



République Algérienne Démocratique Et Populaire



Ministère De L'enseignement Supérieur Et De La Recherche Scientifique

Université Echahide Hamma Lakhdar-EL-Oued

Faculté des sciences et de la technologie

Département des sciences et de la technologie

Mémoire

En Vue De L'obtention Du Diplôme De

Master Académique

Filière : Génie Des Procédés Et Raffinage

Spécialité : Raffinage Et Pétrochimie

Présenté Par :

- Messai Ahmed Leila

- Messai Ahmed Ilhame

Thème

*L'étude De La Possibilité D'utilisation D'une
Colonne De Prédistillation Avec L'augmentation
De La Capacité 20% De L'unité 11 De La
Raffinerie De Skikda*

Soutenu Le 01/06/2015 Devant le jury Suivent:

-Mr. Ammar Ben Maya	MA.A	-Université D'el-Oued	Président
-Mr.Djamel Barani	MA.B	-Université D'el-Oued	Examineur
- Mr. Guerrame Abdel Madjid.	MA.B	-Université D'el-Oued	Rapporteur

Année Universitaire 2014-2015

Résumé

Nous avons examiné dans ce travail sur la possibilité d'utiliser la colonne de pré-distillation avec l'augmentation de capacité de 20%, où nous avons consacré notre étude sur le niveau de la distillation atmosphérique de l'unité (U-11) de la raffinerie Skikda.

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

Et appuyer cette étude côté appliquée qui comprend par les calculs de colonne de pré-distillation et les dimensions de colonne de distillation. Et donc nous avons conclu dans cet aspect par ce que le diamètre de la colonne de distillation atmosphérique et égale $D = 1\text{m}$.est inférieur par rapport le diamètre réel $D < D_{\text{réel}}$.

À la lumière de ces résultats, donc nous pouvons traiter des pétroles bruts avec l'augmentation de la capacité de traitement de l'unité de distillation atmosphérique (U 11).

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

المخلص

إستعرضنا في هذا العمل حول إمكانية إستعمال عمود ما قبل التقطير مع الزيادة في القدرة ب ٢٠ % ، حيث خصصنا دراستنا على مستوى وحدة التقطير الجوي (U 11) 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 يتضمن عمليات حسابية على عمود قبل التقطير وأبعاد عمود التقطير . وبالتالي إستنتجنا في هذا الجانب أن قطر عمود التقطير الجوي $D = 1\text{m}$ أقل من القطر الحقيقي $D < D_{\text{réel}}$.

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، عمود التقطير، مصفاة.

Sommaire

Liste des Figures.....	I
Liste des Tableaux.....	II
Liste des Symboles.....	III
Glossaire.....	IV

Introduction Générale.....	01
----------------------------	----

Chapitre I. Historique et présentation de la raffinerie de SKIKDA

I.1. Introduction	
I. 2. Le Raffinage en Algérie	
I.2.1. Les Raffineries en Algérie	
I.2.2. L'entreprise nationale NAFTEC	
I.2.3. Les principaux objectifs de NAFTEC.	
I.3. Historique et présentation de la raffinerie de Skikda	
I.3.1.Introduction	
I.3.2. Situation géographique.....	
I.3.3. Construction.....	

Chapitre II. Généralité sur le pétrole brut

II.1. Définition de pétrole brut.....	
II.2. Origine du Pétrole	
II.3. Composition du pétrole et des produits pétroliers.....	
II.3.1. Les paraffines (hydrocarbures aliphatiques).....	
II.3.2. Les naphènes (hydrocarbures cycliques saturés).....	
II.3.3. Les aromatiques	
II.3.4.Les composés autres que les hydrocarbures.....	
II.4.Classification des pétroles.....	
II.4.1. Méthode industrielle	
II.4.2. Méthode chimique	
II.4.3.Méthode technologique.....	

Chapitre III. Théorie de la Distillation

III .1. Généralités	
III.2. La distillation Atmosphérique	
III.3. La distillation sous vide	
III.4. Description de la colonne de distillation atmosphérique	
III.4.1. Zone d'alimentation ou zone de flash.....	
III.4.2. Zone de rectification	
III.4.3. Zone d'épuisement	
III.5 .Types d'installations de distillation du pétrole	
III.5.1. Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne	
III.5.2. Unité de distillation du pétrole avec prédistillation.....	
III.5.3. Unité de distillation atmosphérique avec évaporation préalable (ballon de flash).....	
III.6. Types de distillation au laboratoire.....	
III.6.1. Distillation parfaite (TBP) : (True Boiling Point).....	
III.6.2. Distillation ASTM : (American Society for Testing and Materials).....	
III.6.3. Distillation progressive simple.....	
III.6.4. Distillation par la méthode de flash.....	
III.7. Méthodes de trace des courbes de vaporisation à pression atmosphérique	

Chapitre IV. Unité d'affectation Topping U 11

IV.1. Unité d'affectation Topping U 11	
IV.1.1. Description de l'Unité	
IV.1.1.1. Equipement	
IV.1.1.2. Utilités	
IV.1.1.3. Produits Chimiques	
IV.1.1.4. Principaux circuits de l'installation	
IV.2. Autres De Fonctions Du Topping.....	
IV.2.1. Dessalage Du Pétrole Brut.....	
IV.2.2. Traitement De Kérosène.....	
IV.2.3. Fonctionnement De L'Unité	

Introduction et but du mémoire

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

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

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

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

Dans ce sujet nous allons présenter en détail une unité de traitement du pétrole brut (unité de topping U11).

- ✓ Aperçu sur l'historique et présentation de l'unité (11);
- ✓ Aperçu sur généralité de pétrole brut;
- ✓ Aperçu sur le procédé de distillation et la colonne de distillation;
- ✓ Calcul de la colonne de prédistillation;
- ✓ Calcul de la colonne de distillation atmosphérique;
- ✓ Conclusion générale.

Notre travail consiste à étudier le possibilité d'utilisation de colonne de pré-distillation pour augmenter la capacité de l'unité à 20%.

I.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].

I.2.Le Raffinage En Algérien :

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.
- 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 ^[4].

I.2.1. Les Raffineries en Algérie:

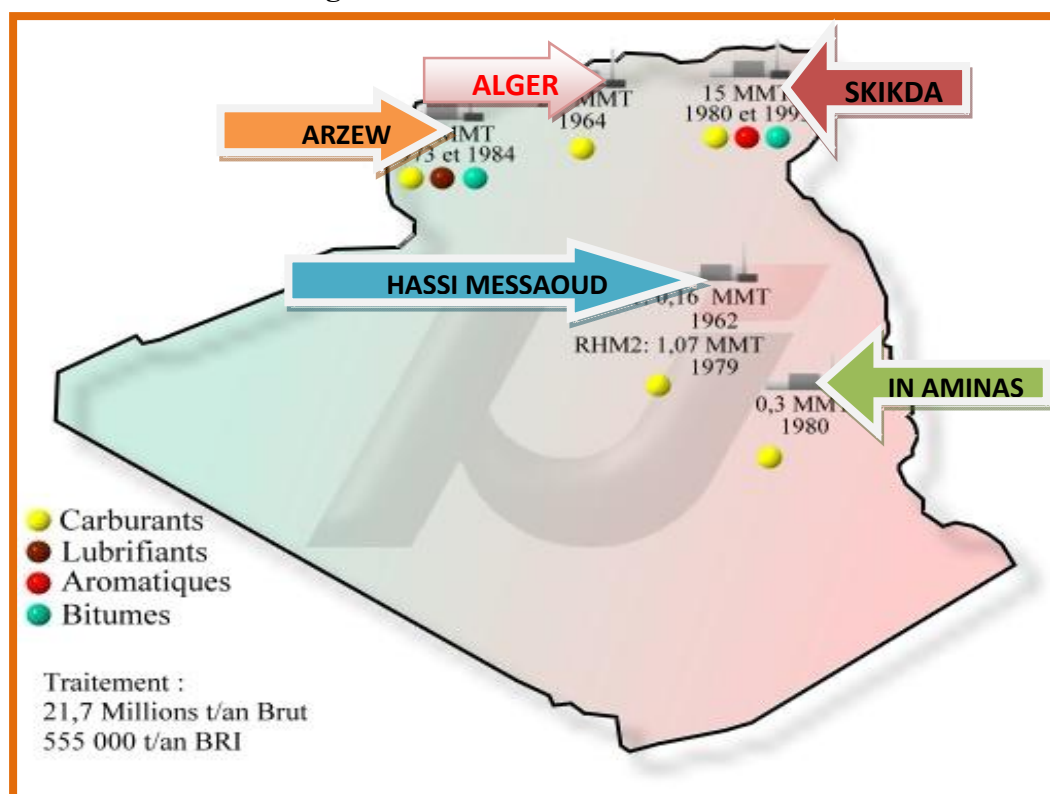


Figure I.01: Les Raffineries en Algérie^[5]

I.2.2. L'entreprise nationale NAFTEC:

L'entreprise nationale de raffinage du pétrole NAFTEC créée par décret 87-190 du 25 aout 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"^[5].

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^[5].

I.3. Historique et présentation de la raffinerie de Skikda

I.3.1. Introduction:

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

Localisation : Est de l'Algérie

Production : GPL, essences, naphta, kérosène, gas-oil, fuel, aromatiques et bitumes. Plus de 50% de sa production est exportée^[6].

I.3.2. Situation géographique:

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

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

Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'à le complexe de 760 Km^[2].

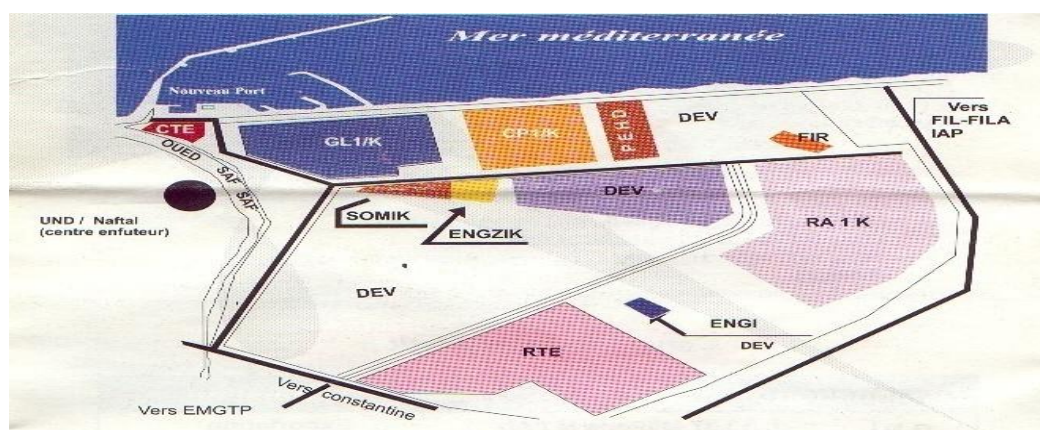


Figure I.02: Situation géographique de la RA1/K dans la zone industrielle à Skikda^[5].

I.3.4. 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 traitante de trois principales sociétés nationales: SONATRO, SONATIBA et SNMETAL.

Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, et pris fin en mars 1980^[2].

Tableau. I.01: démarrage progressif des unités de production^[2]

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.4. Unité d'affectation " Topping U 11"**I.4.1. Description de l'Unité :****I.4.1.1. Equipement :**

Une unité de distillation comporte les équipements principaux suivants:

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

I.4.1.2. Utilités:

- ✓ Vapeur d'eau surchauffée.
- ✓ Electricité.
- ✓ Eau de refroidissement.
- ✓ Combustibles (gaz, fuel-gas).

I.4.1.3. Produits Chimiques:

- ✓ Inhibiteur de corrosion.
- ✓ Soude (NaOH).
- ✓ Ammoniaque (NH₃).

I.4.1.4. Principaux circuits de l'installation:

- Préchauffage du brut;
- Fours (F1 A/B, F2);

- Colonne de distillation (C1);
- Soutirages latéraux (pump around);
- Strippers et dryers et circuit de kérosène;
- Fond de la colonne;
- Tête de la colonne (gaz, GPL, (iso, n : pentane), essences).

I.4.2. Autres De Fonctions Du Topping:

I.4.2.1.Dessalage Du Pétrole Brut :

Le dessalage de pétrole brut est une opération clé dans le procédé de traitement puisqu'il peut engendrer beaucoup de problèmes techniques, tels que le bouchage et la corrosion des équipements.

L'opération de dessalage réalisé dans pratiquement toutes les installations de distillation atmosphérique qui vise à éliminer les sels minéraux contenus dans les bruts aide d'un champ électrique ,et comporte les trois phases suivantes :

- ❖ Lavage du brut avec de l'eau de dessalage pour extraire les sels minéraux. Il en résulte une émulsion de petites gouttelettes d'eau salée dans le brut.
- ❖ Grossissement des gouttelettes d'eau par électro-coalescence dans un champ électrique aménagé à l'intérieur d'un ballon horizontal appelé ballon dessaleur.
- ❖ Séparation eau-brut par décantation dans le même ballon dessaleur. Le pétrole brut dessalé, moins dense, est évacué au sommet du ballon. L'eau est soutirée à la partie inférieure ^[6].

I.4.2.2.Traitement De Kérosène :

Les impuretés solubles dans les hydrocarbures qui ne peuvent être extraites par les moyens conventionnels de dessalage du brut sont en proportions variables. Parmi les différentes sortes d'impuretés, on peut noter les acides naphthéniques, les composés d'azote et du soufre, phénols et alkali métaux.

Un entraînement d'eau est également un produit indésirable qui doit être autant que possible éliminé.

Afin de pouvoir extraire les impuretés, différents sortes de traitement, peuvent être envisagés : précipitation électrostatique, filtre moléculaire ...etc^[6].

II.1. Définition de pétrole brut :

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

Le pétrole est constitué par un mélange complexe de très nombreux composés hydrocarbures pour la plus part, et souvent un peu des traces des composés oxygénés et azotés et un peu de soufre à l'état de combinaison organiques. On le rencontre dans les bassins sédimentaires, où il occupe les vides de roches poreuses appelées réservoirs. Les gisements de pétrole correspondent à une accumulation dans une zone où le réservoir présente des caractéristiques favorables et constitue un piège : la fuite du pétrole - moins dense que l'eau - est rendue impossible vers le haut par la présence d'une couverture imperméable (argiles, sel) et latéralement par une géométrie favorable (dôme anticlinal, biseau de sables dans des argiles)^[7].

II.2. Origine du Pétrole :

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

ou non, de la substance des êtres vivants incorporée dans les sédiments lors de leur dépôt^[8].

II.3. Composition du pétrole et des produits pétroliers

II.3.1. Les paraffines (hydrocarbures aliphatiques):

Ils sont, constitués enchainement d'atomes de carbone combinés avec l'hydrogène et peuvent être structurés en chaînes droites ou ramifiées. Leur formule générale est: C_nH_{2n+2} .

II.3.2. Les naphènes (hydrocarbures cycliques saturés):

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

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

Dans les pétroles bruts, les cycles les plus fréquemment rencontrés sont ceux à cinq ou six atomes de carbone. Dans ces cycles, chaque atome d'hydrogène peut être substitué par une chaîne paraffinique droite ou ramifiée. Leur formule générale est : $C_nH_{2n}^{[9]}$.

II.3.3. Les aromatiques:

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

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

Le motif élémentaire commun à tous ces hydrocarbures aromatiques est le cycle benzénique. Leur formule générale est: $C_n H_{2n-6}^{[9]}$.

II.3.4. Les composés autres que les hydrocarbures:

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

a)- Composés soufrés :

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

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

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

- ❖ Les composés sulfurés à base d'acide (H_2S : acide sulfurés, RSH mercaptans), ils peuvent se dissoudre dans l'eau et donner l'acide sulfurique H_2SO_4 (corrosif);
- ❖ Les sulfures et les polysulfures ($R-S-R'$ sulfures, $R-SS-R'$ polysulfures), Avec l'augmentation de température il y a formation de H_2S et $R-SH$;
- ❖ Les composés sulfurés à grande masse moléculaire, se trouvent principalement dans les mazouts et les goudrons^[9].

b)- Composés oxygénés :

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

Les acides naphthéniques forment un bon additif pour les huiles (qui augmente la détergence), et peuvent être aussi utilisés comme engrais ou comme aliments des poulets^[9].

c)- Composés azotés :

Dans les pétroles bruts, l'azote se retrouve préférentiellement dans les fractions de point d'ébullition supérieur à 250 C° et est particulièrement concentré dans les résines et les asphaltènes, on trouve l'azote sous forme d'amides soit saturées ou aromatiques;

d'amines $R-NH_2$, $R-NH-R'$ ^[9].

II.4. Classification des pétroles:

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)^[10].

II.4.3. Méthode technologique :

Cette classification basée sur la connaissance de la :

a)- La 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)- En fonction de La 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:

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

Tableau. II.01: La teneur en huiles de base et leur qualité ^[10]

Groupe	Teneur en huile de base par rapport au pétrole	Teneur en huile de base par rapport au mazout	Sous groupe	Indice de viscosité
M ₁	> 25	>45	I ₁	< 85
M ₂	15 -25	>45		40 - 85
M ₃	15 – 25	30 – 45		
M ₄	< 30	< 30	I ₂	

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 ^[10].

:

:

III .1. Généralités

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

On distingue deux types de distillation :

- ✓ La distillation atmosphérique
- ✓ La distillation sous vide^[11].

III.2. La distillation Atmosphérique :

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

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

- Une phase liquide qui se dirige vers la zone d'épuisement et au fond de la tour.
- Une phase vapeur ascendante, qui se dirige vers la zone de rectification et au sommet de la colonne^[12].

III.3. La distillation sous vide :

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

- ✓ La fabrication des huiles de distillats lubrifiants qui, après traitement, serviront de base pour les huiles commerciales.
- ✓ La redistillation de ces huiles après traitements au solvant.
- ✓ La redistillation de certaines essences spéciales.

- ✓ La préparation de charge des unités de craquage pour obtenir un gasoil sous vide à partir d'un résidu atmosphérique ^[13].

III.4.Description de la colonne de distillation atmosphérique:

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

III.4.1. Zone d'alimentation ou zone de flash:

C'est la zone d'injection de la charge chauffée à une température de 350°C, ou 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^{eme} et le 6^{eme} plateau.

III.4.2. Zone de rectification:

Elle contient des plateaux pour permettre la rectification. le nombre de plateaux dépend de la nature de la charge à traiter et des fractions qu'on veut obtenir (entre 22 et 45) ^[14].

III.4.3. Zone d'épuisement:

Dans cette zone s'accumule la partie la plus lourde du pétrole. C'est le résidu atmosphérique qui servira de charge pour la distillation sous vide dans lequel on injecte la vapeur d'eau pour éliminer les constituants légers volatils. Cette zone comprend aussi des plateaux dont le nombre varie de (6-8) ^[14].

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

Avantages :

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

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

Inconvénients :

- On prévoit des plateaux supplémentaires.
- Diminution de la quantité des soutirages latéraux encadrant ces reflux^[14].

III.5.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^[15].

III.5.1.Unité de distillation atmosphérique dans une seule colonne :

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

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 ^[15].

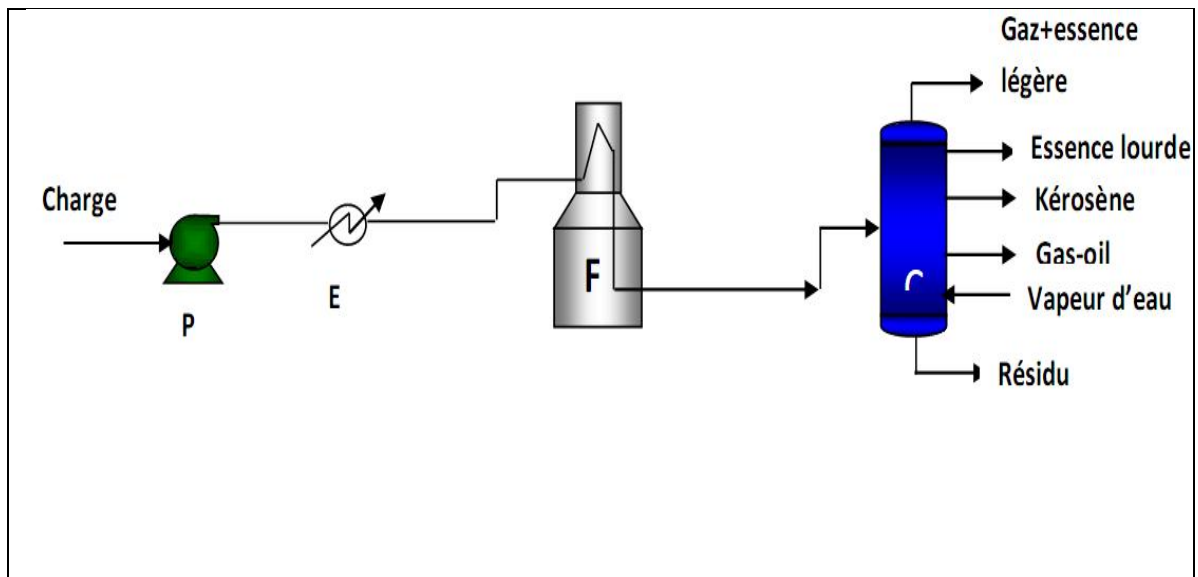


Figure III.01:schéma de distillation atmosphérique dans une seule colonne^[5]

III.5.2.Unité de distillation du pétrole avec prédistillation :

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

Avantages :

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

Inconvénients :

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

- Il faut avoir une colonne supplémentaire, deux pompes supplémentaires pour charger le four et pour le reflux froid;
- Complexité de l'unité^[15].

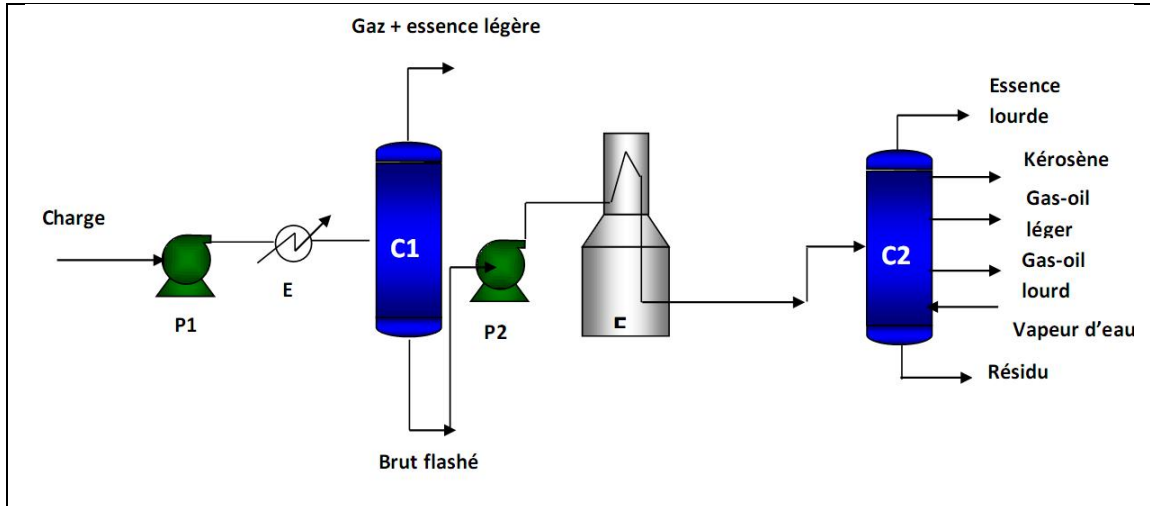


Figure III .02: schéma de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation^[5]

III.5.3. Unité de distillation atmosphérique avec évaporation préalable (ballon de flash):

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

Avantages :

- Grande capacité de l'unité.
- Possibilité de traiter les pétroles légers (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^[15].

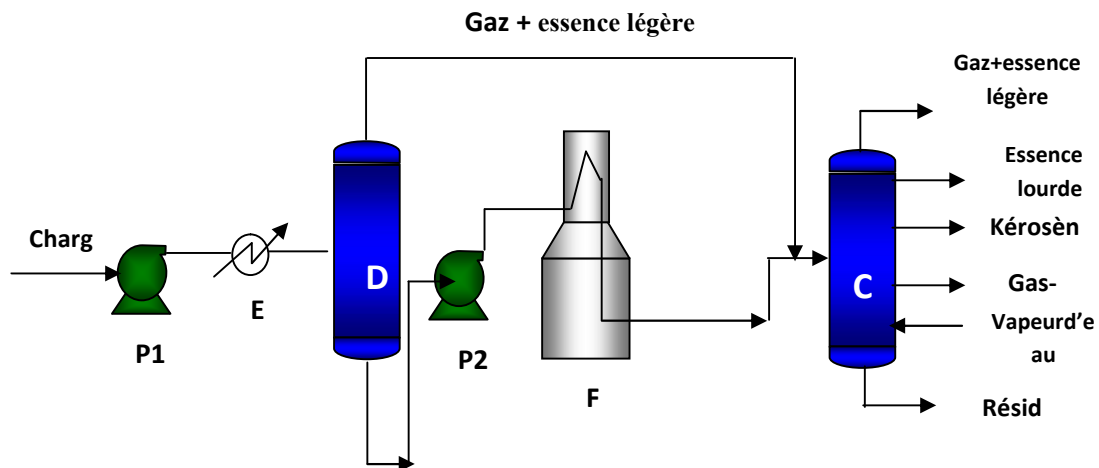


Figure III.03: Schéma de distillation atmosphérique avec(ballon de flash)^[5]

III.6. 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^[14], les distillations au laboratoire dont on connaît 04 types, qui sont :

III.6.1. Distillation parfaite (TBP) : (TrueBoiling Point)

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^[15].

III.6.2. Distillation ASTM : (American Society for Testing and Materials)

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

Ces distillations ASTM sont utilisées pour fournir les spécifications distillatoires des produits pétroliers. Cela présente l'avantage d'être assez rapide alors que la distillation TBP (plus précise et plus représentative de la composition des produits) est très longue (24 heures)^[14].

III.6.3. 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 ^[14].

III.6.4. 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 to Mais, étant donné que cette distillation prend une longue durée pour la faire, alors le tracé de la courbe se fait à partir de la TBP,

En utilisant les méthodes de:

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

- W. C. EDMISTER , K. K. OKAMOTO;

Remarque : les méthodes de construction de CF sont basées sur la dépendance entre la TBP et CF, les angles d'inclinaison et on admet que la CF est une ligne droite ^[16].

IV.1.Introduction :(problématique)

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



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

➤ Schéma de distillation atmosphérique avec un ballon de flash:

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

❖ Inconvénient:

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

➤ Schéma de la distillation avec prédistillation :

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

❖ Avantages :

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

IV.2. Partie Calcul

IV.2.1. Caractéristiques générales du brut et des fractions pétrolières

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

IV.2.2. Tracé des courbes TBP et de flash (CF)

a) Tracé des courbes TBP :

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

(Voir Tableau 8 de l'annexe 1).

b) Tracé des courbes de flash à pression atmosphérique :

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

Cette méthode se résume comme suit :

- ✓ On détermine la pente de la courbe TBP:

$$S = tg_{\alpha}^{TBP} = \frac{t_{70\%}^{TBP} - t_{10\%}^{TBP}}{60} \dots\dots\dots(IV.01)$$

- ✓ Détermination de la température 50% distillé ($t_{50\%}^{TBP}$);
- ✓ En exploitant le diagramme de NELSON-HARVY; (voir **figure 01** de l'annexe II).
- ✓ On détermine la pente de la courbe de flash (tg_{α}^{CF}) à partir de la pente tg_{α}^{TBP} et la courbe des tangentes;
- ✓ Détermination de la température 50% distillé de la courbe de flash ($t_{50\%}^{CF}$) à partir du point $t_{50\%}^{TBP}$ et la courbe des températures d'ébullition;

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

suivantes: $P_I = t_{50\%}^{CF} - 50 tg_{\alpha}^{CF} \dots\dots\dots(IV.02)$

$$P_F = t_{50\%}^{CF} + 50 tg_{\alpha}^{CF} \dots\dots\dots(IV.03)$$

c) Trace les courbes de flash sous diverse pression:

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

nécessaire de connaître la courbe de flash sous une autre pression. PIROOMON et BEISWENGER ont fait les constatations suivantes:

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

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

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

Donc pour recalculer la courbe de flash d'une pression à une autre, on utilise le diagramme de COX (voir **figure 02**, de l'**annexe II**) et la courbe de flash à la pression atmosphérique.

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

A partir de ces deux points P_I et P_F , on trace la courbe de flash à 1atm pour chaque coupe. (Voir les **figures 06 à 13** de l'**annexe II**).

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	448,22
Ess moyenne	72,5	121,2	105	0,81	-	-	92,7	114,5
Ess totale	154	171	164	0,28	-	-	161	166,7
Kérosène	182,7	206,7	198	0,4	-	-	194	202,5
Gasol léger	127,5	305,7	167	2,97	-	-	257	295,75
Gasol lourd	324	314,2	339	0,28	-	-	331	348,75

IV.2.3. Calcul de la colonne de prédistillation :

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 $7500.000 + (7500.000 \times 0,20) = 9000000$ tonnes / an. La durée de fonctionnement de l'installation est 333 jours / année. Donc, la capacité de l'installation de topping sera égale à :

$$G = \frac{9 \cdot 10^6 \times 1000}{333 \times 24} = 1126126126 \text{ kg/h} \dots\dots\dots(\text{IV.04})$$

$$G = 1126126.126 \text{ kg/h}$$

IV.2.3.2. Bilan matière de la colonne de prédistillation :

Tableau IV.02 : Le bilan matière de la colonne de prédistillation.

Produits	Rendement massique (%)	Débit (kg /h)
<u>Entrée :</u>		
Pétrole brut	100	1126126.126
<u>Sortie :</u>		
Gaz	5,17	58220.72071
Essence légère	10,82	121846.8468
Brut flashé	84,01	946058.5585
Total	100	1126126.126

IV.2.3.3. Choix de la pression dans la colonne de prédistillation :

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

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

Généralement, la pression dans le ballon de reflux est pratiquement inférieure de $0,3 \div 0,6$ atm du celle du sommet de la colonne, bien qu'elle peut être calculée par approximations successives en utilisant l'isotherme de la phase liquide sous la forme :

$$\sum K_i X_i = 1 \dots\dots\dots(\text{IV.05})$$

On se contentera dans ce cas des données pratiques :

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

Avec :

P_b : La pression dans le séparateur.

P_s : La pression au sommet de la colonne.

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

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

La répartition des plateaux dans la colonne est la suivante :

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

-La pression au sommet de la colonne sera :

$$P_s = \pi_{zf} - \frac{n_r \Delta P}{760} \dots\dots\dots(\text{IV.06})$$

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

Dons :

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

$$P_s = 2.62 atm$$

-La pression au fond de la colonne sera :

$$P_f = \pi_{zf} + \frac{n_e \times \Delta P}{760} \dots\dots\dots(\text{IV.07})$$

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

$$P_f = 2.84 atm$$

IV.2.3.4. Régime de température de la colonne de prédistillation :

IV.2.3.4.1. Température de la zone de flash:

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

Pratiquement les échangeurs de chaleur ne peuvent pas assurer une température supérieure à 240 °C même si on récupère de la chaleur des produits de la colonne de prédistillation. La température d'entrée de la charge est déterminée par la courbe de flash du pétrole brut construite à la pression choisie dans la zone de flash, $P_{ZF} = 2,8$ atm par le taux de vaporisation nécessaire (massique).

$$e_{\eta} = \eta_{\text{gaz}} + \eta_{\text{ess-légère}} \dots\dots\dots(\text{IV.08})$$

Avec :

η : Rendement

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

$$e_{\eta} = 0.1599 \approx 0.16$$

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 $P_{ZF} = 2,8$ atm, puis de ce point d'intersection, on trace une ligne parallèle à l'axe des abscisses et sur l'axe des ordonnées, on trouve la température d'entrée du brut.

Donc, la température d'entrée du brut dans la zone de flash pour $e_{\eta} = 0.16$ et $P_{ZF} = 2,8$ atm est égale à $T_{ZF} = 200$ °C. (Voir **figure 06**, de l'**annexe II**).

Après cela, on précise le taux de vaporisation à la $T_{ZF} = 200$ °C et $P_{ZF} = 2,8$ atm

$$T_{ZF} = 200C^{\circ}$$

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 e' il doit vérifier les conditions suivantes :

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

$$Y'_i = \frac{\alpha'_i}{e' + \frac{1 - e'}{K_i}} \dots\dots\dots(\text{IV.09})$$

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

Avec :

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

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

e' : Taux de vaporisation molaire.

α'_i : Concentration molaire du constituant (i) dans la charge.

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

❖ Pour trouver le K_i des gaz, on fait appel au nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures SCHEIBEL – JENNY. (voir **figure 05**,

De l'**annexes II**)

❖ Pour les fractions pétrolières on utilise la formule suivante :

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

Où :

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

P_{ZF} : Pression du système.

Les résultats sont illustrés sur le: (voir **Tableau11**, 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 spécifique gravity et la température moyenne d'ébullition de la fraction.

La formule de Voïnov est la suivante :

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

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

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

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

P_i : Point initial de la fraction.

P_f : Point final de la fraction.

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

$$Kuop = \frac{\sqrt[3]{Tm(\text{°R})}}{Spgr60/60} \quad \text{ou} \quad Kuop = \frac{1.216\sqrt[3]{Tm(\text{°K})}}{d_{15}^{15}} \dots\dots\dots(IV.14)$$

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

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

Sp_g 60/60 : Spécificgravity à 60 °F.

d_{15}^{15} : Densité à 15 °C.

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 Voïnov s'applique comme précédemment écrite c'est – à – dire :

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

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

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

$$K_{Kérosène} = 11.76$$

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

$$K_{gasoilléger} = 11.88$$

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

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

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

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

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

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

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

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

$$M_{\text{gasoilléger}} = 69 + 0.18 (272.5) + 0.001(272.5)^2$$

$$M_{\text{gasoilléger}} = 192 \text{ g / mol}$$

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

$$M = \frac{44,29 \cdot d_{15}^{15}}{1,03 - d_{15}^{15}} \dots\dots\dots \text{(IV.15)}$$

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

$$M_{\text{gasoillourd}} = 209 \text{ g / mol}$$

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

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

- La masse moléculaire du brut flashé est égale :

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

Où :

X_i = % Poids des fractions.

M_i = Masse moléculaire des fractions.

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

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

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

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

$$\frac{1}{M_{gaz}} = \frac{0.08970}{30} + \frac{0.1980}{44} + \frac{0.1571}{58} + \frac{0.5383}{58}$$

$$M_{gaz} = 51.33 \text{ g}$$

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

$$\frac{1}{M_{vapeur\ de\ tête}} = \frac{X_{gaz}}{M_{gaz}} + \frac{X_{ess\ légère}}{M_{ess\ légère}} = \frac{0,324}{51,33} + \frac{0,676}{76} \dots\dots\dots(IV. 18)$$

$$M_{vapeur\ de\ tête} = 65.76 \text{ g}$$

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

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

IV.2.3.6. Température au sommet de la colonne :

La température de tête de la colonne est la température de rosée (T_r) de la distillation sous une certaine pression, puisque à cet endroit, les vapeurs de tête sont

en équilibre. Le liquide du premier plateau qui ce liquide après La condensation devient reflux.

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

D'après les courbes de l'essence légère (**Figure 08**, de **l'annexe II**) on a trouvée 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 supérieure à celle d'entrée de 20 ÷ 60 °C donc:

$$T_{fond} = T_{entrée} + (20 \div 60) = 200 + 40 = 240 \text{ °C} \dots \dots \dots \text{(IV.19)}$$

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 2 à 4 fois plus grands que celle de l'essence légère.

$$G_{r.f} = (2 \div 4) \times G_{ess.légère} = 2 \times 1218468468 = 2436936936 \text{ kg/h} \dots \dots \dots \text{(IV.20)}$$

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 prédistillation :

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

$$e = e' \cdot \frac{M_{vapeur}}{M_{charge}} = 0,16 \times \frac{65,76}{239} = 0,044 \dots \dots \dots \text{(IV.21)}$$

e' : taux de vaporisation molaire.

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

$$G_v = G_{charge} \times e = 1126126126 \times 0,044 = 49549.54954 \text{ kg/h} \dots\dots\dots(\text{IV.22})$$

G_{charge} : débit de la charge kg/h.

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

$$G_v = 49549.54954 \text{ kg/h}$$

$$G_L = G_{charge} \times (1 - e) = 1126126.126 \times (1 - 0,044) = 1076576.576 \text{ kg/h}$$

$$G_L = 1076576.576 \text{ kg/h}$$

➤ **Masse volumique de la phase liquide:**

$$\frac{1}{\rho_{charge}^{15}} = \frac{e}{\rho_v^{15}} + \frac{(1 - e)}{\rho_L^{15}} \dots\dots\dots(\text{IV.24})$$

avec:

ρ_L^{15} : La masse volumique de la phase liquide.

ρ_v^{15} : La masse volumique de la phase vapeur.

ρ_{charge}^{15} : La masse volumique de la charge à 15 °C = **0,8025 Kg/m³**.

$$\frac{1}{0,8025} = \frac{0,044}{0,6745} + \frac{(1 - 0,044)}{\rho_L^{15}}$$

$$\rho_L^{15} = 0.8094 \text{ g/m}^3$$

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 :

$$q_i = Cp \cdot T \dots\dots\dots(\text{IV. 25})$$

Où :

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

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

T : Température en (°C).

C_p : Chaleur spécifique de constituant déterminée graphiquement (voir **figure04**, de l'annexe II)

Donc l'enthalpie des gaz:

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

Avec :

Y_i : Concentration massique du constituant (i).

Le résultat de calcul est représenté sur le tableau suivant:

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

Constituants	C_p kcal/kg °C	q kcal/kg	Y_i	$Y_i \cdot q_i$
C_2H_6	0,91	71,89	0,0897	6,44
C_3H_8	0,74	58,46	0,1980	11,57
iC_4H_{10}	0,70	55,30	0,1571	8,68
nC_4H_{10}	0,64	50,56	0,5383	27,21
Total	–	–	0,9831	53,92

L'enthalpie des gaz à 79 °C est égale:

$$q_{gaz}^{79^\circ C} = 53,92 \text{ Kcal}$$

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 pétrolières, soit en utilisant la formule suivantes :

$$q_t^L = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} (0,403t + 0,000405t^2) \text{ en (kcal / kg) } \dots\dots\dots \text{(IV.27)}$$

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

(Le tableau 13, de l'annexe I) donne les valeurs de α en fonction de la température.

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

$$q_t^v = (50,2 + 0,109t + 0,0014t^2)(4 - \rho_{15}^{15}) - 73,8 \text{ en (kcal/ kg) } \dots\dots \text{(IV.28)}$$

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

Le (tableau 14 dans l'annexe I) donne les valeurs de β en fonction de la température.

IV.2.3.9.3. Bilan thermique de la colonne de prédistillation : (Voir Tableau 09, de l'annexe I).

IV.2.3.9.4. Calcul du débit du courant chaud :

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

$$\begin{aligned} & \boxed{Q_{\text{entré}} = Q_{\text{sortie}}} \\ & K + 136 \times 10^6 = M + 176,21 \times 10^6 \\ & \Rightarrow K - M = (176,21 - 136) \cdot 10^6 = 41,85 \cdot 10^6 \\ & \Rightarrow \boxed{\Delta Q = 41,85 \cdot 10^6 \text{ kcal/h}} \end{aligned}$$

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

$$G_j [q_e^L (1 - e_j) + q_e^v \cdot e_j] - G_j q_s^L = 41,85 \cdot 10^6 \dots\dots\dots \text{(IV. 29)}$$

$$G_j = \frac{41,85 \cdot 10^6}{[q_e^L (1 - e_j) + q_e^v \cdot e_j] - q_s^L}$$

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

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

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

- A partir de la TBP du brut flashé, on trace les courbes de flash à 1 atm et la pression de fond de la colonne de prédistillation ($p_f = 2,84$ atm).
- On choisit la température $T = 340$ °C. A cette température et à la pression de 2,8atm, on détermine le taux de vaporisation $e_j = 0,58$. (voir **figure 07**, de **l'annexe II**).
- On détermine les enthalpies pour les phases liquides et les phases Vapeurs du courant chaud. Pour cela, il est nécessaire de connaître d'abord $p_j^L(BF)$ et $p_j^v(BF)$ qui sont respectivement les densités du brut flashé en phase liquide et vapeur.

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

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

Telle que :

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

Alors :

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

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

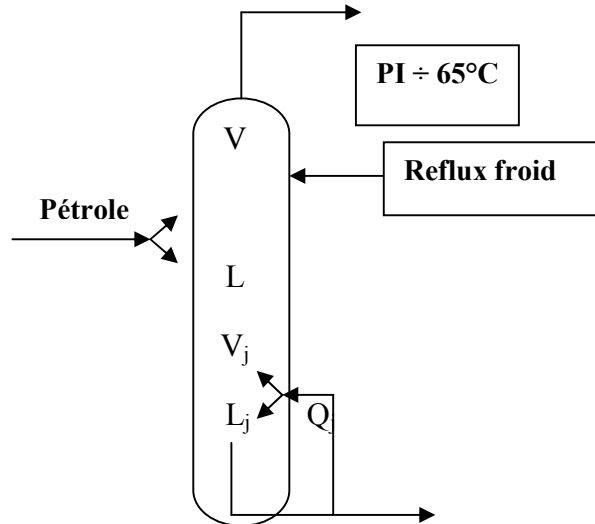


Figure. IV.01: Schéma simple d'une colonne de prédistillation

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

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 :

$$G_J = 41,85 \cdot 10^6 / (198 \times 0,42 + 259 \times 0,58) - 127$$

$$G_J = 393401,01 \text{ Kg/h}$$

Remarque : tous les résultats trouvés sont résumés sur le (tableau09). (voir tableau 09, de l'annexe I).

IV.2.3.10. Dimensionnement de la colonne de prédistillation

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

La colonne de prédistillation comprend trois sections :

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

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

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

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

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

Où :

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

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

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

q_L^{ts} : Enthalpie du liquide de reflux froid de tête de la colonne à la température

$T_{r,f} = 40$ °C.

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

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

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

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

$$G_{r.ch} = \frac{24369369 \cdot (127 - 40)}{127 - 42,5}$$

$$G_{r.ch} = 250903.56 \text{ kg/h}$$

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.

$$G_V = G_{ess} + G_{r.ch} + G_{gaz} \dots\dots\dots(\text{IV.32})$$

$$G_V = 121846.84 + 250903.56 + 58220.70$$

$$G_V = 430970.4 \text{ kg/h}$$

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

$$V_v = 22,4(N_{ess} + N_{rch} + N_{gaz}) \frac{(273 + t_{sommet})}{273 \cdot P_{sommet} \cdot 3600} \dots\dots\dots(\text{IV.33})$$

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

$$V_v = 22,4(1603.24 + 1242.09 + 1134.24) \frac{(273 + 79)}{273 \times 2,62 \times 3600}$$

$$V_v = 12.18 \text{ m}^3/\text{s}$$

c) Masse volumique du liquide et vapeur au sommet en (kg/m^3) à $T_s = 79^\circ C$:

$$\rho_L^{79^\circ C} = \rho_{ess}^{15} - k(t_{\text{sommet}} - 15) \dots\dots\dots(\text{IV.34})$$

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

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

$$\rho_v^{79^\circ C} = \frac{G_V}{3600 \times V_V} = \frac{430970.4}{3600 \times 12.18} = 9,82 \text{ kg/m}^3$$

d) Vitesse linéaire maximale des vapeurs :

$$W_{\text{max}} = 8,47 \cdot 10^{-5} C_{\text{max}} \sqrt{\frac{\rho_L^{79^\circ C} - \rho_v^{79^\circ C}}{\rho_v^{79^\circ C}}} \dots\dots\dots(\text{IV.35})$$

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

Où :

C_{max} : Coefficient qui dépend du type de plateaux, de la distance entre les plateaux, de la charge liquide sur les plateaux et la masse volumique du liquide.

$$C_{\text{max}} = K_1 \cdot K_2 \cdot C_1 - C_2 (\lambda - 35) \dots\dots\dots(\text{IV.36})$$

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 à la pression atmosphérique et sous haute pression (si $H \geq 350$ mm). alors: $k_2 = 1,0$.

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

$$\lambda = \frac{0,655 L_p}{p} \sqrt{\frac{k_1 \cdot C_1}{V_v \cdot 3600}} \sqrt{\frac{\rho_L^{79^\circ C} - \rho_V^{79^\circ C}}{\rho_V^{79^\circ C}}} \dots\dots\dots (IV.37)$$

Où :

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

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

P : Nombre de passes de liquide sur le plateau.

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

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

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

(Voir figure 03, de l'annexe II).

$$L_p = \frac{G_{r.ch}}{\rho_L^{79^\circ C}} = \frac{25090 \cdot 356}{616,9} \dots\dots\dots (IV.38)$$

$$L_p = 40,671 m^3 / h$$

donc :

$$\lambda = \frac{0,655 \times 40,671}{2} \sqrt{\frac{1,15 \times 765}{12,18 \times 3600}} \sqrt{\frac{616,9 - 9,82}{9,82}}$$

$$\lambda = 5,290$$

$$C_{max} = 1,15 \times 1 \times 765 - 4 (5,290 - 35)$$

$$C_{max} = 760,9$$

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \times 808.15 \times \sqrt{\frac{616,9 - 9.82}{9.82}}$$

$$W_{\max} = 0.506 \text{ m / s}$$

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

$$D_n = \sqrt{\frac{4 \times V_v}{\pi \times W_{\max}}} = \sqrt{\frac{4 \times 12.18}{3,14 \times 0,538}} = 5.53 \text{ m} \dots\dots\dots(\text{IV.39})$$

Avec :

V_v : Débit volumique des vapeurs m^3/h .

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

$$D_n = 5,53 \text{ m}$$

Le diamètre de la colonne d'après les normes sera $D_n = 5,53 \text{ m}$

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

$$W_r = \frac{4 \times V_v}{\pi \times D_n^2} \dots\dots\dots(\text{IV.40})$$

$$W_r = \frac{4 \times 12.18}{3,14 \times (5,53)^2}$$

$$W_r = 0.506 \text{ m/s}$$

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

$$L_v = \frac{L_p}{b} \dots\dots\dots(\text{IV.41})$$

Où :

L_p : Charge liquide sur le plateau (m^3/h).

b : Paramètre du déversoir (m).

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

$$b = 0,7 \times D_n \times p = 0,7 \times 5,53 \times 2 \dots \dots \dots \text{(IV.42)}$$

$$b = 7.74 \text{ m}$$

Où :

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

Alors :

$$L_v = 54.15 \text{ m}^3/\text{m.h}$$

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

Dans notre cas $L_v^{adm} = 54,15 \text{ m}^3/\text{mh}$, ce qui rend acceptable la valeur trouvée.

➤ **La hauteur du liquide dépend du déversoir :**

Elle est déterminée par la formule de FRANCIS :

$$h = \sqrt[3]{\frac{L_p}{6400 \times b}} = \sqrt[3]{\frac{406.71}{6400 \times 7,51}} = 0.091 \text{ m} \dots \dots \dots \text{(IV.43)}$$

La hauteur du liquide débordant du déversoir admissible :

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

$$h = 0,091 \text{ m} < h^{admissible}$$

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

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 prédistillation qui est égale à la somme des hauteurs élémentaires :

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5 + H_6 + H_7 \dots \dots \dots (IV.44)$$

D'où :

H₁ : espace libre situé en tête de 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 du liquide au fond de la colonne jusqu'au dériver plateau, elle prise entre : $1 \div 2$ m, soit $H_5 = 2$ m

$$H_1 = \frac{D_n}{2} = \frac{5,37}{2} = 2,68 \text{ m} \dots \dots \dots (IV.45)$$

$$H_2 = H_p \times (n_r - 1) = 0,6 \times (22 - 1) = 12,6 \text{ m} \dots \dots \dots (IV.46)$$

$$H_3 = 3 \times H_p = 3 \times 0,6 = 1,8 \text{ m} \dots \dots \dots (IV.47)$$

$$H_4 = H_p \times (n_e - 1) = 0,6 \times (6 - 1) = 3 \text{ m} \dots \dots \dots (IV.48)$$

H₆ : Hauteur libre au fond de la colonne. Cette hauteur corresponde à la couche de liquide qui reste emprisonnée au fond de la colonne. Celle assurer le fonctionnement de la pompe pendant un certain temps en cas d'arrêt de l'installation. Ce temps est appelé temps de rétention τ .

- Pour les colonnes de prédistillation $\tau = 2 \div 6$ mn;

- Pour les colonnes atmosphériques $\tau = 6 \div 15$ mn.

Donc la hauteur H_6 est déterminée selon la formule suivant :

$$H_6 = \frac{G_f}{\rho'_f} \times \frac{\tau}{60 \times F} \dots\dots\dots(\text{IV.49})$$

Où :

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

ρ'_f : masse volumique du produit à température au fond de la colonne.

F : Surface de la section de liquide (m^2).

$$F = \frac{3,14}{4} \times D_n^2 = \frac{3,14}{4} \times (5,37)^2 \dots\dots\dots(\text{IV.50})$$

$$F = 22.63 \text{ m}^2$$

Pour notre cas :

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

$$G_f = G_{BF} + G_j \dots\dots\dots(\text{IV.51})$$

Où :

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

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

$$G_f = 946058.55 + 393401.01$$

$$G_f = 1339459.56 \text{ kg / h}$$

Calculons maintenant ρ'_f du produit de fond à 240 °C, d'après la formule :

$$\rho_f^t = \rho_f^{20} - \alpha(t_f - 20) \dots \dots \dots (IV.52)$$

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

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

Donc :

$$H_6 = \frac{133945956}{604.5} \times \frac{2}{60 \times 22.63}$$

$$H_6 = 3.25 \text{ m}$$

H₇: Hauteur de la jupe de la colonne, d'après les données pratique elle est égale à 4m.

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

$$H_T = 2,6 + 12,6 + 1,8 + 3 + 2 + 3.25 + 4$$

$$H_T = 29.25 \text{ m}$$

IV.2.4. Calcul de la colonne de distillation atmosphérique

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

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

Produits	Rendement par rapport au pétrole (%masse)	Rendement par rapport au brut flashé (%masse)	Débit (kg/h)
Entrée :			
brut flashé	84,01	100	946058.55
Total	84,01	100	946058.55

Sortie :				
Essence moyenne	65-150°C	15,04	17,90	169344.48
Essence lourde	150-180°C	6,02	7,16	67737.79
Kérosène	180-225°C	14,3	17,02	161019.16
Gasol léger	225-320°C	12,4	14,76	139638.24
Gasol lourd	320-360°C	7,4	8,80	83253.15
Résidu atmosphérique	>360°C	28,85	34,36	325065.71
Total		84,01	100	946058.55

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.

$$Z_l = (0.02 - 0.0046) * G_{brut\ flashé} \dots \dots \dots (IV.53)$$

$$Z_l = 0.0156 * 946058.55 = 14758.51 \text{ kg/h}$$

$$N_1 = \frac{Z_1}{18} = \frac{14758.51}{18} = 819,91 \text{ Kmol / h}$$

Où :

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

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

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 :

$$Z_2 = (0,03 - 0,01) \times G_{\text{gasoil.léger}} = 0,02 \times 139638,24 = 2792,76 \text{ kg / h.}$$

$$Z_2 = 2792.76 \text{ kg/h}$$

$$N_2 = \frac{Z_2}{18} = \frac{2792,76}{18} = 155,15 \text{ kmol / h}$$

Où :

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

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

- Stripper du gas-oil lourd :

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

$$Z_3 = 0.02 * 83253.15 = 1665.06 \text{ kg/h}$$

$$N_3 = \frac{Z_3}{18} = \frac{1665,06}{18} = 92.50 \text{ kmol / h}$$

Où :

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

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

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

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

Où :

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

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

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

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

$$N_V = \frac{G_{ess.moy}}{M_{ess.moy}} + \frac{G_{ess.lourd}}{M_{ess.lourd}} + \frac{G_{kérosène}}{M_{kérosène}} + \frac{G_{gasoil.léger}}{M_{gasoil.léger}} + \frac{G_{gasoil.lourd}}{M_{gasoil.lourd}} \dots\dots\dots(\text{IV.55})$$

$$N_V = \frac{169344.48}{104} + \frac{67737.79}{137} + \frac{161019.16}{146} + \frac{134638.24}{192} + \frac{83253.15}{209}$$

$$N_V = 4351.23 \text{ k mol/h}$$

$$P_{h.ZF} = 2 \times \frac{4351,23}{(4351,23 + 65.70)}$$

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

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

(voir **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.

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

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

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

On détermine la température dans la zone de flash $T_{ZF} = 348$ °C. (voir **figure 14**, de **l'annexe II**).

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

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

- Taux de vaporisation:

$$e = e' \times \frac{M_y}{M_{\text{brut.flashé}}} \dots\dots\dots(\text{IV.57})$$

$$e = 0,785 \times \frac{154,63}{202} \quad \boxed{e = 0.656}$$

Où :

M_y : Masse moléculaire de la phase vapeur.

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

a)- Quantité de reflux froid :

La quantité de reflux froid

$$G_{rf} = (3 - 1,5) \times G_{\text{ess.moy}} \dots\dots\dots(\text{IV.58})$$

$$G_{rf} = 1.5 \times 169344.48$$

$$\boxed{G_{rf} = 254016.72 \text{ kg/h}}$$

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

$$P_{p.\text{ess.moy}} = \frac{P_s (N_{\text{ess.lourd}} + N_{r.f})}{N_{\text{ess.lourd}} + N_{r.f} + N_t} \dots\dots\dots(\text{IV.59})$$

Où :

P_s : Pression de sortie au sommet de la colonne.

$$P_s = P_{ZF} - \frac{N_r \times \Delta P}{760} \dots\dots\dots(\text{IV.60})$$

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

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

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

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

$$N_t = N_1 + N_2 + N_3 = 819.91 + 155.15 + 92.50 = 1067,56 \text{ kmol/h}$$

$$N_t = 1067.56 \text{ kmol/h}$$

$$N_{r.f} = \frac{G}{M_{ess.lourd}} = \frac{254016.72}{104}$$

$$N_{r.f} = 2442.46 \text{ kmol/h}$$

$$N_{ess.lourd} = \frac{G}{M_{ess.lourd}} = \frac{67737.79}{137}$$

$$N_{ess.lourd} = 494.43 \text{ kmol/h}$$

$$P_{p.ess.moy} = \frac{1,63 (494,43 + 2442,46)}{494.43 + 2442.46 + 1067.46} = 1,2 \text{ atm}$$

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

c)- Température au sommet de la colonne :

Pour trouver cette température, on trace la courbe de TBP et ensuite la courbe de flash de l'essence totale à la pression partielle qui égale à 1,2 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 :

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

Où :

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

ρ_v^{15} : Masse volumique de la phase vapeur.

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

e : Taux de vaporisation.

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

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

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

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

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

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

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

IV.2.4.2.8. Pression au fond de la colonne :

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

Où :

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

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

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

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

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

$$G_V = G_{brutflashé} \times e$$

$$G_V = 946058,55 \times 0,656 = 620614,40 \text{ kg / h}$$

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

$$G_L = 946058,55 \times (1 - 0,656) = 325444,14 \text{ kg / h}$$

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 :

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

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

Où :

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

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

$$N_K = G_{\text{Kérosène}} / M_{\text{Kérosène}} = 161019,16 / 146 = 1102,87 \text{ Kmol / h}$$

Avec :

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

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

$$G_{Rik} = 0,7 \times (169344.48 + 67737.79 + 1610.16) = 278671 \text{ Kg /h.}$$

C'est-à-dire :

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

$$N_{incond} = N_{ess.moy} + N_{ess.lourd} + N_t = 157,4 + 494.43 + 1067,46$$

$$N_{incond} = 1719.29 \text{ Kmol /h.}$$

$$P_{P.K} = 1,68 \frac{91,91 + (1,73 \times 91,91)}{91,91 + (1,73 \times 91,91) + 171929} = 0,75 \text{ atm}$$

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

b) Température de soutirage de gasoil léger :

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

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

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

$$N_{Go.léger} = \frac{G_{Go.léger}}{M_{Go.léger}} = \frac{1396,24}{192} = 727,28 \text{ kmol/h.}$$

Avec :

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

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

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

$$G_{ir.Go\ léger} = 0,2 \times (169344.48 + 67737.79 + 161019.16 + 139638.24)$$

$$G_{ir.Go\ léger} = 107547,93 \text{ kg / h}$$

C'est-à-dire :

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

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

$$N_{incond} = 157.04 + 819.91 + 91,91 + 727.28 + 14,9$$

$$N_{incond} = 1811.04 \text{ kmol/h}$$

$$P_{P.Go.léger} = \frac{1,96 \times (60,60 + 7,7 \times 60,60)}{60,60 + (7,7 \times 60,60) + 1811,04}$$

$$P_{P.Go.léger} = 1,18 \text{ atm}$$

Le point initial de la courbe de flash du gasoil léger, tracée à la pression 1,18 atm, le point initial correspond à la température de soutirage de gasoil léger donc :

$T_{S\ Go\ léger} = 270 \text{ °C}$. (voir **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 :

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

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

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

Avec :

$$N_{Go.lourd} = \frac{G_{Go.lourd}}{M_{Go.lourd}} = \frac{83253.15}{209} = 398,3 \text{ Kmol / h}$$

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

$$G_{ir.Go.lourd} = (0,032) (169344.48 + 67737.79 + 161019,16 + 139638,24 + 83253,15)$$

C'est-à-dire :

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

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

$$N_{incond} = 157,4 + 819,91 + 106,61 + 727,28 + 398,3$$

$$N_{incond} = 2206,54 \text{ Kmol / h}$$

$$P_{P.Go.lourd} = \frac{1,92 [(398,3 + (0,23 \times 398,3))]}{398,3 + (0,23 \times 398,3) + 2206,54}$$

$$P = 0,87 \text{ atm}$$

Donc :

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

$T_{S.Go.lourd} = 320 \text{ °C}$. (voir 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.

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

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

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 :

$$T_{S.reflux} = T_{kérosène} - N \times \Delta T \quad \dots\dots\dots (IV.67)$$

Où :

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

N = 10 plateaux.

$$\Delta T = T_{kérosène} - T_{ess\ lourd} = 186 - 169 = 17 \text{ }^\circ\text{C}.$$

a) Chute de température sur un plateau :

$$T_{chut} = \frac{\Delta T}{N} \quad \dots\dots\dots (IV.68)$$

Où :

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

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

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

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

La quantité de reflux circulant intermédiaire est :

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

Où :

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

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

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

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

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

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

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 $T_s = 270$ °C, soit la température d'entrée $T_e = 270$ °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.

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

$$N_v = \frac{169344,48}{104} + \frac{67737,79}{137} + \frac{161019,16}{146} + \frac{139638,24}{192} + \frac{83253,15}{209} + \frac{11182,57}{18}$$

$$N_V = 1249,72 \text{ kmol/h}$$

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

$$V = 22,4 \times \frac{1249,72 \times (320)}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{1,77}$$

$$V = 5,15 \text{ m}^3 / \text{s}$$

Où :

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

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

b) Vitesse des vapeurs dans cette section :

.....(IV.71)

Où :

ρ_L^{340} : Masse volumique du liquide au niveau du 1^{er} plateau.

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

$$\sum G_{v,i} = 620992.82 \text{ Kg} / \text{h}$$

$$\rho_V = \frac{62099,2.82}{3600 \times 4,94} = 3,49$$

Donc:

$$W = 0,06 \sqrt{\frac{653,55 - 3,49}{3,49}} = 0,8188 \text{ m} / \text{s}$$

c) Diamètre de cette section :

$$D = 2 \times \sqrt{\frac{5,14}{3,14 \times 0,8188}}$$

$$D = 2,83 \text{ m}$$

Le diamètre réel est de 4,5 m.

Donc: $D < D_{\text{réel}}$

d) Vitesse réelle des vapeurs dans cette section :

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

.....(IV.72)

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

$$W_{\text{réel}} = 0,323 \text{ m} / \text{s}$$

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

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

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

Où :

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

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

T : Température dans la section considérée.

P : Pression dans la section considérée.

IV.2.4.4.3. La vitesse linéaire des vapeurs :

Elle est déterminée par la formule suivante :

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

Où :

ρ_L : La masse volumique du liquide.

ρ_v : La masse volumique de la vapeur déterminée comme suite :

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

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.

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

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

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

Donc :

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

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

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

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

Où :

ρ_L : La masse volumique du liquide au niveau du 1^{er} plateau.

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

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

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

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

$$w = 0,06 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \dots\dots\dots(\text{IV.76})$$

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

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

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 nécessaire pour l'étudiant puisqu'il permet la facilité et l'approfondir les connaissances théoriques.
- Le diamètre de la colonne de distillation atmosphérique d'après les calculs égale $D = 1m$ est inférieur par rapport Le diamètre réel $D < D_{réel}$.
- Notre étude de l'unité de Topping avec " possibilité d'utilisation de colonne de prédistillation" montre qu'on peut augmenter la capacité de l'unité de 20%. (recommandée à la Raffinerie).