité du procédé en fait une opération de base dans les processus d'élaboration des produits chimiques et pétroliers, c'est ainsi qu'en raffinerie, aussi bien que dans les complexes pétrochimiques, les colonnes de distillation sont largement représentées, soit au stade de la préparation de la charge avant réaction, soit au stade du fractionnement après réaction.

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

Comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange de matière entre éléments volatils et lourds par vaporisation du liquide et condensation des vapeurs, ainsi tout au long de la colonne, les vapeurs vont perdre leurs composés lourds pour arriver en tête colonne à un produit très riche en éléments très volatils et le liquide va perdre ses composés les plus volatils pour arriver en fond de colonne, après rebouillage, à une composition très riche en éléments lourds. Parallèlement se produit aussi un échange thermique entre la vapeur chaude qui monte et le liquide plus froid qui descend ; tout au long de colonne, la vapeur va perdre ses calories pour réchauffer le liquide à l'inverse du liquide qui va gagner des calories en descendant pour refroidir la vapeur.

La répartition des constituants entre les deux phases se traduit entre la tête et le fond de la colonne par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration. La température est plus élevée au fond de la colonne (arrivée de la charge chaude et rebouillage) et plus basse en tête (arrivée du liquide plus froid du reflux de tête) Entre ces deux extrémités, les températures s'échelonnent de plateau en plateau ; chacun d'eux à sa propre température de fonctionnement (équilibre liq – vap) qui est toujours supérieure à la température du plateau du dessus et inférieure à la température du plateau d'en dessous. La plus part des colonnes de distillation utilisées dans l'industrie du pétrole et de la pétrochimie fonctionnent en continu, elles sont alimentées en permanence par une charge dont la composition, le débit et la température sont constants, elles produisent en tête un distillat et au fond un résidu dont la composition, le débit et la température sont également constant^[16].

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.

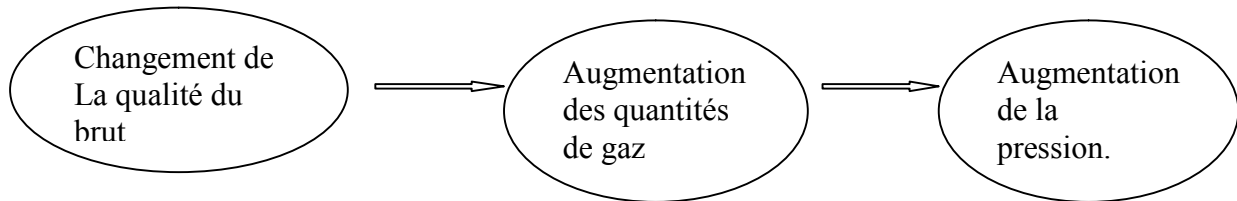


Figure IV.03: Résumé les problèmes.

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

IV.2.Partie calcul

IV.2.1. Caractéristique générales du brut et de la fraction pétrolière

(Voir tableau 1 a tableau 7 de l'annexe1)

IV.2.2. 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 :

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

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

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

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

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

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

C) Traces les courbes de flash sous diverse pression :

La TBP sur laquelle nous effectuons les corrélations précédentes pour obtenir les courbes de flash est toujours une courbe obtenue à une atmosphère.

Or il est nécessaire de connaître la courbe de flash sous une autre pression. PIROOMON et BEISWENGER ont fait les constations 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'1atm à la pression donnée. La température trouvée est reportés sur la ligne verticale et de là on trace la ligne parallèle à la CF tracée a 1atm. 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 1atm pour chaque coupe (voir les figure 6 a 13de l'annexe2)

Tableau. IV.01 :Représentation des résultats de calcul.

Produits	$t_{10\%}^{TBP}$	$t_{70\%}^{TBP}$	$t_{50\%}^{TBP}$	tg_{α}^{TBP}	$t_{50\%}^{CF}$	tg_{α}^{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

IV.2.3. Calcul de la colonne de pré distillation :

IV.2.3.1. La capacité de l'unité :

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

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

IV.2.3.2. Bilan matière de la colonne de pré-distillation

Tableau VI.02: Bilan matière de la colonne de pré-distillation

Produits	Rendement massique (%)	Débit (kg /h)
<u>Entrée :</u>		
Pétrole brut	100	1088588,58
<u>Sortie :</u>		
Gaz	5,17	56280.03
Essence légère	10,82	117785.28
Brut flashé	84,01	914523.27
Total	100	1088588,58

IV.2.3.3. 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 essence légère et en gaz ainsi que la composition chimique des gaz dissous dans le pétrole vu qu'ils ont une haute tension de vapeur.

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

Généralement, la pression dans le ballon de reflux est pratiquement inférieure de 0,3-0.6atm de 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 : $P_b = P_s - (0,3 \div 0,6) atm$

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

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

La répartition des plateaux dans la colonne est la suivante :

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

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

*La pression au sommet de la colonne sera :

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

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

Dons : $P_s = 2,8 + \frac{22 \times 6}{760} = 2,97 \text{ atm}$

$P_s = 2,97 \text{ atm}$

*La pression au fond de la colonne sera :

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

Dons: $P_f = 2,8 - \frac{6 \times 6}{760} = 2,75 \text{ atm}$

$P_f = 2,75 \text{ atm}$

IV.2.3.4. 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)

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

Avec :

η : Rendement

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

Pour cela, à partir du point e_η , 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 **$T_{ZF} = 200$ °C**. (Voir figure 6, de l'annexe 2).

$T_{ZF} = 200$ °C

Maintenant on doit préciser le taux de vaporisation molaire pour les mêmes conditions $T_{ZF} = 200^{\circ}\text{C}$ et $P_{ZF} = 2.8\text{atm}$ par la méthode d'approximation successive. (Voir Tableau 11, de l'annexe I).

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

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

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

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

❖ 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 :

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

Les résultats sont illustrés sur le: (voir Tableau 11, de l'annexe I).

IV.2.3.5. 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 :

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

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

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

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

$$k_{oup} = \frac{\sqrt[3]{tm(R)}}{Spgr \ 60/60} \text{ ou } k_{oup} = \frac{1,216 \sqrt[3]{tm(k)}}{d_{15}} \dots \dots \dots (\text{IV.14})$$

Tableau. IV.03: les valeurs des constantes a, b, c.

K_{uop}	10	10.5	11	11.5	12
A	56	57	59	63	69
B	0.23	0.24	0.24	0.225	0.18
C	0.0008	0.0009	0.0010	0.00115	0.0014

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

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

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

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

$$K_{\text{kérosène}} = 11.72$$

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

$$K_{\text{gasoil-léger}} = 11.11$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

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

- La masse moléculaire du brut flashé est égale:

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

$$M_{\text{brut flashé}} = \frac{1}{\frac{0.0602}{136} + \frac{0.1521}{158.21} + \frac{0.4227}{141.42} + \frac{0.1148}{197.46} + \frac{0.3573}{352.39}}$$

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

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

$$\frac{1}{M_{\text{gaz}}} = \frac{X_{c2}}{M_{c2}} + \frac{X_{c3}}{M_{c3}} + \frac{X_{ic4}}{M_{ic3}} + \frac{X_{nc4}}{M_{nc4}} \dots \dots \dots (IV.17)$$

$$\frac{1}{M_{\text{gaz}}} = \frac{0.0897}{30} + \frac{0.1980}{44} + \frac{0.1571}{58} + \frac{0.5384}{58}$$

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

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

$$\frac{1}{M_{\text{vapeur de tête}}} = \frac{X_{\text{gas}}}{M_{\text{gaz}}} + \frac{X_{\text{ess-légère}}}{M_{\text{ess-légère}}} = \frac{0.16}{51.33} + \frac{0.1082}{141.42} \dots \dots \dots (IV18)$$

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

Tableau. IV.04 : Les densités et masses moléculaires des fractions

Fractions	ρ_{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

VI.2.3.6. 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 (figure8 annexe 2) on a trouvé la température au sommet de la colonne égale **79 °C**

IV.2.3.7. Température au fond de la colonne :

Pratiquement la température au fond de la colonne est supérieureà celle d'entrée de **20-60°C** donc :

$$t_{\text{fond}} = t_{\text{entrée}} + (20-60) = 200 + 40 = 240^{\circ}\text{C} \dots\dots\dots (\text{IV.19})$$

IV.2.3.8. Reflux:**IV.2.3.8.1. 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.

$$G_{r,f} = (2 \div 4) \times G_{\text{ess.légère}} = 2 \times 117785,28 = 235570,56 \text{ kg / h } \dots\dots (\text{IV.20})$$

IV.2.3.8.2. Quantité de reflux chaud au fond de la colonne :

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

IV.2.3.9. 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 détermine a l'aide de la formule suivant :

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

e' : taux de vaporisation molaire.

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

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

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

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

$$G_{\text{liq}} = 800112.606 \text{ kg/h kg/h}$$

- Masse volumique de la phase liquide.

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

$$\frac{1}{0.8025} = \frac{0.265}{0.6745} + \frac{(1-0.625)}{\rho_l^{15}} \dots \dots \dots (IV.24)$$

$$\rho_l^{15} = 0,860 g/m^3$$

IV.2.3.9.1. 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 :

$$q_i = C_p \cdot t \dots \dots \dots (IV.25)$$

C_p : chaleur spécifique de constituant déterminée graphiquement (voir annexe 2.figure 4)

Donc l'enthalpie des gaz : $q^{79^\circ C}_{gaz} = \sum q_i y_i \dots \dots \dots (IV.26)$

Le résultat est représenté sur le tableau suivant :

Tableau .IV.05 : Le résultat de calcul Enthalpie des gaz à 79 °C.

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

L'enthalpie des gaz a 79C°est égale : $q^{79^\circ C}_{gaz} = 53.927 \text{ Kcal/kg}$

IV.2.3.9.2. Enthalpies des fractions pétrolières:

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

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

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

(Le tableau.13 annexe1) donne les valeurs de α en fraction de la température.

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

$$q^v_t = (50.2 + 0.109t + 0.00014t^2)(4 - p^{15}_{15}) - 73,8 \quad \text{en (kcal/kg)} \dots\dots\dots(\text{IV.28})$$

Ou : l'expression : $(50.2 + 0.109t + 0.00014t^2) = \beta$

(Le tableau14 annexe1) donne les valeurs de β en fonction de la température.

IV.2.3.9.3. Bilan thermique de la colonne de pré-distillation: (Tableau 9 annexe1)

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 :

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

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

$$G_j [q_e^L (1 - e_j) + q_e^v e_j] - G_j q_s^L = 41.85 \cdot 10^6 \dots\dots\dots(\text{IV.29})$$

$$G_j = \frac{41.85 \cdot 10^6}{[q_e^L (1 - e_j) + q_e^v e_j] - q_s^L}$$

q_e^L, q_e^v, q_s^L : sont les enthalpies du courant, qui sont déterminées en fonction des température d'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 1atm et la pression de fond de la colonne de pré-distillation ($p_f = 2.84 \text{ atm}$).

- On choisit la température $t=340\text{C}^0$. 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 $p_j^L(\text{BF})$ et $p_j^v(\text{BF})$ 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 :

$$\frac{1}{P_{(\text{BF})}} = \frac{e_{j(\text{BF})}}{P_{j(\text{BF})}^v} + \frac{(1 - e_{j(\text{BF})})}{P_{j(\text{BF})}^L} \dots\dots\dots(\text{IV.30})$$

Telle que :

$$P_{j(\text{BF})}^L = 0,904$$

Alors :

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

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

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

On trouve :

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

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

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

Dans ce cas, le débit du courant chaud sera :

$$G_J = \frac{41.85 \times 10^6}{(198 \times 0.42 + 259 \times 0.58) - 127}$$

$$G_J = 393401.01 \text{ kg/h}$$

Remarque: tous les résultats trouvés sont résumés sur le (tableau9 annexe1)

IV.2.3.10. Dimensionnement de la colonne de pré-distillation:

IV.2.3.10.1. Diamètre de la colonne:

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

En général, on 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 :

$$G_{rf} = \frac{G_{rch}(q_v^{ts} - q_v^{Tf})}{q_v^{ts} - q_L^{ts}} \dots\dots\dots (IV.31)$$

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

$$q_v^{79^\circ C} = 127 \text{ kcal/kg.}$$

$$q_L^{79^\circ C} = 42,50 \text{ kcal/kg.}$$

$$G_{rf} = \frac{235570,56 (127-40)}{127-42,5}$$

$$G_{rf} = 242540,10 \text{ kg/h}$$

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

Cette quantité est égale à celle de la fraction $P_1=65^\circ C$ (essence) de reflux chaud et de gaz.

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

$$G_v = 117785.28 + 235570.56 + 56280.03$$

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

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

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

$$V_v = 22,4(1549.80 + 1409.92 + 1095.79) \frac{273+79}{273 \times 2.97 \times 3600}$$

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

c) Masse volumique du liquide et vapeur au sommet en (kg/m³) a $t_s = 79^\circ\text{C}$

$$\rho_{L}^{79^\circ\text{C}} = \rho_{\text{ess}}^{15} - \alpha(t_{\text{sommet}} - 15)$$

$$\rho_{L}^{79^\circ\text{C}} = 0.6715 - 0.0009 (79 - 15)$$

$$\rho_{L}^{79^\circ\text{C}} = 0.6139 \text{ g/cm}^3 = 613.9 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_v^{79^\circ\text{C}} = \frac{Gv}{3600 \cdot 10.95}$$

$$\rho_v^{79^\circ\text{C}} = \frac{197623.39}{3600 \cdot 10.95}$$

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

d) Vitesse linéaire maximale des vapeurs :

$$W_{\text{max}} = 8,47 \cdot 10^{-5} C_{\text{max}} \sqrt{\frac{\rho_L^{79^\circ\text{C}} - \rho_v^{79^\circ\text{C}}}{\rho_v^{79^\circ\text{C}}}} \dots\dots\dots (\text{IV.32})$$

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

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

Tableau .IV.06: En fonction du type de plateau, K_1 prend les valeurs suivantes.

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

Pour la colonne fonctionnée a la pression atmosphérique et sous haut pression ($siH \geq 350\text{mm}$) alors : $k_2=1$.

$C_2=5$ pour les plateaux a jet et, $C_2= 4$ pour les autres plateaux. On détermine le coefficient λ

de la formule suivant :

$$\lambda = \frac{0,655 L_p}{p} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{v_v \cdot 3600}} \sqrt{\frac{\rho_L^{790C} - \rho_v^{790C}}{\rho_v^{790C}}} \dots\dots\dots (IV.33)$$

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

Alors : $k_1=1.15$, $C_2=4$, nombre de passe $P=2$.

Si $H= 600\text{mm}$ (distance entre les plateaux), $C_1= 765$.(voir annexe2,figure3)

$$L_p = \frac{G_{if}}{\rho_L^{790C}} \dots\dots\dots (IV.34)$$

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

$$L_p = 383.72 \text{ m}^3/\text{h}$$

Donc: $\lambda = \frac{0.655 \times 383,72}{2} \sqrt{\frac{1.15 \times 765}{10,95 \times 3600}} \sqrt{\frac{613,9 - 5,01}{5,01}}$

$$\lambda = 61.88$$

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

$$C_{\max} = 772.23$$

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \times 772,23 \sqrt{\frac{613,9 - 5,01}{5,01}}$$

$$W_{\max} = 0,72$$

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

$$D_n = \sqrt{\frac{4 \times v_v}{\pi \times W_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \times 10,95}{3,14 \times 0,72}} \dots\dots\dots (IV.35)$$

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

$$D_n = 4,3 \text{ m}$$

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 :

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

$$W_r = \frac{4 \times 10,95}{3,14 \times (4,3)^2}$$

$$W_r = 0,75 \text{ m/s}$$

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

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

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

$$b = 0,7 \times D_n \times P = 0,7 \times 4,3 \times 2 \dots\dots\dots (IV.38)$$

$$b = 6,02 \text{ m}$$

Ou : $(0,7 \times D_n) =$ longueur du déversoir.

Alors : $L_v = \frac{383,72}{6,02}$

$$L_v = 63,74 \text{ m}^3/\text{m h}$$

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

Dans notre cas $L_v^{\text{adm}} = 63,74 \text{ m}^3/\text{m h}$, ce qui rend acceptable la valeur trouvée.

- La hauteur du liquide dépend du déversoir :

Elle est déterminée par la formule de FRANCIS :

$$h = \sqrt[3]{\frac{L_p}{6400 \times b}} \dots\dots\dots (IV.39)$$

$$h = \sqrt[3]{\frac{383,72}{6400 \times 6,02}}$$

$$h = 0,099 \text{ m}$$

La hauteur du liquide débordant du déversoir admissible:

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

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

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

IV.2.3.10.2. Hauteur de la colonne:

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

Tableau .IV.07: 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 _p (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 :

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

D'où :

H₁ : espace libre situé en tête de la colonne jusqu'au premier plateau de rectification

H₂ : hauteur de la zone de rectification

H₃ : hauteur de la zone d'alimentation

H₄ : hauteur de la zone d'épuisement

H₅ : hauteur correspondant au niveau liquide au fond de la colonne jusqu'au dériver plateau, elle prise entre : **1-2 m**, soit $H_5 = 2\text{m}$.

$$H_1 = \frac{D_n}{2} = \frac{4,3}{2} = 2,15\text{m} \dots \dots \dots \text{(IV.41)}$$

$$H_2 = H_p (n_r - 1) = 0,6 (22 - 1) = 12,6\text{m} \dots \dots \dots \text{(IV.42)}$$

$$H_3 = 3H_p = 3(0,6) = 1,8\text{m} \dots \dots \dots \text{(IV.43)}$$

$$H_4 = H_p (n_e - 1) = 0,6 (6 - 1) = 3\text{m} \dots \dots \dots \text{(IV.44)}$$

H₆: 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 $\tau = 2-6 \text{ mm}$
- Pour les colonnes atmosphérique $\tau = 6-15 \text{ mm}$

Donc la hauteur H_6 est déterminée selon la formule suivant :

$$H_6 = \frac{G_f}{\rho_f'} \times \frac{\tau}{60 \times F} \dots \dots \dots (IV.45)$$

$$F = \frac{3,14}{4} \times D_n^2 \dots \dots \dots (IV.46).$$

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

$$F = 14,51 \text{ m}^2$$

Pour notre cas:

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

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

$$G_{rch} = 914523,27 + 235570,56$$

$$G_{rch} = 1150093,83 \text{ kg/h}$$

Calculons maintenant ρ_f^t du produit de fond a 240°C , d'après la formule :

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

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

$$\rho_f^{240^\circ\text{C}} = 0,6045 \text{ g/cm}^3 = 604,65 \text{ kg/m}^3$$

Donc :

$$H_6 = \frac{1150093,83}{604,65} \times \frac{2}{60 \times 14,51}$$

$$H_6 = 4,37 \text{ m}$$

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

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

$$H_T = 2,15 + 12,6 + 1,8 + 3 + 2 + 4,37 + 4$$

$$H_T = 29,92 \text{ m}$$

IV.2.4. Calcul de la colonne de distillation atmosphérique

IV.2.4.1. Bilan matière de la colonne de distillation atmosphérique:

Tableau .VI.08: Bilan matière de la colonne de distillation atmosphérique

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

IV.2.4.2. Conditions opératoires de la colonne de distillation atmosphérique :

Tracés des courbes TBP et des courbes de flash sous une pression atmosphérique pour le brut flashé et les fractions obtenues (voir **figure 10** à **figure 14**, de l'annexe II).

IV.2.4.2.1. Pression dans la zone de flash :

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

IV.2.4.2.2. 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.

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

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

$$N_1 = \frac{Z_1}{18} = \frac{1426,65}{18} = 79,25 \text{ kmol/h}$$

IV.2.4.2.3. Débit de vapeur d'eau au fond des strippers :

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

- Stripper du gasoil Léger :

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

$$Z_2 = 268,32 \text{ kg/h}$$

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

- Stripper du gas-oil lourd :

$$Z_3 = (0,01 - 0,03) \times G_{\text{gasoil.lourd}}$$

$$Z_3 = 0,02 \times 8047,80 = 160,95 \text{ kg/h}$$

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

IV.2.4.2.4. Pression partielle des hydrocarbures dans la zone de flash :

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

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

$$N_v = \frac{16370}{101,81} + \frac{6548}{136} + \frac{15565,18}{158,77} + \frac{13416,05}{141,42} + \frac{8047,80}{197,46}$$

$$N_v = 442,596 \text{ kmol/h}$$

$$p_{hzf} = 2 \times \frac{442,59}{(442,59) \times (65,70)}$$

$$P_{hzf} = 1,7 \text{ atm}$$

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

(voir **figure 14** , de l'**annexe II**)

IV.2.4.2.5. Température dans la zone de flash :

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

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

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

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

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

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

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

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

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 $T_{ZF} = 348 \text{ °C}$. (voir **figure 14** , de l'**annexe II**).

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:

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

$$e = 0,785 \times \frac{154,63}{167,08} \quad \boxed{e = 0.726}$$

IV.2.4.2.6. Température au sommet de la colonne de distillation atmosphérique

a)- Quantité de reflux froid :

La quantité de reflux froid

$$G_{rf} = (3 - 1,5) \times G_{ess.moy} \dots\dots\dots (IV.54)$$

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

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

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

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

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

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

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

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

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

$$N_{r.f} = \frac{G_{r.f}}{M_{ess.moy}} = \frac{24555}{101,81}$$

$$N_{r.f} = 241,1 \text{ kmol/h}$$

$$N_{esslourd} = \frac{G_{esslourd}}{M_{esslourd}} = \frac{6548}{136}$$

$$N_{ess.lourd} = 48,14 \text{ kmol/h}$$

$$P_{p.ess.moy} = \frac{1,63(48,14 + 241,1)}{48,14 + 241,1 + 103,1}$$

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

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. (voir **figure10**, de l'**annexe II**).

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.

IV.2.4.2.7. Température au fond de la colonne :

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

- Masse volumique de la phase vapeur :

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

$$\frac{1}{\rho_{B.F}^{15}} = \frac{e}{\rho_v^{15}} + \frac{1-e}{\rho_L^{15}} \quad \dots\dots\dots(IV.57)$$

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

$$\frac{1}{0,8025} = \frac{0,706}{\rho_v^{15}} + \frac{1-0,726}{0,9248}$$

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

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

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

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

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.

IV.2.4.2.8. Pression au fond de la colonne :

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

Où :

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

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

$$P_{fond} = 2 + \frac{5 \times 6}{760}$$

$$P_{fond} = 1,96 \text{ atm}$$

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

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

$$G_V = G_{brutflashé} \times e$$

$$G_V = 91452,32 \times 0,726 = 66394,38 \text{ kg / h}$$

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

$$G_L = 91452,32 \times (1 - 0,726) = 25057,93 \text{ kg / h}$$

IV.2.4.3.1. Température des soutirages:

a) Température de soutirage du kérosène :

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

$$P_{P.K} = \frac{P_{T.S} (N_K + N_{r.iK})}{N_K + N_{r.iK} + N_{incond}} \dots\dots\dots(IV.58)$$

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

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

$$P_{T.S} = 1,68 \text{ atm}$$

$$N_K = 91,91 \text{ Kmol / h}$$

Avec :

$$G_{Rik} = (0,7 - 2,2) (G_{essmoy} + G_{ess lourde} + G_{kérosène})$$

$$G_{Rik} = 0,7 \times (16370 + 6548 + 1556,18) = 26938,22 \text{ Kg / h}$$

$$N_{Rik} = 169,60$$

C'est-à-dire :

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

$$N_{incond} = N_{ess.moy} + N_{ess.lourd} + N_t = 160,78 + 48,14 + 103,1$$

$$N_{incond} = 312,02 \text{ Kmol / h}$$

$$P_{p.k} = \frac{1,68(91,91 + 169,60)}{91,91 + 169,60 + 312,02}$$

$$P_{PK} = 0,76 \text{ atm}$$

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: $T_{S,K} = 186^\circ\text{C}$. (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 :

$$P_{P.Go.léger} = \frac{P_{T.S}(N_{G.o.léger} + N_{ri.Go.léger})}{N_{Go.léger} + N_{ri.Go.léger} + N_{incond}} \dots\dots\dots (IV.59)$$

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

Avec:

$$N_{Go.léger} = 60,60$$

$$G_{ir.Go.léger} = (0,2 \div 0,8) (G_{essmoy} + G_{ess.lourd} + G_{kérosène} + G_{Go.léger}) \dots\dots (IV.60)$$

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

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

C'est-à-dire :

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

$$N_{ricoleg} = 164,11$$

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

$$N_{incond} = 160,78 + 48,14 + 98,03 + 94,86 + 40,75.$$

$$N_{incond} = 442,56 \text{ kmol/h.}$$

$$P_{P.Go.léger} = \frac{1,96(98,03 + 164,11)}{98,03 + 164,11 + 442,56} \quad P_{P.Go.léger} = 0,72 \text{ atm}$$

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 :

$T_{S Go.léger} = 270 \text{ }^{\circ}\text{C.}$ (voir **figure 12**, de l'annexe II).

c) Température de soutirage du gasoil lourd :

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

$$P_{P.Go.lourd} = \frac{P_{T.S}(N_{G.o.lourd} + N_{ri.Go.lourd})}{N_{Go.lourd} + N_{ri.Go.lourd} + N_{incond}} \dots\dots\dots (IV.61)$$

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

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

Avec :

$$N_{Go.lourd} = \frac{G_{Go.lourd}}{M_{Go.lourd}} = \frac{8047,8}{197,46} = 40,75 \text{ kmol / h}$$

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

$$G_{ir.Go.lourd} = (0,032) (169344,48 + 67737,79 + 161019,16 + 139638,24 + 83253,15)$$

C'est-à-dire :

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

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

$$N_{incond} = 160,78 + 48,14 + 98,03 + 94,86 + 40,75$$

$$\boxed{N_{incond} = 442,56 \text{ Kmol / h}}$$

$$P_{P.Go.lourd} = \frac{1,92 (40,75 + 9,37)}{40,75 + 9,37 + 442,56}$$

$$\boxed{P_{P.Go.lourd} = 0,19 \text{ atm}}$$

Donc :

Le point initial de la courbe du flash du gasoil lourd, tracée à la pression $p = 0,19 \text{ atm}$, donc ;
 $T_{S.Go.lourd} = 320 \text{ }^{\circ}\text{C}$. (voir figure 13 ,de l' annexe II).

IV.2.4.3.2. Bilan thermique de la colonne atmosphérique:

(voir Tableau 10, de l'annexe I).

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

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

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

IV.2.4.3.3. Quantité de reflux circulant intermédiaire :

Ce reflux est soutiré au niveau du 34^{ème} plateaux, la composition de celui-ci étant approximativement égale à celle de l'essence lourde.

a) Température de soutirage de reflux :

Cette température est donnée par la formule suivante :

$$t_{S.reflux} = t_{kerosene} - N \times t_{chut} \dots\dots\dots (IV.62)$$

Où :

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

N = 10 plateaux.

a) Chute de température sur un plateau :

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

Où :

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

$$\Delta t = t_{kerosene} - t_{ess\ lourd} = 186 - 169 = 17\text{ }^{\circ}\text{C}.$$

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

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

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

La quantité de reflux circulant intermédiaire est :

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

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.

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

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

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

$$G_{r.int} = 1498 \times 10^6\text{ } Kg/h.$$

IV.2.4.3.4. Quantité de reflux circulant intérieur:

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

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

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

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

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

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

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

IV.2.4.4. Calcul le diamètre de la colonne atmosphérique:

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

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

IV.2.4.4.1. Détermination du diamètre de la section comprise entre le 7^{ème} et le 8^{ème} plateaux

a) Quantité de vapeur dans cette section :

Elle est maximale dans la section comprise entre 7^{ème} plateau du soutirage du gas-oil lourd n°: 11.

$$N_v = \frac{G_{v.i}}{M_{v.i}} = \frac{G_{ess.moy}}{M_{ess.moy}} + \frac{G_{ess.lourd}}{M_{ess.lourd}} + \frac{G_{kérosène}}{M_{kérosène}} + \frac{G_{go.léger}}{M_{go.léger}} + \frac{G_{go.lourd}}{M_{go.lourd}} + \frac{G_i}{M_{ve}} \quad (\text{IV.65})$$

$$N_v = \frac{16370}{101,81} + \frac{6548}{136} + \frac{15565,18}{158,77} + \frac{13416,05}{141,42} + \frac{8047,80}{197,46} + \frac{1182,57}{18}$$

$$N_v = 1065,01 \text{ kmol/h}$$

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

$$V = 22,4 \times \frac{1065,01 \times (273 + 320)}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{1,77}$$

$$V = 8,13 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Où :

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

$P = 1,77 \text{ atm}$: Pression entre le 10^{ème} et le 11^{ème} plateaux.

b) Vitesse des vapeurs dans cette section :

$$W = 0,06 \sqrt{\frac{\rho_L^{320} - \rho_V}{\rho_V}} \dots\dots\dots (IV.66)$$

Où :

ρ_L^{320} : Masse volumique du liquide au niveau du 1^{er} plateau.

$$\rho_L^{320} = 0,8518 - 0,00065 \times (320 - 15) = 653,55 \text{ Kg} / \text{m}^3$$

$$\sum G_{v,i} = 59947.03 \text{ Kg} / \text{h}$$

$$\rho_V = \frac{59947.03}{3600 \times 8.13} = 3,37$$

Donc:

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

c) Diamètre de cette section :

$$D = 2 \times \sqrt{\frac{8.13}{3,14 \times 0,8334}}$$

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

Le diamètre réel est de 4,5 m.

Donc: $D < D_{\text{réel}}$

d) Vitesse réelle des vapeurs dans cette section :

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

$$W_{\text{réel}} = 4 \times \frac{8.13}{3,14} \times \frac{1}{(4,5)^2}$$

$$W_{\text{réel}} = 0,49 \text{ m} / \text{s}$$

IV.2.4.4.2. Détermination du diamètre de la section de rectification

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

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

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

$$V = \frac{22,4 \times \sum_{i=1}^n G_{v,i}}{M_{v,i} \times \frac{(273 + T)}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{P}} (m^3 / s) \quad \text{..... (IV.68)}$$

IV.2.4.4.3. La vitesse linéaire des vapeurs :

Elle est déterminée par la formule suivante :

$$W = (0,05 \div 0,08) \times \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} (m / s) \quad \text{.....(IV.69)}$$

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

IV.2.4.4.4. Détermination de la section d'épuisement comprise entre le 1^{er} et le 5^{ème} plateau

a) Quantité de vapeur dans cette section :

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

$$N_v = \sum \frac{G_{v,i}}{M_{v,i}} = \frac{G_i}{M_{v,o}} \quad \text{.....(IV.70)}$$

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

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

Donc :

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

$$V = 0,64 m / s.$$

b) Vitesse volumique du liquide au niveau du 1^{er} plateau :

$$\rho_L = 0,913 - 0,00062(28 - 15)$$

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

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

$$\rho_v = \frac{16370}{3600 \times 0,64} = 0,513$$

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

$$W = 0,06 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \dots\dots\dots(\text{IV.71})$$

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

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

c) Diamètre de cette section :

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

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

- Le diamètre réel est de 2 m.

$$D < D_{\text{réel}}$$

Conclusion générale

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

Références Bibliographiques

- [1]. J.P, WAUQUIER , Le Raffinage Du Pétrole Brut , Procédés De Séparation Edition Techniq , Tome II, (1998).PP.240-260.
- [2]. Soltane Abdelhak. Haib Brahim, Mémoire Fin D'études En Vue De L'obtention Du Diplôme De Master D'état En Raffinage Spécialité : raffinage et pétrochimie thème: Simulation et optimisation de Topping par une colonne pré-distillation , université D'el oued 2013/2014. PP.13
- [3]. WAUQUIER, J.P, Le raffinage du pétrole , Produit Pétroliers , schémas de fabrication , Paris : Edition Technicq , Publication de l'institut français de pétrole , Tome 1 , (1994) . PP.17-34
- [4]. Boulaares Messai , M'hamed Djebaili , Fin D'études En Vue De L'obtention Du Diplôme D'Ingénieur D'état En Raffinage , Spécialité : Génie Des Procédés Et Pharmaceutiques , Option : Raffinage , Thème : Etude Des Pertes De Charge Dans un Tronçon De Train De Préchauffage Du Topping U11 De La RA1/K , Université Mohamed Bouguerra De Boumerdès , (2004). PP.21-48.
- [5]. PIERRE WUITHIER, Raffinage et Génie Chimique, Tome II, 2^{ème} édition 1972- Paris. PP.506-519.
- [6]. Ab. Guerrame (2013). Cour De Raffinage 2, Université D'el-Oued.
- [7]. IAP De SKIKDA, Description Du Complexe (SONATRACH), 2005, P.07.
- [8]. Hassan Abdallah, Hechifa Mohammed , Mémoire Fin D'études En Vue De L'obtention Du Diplôme De Master D'état En Raffinage Spécialité : raffinage et pétrochimie thème: Vérification de faisabilité d'augmentation de la capacité de traitement de topping de la RI1/G, Université D'el-Oued (2012-2013). PP.2-28.
- [9]. Mostafa Touiker , Généralités Sur Le Raffinage , Ecole Des Techniques Pétrolières De SKIKDA , IAP-CU SKIKDA (2006).PP.25-63.
- [10]. Mostafa Touiker , Généralités Sur Le Raffinage , Ecole Des Techniques Pétrolières De SKIKDA , IAP-CU SKIKDA (2006).PP.86-93.
- [11]. WHEELER,F, <<Brochure De La Raffinerie D'Alger>> . 1^{ère} Edition , (1963) .PP.308.
- [12]. P. WUITHIER, Raffinage et Génie Chimique, Tome I, 2^{ème} édition techniq 1972- Paris. PP.393-446.
- [13]. SAMI MATAR, Lewis.F.hatch, <<chemistry petrochemicalprocesses>> . 2^{ème} Edition , (2000) .PP.77-81.

- [14]. Boulaares Messai , M'hamed Djebaili , Fin D'études En Vue De L'obtention Du Diplôme D'Ingénieur D'état En Raffinage , Spécialité : Génie Des Procédés Et Pharmaceutiques , Option : Raffinage , Thème : Etude Des Pertes De Charge Dans un Tronçon De Train De Préchauffage Du Topping U11 De La RA1/K , Université Mohamed Bouguerra De Boumerdès , (2004). PP.79-86.
- [15]. C.E.CHITOUR, Raffinage, propriétés thermiques, 3ème édition, 2009, page 12.
- [16]. A.BENAHMED, Généralités sur le Raffinage, Groupement IAP Edition, 1984, page 6.