

République Algérienne Démocratique et Populaire

Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

Université M'Hamed Bougara-Boumerdes

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Filière : Hydrocarbures
Spécialité : Génie des procédés
Option : Raffinage

Mémoire fin d'études en vue de l'obtention du diplôme de Master

THEME

Augmentation de la capacité de l'unité de topping de la raffinerie d'Alger de 35% en remplaçant le ballon de flash par une colonne de prédistillation

Soutenu publiquement le 13/06/2016

Présenté par :

BENSALEM Ilham
BENSALEM Mounira

suivi par :

Mme. BEDDA Kahina

Le jury:

Mr HADJARAB Djamel

Président

Mr OTHMANINE Ghazi

Examineur

Mr BOULEMRIA

Examineur

Année Universitaire:

2015-2016



Remerciements



*Avant toute chose, nous tenons à remercier **ALLAH** qui nous a facilité la tâche et nous a donné la force afin de réaliser ce mémoire.*

*Nous adressons nos vifs remerciements à notre promotrice
Mme Bedda Kahina pour ses orientations et conseils.*

Nous tenons aussi à remercier nos enseignants de département de génie des procédés pour la formation que nous avons reçue.

Nos respects et profonds remerciements aux membres du jury, qui nous feront l'honneur d'accepter de juger ce travail, d'apporter leurs réflexions et leurs critiques scientifiques.

*Nous adressons nos sincères remerciements à tous les cadres, les ingénieurs, les opérateurs, les tableautistes en citant :
Mr.Kernou Settar, Mr.Lyess, Mr.Meallag Amine et tout le personnel de la raffinerie RAIG pour leurs précieux conseils, informations, explications et leur aide durant la période de stage*

Nos derniers remerciements et qui ne sont pas les moindres, vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.

Dédicaces

C'est avec une très grande joie que je dédie le fruit de mon travail aux deux êtres qui m'ont donné la vie, l'espoir et l'amour et qui m'ont soutenu durant mes études, Mes très chers parents qui ont été les bougies allumant mon chemin vers la réussite.

Ma mère qui pense à moi toujours dans ma présence et mon absence, merci pour m'avoir mis au monde et pour m'avoir accompagné tout le long de ma vie merci pour ta patience, ton courage et ton sacrifice pour moi.

Mon très chère père Qui m'a donné la force pour continuer mes études et qui m'a permis d'avoir cette réussite et ce bonheur. je te dis merci papa du fond de mon cœur pour ton éducation, ton sacrifice ton assistance et pour ce que tu m'as fait.

Merci et mille fois merci avec toute ma fidélité et tout mon amour pour vous, mes parents, je ne pourrai jamais égaler votre mérite. Que dieu m'aide à vous rendre un peu de tout ce que vous avez fait pour moi.

A mes chers frères : Abd El Kader et Abd El Nour

A mes chères sœurs : Assma, Wahiba et Raounak

A toute ma grande famille BENSALÉM et KHAZAZ.

A celui qui m'a réconforté, me redonner du courage et m'épauler lors des moments difficiles.

A mes amis d'enfance à Berrouaghia, mes proches à Boumerdes, mes collègues de toutes mes années estudiantines, mes collègues de la promotion 2011 et surtout au groupe MARA11 et ma binôme Mounira et toute sa famille.

Et à tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin à accomplir ce travail.

B.Ilham





Dédicaces

*A l'esprit de celle qui vit toujours dans mon cœur, qui me manque beaucoup. Ma très chère mère
Puisse Dieu le tout puissant l'accueillir en son vaste paradis.*

*A mon très cher père, qui a guidé mes pas dès mon jeune âge vers le savoir, et qui m'a toujours
encouragé et motivé dans mes études. Que Dieu vous garde et vous bénisse.*

A la mémoire de mon cher oncle Abd Elmadjid.

A mes très chers frères : Said, Lemnaouar, Kamel et Riadh

A leurs femmes et leurs enfants.

A mes très chères merveilleuses sœurs : Rachida, Nacira, Ghania, Karima et Amel

A leurs maries et leurs enfants

A ma sœur et ma deuxième mère Houria

A ma cousine Wahiba

A ma nièce et ma chère amie Souhila

A toute ma grande famille : BENSALEM

A tous mes amies, avec lesquelles j'ai partagés mes meilleurs moments :

*Mon amie d'enfance Sana, Mon intime Zina, ma copine de chambre Sara, mes amies à Sétif :
Afaaf, Amel, Asma, Chahra, Fatima, Uham, Hadjira, Kenza et soumia, mes amies à Boumerdes :*

Chaima, Fatima, Hayet, Ines, Ourdia, Rahma, Roumaissa, Samira et ma chère binôme Uham

*A celui qui compte très cher pour moi et qui a une place exceptionnelle dans mon cœur : Walid et à sa
famille*

A tous mes profs de l'école primaire jusqu'à l'université

*A tous ceux qui ont, de près ou de loin, participé à l'élaboration de ce travail, et à tous ceux qui par
un simple mot ou geste, m'ont aidé et encouragé tout au long de ma vie.*



Mounira

Résumé:

Le but de ce mémoire était d'étudier la possibilité d'élévation de la capacité de production au niveau de la raffinerie d'Alger en augmentant la capacité de traitement de la colonne de distillation atmosphérique de 35% avec intégration d'une colonne de prédistillation remplaçant le ballon de flash existant.

Et pour cela nous avons réalisé un calcul analytique de la colonne de prédistillation suivi d'une vérification des dimensions de la colonne principale.

Les résultats obtenus, après vérification, nous ont démontré que l'augmentation de la charge proposée peut être supportée par la colonne principale.

Abstract:

The object of this thesis was to study the possibility of raising the capacity of production in the refinery of Algiers by increasing the yield of the topping by 35% with integration of a preliminary distillation column replacing the existing flash drum.

For that, we have realized an analytical calculation of the pre-flash column followed by a check of the dimensions of the main column.

The results obtained, after verification, have revealed that the increase can be supported by the main column.

ملخص:

كان الهدف من هذه المذكرة دراسة امكانية زيادة نسبة الانتاج بمحطة تكرير البترول بالجزائر العاصمة عن طريق رفع مردود عمود التقطير الجوي بنسبة 35% مع استعمال عمود تقطير أولي مكان كرة الفلاش الحالية.

و لهذا قمنا بحساب تحليلي لعمود التقطير الأولي متبوعا بإحصاء أبعاد العمود الرئيسي.

النتائج التي تم الحصول عليها بعد التحقق أظهرت أن الزيادة المقترحة يمكن تحملها من قبل العمود الرئيسي.

Table des matières

Liste des figures
Liste des tableaux

INTRODUCTION	1
I PRESENTATION DE LA RAFFINERIE D'ALGER	2
I.1 Historique	2
I.2 Situation géographique	2
I.3 Principales installations	2
I.4 Capacité de production	3
I.5 Organigramme de la raffinerie d'Alger	3
II LE PETROLE BRUT	5
II.1 Généralités sur le pétrole brut	5
II.2 Prétraitement et traitement des pétroles bruts.....	10
III LA DISTILLATION ATMOSPHERIQUE DU PETROLE	15
III.1 La distillation primaire sous pression atmosphérique.....	15
III.2 Les différents types de schéma de distillation	15
III.3 Description du procédé de distillation	18
III.4 Types de distillation.....	20
III.5 Les courbes normalisées (TBP, ASTM et de flash).....	24
IV DESCRIPTION DE L'UNITE DE TOPPING (U.100)	27
IV.1 Circuit préchauffe	27
IV.2 Four F101	28
IV.3 Tour de distillation C101	28
IV.4 Circuit résidu	30
IV.5 Circuit gasoil lourd (distillat).....	30
IV.6 Circuit gasoil léger.....	31
IV.7 Circuit kérosène	31
IV.8 Circuit solvant lourd	32
IV.9 Circuit de Vapeur de tête de C101	32
V CALCUL DU TOPPING.....	36
V.1 Problématique	36
V.2 Données de bases	38
V.3 Calcul de la colonne de prédistillation	45
V.4 Calcul de la colonne de distillation atmosphérique	64
V.5 Calcul du condenseur-réfrigérant	87
V.6 Interprétation des résultats	92
CONCLUSION ET RECOMMANDATIONS	93
Bibliographie	
Annexe 1	
Annexe 2	

Liste des figures :

Figure 1: Organigramme de la raffinerie d'Alger	4
Figure 2: Schéma d'une unité de stabilisation de pétrole brut	10
Figure 3: Schéma de dessaleur électrostatique à un étage	11
Figure 4: Schéma d'un dessaleur électrostatique à deux étages	11
Figure 5: Schéma de principe d'une unité de distillation initiale du pétrole brut.....	16
Figure 6: Schéma d'une unité de distillation initiale à deux colonnes	17
Figure 7: Installation de distillation atmosphérique avec évaporation préalable (avec ballon de flash)17	
Figure 8: Schéma du procédé de distillation	19
Figure 9: Schéma basique d'une distillation (Unsteady State) à deux composants	21
Figure 10: Schéma standard d'une distillation (Steady State) à deux composants.....	22
Figure 11: Configuration schématique d'une distillation en trois phases et trois condenseurs.....	23
Figure 12 : Schéma de principe d'une colonne de stripping	24
Figure 13: Schéma des soutirages de la colonne C101	29
Figure 14: Schéma de l'unité de distillation atmosphérique U100.....	36
Figure 15: Schéma de l'unité de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation.....	37

Liste des tableaux

Tableau 1: Caractéristiques générales du pétrole brut.....	38
Tableau 2: Distillation TBP du pétrole brut	38
Tableau 3: Chromatographie en phase gazeuse des légers.....	39
Tableau 4: Caractéristiques des essences	40
Tableau 5: Caractéristique du kérosène.....	40
Tableau 6: Caractéristiques des gasoils.....	40
Tableau 7: Caractéristiques du résidu.....	41
Tableau 8: Les résultats de tracer les courbes TBP et CF :	44
Tableau 9: Bilan matière de la colonne de prédistillation	45
Tableau 10: Les valeurs des a, b, et c	48
Tableau 11: Densités et masse moléculaires des différentes fractions	48
Tableau 12: calcul du taux de vaporisation molaire (e') dans la zone de flash de la colonne de prédistillation.....	50
Tableau 13: Calcul de la température au sommet.....	52
Tableau 14: Calcul de l'enthalpie des gaz.....	52
Tableau 15: Bilan thermique de la colonne de prédistillation	54
Tableau 16: Valeur de k_1	59
Tableau 17: La variation de l'espacement entre deux plateaux en fonction du diamètre.....	61
Tableau 18: Bilan matière de la colonne de distillation atmosphérique	64
Tableau 19: Calcul du taux de vaporisation molaire de la charge dans la zone de flash de la colonne de distillation atmosphérique	68
Tableau 20: valeur de K.....	71
Tableau 21: Bilan thermique	77
Tableau 22 : Comparaison entre les résultats du calcul de vérification de la colonne et celle de design	92
Tableau 23 : Comparaison entre le cas actuel et après augmentation de la capacité.....	92

Introduction :

L'énergie fait partie de l'univers dans lequel nous vivons. Elle est indispensable dans la vie des êtres humains, ils ont besoin d'elle à tout moment de leur existence. Le pétrole est l'une des plus importantes ressources d'énergie non renouvelables, il figure actuellement comme le promoteur de développement industriel et économique de nombreux pays dans le monde.

Le brut sorti du puits ne peut être utilisé tel qu'il est, car il est un mélange assez complexe de toutes sortes de constituants hydrocarbonés. Il est donc indispensable d'utiliser différents processus de traitement et de transformation afin de tirer le maximum de produits à haute valeur commerciale qui reste l'objectif principale de toute raffinerie.

L'industrie du raffinage est née en 1863 avec la construction de la première unité de distillation à Boston aux États-Unis. Cette unité permettait d'extraire du pétrole lampant seul produit consommé à l'époque. L'apparition de l'automobile entraîna un développement rapide de la consommation d'essence et de gas-oil. L'industrie du raffinage prend son essor à la veille de la deuxième guerre mondiale.

Le raffinage Algérien a vu le jour en 1962 avec la création de la première raffinerie près du gisement de pétrole découvert à l'époque à Hassi-Messaoud, puis celle d'Alger en 1964. De nos jours, l'Algérie possède trois autres raffineries situées à Skikda, Arzew et Adrar. Mais la quantité produite reste insuffisante pour le marché algérien.

Suite aux demandes importantes et croissantes en carburants au centre du pays, ce travail est réalisé dans le cadre de l'augmentation de la capacité de production de la raffinerie d'Alger afin de satisfaire les besoins de cette région, en intégrant une colonne de prédistillation remplaçant le ballon de flash existant dans l'unité du topping.

Notre travail est subdivisé en trois parties :

- Recherche bibliographique
- Partie Technologique
- Partie calcul :
 - Calcul de la colonne de prédistillation
 - Calcul de vérification de la colonne de distillation atmosphérique et son condenseur

Chapitre I

I Présentation de la raffinerie d'Alger :

I.1 Historique :

LA RAFFINERIE D'ALGER « ex NAFTEC » est une filiale de SONATRACH, activité liquéfaction, division raffinage et pétrochimie. Elle a été mise en service en février 1964.

A l'origine, le raffinage était une activité intégrée dans SONATRACH. En 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en Entreprise nationale de raffinage et de distribution des produits pétroliers (ERDP-NAFTAL). En 1988, le raffinage, est à son tour, séparé de l'activité distribution est érigé en Entreprise nationale de raffinage de pétrole NAFTEC Algérie. En avril 1998, l'Entreprise devient une filiale dont les actions sont détenues à 100% par le Holding raffinage et chimie du Groupe SONATRACH avec un capital social de 12 000000000 de DA. Sa capacité de traitement de pétrole brut est 1.6 millions tonnes par an au démarrage, porté à 2.7 millions de tonnes par an en 1970 après extension de la raffinerie. Elle est orientée vers la production des GPL et des carburants.

I.2 Situation géographique :

La raffinerie d'Alger se situe à 5 km au sud d'El Harrach à Sidi-Arcine (Baraki) et à 20 km de l'est de la capitale Alger, occupant une surface de 182 Hectares. Cet emplacement a été choisit après l'étude des sols et la découverte d'une nappe d'eau qui est nécessaire pour l'alimentation des systèmes de refroidissement.

En ce qui concerne le choix de la région Algéroise, elle se présente comme un pôle futur de développement industriel. En plus elle a l'avantage d'être le plus grand centre de consommation avec une part de 40 à 50% de la demande intérieure, il apparaît clairement que la production à partir d'Alger sera moins coûteuse que celle venant des autres raffineries.

I.3 Principales installations :

- Une unité de distillation atmosphérique U100 de capacité de 2,7 millions de tonnes par an.
- Une unité de reforming catalytique U200 de 2500 m³ / jour.
- Une unité de séparation du gaz de pétrole liquéfié U300.
- Une unité de mélange (éthylation) pour la fabrication des essences avec un indice d'octane allant de 89 à 96.
- Unité de pomperie d'expédition connectée aux différents dépôts d'Alger (le port d'Alger et l'aéroport H- Boumediene et le dépôt de Chiffa).
- Parc de stockage d'une capacité de 29200 m³ dont 105000 m³ pour le pétrole brut, 185000 m³ pour les produits finis et semi-finis.
- Centrale thermoélectrique pour les besoins énergétiques :
 - 2 chaudières produisant la vapeur d'eau de 47 T/h chacune.
 - 2 stations de traitement des eaux.

- Un groupe turbo alternateur produisant de l'électricité d'une capacité de 6 MW.
- un laboratoire divisé en deux sections :
 - La section de contrôle (physique) : qui consiste à vérifier la qualité des produits si elle est à l'état de l'exigence.
 - La section chimique : qui vérifie plusieurs critères ; salinité, sédiments (BSW), acidité et les eaux de rejets.
- Plusieurs ateliers de maintenance et de magasins.
- D'un port pétrolier équipé de trois postes de chargement pour les exportations, le cabotage ainsi qu'une station de déballastage.
- Pompe de chargement alimentant en butane et en propane le centre du pays ; Tizi Ouzou, Ain Oussara et Chlef.
- Une salle de control

I.4 Capacité de production :

La raffinerie d'Alger a produit dans l'année 2015 les quantités des produits suivants en tonnes/an :

➤ Propane	0
➤ Butane	70572
➤ Essence super	198556
➤ Essence normale	95079
➤ Naphta	505603
➤ Jet A1	248724
➤ Gas-oil	751280
➤ Fuil-oil	877301
➤ Total carburant	2676543
➤ Total produits finis	2747115

I.5 Organigramme de la raffinerie d'Alger :

Représenté dans la figure 1 :

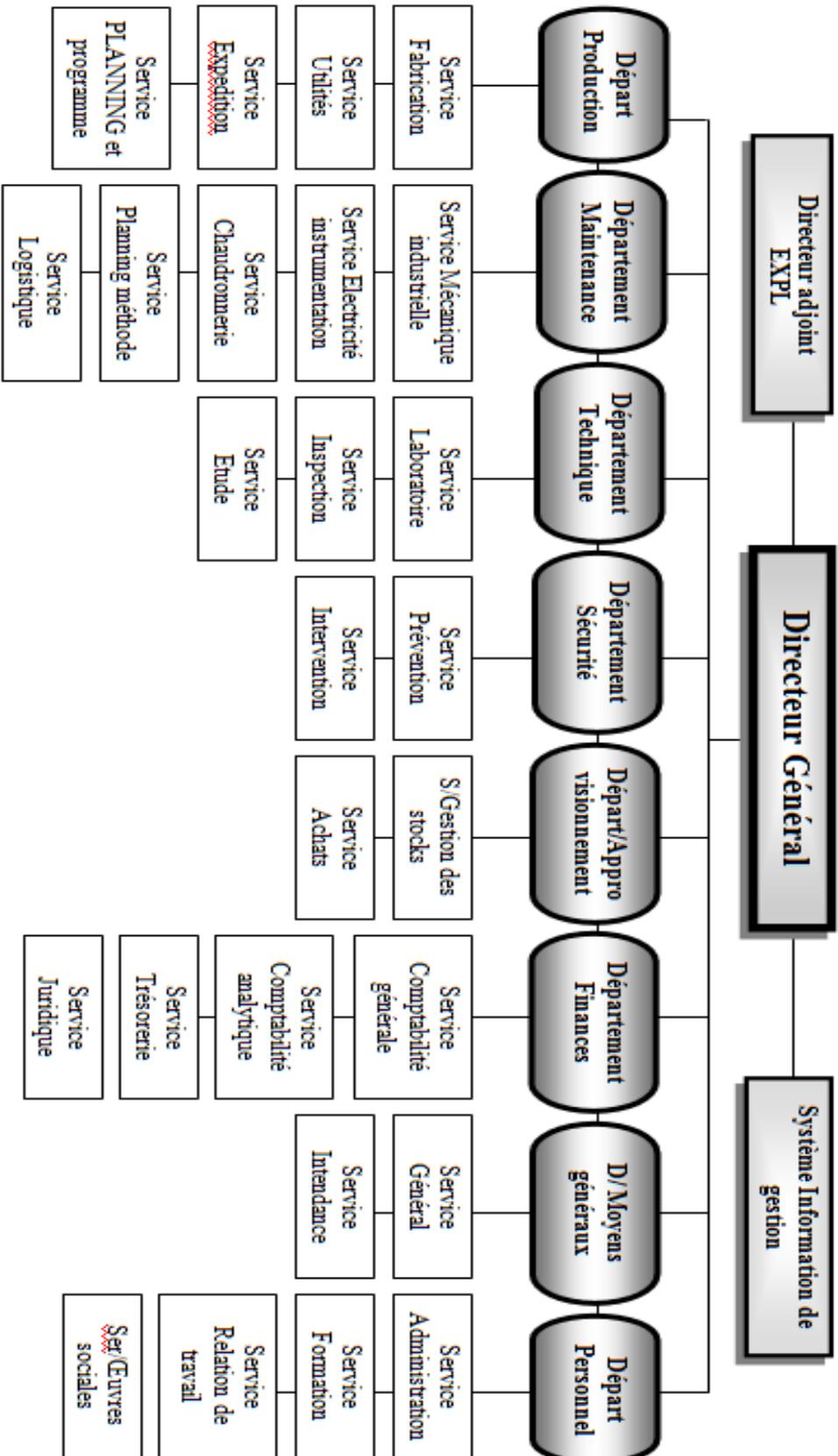


Figure 1 : Organigramme de la raffinerie d'Alger

Partie théorique



Chapitre II

II Le pétrole brut :

II.1 Généralités sur le pétrole brut : [2] [3] [4] [5]

II.1.1 Définition : [2] [3]

Le pétrole brut est un liquide noir, quelques fois à reflets verdâtres, et généralement plus léger que l'eau. Il est plus ou moins fluide suivant son origine et son odeur est habituellement forte et caractéristique. [2]

Sa composition chimique est très complexe et dépend essentiellement de leur âge, c'est-à-dire de l'étape d'évolution du kérogène, quelle que soit l'origine de celui-ci.

La connaissance des caractéristiques physico-chimiques globales des bruts va conditionner le traitement initial (séparation des gaz associés et stabilisation sur le champ de production), le transport, le stockage et bien entendu le prix. [3]

II.1.2 Propriétés physico-chimiques globales des pétroles bruts : [3] [4]

II.1.2.1 Densité : [4]

La densité est le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température t (En France $t=20^{\circ}\text{C}$ au poids du même volume d'eau à une température standard $t=4^{\circ}\text{C}$).

$$d_4^{20} = \frac{\text{poids d'un volume de produit à } 20^{\circ}\text{C}}{\text{poids du même volume d'eau à } 4^{\circ}\text{C}} = \text{masse volumique} \quad (1)$$

Dans les pays anglo-saxons, la specific gravity est définie pour deux températures standards identiques, 60°F , et a pour symbole : sp.gr 60/60 F.

Les Américains utilisent également pour mesurer la densité, le degré A.P.I, défini par l'american Petroleum institute, comme une fonction hyperbolique de la specific gravity :

$$^{\circ}\text{A.P.I} = \frac{141.5}{\text{sp.gr } 60/60^{\circ}\text{F}} - 131.5 \quad (2)$$

II.1.2.2 Point d'écoulement : [3]

Le point d'écoulement des pétroles bruts est mesuré pour donner une indication approchée sur leur "pompabilité". En fait, l'agitation du fluide provoquée par le pompage, peut empêcher, retarder ou détruire la formation des cristaux des paraffines. Conférant ainsi aux bruts certaine fluidité au dessous de la température d'écoulement.

Les points d'écoulement des pétroles bruts se situent généralement dans un intervalle compris entre -60°C et $+30^{\circ}\text{C}$.

II.1.2.3 Viscosité : [4]

C'est une grandeur physique qui mesure la résistance interne à l'écoulement d'un fluide, résistance due aux frottements des molécules qui glissent l'une contre l'autre.

- **Viscosité dynamique ou absolue μ :**

Elle s'exprime en poises. La poise correspond à une force d'une dyne qui déplace une surface plane d'un centimètre carré à la vitesse de 1 cm/s par rapport à une autre surface plane d'un centimètre carré, distance de 1 cm à la première :

$$\mu = \frac{\text{force} \times \text{longueur}}{\text{surface} \times \text{vitesse}} \quad (3)$$

- **Viscosité cinématique ν :**

C'est le rapport de la viscosité dynamique à la densité mesurée à la même température. Elle s'exprime en stocks :

$$\nu = \frac{\mu}{d} \quad (4)$$

II.1.2.4 Tension de vapeur et point d'éclair : [3]

La mesure de la tension de vapeur et le point d'éclair des pétroles bruts permet d'estimer la teneur en hydrocarbures légers.

On admet généralement que les pétroles bruts ayant une tension de vapeur supérieure à 0.2 bar à 37.8 °C (100°C) et un point d'éclair qui est directement lié à la tension de vapeur.

II.1.2.5 Teneur en soufre : [3]

Les pétroles bruts contiennent des hydrocarbures sulfurés, de l'hydrogène sulfuré dissous, et parfois même du soufre en suspension. D'une manière générale, la teneur en soufre total d'un brut est comprise entre 0.05 et 5% en poids, rapports qui s'accordent avec la teneur en soufre des débris organique qui sont à l'origine des pétroles bruts.

II.1.2.6 Teneur en eau, en sédiments et en sels : [3]

- **Teneur en eau :**

Dans le brut, l'eau se trouve en partie dissoute et en partie sous forme d'émulsion plus ou moins stable ; cette stabilité est due à la présence d'asphaltènes, ou certains agent tensio-actifs comme les mercaptans ou les acides naphthéniques.

- **Teneur en sédiments :**

Des produits solides non solubles dans les hydrocarbures ou dans l'eau peuvent être entraînés avec le brut. Ces produits appelés "sédiments" sont de fines particules de sable, de boues de forage, de débris de roche (feldspath, gypse...), de métaux sous forme de minerais : ou à l'état libre comme le fer, le cuivre, le plomb, le nickel, le vanadium... provenant de l'érosion des pipelines, des bacs de stockage, des vannes ou de toute autre tuyauterie que traverse le brut.

- **Teneur en sels :**

Bien qu'ils soient relativement en faibles quantités, de l'ordre de quelques dizaines de ppm, la présence de sels minéraux pose de sérieux problèmes lors du traitement des pétroles bruts.

Les chlorures (sodium, magnésium et calcium) sont presque toujours dominants, à coté du gypse et du carbonate de calcium.

II.1.2.7 Indice d'acidité : [3]

Les pétroles bruts contiennent des acides carboxyliques. Ceux-ci sont dosés par neutralisation avec de la potasse caustique ; le résultat de l'analyse est exprimé en mg de KOH/g de brut.

II.1.2.8 Facteur de caractérisation K_{uop} : [3]

Le facteur de caractérisation K_{uop} a été introduit par les chercheurs de la société "Universal Oil Product".

Il repose sur les constatations que la densité des hydrocarbures est liée à leur rapport H/C (donc à leur caractère chimique) et que leur point d'ébullition est lié à leur nombre d'atomes de carbone.

Il a été ainsi défini un facteur de caractérisation K_{uop} pour les corps purs, faisant intervenir uniquement leur point d'ébullition et leur masse volumique.

$$K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{T/1.8}}{S} \quad (5)$$

T étant la température d'ébullition exprimée en Kelvin et S étant la densité standard $d_{15.6}^{15.6} = 1.002 d_4^{15}$

Pour élargir l'application de ce facteur de caractérisation aux mélanges complexes d'hydrocarbures que sont les coupes pétrolières ; On définit ainsi :

- Pour un pétrole brut à partir de sa courbe de distillation TBP, la température moyenne

pondérée (en vol) : $T = \frac{T_{20} + T_{50} + T_{80}}{3} \quad (6)$

- Pour une coupe pétrolière à partir de sa courbe de distillation ASTM, la température

moyenne pondérée (en vol) : $T = \frac{T_{10} + 2T_{50} + T_{90}}{4} \quad (7)$

T_i représente la température pour laquelle i% du produit à distiller.

II.1.2.9 La TBP :

Détaillé en chapitre III

II.1.3 Composition des pétroles bruts : [2]

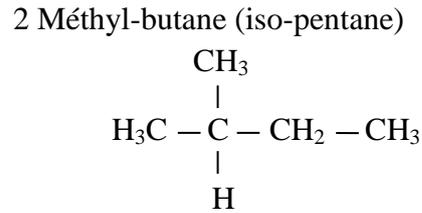
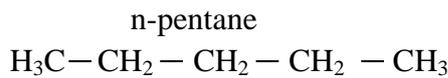
Il est composé en presque totalité d'hydrocarbures et souvent d'un peu de soufre à l'état de combinaisons organiques et de trace de composés oxygénés et azotés.

On trouve surtout les trois classes ci-après d'hydrocarbures dans le pétrole brut :

II.1.3.1 Hydrocarbures paraffiniques: C_nH_{2n+2} .

Les hydrocarbures paraffiniques normaux, c'est-à-dire à chaîne droite, comme le n-Pentane ne réagissent pas avec l'acide sulfurique, l'acide nitrique et la soude caustique. Par contre, les hydrocarbures paraffiniques ramifiés, contenant au moins un carbone tertiaire comme l'isopentane sont un peu plus réactifs.

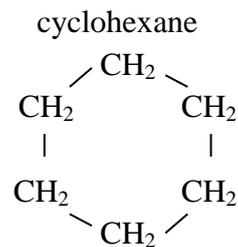
Exemple :



II.1.3.2 Hydrocarbures naphénique : C_nH_{2n}

Les carbones ici sont associés en anneau et toutes les valences sont saturées comme dans les précédents. De ce fait ils sont assez peu réactifs

Exemple :

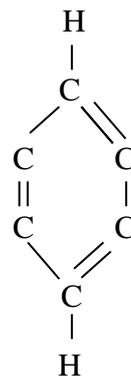


II.1.3.3 Hydrocarbures aromatiques :

Les carbones sont associés encore en anneau, mais une valence sur deux seulement est saturée. Du fait des liaisons doubles, ces hydrocarbures réagissent facilement avec l'acide sulfurique, le chlore, les mélanges oxydants et ils forment aussi bien des produits d'addition que de substitution.

Exemple :

Benzène



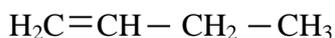
Nous citons aussi trois autres classes d'hydrocarbures qu'on ne trouve jamais dans les pétroles bruts mais qui sont présents en plus ou moins grande quantité dans leurs dérivés. Certaines opérations de raffinage, les ont en effet par transformation des hydrocarbures paraffiniques.

II.1.3.4 Hydrocarbures éthyléniques : C_nH_{2n}

On les appelle aussi parfois carbures oléfiniques ou oléfines. Ils comportent une double liaison qui les rend aptes à s'associer facilement aux halogènes pour donner des produits d'addition. Ils combinent à l'acide sulfurique concentré.

Exemple :

Butylène

**II.1.3.5 Hydrocarbures diéthyléniques : C_nH_{2n-2}**

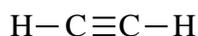
Ces hydrocarbures ont des valences non saturées et, de ce fait, ils sont extrêmement réactifs. Ils s'associent avec un fort dégagement de chaleur aux halogènes et à l'acide sulfurique concentré. Ils sont même très enclins à s'associer à eux-mêmes pour former des polymères (caoutchouc).

Exemple:

butadiène

**II.1.3.6 Hydrocarbures acétyléniques : C_nH_{2n-2}**

Les hydrocarbures acétyléniques comportent une triple liaison et sont particulièrement réactifs. Le premier de la série, et beaucoup le plus connu, est l'acétylène :

**II.1.4 Classification des pétroles bruts : [3] [5]****II.1.4.1 Classification chimique (Selon le caractère le plus dominant) : [3]**

A cause des différences existant entre la qualité des différentes coupes de distillation et celles résultant des traitements ultérieurs des pétroles bruts, il est intéressant de les classer selon le caractère le plus dominant, à savoir leur répartition dans les trois familles chimiques principales qui les constituent : paraffinique, naphthénique, et aromatique, dont les réactivités chimiques, au point de vue moléculaire, sont classés de la manière suivante :

Paraffiniques < naphthéniques < aromatiques

II.1.4.2 Classification industrielle (selon la densité) : [3]

On classe les pétroles bruts en fonction de la densité en quatre grandes catégories :

- Les bruts légers : $d_4^{15} < 0.825$
- Les bruts moyens : $0.825 < d_4^{15} < 0.875$
- Les bruts lourds : $0.875 < d_4^{15} < 1.000$
- Les bruts extra lourds : $d_4^{15} > 1.000$

II.1.4.3 Classification technologique : [5]**➤ Selon la teneur en soufre :**

- Les bruts peu sulfurés : Teneur en soufre < 0.6% pds
- Les bruts sulfurés : Teneur en soufre 0.6% - 2% pds
- Les bruts trop sulfurés : Teneur en soufre > 2% pds

II.2.1.2 Dessalage des pétroles bruts : [3] [9]

La plus part des puits fournissent, depuis leur mise en production, une huile variablement chargée en sels ; le chlorure de sodium est majoritaire, mais il est toujours associé à des quantités variables des sels alcalino-terreux. Cette salinité est apportée par l'eau du réservoir ou par des eaux d'infiltration ; elle est fonction de la position structurale du puits et des caractéristiques physiques de la roche de réservoir. De plus, elle évolue au cours de la vie du puits. [3]

Le dessalage s'opère d'abord en chauffant le pétrole brut entre 80°C et 130°C et en lui ajoutant 4 à 8% d'eau douce pour bien dissoudre les sels. Le pétrole brut ainsi traité est soumis à l'action d'un champ électrostatique produit par un courant de 20000 à 35000volts. Sous l'effet de ce champ, les gouttes d'eau s'agglomèrent et décantent au fond du récipient de dessalage.

Voici un schéma d'un dessaleur électrostatique à un seul étage :

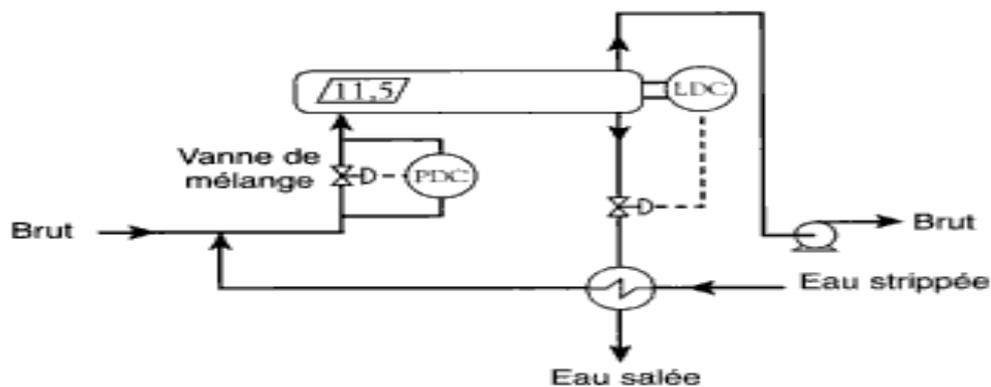


Figure 3: Schéma de dessaleur électrostatique à un étage [3]

Il est courant d'obtenir par une seule opération des teneurs en sel abaissées à 3 ou 4 grammes par tonne. Lorsque la quantité de sels est très élevée au départ, il sera nécessaire de prévoir plusieurs phases successives de dessalage, comme il est illustré dans la figure 4 ; un dessaleur à deux étages. [9]

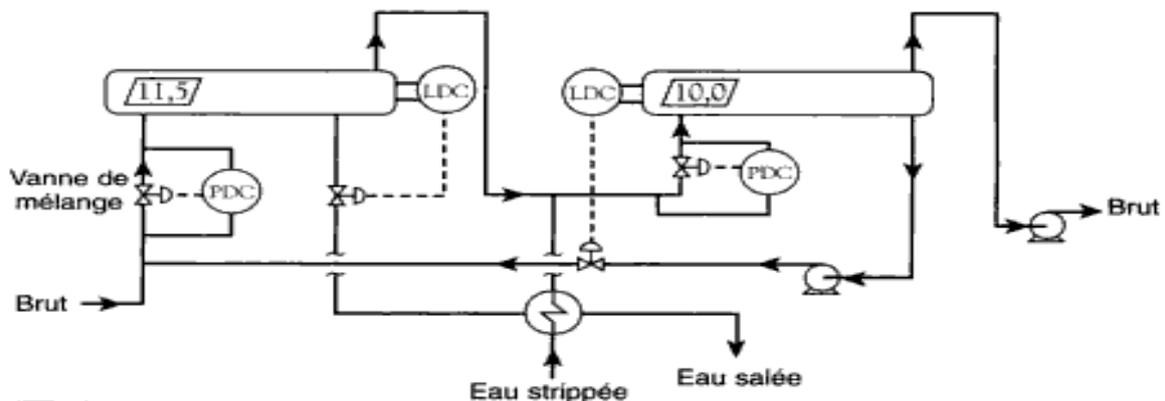


Figure 4: Schéma d'un dessaleur électrostatique à deux étages [3]

II.2.2 Traitement des pétroles bruts: [4]

Le pétrole brut, acheminé des gisements à la raffinerie par pétroliers ou oléoducs, est stocké dans d'immenses réservoirs dont la capacité moyenne est d'environ 30 000 m³. Après dessalage éventuel, il subit quelle que soit son origine une première opération de fractionnement par distillation, produisant des coupes qui subiront à leur tour soit des opérations de transformation moléculaire, soit de nouvelles séparations physiques. La cascade de ces procédés qui transforment le pétrole brut en produits finis constitue en quelque sorte un arbre généalogique que l'on appelle « schéma de fabrication ».

II.2.2.1 Distillation initiale :

L'unité de distillation initiale ou topping a pour but de fractionner le pétrole brut en certain nombre de coupes ou fractions classées en fonction des températures d'ébullition des hydrocarbures. (Voir chapitre III)

II.2.2.2 Procédés de transformations destructifs :

Ils sont appliqués à la plupart des fractions atmosphériques et sont classés en fonction du but à atteindre.

➤ **Modification de la structure moléculaire pour améliorer la qualité principale avec des rendements compris entre 80 et 100 :**

- Réformation catalytique d'essence lourde pour relever l'indice d'octane.
- Isomérisation des paraffines normales de l'essence légère en iso-paraffines qui ont un bon indice d'octane.
- Réduction de viscosité des résidus.

➤ **Transformation des produits en excès pour équilibrer la production et la demande :**

- Craquage catalytique du gasoil ou de distillats sous vide.
- Réduction de viscosité des résidus.
- Cokéfaction des résidus sous vide pour réduire la production de fuels lourds.
- Craquage hydrogénéant des gasoils et des résidus, qui est en quelque sorte une extrapolation de la réformation catalytique à des charges plus lourdes.

➤ **Préparation de matière première pour la pétrochimie :**

- Craquage d'hydrocarbures légers tel que la déshydratation thermique de l'éthane en éthylène.
- Craquage en présence de la vapeur d'eau d'essences légères à mauvais indice d'octane pour produire des oléfines.
- Déshydrogénation catalytique du butane en butylène et en butadiène pour la fabrication du caoutchouc synthétique.

II.2.2.3 Procédés de synthèse :

Ils trouvent essentiellement leur alimentation dans les gaz non saturés fabriqués par les divers procédés destructifs, sans hydrogène, étudiés ci-dessus et ont pour but :

➤ **La fabrication d'essence à haut nombre d'octane :**

- Alkylation catalytique des hydrocarbures en C₃ et C₄.
- Polymérisation catalytique qui produit des iso-oléfinés à haut nombre d'octane.
- Hydrogénation des essences de polymérisation pour leur utilisation par exemple comme essence aviation.

➤ **Préparation de matière première pour la pétrochimie :**

- Alkylation du benzène extrait de réformat catalytique.
- Polymérisation du propylène.

II.2.2.4 Procédés physique de séparation :

➤ **Fractionnement des coupes de première distillation :**

Ces séparations secondaires ont pour but soit d'améliorer la sélectivité de la première étape de séparation, soit de compléter le fractionnement en fonction de la nature chimique :

- Revaporisation à la vapeur d'eau ou « stripping » des soutirages de l'unité de distillation initiale.
- Redistillation sous vide de l'essence légère.
- Redistillation de l'essence lourde avant la réformation catalytique.
- Absorption, fractionnement des gaz et stabilisation des essences légères à l'unité de traitement des gaz.
- Extraction sélective par solvants des distillats sous vide.
- Désasphaltage au propane du résidu sous vide.
- Traitement du kérosène par SO₂ :
- Déparaffinage du raffinat paraffinique par cristallisation et filtration en présence de solvant :
- Traitement des huiles à la terre.

➤ **Fractionnement des effluents des unités de transformation :**

Les réactions utilisées pour modifier la structure moléculaire produisant en plus du produit recherché toute une série de produits secondaires. De même, les réactions de synthèse, si elles sont sélectives des combinaisons binaires, produisant également une quantité non négligeable de grosses molécules condensées. Il est donc nécessaire de compléter tout procédé de transformation par des unités de séparation :

- Distillation de tous les effluents des unités de craquage et de synthèse pour séparer les gaz, les essences, les distillats et les résidus.
- Absorption, séparation des gaz et stabilisation des essences légères à l'unité de fractionnement des gaz.
- Extraction des aromatiques par solvant des essences de réformation catalytique ou des distillats de craquage.
- Cristallisation sélective au paraxylène.

II.2.2.5 Procédé de désulfuration :**➤ Procédés classiques de désulfuration chimique:**

Ils permettent la désulfuration des produits légers : gaz, essences, solvants et kérosène :

- Lavage des gaz par des solutions d'amines.
- Lavage des gaz liquéfiés à la soude.
- Adoucissement des essences et du kérosène par l'emploi d'oxydants.
- Procédés d'extraction des mercaptans.
- Traitement à l'acide sulfurique des essences lourdes et kérosènes à teneur élevée en soufre.

➤ Traitements à l'hydrogène:

Ils opèrent à 350-400°C sous des pressions de 25 à 40 atm. En présence de catalyseurs du type cobalt-molybdène et provoquent une hydrogénation douce et sélective. Ces traitements à l'hydrogène sont appliqués dans les cas suivants :

- Essence lourde : après redistillation du soutirage de l'unité de première distillation.
- Kérosène : à la sortie de l'unité de première distillation.
- Gasoil : pour le gasoil moteur (ou le fuel-oil domestique).
- Huiles.

Chapitre III

III La distillation atmosphérique du pétrole :

III.1 La distillation primaire sous pression atmosphérique : [4]

La première opération subie par le pétrole brut est la distillation initiale dans une installation de fractionnement appelée « topping ». Cette unité est la base du raffinage de pétrole brut, elle sépare le brut en plusieurs fractions ou « coupes », constituant la matière première des installations ultérieures qui les transformeront en produits commerciaux. La distillation permet d'obtenir les coupes suivantes :

- Gaz : au réseau de gaz combustible ;
- Coupe C3/C4 : matière première à butane/propane ;
- Essence légère stabilisée : base pour carburant auto ;
- Coupe « naphta » : charge pour l'unité de réformation catalytique ; kérosène : matière première pour pétrole lampant ou carburéacteur ;
- Coupe kérosène : qui est destinée à la fabrication de carburant aviation. Cette coupe peut également intervenir dans la fabrication de solvants, de fuel domestique ou de gasoil moteur)
- Gazole léger et Gazole lourd : qui serviront à fabriquer le fuel domestique et le Gazole moteur;
- Une coupe de distillat: est parfois soutirée entre le Gazole lourd et la zone d'expansion ; suivant sa qualité, elle est mélangée au résidu atmosphérique ou utilisée comme fluxant de fuel lourds ;
- Résidu atmosphérique : matière première qui alimente l'unité de distillation sous vide.

III.2 Les différents types de schéma de distillation : [4] [6]

III.2.1 Distillation dans une seule colonne : [4]

L'opération consiste à fractionner le pétrole brut en une série de coupes (ou fractions) élémentaires : gaz, essence légère, essence lourde, kérosène, gasoil et résidu atmosphérique. La séparation est généralement réalisée dans une colonne unique (voir figure 5), fonctionnant sous une pression à peine supérieure à 1 atm. et possédant des soutirages latéraux. Le schéma de principe d'une telle unité est présenté ci-dessous, où il est montré que la colonne unique correspond en réalité à un empilage vertical de quatre tronçons simples que l'on pourrait disposer sur le même plan avec des pompes de circulation pour les divers reflux. Cette décomposition explique le mécanisme de calcul par section, d'une telle colonne. Signalons également que ce fractionnement se réalise sur les effluents des unités de craquage catalytique ou thermique et que la conduite des calculs est identique.

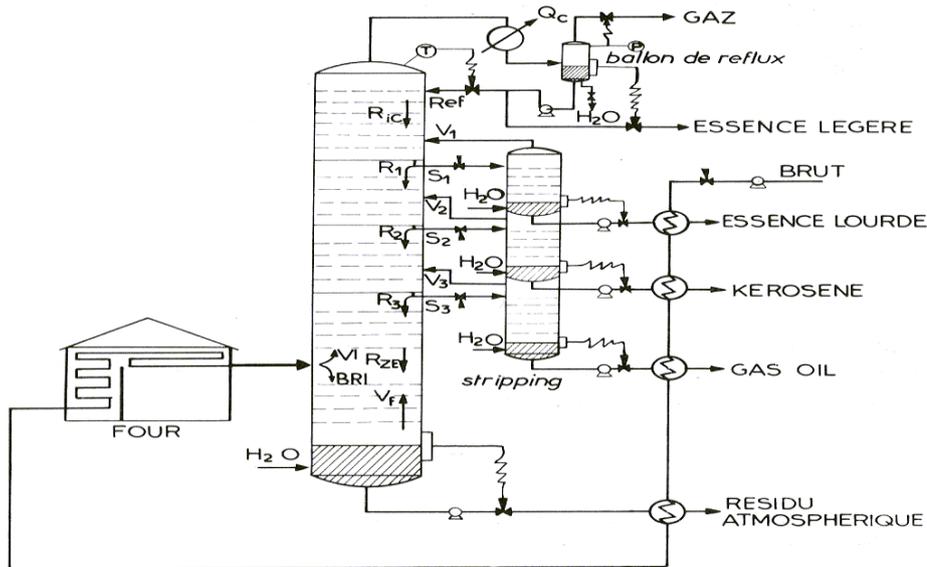


Figure 5: Schéma de principe d'une unité de distillation initiale du pétrole brut

III.2.2 Distillation dans deux colonnes : [4]

On utilise parfois deux colonnes pour la distillation initiale du pétrole brut, lorsque celui-ci a une teneur importante en hydrocarbures légers, en eau ou en composés sulfurés corrosifs. Le brut préchauffé aux environs de 200 °C est introduit dans la colonne primaire qui fonctionne sous pression (3 à 5 kg /cm²), selon le schéma ci-dessous. Au sommet, on obtient les gaz et une essence légère alors que le brut étêté, produit en fond de tour, est envoyé au four, puis à la colonne principale qui fournit d'une manière classique les autres soutirages et le brut réduit. Un circuit de brut sort du four en dérivation pour assurer le rebouillage de la colonne primaire. L'intérêt d'un tel schéma réside dans les faits suivants :

- Les composés sulfurés corrosifs (H₂S et mercaptans) sont volatils, donc éliminés au sommet de la colonne primaire, pour laquelle on prévoira une nuance d'acier spécial alors que la colonne principale pourra être construite en acier ordinaire ;
- le fait de fonctionner sous pression permet de recueillir en tête une essence légère à tension de vapeur élevée, par suite de la condensation de la majorité des butanes. On soulage ainsi d'autant les compresseurs à gaz;
- l'élimination des éléments légers permet de réduire la puissance du four d'autant plus que ces éléments légers, vaporisés dans le four dans le schéma classique à une colonne, donnent un mauvais coefficient de transfert. La diminution de charge du four atteint ainsi facilement 10%;

La présence d'eau dans le pétrole brut, en dépit de toutes les décantations préalables, est nuisible à la régularité du fonctionnement; elle peut provoquer des explosions dans le four par vaporisation intempestive qui peut entraîner le soufflage des plateaux. Avec une colonne primaire, l'eau est éliminée directement au sommet de tour et la marche de la colonne principale ne risque plus d'être perturbée.

Le schéma technologique est comme suit :

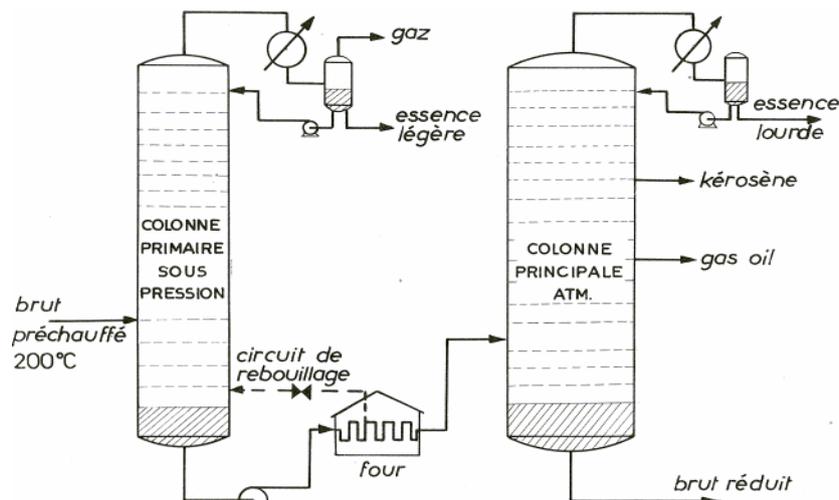


Figure 6: Schéma d'une unité de distillation initiale à deux colonnes

III.2.3 Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash : [6]

Cette installation consiste à traiter une charge contenant une quantité importante en fractions légères, il ne peut être employé pour des pétroles bruts riches en composés sulfurés. Elle permet de séparer dans le ballon la phase vapeur déjà formée qui by passe le four.

➤ Avantages :

- Grande capacité de l'unité
- Possibilité de traiter les pétroles légers (avec une teneur limitée en gaz)
- Evaporation préalable des essences légères du pétrole brut ce qui diminue la capacité du four
- Ce type d'installation permet de réduire la consommation d'énergie
- 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 (de traiter) le pétrole brut riche en composé sulfureux.

Le schéma de cette installation :

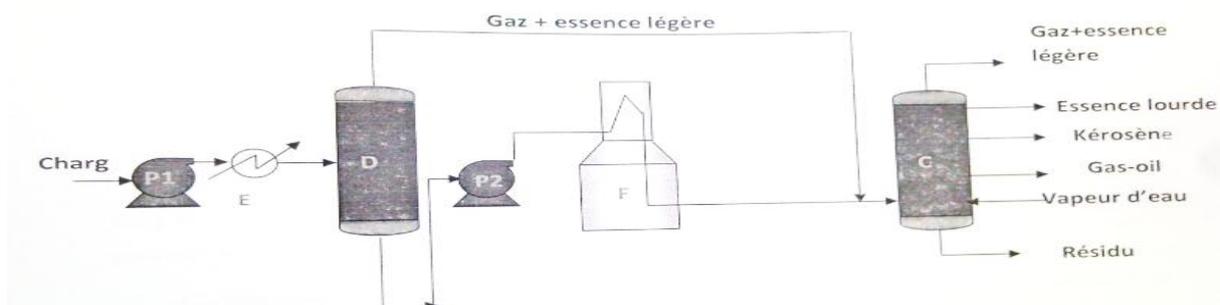


Figure 7: Installation de distillation atmosphérique avec évaporation préalable (avec ballon de flash)

III.3 Description du procédé de distillation : [7]

La température dans une colonne de distillation diminue progressivement de bas en haut. Le schéma 'Ensemble d'une distillation de brut' ci-dessous permet de suivre cette description, il représente une colonne de Topping classique avec les différentes zones de coupes A, B, C, D et E de bas en haut opérées durant la distillation.

La chaleur nécessaire à la charge de pétrole brut est assurée par une série d'échangeurs thermiques et par un four.

Le brut chauffé est alimenté dans une zone de flash. Le pétrole brut pénètre dans la colonne sous forme d'un puissant bouillage et à l'état d'évaporation.

Pour maîtriser cette turbulence, l'espace entre le plateau de charge et le plateau supérieur suivant doit être plus conséquent que celui entre les autres plateaux de la colonne.

Tous les composants légers restants sont extraits par une vapeur qui est alimentée au fond de la colonne.

La température du brut entrant dans la colonne est généralement suffisante pour permettre la vaporisation ou la dispersion de la plupart des composants légers.

La partie de la colonne dans laquelle les composants légers sont extraits du liquide est appelée « section de stripping ».

Le liquide véhiculé au fond de la colonne est évacué sous forme de brut réduit.

Les vapeurs générées au fond de la colonne entrent en contact avec le liquide sur le premier plateau de la section B, elles sont ensuite refroidies et certains des hydrocarbures plus lourds contenus dans les vapeurs se condensent.

Parallèlement, le liquide absorbe la chaleur dégagée par les vapeurs avec pour conséquence la vaporisation de certaines des fractions légères contenues dans le liquide.

Les vapeurs développées sur le premier plateau de la section B remontent par les colonnes de montée et les clapets dans le liquide sur le second plateau de la section B.

Le liquide du second plateau présente une température légèrement inférieure à celle du liquide du premier plateau.

Lors du barbotage ascendant des vapeurs dans le liquide du second plateau, les hydrocarbures plus lourds contenus dans la vapeur ont tendance à se condenser.

Les fractions plus légères contenues dans le liquide absorbent la chaleur et se vaporisent.

La température la plus élevée se situe au fond de la colonne et celle la plus basse en tête de colonne.

La conduite d'une colonne de distillation dépend du procédé constant de vaporisation et de condensation.

Au fur et à mesure de la réitération du cycle vaporisation et condensation, une fraction différente est progressivement isolée sur chaque plateau.

La température du plateau détermine la composition de chaque fraction à une pression donnée.

La fraction la plus légère se développe sur le plateau de tête et celle la plus lourde sur le plateau de fond.

Au fur et à mesure de la remontée dans la colonne de distillation, les produits s'allègent de plus en plus puisque la température du plateau diminue jusqu'au dernier plateau de la tête de colonne.

Les vapeurs condensées s'écoulent vers le plateau inférieur tandis que les vapeurs non condensées s'élèvent vers le plateau suivant de la section B.

Le liquide et les vapeurs en tête de la section B sont quasiment exempts de la fraction la plus lourde, c.-à-d. du brut réduit.

Une partie du liquide sur le plateau en tête de la section B est soutirée dans une colonne distincte, appelée colonne de stripping.

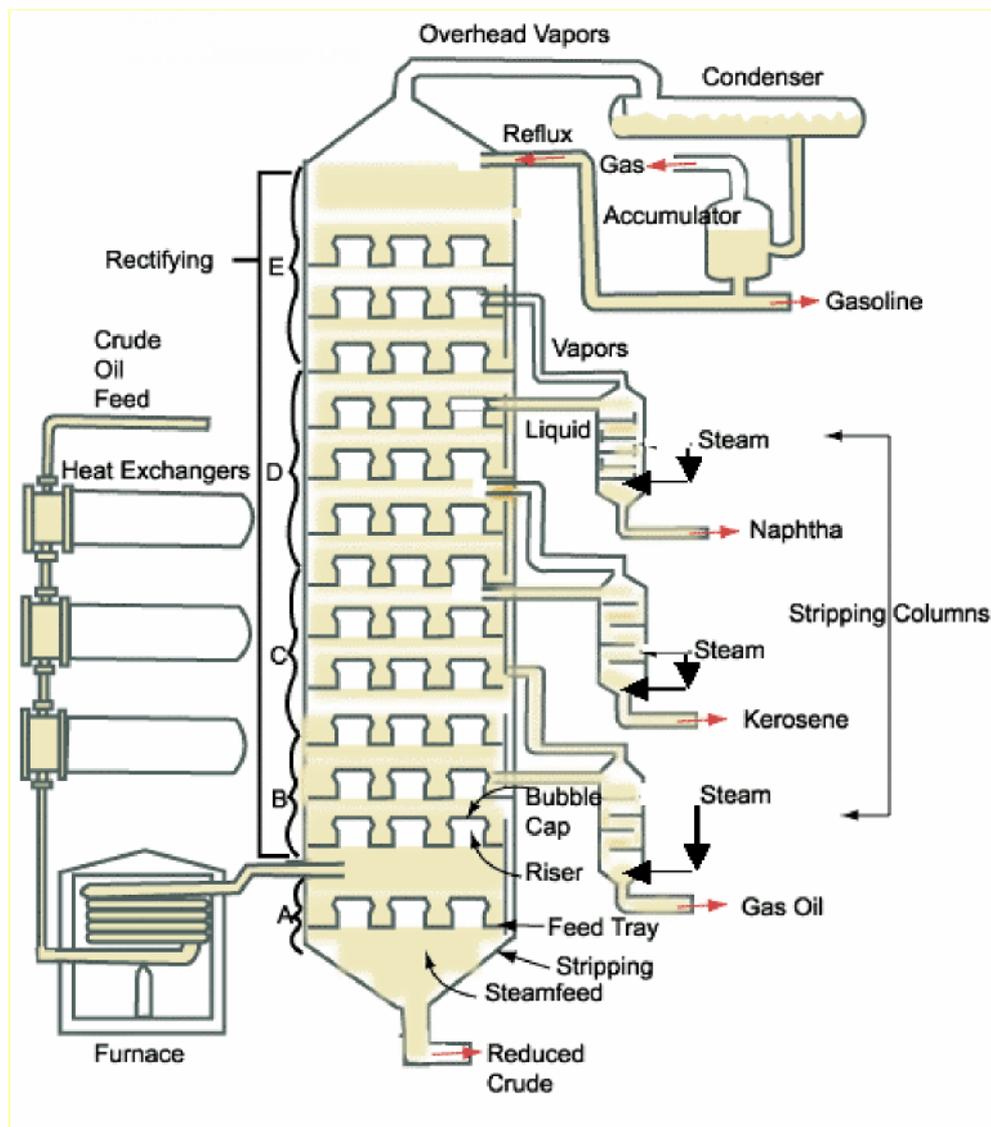


Figure 8: Schéma du procédé de distillation

III.4 Types de distillation : [7]

Plusieurs types de distillation existent :

- Distillation en régime non stationnaire (batch)
- Distillation en régime stationnaire (continue)
- « Stripping »

III.4.1 Distillation en régime non stationnaire (batch) :

La conduite de la colonne consistant en un placement dans un bac de mélange, la vaporisation d'une partie du mélange et la vidange de la partie restante, est appelée «distillation discontinue » ou «distillation en régime transitoire ».

Par exemple sur la figure 9, le mélange devant être séparé se compose d'hexane à 50 % et de pentane à 50%.

Si tout le mélange est vaporisé, le liquide condensé collecté au niveau du Point E contiendra 50 % de pentane.

Pour séparer le mélange, celui-ci doit être partiellement vaporisé car le pentane étant plus volatile que l'hexane, il aura tendance à se vaporiser plus rapidement.

Lorsqu'une source de chaleur est appliquée au mélange pour sa vaporisation partielle, les vapeurs se libèrent du mélange liquide au niveau du Point B et sont ensuite véhiculées vers le tubing au niveau du Point C.

Au niveau de ce point, le liquide est passé à l'état de vapeur ou de gaz. Les vapeurs passent du tubing au condenseur au Point D. Le condenseur génère un produit liquide par refroidissement des vapeurs. Le condenseur transforme les vapeurs en liquide, au point de demi vaporisation du liquide, le pentane, composant plus léger se concentre alors dans la vapeur condensée. Lorsque le liquide est partiellement vaporisé, l'hexane se concentre à son tour dans le liquide.

Le type de cette distillation est présenté dans la figure 9 :

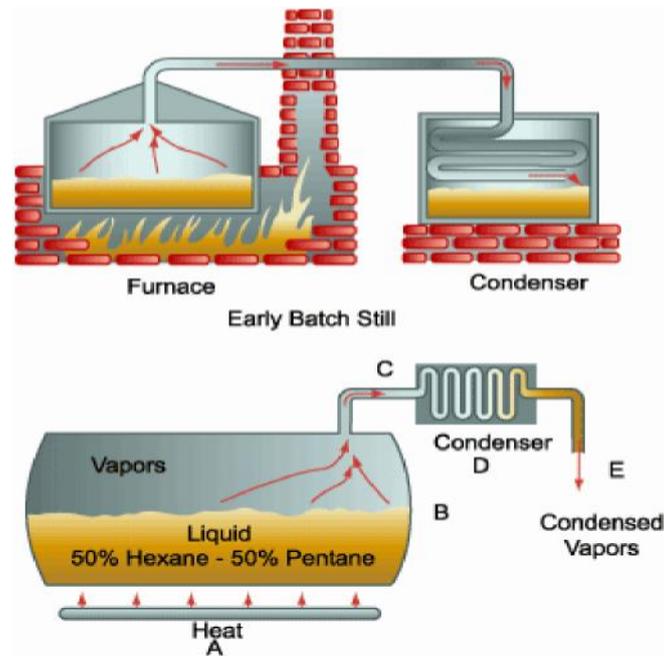


Figure 9: Schéma basique d'une distillation (Unsteady State) à deux composants

III.4.1 Distillation continue:

La distillation continue est bien plus efficace que la distillation en régime transitoire. Dans la distillation en régime transitoire, le liquide est introduit dans la colonne bac après bac. Dans la distillation continue, le liquide est introduit en continu (voir figure 9).

La charge liquide entre en continu dans la colonne au niveau du Point A. Une partie du liquide est également extraite en continu depuis la colonne au niveau du Point B. Le liquide extrait de la colonne au niveau du Point B est enrichi en hexane.

Comme dans la distillation en régime transitoire, les vapeurs sont condensées dans le condenseur. Le liquide collecté dans le condenseur est enrichi en pentane.

Le liquide étant alimenté en continu dans la colonne et son extraction s'effectuant également en continu, la composition du liquide dans la colonne reste identique.

La composition du liquide dans la colonne restant identique, la vaporisation est maintenue dans la colonne sans modification de température.

La distillation continue comme celle en régime transitoire implique l'apport de chaleur sur le mélange afin de le vaporiser partiellement et l'utilisation d'un condenseur afin de refroidir les vapeurs. Mais dans la distillation continue, les conditions dans la colonne restent identiques.

Même si le fonctionnement d'une colonne simple continue est bien plus efficace qu'un fonctionnement en régime transitoire, il n'est pas toujours très adapté à l'industrie pétrolière.

Le pourcentage de pentane contenu dans les vapeurs condensées n'est pas suffisamment sélectif pour être exploitable, de même pour le pourcentage en hexane contenu dans le liquide de la colonne.

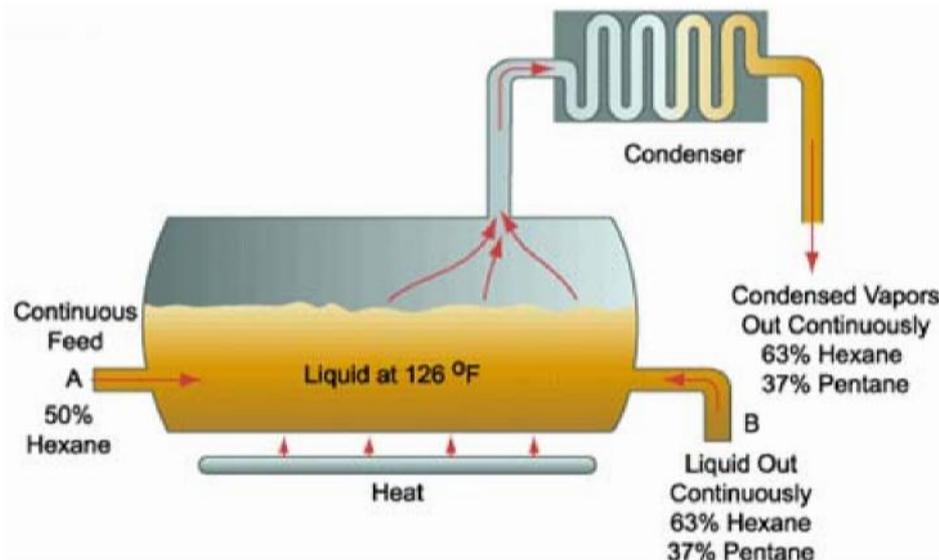


Figure 10: Schéma standard d'une distillation (Steady State) à deux composants

III.4.3 Distillation à colonnes multiples:

La première colonne de la figure 11 est identique à la colonne simple de la figure 10, mais l'appareil de distillation illustré sur la Figure de ce paragraphe a été complété de deux colonnes supplémentaires par rapport à la colonne illustrée sur la Figure du paragraphe précédent.

L'emploi de colonnes multiples peut intensifier la pureté d'un des produits.

La charge est introduite en continu vers la Colonne 1. Au lieu d'être extraite en continu à partir de la première colonne, ce liquide devient la charge de la Colonne 2.

La charge du liquide vers la Colonne 2 est enrichie en hexane par rapport à celle initialement introduite dans la Colonne 1.

La charge vers la Colonne 2 étant enrichie en hexane, la température d'ébullition dans la Colonne 2 doit être supérieure à celle de la Colonne 1.

Le point d'ébullition dans la Colonne 3 est supérieur à la température d'ébullition de la Colonne 2.

Le liquide extrait de la Colonne 3 possède une concentration encore supérieure en hexane.

Les vapeurs se condensent dans des condenseurs au niveau de chaque colonne. Les vapeurs issues de chaque colonne possèdent une concentration supérieure en pentane et une concentration plus faible en hexane par rapport au liquide contenu dans la colonne.

Les vapeurs condensées au niveau des Colonnes 2 et 3 possèdent une concentration plus faible en pentane par rapport à la charge liquide initiale introduite dans la Colonne 1. La veine liquide provenant de l'ensemble des colonnes multiples est relativement pure en hexane.

La conduite des colonnes multiples peut être améliorée de façon à obtenir davantage de précision en modifiant certains équipements comme illustré sur la Figure 11. Avec ce type de conduite, les vapeurs se condensent uniquement au niveau de la Colonne 1.

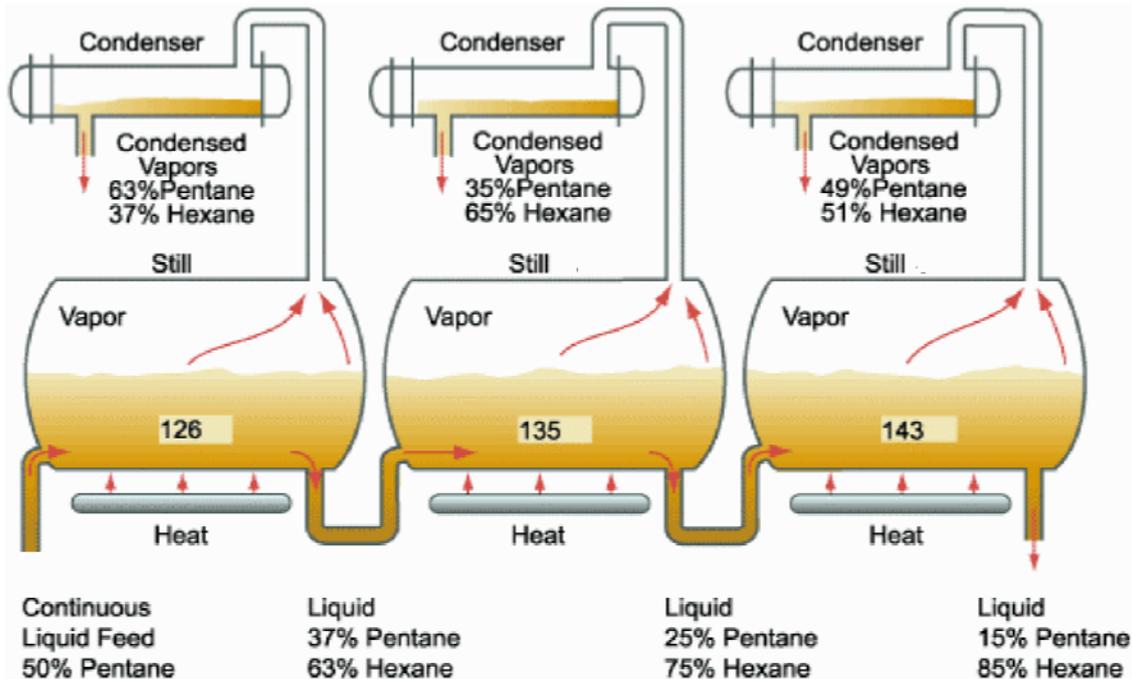


Figure 11: Configuration schématique d'une distillation en trois phases et trois condenseurs

III.4.4 Stripping :

Ce n'est pas vraiment une distillation, mais un entraînement qui a comme but d'extraire les phases légères restantes dans les coupes lourdes en les re-vaporisant soit par apport de chaleur soit par diminution de la pression partielle du mélange (Ex enlever les restes d'essences appelées plus couramment Naphtas d'un Kérosène) au moyen d'un fluide inerte de Stripping c'est souvent à la vapeur que revient cette fonction dans les colonnes latérales dites de Stripping rattachées à la colonne de distillation.

La construction de la colonne de stripping comprend également des plateaux, des clapets et des conduits d'eau telle une colonne de distillation miniature (figure 12).

Tandis que le liquide circule dans la colonne de stripping, il entre en contact avec la vapeur. La vapeur réduit la pression partielle des hydrocarbures et les composants les plus légers contenus dans le liquide se vaporisent. Ces vapeurs sont renvoyées vers plusieurs plateaux de la colonne de distillation situés en surplomb de l'endroit où le liquide a été extrait.

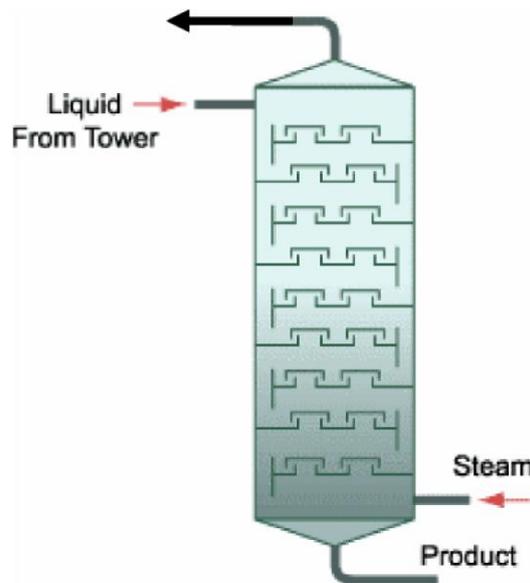


Figure 12 : Schéma de principe d'une colonne de stripping

III.5 Les courbes normalisées (TBP, ASTM et de flash) : [4] [8]

Le régime de température est l'un des facteurs de qualité des produits obtenus par distillation d'un mélange d'hydrocarbures.

Pour déterminer les différentes températures au sein d'une colonne, il est nécessaire de connaître les différentes courbes de distillation:

- Courbe TBP (True Boiling Point)
- courbe de vaporisation progressive simple ou ASTM
- courbe de flash [8]

III.5.1 Courbe de Distillation TBP des pétroles bruts : [4] [8]

La distillation TBP (True Boiling Point) permet de donner une image presque exacte de la composition d'un pétrole brut, par la mesure de la température d'ébullition des constituants qui le composent, d'où son nom.

Le pétrole brut est décomposé en une cinquantaine de coupes ayant un intervalle de distillation très étroit, ce qui va permettre de les considérer comme des hydrocarbures purs fictifs, dont le point d'ébullition sera égal à la moyenne arithmétique des températures initiale et finale de distillation. La détermination des propriétés de chaque coupe permet de tracer les courbes propriétés-rendement et les courbes d'iso propriétés qui servent dans l'étude de valorisation des pétroles bruts.[4]

La courbe TBP, plus difficile à réaliser, exige un appareil plus compliqué et nécessite beaucoup plus de temps, donnera par contre des résultats plus précis sur la qualité du produit. [8]

III.5.2 Courbe de distillation ASTM D 86 des coupes pétrolières légères : [4] [8]

C'est la méthode la plus courante. Elle est utilisée pour les essences, les kérosènes, les gasoils et les produits similaires. Elle est réalisée à pression atmosphérique et ne convient pas aux essences contenant des quantités importantes de gaz dissous ou aux solvants dont les points de coupe sont rapprochés.

Les résultats consistent en une courbe de distillation indiquant la température en fonction du % volume distillé (point initial, 5, 10, 20, 30, 40, 50, 60, 70, 80, 90 et 95 % volume distillé, point final). [4]

La courbe ASTM est la plus facile à réaliser, mais en revanche, elle donne peu de renseignements sur le produit.

Les deux courbes ASTM et TBP sont plus ou moins faciles à obtenir si l'on dispose du matériel adéquat. [8]

III.5.3 La courbe de flash : [4] [8]

La courbe de flash d'une coupe pétrolière se définit comme étant la courbe qui présente la température en fonction de la fraction en volume de liquide vaporisé, le liquide résiduel étant en équilibre avec la totalité de la vapeur, à pression constante. [4]

La courbe de flash, bien qu'elle ne soit pas une courbe de distillation, est très importante et présente un intérêt pour les procédés de vaporisation continue.

La courbe de flash est la plus difficile à réaliser par la méthode expérimentale car elle exige un temps d'opération assez long et des quantités de produits importantes. [8]

Partie technologique

The image features the French phrase "Partie technologique" written in a blue, cursive script. The text is positioned in the center of the page and has a soft, light blue shadow cast beneath it, giving it a three-dimensional appearance. The background is plain white.

Chapitre IV

IV Description de l'unité de Topping (U.100) : [1]

C'est l'unité de distillation initiale du pétrole brut de Hassi Messaoud et du condensât de Hassi R'Mel.

IV.1 Circuit préchauffe :

Depuis les bacs de stockage à toit flottant A301, A302, A303, de 35000 m³ chacun, le pétrole brut s'écoule vers les pompes d'alimentation P101 (ABC), à six étages, par gravitation avec une pression de 0,5 bar environ, ces pompes sont verticales contenant des hélices pour casser les poches de gaz qui peuvent causer le désamorçage (cavitation) et qui sont renfermées par le brut.

Les pompes refoulent le brut vers l'unité à travers un circuit préchauffe, dont on distingue deux parties :

IV.1.1 Circuit préchauffe de brut:

Les pompes P101 refoulent le brut avec une pression allant de 16 à 21 bars, en deux passes parallèles vers les échangeurs E101 (CBA et FED) coté faisceaux, avec un débit qui est contrôlé par un régulateur de débit FR101, réchauffé par le reflux circulant de tête coté calandre.

Au niveau de E101, à sa température (coté tubes) qui favorise la dissolution des sels dans l'eau, on injecte de l'eau traité dans le brut afin d'éliminer les sels contenus dans ce dernier. Le brut sort ayant la température d'environ 106°C, passe par un contrôleur de pression PRC102, avant de d'entrer dans le dessaleur D110, toutefois ce dernier peut être by-passé dans le cas où il y a absence d'eau traitée ou lors d'une panne.

➤ **Dessaleur** : utilisé pour éliminer les sels ainsi que l'eau contenue dans le pétrole. Ces sels sont dissous dans l'eau, qui à son tour est émulsionnée par le pétrole. Alors pour les éliminer, il faut d'abord briser la couche émulsifiante, en utilisant un désémulsifiant qu'on injecte à l'entrée des pompes d'alimentation, ensuite on attribue aux gouttelettes d'eau des charges électrique et ça à l'aide de quatre électrodes qui font passer un courant électrique de 18000 Volt dans le pétrole, ce qui donne une force d'attraction entre les gouttelettes en provoquant la formation des grosses gouttes, qui par décantation seront éliminées, contenant avec elles les sels dissous. L'eau et les sels, sont éliminés afin d'éviter la corrosion et le bouchage des faisceaux des échangeurs.

Le brut passe, ensuite dans les échangeurs E102 CBA qui élève la température du brut de 110 à 170°C par échange avec le reflux circulant intermédiaire.

➤ **Ballon de flash** : Les fractions légères et l'eau entraînée par le brut se vaporisent et sortent en tête du ballon D.102 pour être réinjectées dans le brut flashé à la sortie du four F.101, leurs débit est enregistré par FR.108 et un régulateur de pression PRC.101 qui maintient dans le ballon une pression constante de 3 bars. Les fractions non vaporisées tombent au fond du ballon D.102, on les appelle brut flashé. La constante de niveau dans le

ballon est assurée par l'IRC.101 qui règle le débit de brut. Une liaison permet de by passer le D.102 en cas de panne des pompes P.102 A et B.

IV.1.2 Circuit préchauffe du brut flashé :

La pompe P.102A reprend le brut flashé du ballon D.102 et le refoule à travers un circuit d'échangeurs (E103, E104, E105 (A, B), E106 (A, B)) avant d'entrer au four F.101.

Les échangeurs sont parcourus (coté calendre) par des produits à refroidir qui se présente par l'ordre suivant :

E103 kérosène	}	en parallèle
E104 Gasoil lourd		
E 105 A et B gasoil léger strippé		
E106 reflux inférieur (de fond)		
E107 A et B résidu atmosphérique		

A la sortie des E107, le brut flashé est à 220°C environ, il passe par un régulateur de pression PRC105 qui maintient une pression constante dans le circuit des échangeurs en commandant la P102.

Avant d'entrée au four F101 le courant de brut flashé se divise en huit passes parallèles, dont le débit est maintenu pour chacun par l'intermédiaire de huit contrôleurs de débit FIC101 jusqu'à FIC108.

IV.2 Four F101 :

L'entrée de brut flashé dans la zone de convection se fait donc en huit passes. Dans cette zone, les huit passes se réunissent pour former quatre passes (deux passent à travers la chambre de radiation nord et les deux autres dans la chambre sud). Dans chaque chambre les deux passes se séparent sous le toit du four pour descendre chacune le long des deux murs latéraux dans chaque chambre et se réunissent à la sortie de four. Les deux circuits de brut passes alors chacun par des TRC106 et TRC107 régularisant la température de sortie du four par action sur les débitmètres d'arrivés des gaz combustible aux 44 brûleurs du four (le fuel gaz venant de Hassi R'Mel remplit le ballon D107 qui alimente le four).

Les deux circuits se réunissent ensuite en une seule ligne de transfert qui recevra avant l'entrée dans la colonne de distillation C.101 les produits légers venant du ballon D.102.

IV.3 Tour de distillation C101 :

Cette tour est équipée de 49 plateaux à clapets, marchant à pression de 1,8 bar environ.

Les six plateaux du fond travaillent à l'épuisement du brut réduit initial par un stripage à la vapeur d'eau surchauffée (vapeur stripping venant de la centrale thermique à pression de 5bar (vapeur BP)) ce qui permet de le débarrasser des produits légers et d'obtenir au fond de la colonne un résidu à point de flash correct.

La charge après avoir été partiellement vaporisé dans le four F101 entre à une température d'environ 390°C dans la zone d'expansion, appelé aussi zone de détente ou de flash sous le plateau n°7.

La partie liquide qui correspond aux produits plus lourds que le gasoil, qui n'est pas vaporisée à la température de sortie du four, passe au fond de la tour elle est appelée résidu atmosphérique.

La partie vaporisée s'élève dans la colonne en se condensant aux différents plateaux de soutirage suivant la température d'ébullition.

Les coupes soutirées ainsi sont :

Gasoil lourd

Gasoil léger

Kérosène

Solvant lourd

Ce qui n'est pas condensé sort en tête de la colonne sous forme de vapeurs constituant l'essence totale (butane, propane, essence SR et solvant léger) ainsi que les vapeurs d'eau de stripping injectée au fond de la colonne.

Voici un schéma descriptif des soutirages de la colonne C101

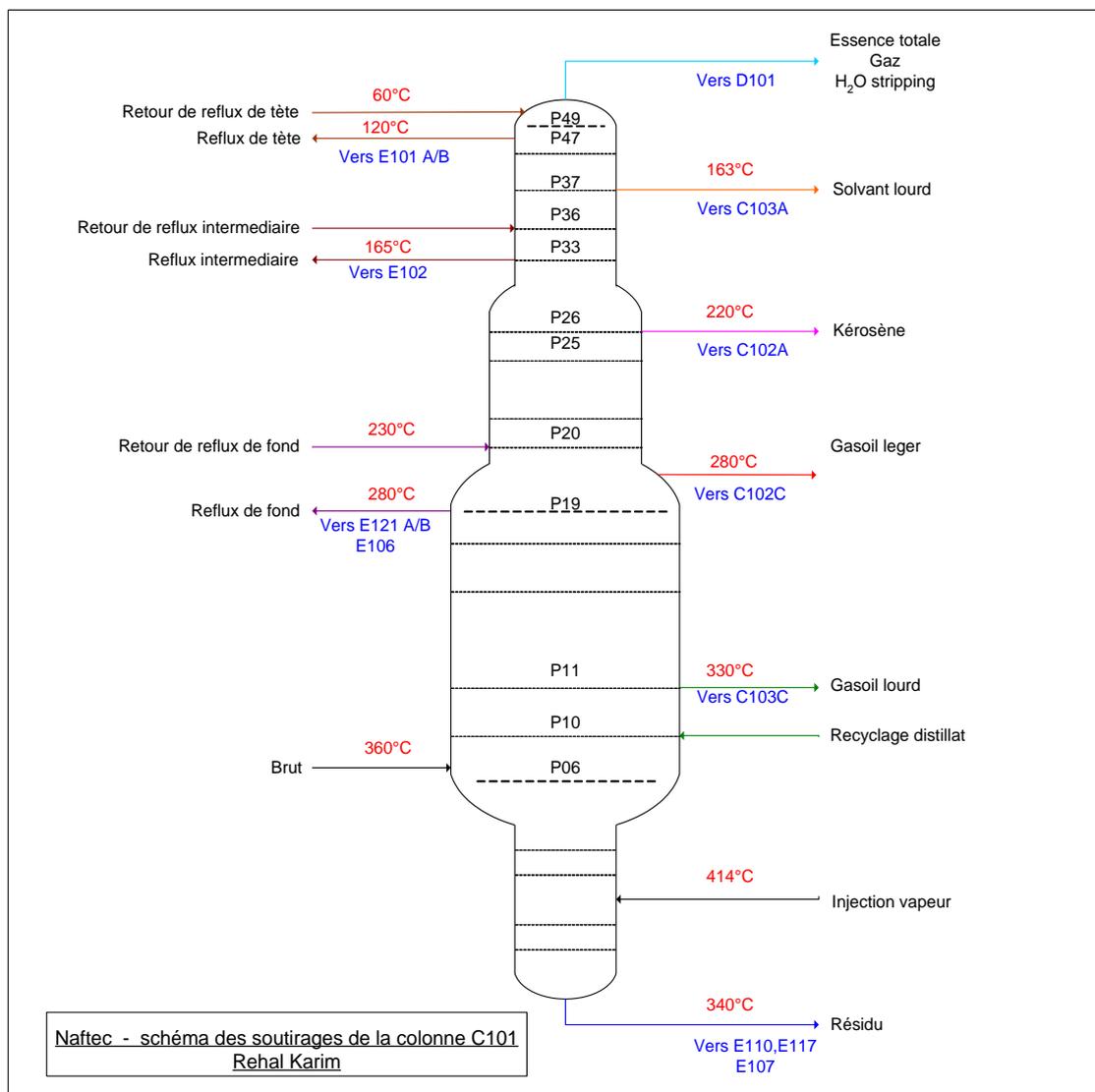


Figure 13: Schéma des soutirages de la colonne C101

IV.4 Circuit résidu :

Le résidu strippé a une température de 390°C, s'accumule au fond de la colonne où le niveau liquide est maintenu constant par la vanne régulatrice LRCV102

La P110 refoule le résidu à travers une série d'échangeurs où les calories disponibles sont utilisées pour le rebouillage et le préchauffe des produits plus froids.

E110-Rebouilleur du solvant lourd C103A avec un débit qui est contrôlé part FRCV106

E117-Rebouilleur du kérosène C102A contrôlé par FRCV107

E107-A et B préchauffeur du brut avant entrée four, contrôlé par PDCV102

Remarque : selon le besoin en rebouillage de C102A et C103A, on peut orienter le résidu pour qu'il passe à travers E110 ou E117 par la PDCV102, dans ce cas, le résidu qui revient de E110 va se refroidi encore dans le E107, tandis que le résidu qui revient de E110, va orienter directement vers l'aéro-réfrigérant E116AR.

Tout le résidu passe alors dans l'aéro-réfrigérant E116AR, d'où il sort à une température de 70°C environ, le débit est enregistré par le FR107, puis le résidu est mélangé avec le gasoil lourd pour constituer le fuel lourd envoyé au stockage.

IV.5 Circuit gasoil lourd (distillat):

C'est le premier soutirage situé au-dessous de la zone d'expansion, au plateau N°11. Le liquide s'écoule par gravité du plateau collecteur vers le stripeur C103-C, cet appareil possède cinq plateaux à clapet, le stripping est réalisé par une injection de la vapeur BP surchauffée sur le plateau inférieur n°1.

Les vapeurs sortant de la tête du stripeur sont retournées dans la tour C101, au-dessus de plateau n°12.

Le gasoil lourd strippé s'accumule au fond du stripeur, d'où il est repris par la P112. Une partie peut être alors envoyée par l'intermédiaire FRC111 sur le plateau n°10 de la même tour jouant le rôle d'huile de lavage vis-à-vis de vapeurs ascendantes, faire retomber les particules du résidu entraîné mécaniquement et améliore aussi la couleur de gasoil soutiré.

L'autre partie du gasoil, dont le débit est contrôlé par FRC105, est refroidie, dans l'échangeur E104 par échange avec le brut et envoyé dans le sécheur sous vide C103B, dans cet appareil l'eau restée dissoute après stripping, à la vapeur, est évaporé sous vide.

Ce sécheur comprend deux plateaux perforés et son sommet est relié au ballon D105, maintenue sous vide par un groupe de quatre éjecteurs V101 alimenté par la vapeur MP (16bar), un condenseur E111, situé avant D105, condensant les vapeurs des sécheurs. Il s'écoule donc dans le D105, un mélange d'eau et hydrocarbure liquide, qui se décente et se sépare en deux couches.

De l'eau qui est repris par la P115 est envoyée vers l'égout (eau huileuse) par l'intermédiaire du LC101, qui maintient un niveau constant dans l'appendice du ballon D.105. Des hydrocarbures, qui sont repris par la pompe P116 et injecté à l'entrée de ballon de flash D.102,

Ce gasoil lourd séché, qui se rassemble au fond du sécheur C103B, est repris par la pompe P109, le niveau dans le sécheur étant maintenue constant par le régulateur LC107.

A la sortie de cet aéro-réfrigérants, le gasoil lourd dont la température est de 50°C passe dans un enregistreur de débit FR106, puis dans la vanne LCV107, avant de sortir de l'unité, on le mélange comme correctif du résidu atmosphérique pour la constitution du fuel-oil.

(Résidu +gasoil lourd → fuel oil)

IV.6 Circuit gasoil léger :

Ce gasoil est soutiré des plateaux 17 ou 19 et s'écoule par graviter vers le stripeur C102-C par l'intermédiaire du régulateur LIC104 maintenant un niveau constant dans ce dernier, qui est analogue au C103-C. Le stripage est réalisé par injection de vapeur BP surchauffée. Les vapeurs qui sortent de la tête du stripeur (C102-C) retournent dans la tour C101 au-dessus de plateau N°20.

Le gasoil léger strippé est refroidi dans les échangeurs E105 A et B de 305 à 195°C par échange thermique avec le brut flashé. Son débit est contrôlé par FRC104 avant d'entrer dans le sécheur sous vide C102 B qui est identique à celui de C103B.

Les vapeurs de tête du sécheur sont envoyées comme celles du C103B vers le ballon D105, en étant refroidies au passage dans le réfrigérant E111.

Le gasoil séché est repris à la pompe P108, le débit de la pompe est commandé par le régulateur de niveau LIC105.

Le gasoil léger passe dans l'échangeur E120 coté calandre, en totalité ou en partie, de façon à amener à température convenable l'essence totale alimentant la tour de débutanisation C104, il en sort à 140°C, traverse l'aéro-réfrigérant E114AR et sa température voisine alors 50°C. Son débit est enregistré par le FR105.

Avant d'être réglé par l'appareil FRC101 A ou B qui fixe alors les points de réglage des débitmètres FRC120 kérosène et FRC121 gasoil lourd de façon à constituer en ligne de gasoil moteur coulant directement au stockage.

➤ **Reflux circulants inférieurs :**

Ce reflux est prélevé sur le soutirage du gasoil léger, est aspiré par la pompe P105 qui refoule dans deux directions :

-Vers les rebouilleurs E121 A et B de débutaniseur C104, le débit étant mesuré par le FRC108,

-Vers l'échangeur E106 coté calandre pour que le brut flashé soit préchauffé par un débit de gas-oil léger réglé à la sortie de E106 par le FRC114 placé sur le retour de reflux, juste avant la tour C101.

Ces deux circuits se réunissent pour retourner dans la tour C101, au-dessus de prélèvement, dont le but est de condenser plus facilement le gas-oil lourd et le gas-oil léger pour les soutirer de la tour à l'état liquide.

IV.7 Circuit kérosène :

Le kérosène est soutiré de la tour au plateau n°25 ou 27, est envoyé dans la colonne C102, à cette dernière qui est équipée de 8 plateaux la distillation est réalisée, à l'aide d'un

rebouilleur E117 où circule le résidu à 340°C, cette température étant suffisante pour rebouiller le kérosène.

Le liquide arrivant sous le plateau n°1 passe dans le rebouilleur, se réchauffe retournant au C102-A sous le plateau n°1 et s'accumule au fond de l'appareil, tandis que les fractions légères vaporisées gagnent le sommet et sortent de la tour C101 au-dessus de plateau n°28.

Le kérosène accumulé au fond est repris par la pompe P107 qui le refoule dans l'échangeur E103 coté calandre; une partie sous contrôle de la PCV103, peut être alors envoyée en dérivation dans le rebouilleur E304 de la section 300.

La totalité du kérosène passe ensuite dans l'aéro-réfrigérant E113AR, et le réfrigérant à eau E113 à débit enregistré par le FRC103 pour être expédié à 40°C au réservoir de stockage, une partie pouvant être prélevée avant la sortie de l'unité par l'intermédiaire de FRC120 pour constituer le gasoil moteur avec le gasoil léger.

➤ **Reflux circulants intermédiaires :**

Ce reflux est soutiré au plateau n°35 refroidit dans les échangeurs E102A, B et C de 180° à 140°C et repris par la pompe P104. Cette pompe est commandée par le FRC113 situé au refoulement qui règle le débit de reflux retournant à la tour C101 au-dessus de plateau n°36.

IV.8 Circuit solvant lourd :

Le solvant lourd soutiré au plateau n°37 ou 39, est traité de la même façon que le kérosène. Il est envoyé dans la colonne C103A, appareil identique au C102A dont son arrivée est réglée par le régulateur de niveau LIC102. Les vapeurs de tête retournent à la tour C101 au-dessus, du plateau n°40, la distillation dans ce cas étant réalisée à l'aide de rebouilleur E110 (rebouillage par le résidu).

Le solvant lourd accumulé est repris par la pompe P106 et refoulé dans l'aéro réfrigérant E112AR, le réfrigérant E112, dont il est sorti à 40°C et le débit mètre FRC102, il est ensuite stocké dans A104, ou mélangé en ligne avec le solvant léger pour alimenter par la suite le platforming (unité 200).

➤ **Reflux circulant de tête :**

Soutiré au plateau n°45, ce reflux se refroidit de 120 à 70°C en traversant, par deux circuits parallèles, les échangeurs E101D, E et F d'une part, et E101A, B et C d'autre part où il cède ses calories au brut le produit est repris par P103A, traverse ensuite en partie l'aéro-réfrigérant E108 AR cet appareil étant plus ou moins by-passé par l'action de la vanne TREV101 situé sur la sortie des vapeurs de tête de la tour C101.

Le reflux retourne à 60°C sur le plateau de tête n°49 et permet de régler la température de la tête de tour C101.

IV.9 Circuit de Vapeur de tête de C101 :

Les vapeurs sortant en tête de la tour C101 sont un mélange contenant l'essence totale (Le butane, le propane et les gaz plus légers incondensables, l'essence SR et le solvant léger) et la vapeur stripping utilisée.

Elles sortent de la tour sous une pression de 1,2 bars à une température environ 105°C régler par TRC101 traversent une série d'aéro-réfrigérants E109AR puis deux réfrigérants à eau disposée en parallèle E109A ET B avant d'arriver au ballon D101, à une température de 40°C, les hydrocarbures sauf méthane et éthane, sont alors condensés, de même que la vapeur d'eau. Dans le ballon D101, accumulateur de tête, deux couches se séparent :

-L'eau chargée s'accumule dans l'appendice du ballon et dont le niveau est réglé par le LC108.

-L'eau est ensuite évacuée à l'égout huileux.

Les hydrocarbures présentent dans l'accumulateur au-dessus de la couche, dont leur niveau est réglé par le LRC107, et sont repris par la pompe P111, cette pompe refoule les hydrocarbures à 20 bars, à travers l'échangeur E118 et E119 coté tubes, d'où ils sortent à 85°C. Puis, à travers le E120 à la sortie du quel leur température est augmentée par le gasoil léger passant coté calandre. Les hydrocarbures sont ensuite envoyés dans la tour de débutanisation C104.

La régulation de la pression du ballon D101 et par suite la pression de la tour C101, se fait par l'intermédiaire du PRC102, qui permet :

-Soit un appoint a parti du réseau de fuel gaz, en cas de chute de pression.

-Soit un départ des incondensable vers la torche, avec débit enregistrer par le FR109, en cas de suppression.

IV.9.1 colonne C104 :

Appelée aussi débutaniseur, est équipée de 39 plateaux à clapets, Son rôle est de séparer l'essence SR et le solvant léger (s'accumulent au fond) et les LPG (butane, propane, éthane, méthane), ce qui sort du fond est dite essence stabilisée. L'alimentation de la colonne peut se faire aux plateaux n°20, 24 ou 25, à température environ 135°C réglée par le TRC102.

➤ Circuit de tête C104 :

Les LPG de tête sortent de la tour, sont condensées, dans l'aéro-réfrigérant E122AR, en totalité ou en partie selon le jeu des régulateurs PRC103 et PIC102 :

-PRC103, réglant la pression en tête de tour C104, agit sur la vanne.

-PIC101, qui règle le débit vers le réfrigérant et agit sur la commande des poches des ventilateurs de l'aéro-réfrigérant pour condenser plus ou moins de vapeurs.

-PIC102 : commandant le by-pass d'E122AR pour régler de la même façon la pression dans le ballon D103, accumulateur de tête. Le liquide condensé est accumulé dans le ballon D103, qui est équipé pour fonctionner comme l'accumulateur D101.

Les hydrocarbures à 70°C sont expédiés dans deux directions. Une partie est envoyée par la pompe P113, au-dessus du plateau n°39 comme reflux de tête de C104, dont le débit est contrôlé par FRC109. L'autre partie est expédiée par la pompe P119 par l'intermédiaire du LRC 103 réglant le niveau dans l'accumulateur D103, le débit est enregistré par le FR102. À travers le réfrigérant E123AR, le mélange propane et butane liquide à 40°C, est envoyé à l'unité 300 (gaz plant). Les incondensables sont évacuées du ballon D103, au réseau de fuel gaz par l'intermédiaire du PC105.

➤ **Circuit de fond de C104 :**

Une température de 200°C environ est maintenue au fond de la colonne C104 de façon à débarrasser, l'essence des dernières traces de butane, par deux rebouilleurs E121A et B, alimenté par le reflux circulant inférieur de la C101, dont le débit est contrôlé, par le TRC103, qui règle la température sur le plateau n°2.

Le produit de fond de C104 constitue l'essence totale distillant entre, 30 et 130°C, qui devra être redistillé pour obtenir deux coupes :

-L'essence légère, distillant entre 30et 80°C.

-Le solvant léger, distillant entre 80et 130°C.

Cette essence totale quitte le fond de la tour à 195°C, le niveau dans la C104 étant réglé par la vanne LRCV105 d'alimentation de la tour de redistillation C105, elle alimente le rebouilleur E125 de cette même colonne, le E125 étant plus ou moins by-passé par l'action du TRC104, passe ensuite dans, le E119 coté calandre, en partie ou en totalité, sous l'action de TRC105, qui règle la température d'entrée dans la tour vers 93°C. L'essence totale, entre alors dans la colonne de redistillation C105.

IV.9.2 Colonne de redistillation C105 :

Cette colonne équipée de 24 plateaux à clapets, a pour but de fractionner l'essence totale en essence SR (légère), base d'auto-carburant, et en solvant léger, qui va alimenter le platforming (U200). L'alimentation de la C105 peut se faire au plateau N°8, 10 ou 12 à température régler par le TRC105 (93°C environ).

➤ **Circuit de tête C105 :**

Les vapeurs d'essence sortent en tête de la tour à 70°C sous 0,7 bars et arrivent dans l'accumulateur D104.

En by passant plus ou moins l'aéro-réfrigérants E124AR, par l'action du, PRC104, qui règle la pression de la tour C105, en agissant également sur la commande des pales des ventilateurs du E124AR.

L'essence légère condensée est alors reprise par la pompe P114 qui l'expédie dans les réservoirs de stockage intermédiaire en passant par le réfrigérant E 126, l'enregistreur de débit FR103 et le régulateur de niveau du D104, LRC104.

Une partie de l'essence légère est envoyée par la pompe P114, en reflux au-dessus du plateau n°24 de la C105 sous contrôle de FRC110.

La pression dans l'accumulateur D104, est réglée par le PC107 dégagent éventuellement les incondensables vers la torche.

➤ **Circuit de fond C105 :**

Une température de 120°C est maintenue au fond pour permettre de vaporiser toute l'essence légère, par l'intermédiaire du rebouilleur E125.

Le régulateur TRC104 maintient la température constante sur le plateau n°3 en réglant le débit de fluide chaud (essence totale venant de fond C104) vers le rebouilleur E125.

Le solvant léger, accumulé au fond de tour à un niveau maintenue constant par le LRC106, est repris par la pompe P117, envoyé dans, l'échangeur E118 coté calandre, puis l'aéro réfrigérant E127AR, et le réfrigérant à eau E127.

Le solvant léger à 40°C est envoyé dans le réservoir de stockage A102.

Une injection de solvant léger peut se faire par l'intermédiaire du FRC116, dans la ligne de collage du solvant lourd, avant d'alimenter le platforming.

La figure suivante représente un schéma descriptif de l'unité de distillation atmosphérique U100 :

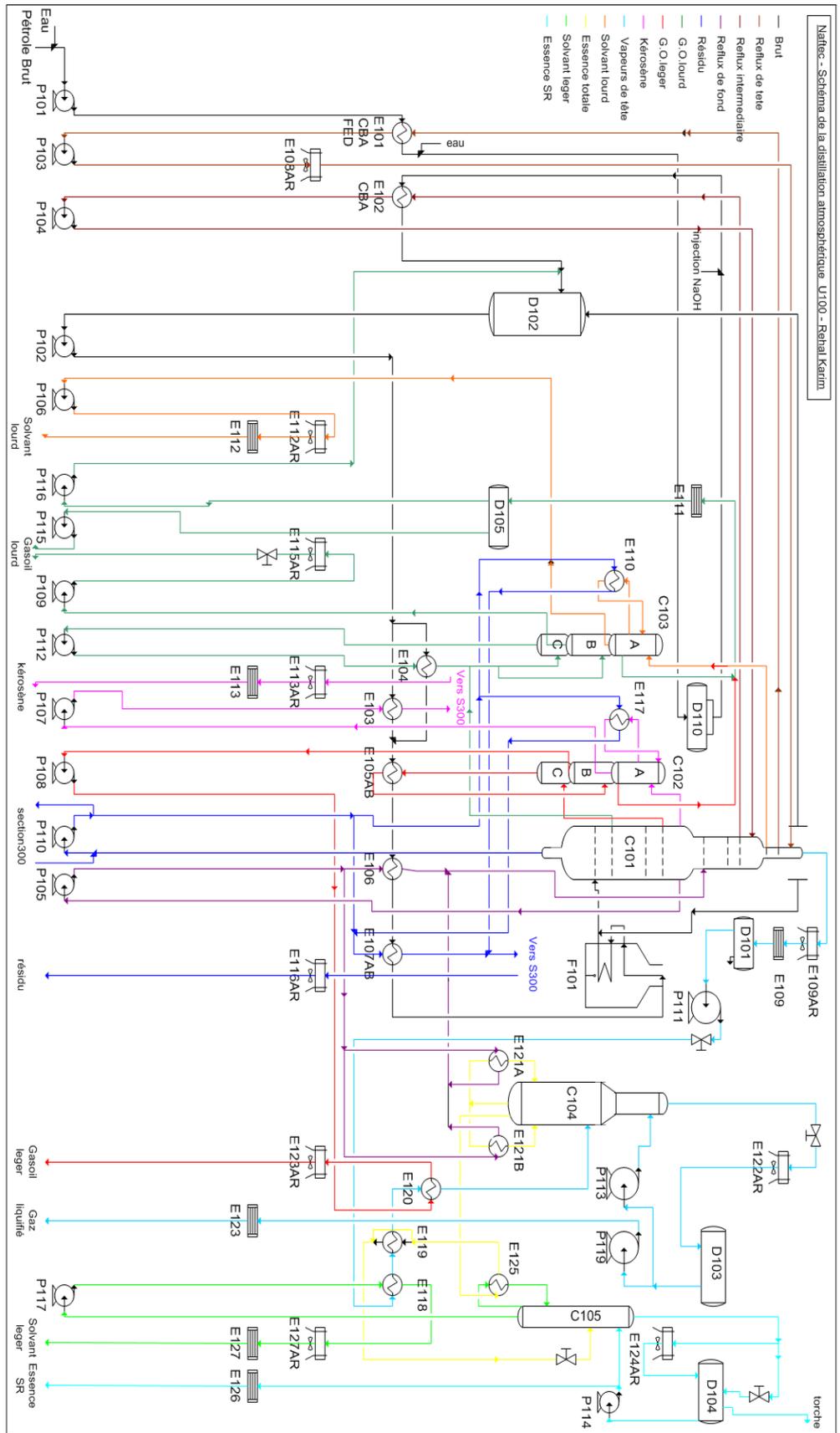


Figure 14: Schéma de l'unité de distillation atmosphérique U100

Partie calcul

Chapitre V

V Calcul du topping :

V.1 Problématique :

Pays producteur et exportateur de pétrole, l'Algérie importe, malheureusement, de nombreux produits dérivés du pétrole, et aujourd'hui du gasoil et de l'essence sans plomb. Les carburants et les produits pétroliers commencent d'ailleurs à peser lourds sur la facture des importations à cause de l'accélération de la demande interne en carburants et produits pétroliers et leurs dérivées qui est expliquée par une dynamique économique encouragée par les programmes d'investissement publiques ainsi que l'augmentation du parc automobile national.

Au niveau de la raffinerie d'Alger, L'unité de distillation atmosphérique U100 traite actuellement 2,7 millions de tonne /an de pétrole brut pour une totalité de production des carburants de 2601695tonnes/an et de GPL de 108250 tonnes/an selon le bilan de production de l'année 2015 (voir chapitre 1).

Vu la demande croissante en carburants dans la région centre de l'Algérie et devant cette capacité de traitement limitée, la raffinerie d'Alger n'arrive plus à satisfaire les besoins de cette région.

Pour remédier à ce problème, nous avons fait une étude dans le but d'augmenter la capacité de production des produits pétroliers à la raffinerie d'Alger en remplaçant le ballon de flash par une colonne de prédistillation qui permet de séparer les gaz et l'essence légère ce qui décharge la colonne principale (figure 15).

Cette étude comprend un calcul analytique de la colonne de prédistillation suivi d'une vérification des dimensions de la colonne principale.

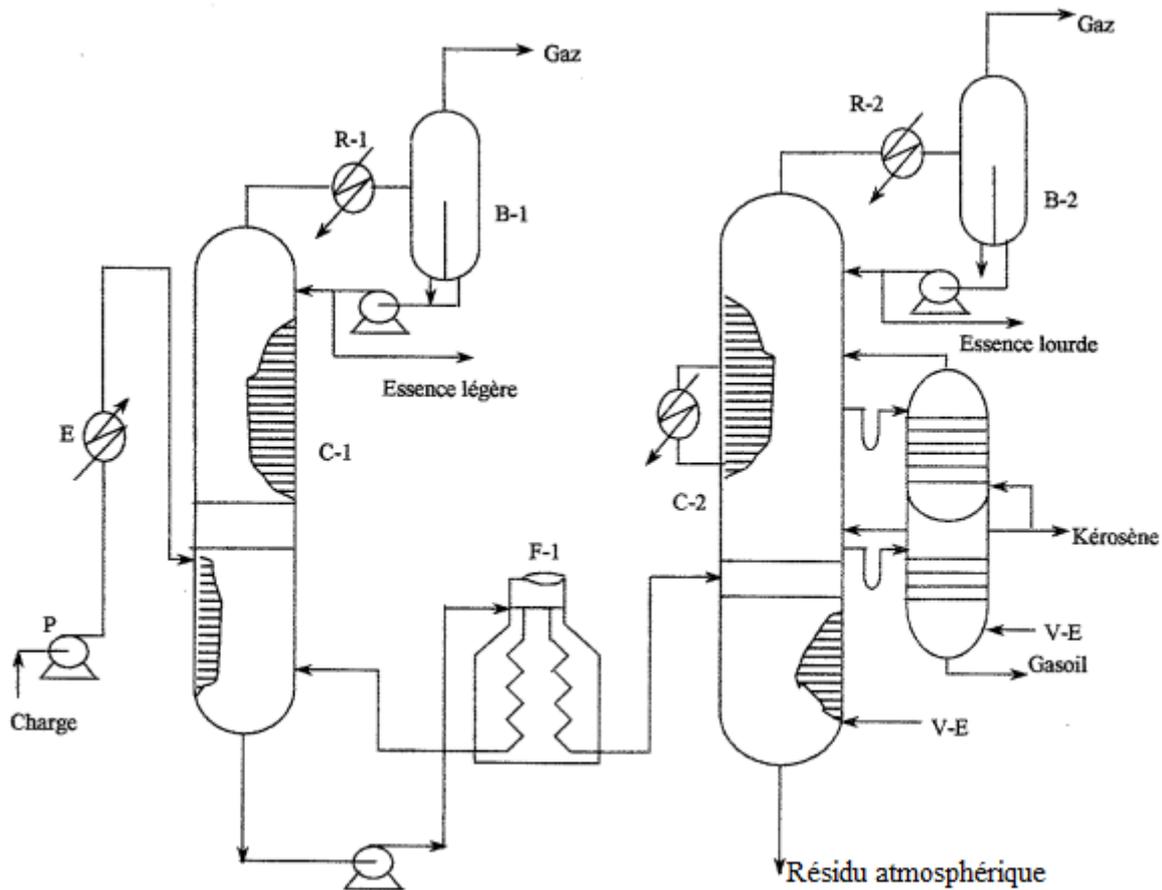


Figure 15: Schéma de l'unité de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation

➤ **Description du schéma technologique de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation : [8]**

Le pétrole brut venant d'un réservoir de stockage est refoulé à travers une série d'échangeurs en deux circuits parallèles, les deux circuits se rejoignent pour alimenter la colonne de prédistillation C-1, au sommet de laquelle on obtient les gaz et la fraction légère PI-80 appelée gasoline.

Du fond de la colonne, le brut étêté (topped crude) est chauffé dans le four F-1. Une partie reviendra dans la colonne en qualité de rebouillage et, l'autre, est portée à une température comprise entre 330 et 360°C, avant d'alimenter la colonne principale de distillation.

Les vapeurs de tête de la colonne C-2 constituent l'essence lourde, cependant des soutirages latéraux, on obtient le kérosène et les gasoils léger et lourd. Le résidu atmosphérique est obtenu du fond de la colonne.

V.2 Données de base:

V.2.1 Caractéristiques du pétrole brut et des fractions pétrolières :

V.2.1.1 Caractéristiques du pétrole brut :

Tableau 1: Caractéristiques générales du pétrole brut

Caractéristiques	Valeurs
Densité à 20 °C (g/cm ³)	0.7996
Densité à 15 °C (g/cm ³)	0.8034
SpGr 60°F/60°F	0.8042
°API	44.5
Viscosité cinématique à 20°C /68°F °C (cst)	3.179
Viscosité cinématique à 37.8°C /100°F °C (cst)	2.355
Tension de vapeur REID (kg/cm ²)	0.639
Teneur en eau (% vol)	Nulle
Point d'éclair (°C)	<5
Point de congélation (°C)	-36
Indice d'acidité mg (KOH/g)	1.133
Teneur en soufre (ppm)	703
Facteur de caractérisation (Kuop)	12.35
Poids moléculaire (g/mol)	210
Pouvoir calorifique (kcal/kg)	11125

Tableau 2: Distillation TBP du pétrole brut

Fraction N°	Température °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	Masse volumique à 20 °C	Masse volumique à 15 °C	% Volume	% Volumes cumulés
Légers	<12.9	3.32	3.32	0.5791 (d)	0.5844 (d)	4.53	4.53
1	12.9 – 65	5.09	8.41	0.6419	0.6467	6.28	10.81
2	65 – 70	1.37	9.78	0.6804	0.6852	1.59	12.40
3	70 – 75	0.58	10.36	0.6968	0.7015	0.67	13.07
4	75 – 80	0.69	11.05	0.7031	0.7078	0.78	13.85
5	80 – 85	0.84	11.89	0.7054	0.7101	0.94	14.79
6	85 – 90	1.24	13.13	0.7092	0.7138	1.39	16.18
7	90 – 95	1.44	14.57	0.7141	0.7187	1.60	17.78
8	95 – 100	1.93	16.50	0.7266	0.7312	2.11	19.89
9	100 – 105	0.96	17.46	0.7283	0.7329	1.04	20.93
10	105 – 110	0.61	18.07	0.7294	0.7340	0.67	21.60
11	110 – 115	0.75	18.82	0.7307	0.7353	0.82	22.42
12	115 – 120	1.19	20.01	0.7320	0.7366	1.29	23.71
13	120 – 125	1.41	21.42	0.7360	0.7406	1.52	25.23
14	125 – 130	1.14	22.56	0.7392	0.7437	1.22	26.45
15	130 – 135	0.95	23.51	0.7578	0.7623	0.99	27.44
16	135 – 140	1.15	24.66	0.7614	0.7659	1.20	28.64
17	140 – 145	1.05	25.71	0.7630	0.7675	1.09	29.73

18	145 – 150	1.29	27.00	0.7649	0.7694	1.34	31.07
19	150 – 155	1.16	28.16	0.7666	0.7711	1.21	32.28
20	155 – 160	0.86	29.02	0.7679	0.7723	0.90	33.18
21	160 – 165	1.03	30.05	0.7740	0.7782	1.06	34.24
22	165 – 170	1.19	31.24	0.7743	0.7785	1.23	35.47
23	170 – 175	1.34	32.58	0.7757	0.7798	1.38	36.85
24	175 – 180	1.07	33.65	0.7768	0.7808	1.10	37.95
25	180 – 185	0.89	34.54	0.7778	0.7818	0.91	38.86
26	185 – 190	0.73	35.27	0.7800	0.7840	0.75	39.61
27	190 – 195	1.11	36.38	0.7807	0.7847	1.14	40.75
28	195 – 200	1.23	37.61	0.7814	0.7853	1.26	42.01
29	200 – 205	0.78	38.39	0.7913	0.7951	0.78	42.79
30	205 – 210	0.72	39.11	0.7949	0.7986	0.72	43.51
31	210 – 215	0.87	39.98	0.7969	0.8006	0.87	44.38
32	215 – 220	1.45	41.43	0.8001	0.8038	1.45	45.83
33	220 – 230	2.85	44.28	0.8065	0.8102	2.83	48.66
34	230 - 240	2.48	46.76	0.8070	0.8107	2.46	51.12
35	240 – 250	2.32	49.08	0.8157	0.8193	2.28	53.40
36	250 – 260	1.75	50.83	0.8196	0.8232	1.71	55.11
37	260 – 270	2.07	52.90	0.8236	0.8272	2.01	57.12
38	270 – 280	1.86	54.76	0.8291	0.8327	1.80	58.92
39	280 – 290	1.65	56.41	0.8294	0.8330	1.59	60.51
40	290 – 300	1.83	58.24	0.8298	0.8334	1.76	62.27
41	300 – 310	1.90	60.14	0.8326	0.8362	1.82	64.09
42	310 – 320	2.02	62.16	0.8383	0.8418	1.93	66.02
43	320 – 330	1.43	63.59	0.8425	0.8460	1.36	67.38
44	330 – 340	1.46	65.05	0.8468	0.8503	1.38	68.76
45	340 – 350	1.50	66.55	0.8499	0.8534	1.41	70.17
46	350 – 360	1.39	67.94	0.8530	0.8565	1.31	71.48
47	360 – 370	1.36	69.30	0.8547	0.8582	1.27	72.75
48	370 – 375	0.65	69.95	0.8553	0.8588	0.60	73.35
49	375 – 380	0.61	70.56	0.8559	0.8594	0.57	73.92
50	380 – 390	1.36	71.92	0.8591	0.8626	1.26	75.18
51	390 - 400	1.33	73.25	0.8663	0.8698	1.23	76.41
Résidu	400 +	26.75	100.00	0.9077	0.9112	23.59	100.00

V.2.1.2 Analyse des fractions pétrolières :

Tableau 3: Chromatographie en phase gazeuse des léger

Constituant	% massique
C ₂ H ₆	0.00
C ₃ H ₈	0.19
i- C ₄ H ₁₀	2.10
n- C ₄ H ₁₀	0.33
i- C ₅ H ₁₂	0.18
n- C ₅ H ₁₂	0.52
Total	3.33

Tableau 4: Caractéristiques des essences

Coupes	Essence légère C ₅ -80	Essence lourde 80-165	Essence totale C ₅ -165
Rendement sur le brut :			
% poids	7.73	21.36	29.09
% volume	9.32	21.62	30.94
Densité à 15 °C (g/cm ³)	0.6583	0.7391	0.7083
°API	83.3	59.8	67.1
Tension de vapeur REID (kg/cm ²)	1.397	0.296	0.520
Facteur de caractérisation (Kuop)	12.69	12.03	12.26
Indice de réfraction à 20 °C	1.3802	1.4423	1.4080

Tableau 5: Caractéristique du kérosène

Coupe	165-250
Rendement sur le brut :	
% poids	21.39
% volume	21.93
Densité à 15 °C (g/cm ³)	0.7932
°API	46.7
Viscosité cinématique à 20°C /68°F °C (cst)	1.74
Viscosité cinématique à 37.8°C /100°F °C (cst)	1.32
Viscosité cinématique à 50°C /122°F °C (cst)	1.11
Point d'éclair, vase fermé (°C)	59
Point d'écoulement (°C)	<-41
Point d'aniline (°C)	65
Teneur en soufre (ppm)	<0.002
Facteur de caractérisation (Kuop)	11.95
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	11048
Indice de réfraction à 20 °C	1.4502

Tableau 6: Caractéristiques des gasoils

Gasoil	Gasoil léger 250-320	Gasoil lourd 320-375
Rendement sur le brut :		
% poids	14.70	8.76
% volume	14.90	9.26
Densité à 15 °C (g/cm ³)	0.8381	0.8684
°API	37.2	32.1
Viscosité cinématique à 20°C /68°F °C (cst)	6.95	33.72
Viscosité cinématique à 37.8°C /100°F °C (cst)	4.24	15.43
Viscosité cinématique à 50°C /122°F °C (cst)	3.25	10.23
Viscosité cinématique à 70°C /158°F °C (cst)	2.23	5.97
Viscosité cinématique à 98.9°C /210°F °C (cst)	1.44	3.32
Indice de cétane	59.0	56.8
Point de trouble (°C)	-9	-25
Point de congélation (°C)	-15	-14

Teneur en soufre (%pds)	0.0519	0.1430
Facteur de caractérisation (Kuop)	12.02	12.16
Pouvoir calorifique supérieur (kcal/kg)	10924	10869
Indice de réfraction à 20 °C	1.4748	1.4748
Indice d'acidité (mg KOH/g)	0.067	0.070
Résidu Conradson (%pds)	0.0173	0.323

Tableau 7: Caractéristiques du résidu

Coupe	+375
Rendement sur le brut :	
% poids	33.78
% volume	26.65
Densité à 15 °C (g/cm ³)	0.9213
°API	23.2
Viscosité cinématique à 98.9°C /210°F °C (cst)	17.56
Teneur en soufre (ppm)	2088
Point d'écoulement (°C)	+31
Teneur en asphaltènes (%pds)	0.34

V.2.2 Tracé des courbes : [8]

V.2.2.1 Tracé des courbes TBP, densité et courbe de flash sous pression atmosphérique du pétrole brut :

➤ Courbe de TBP du pétrole brut:

Pour tracer la courbe TBP, il suffit de rapporter le point final de la fraction étroite au % cumulé ; voir tableau 2 (courbes du pétrole brut) (voir figure 1, annexe)

➤ Courbe de densité du pétrole brut:

Pour tracer la courbe de densité d_4^{20} , on prend le pourcentage moyen de chaque fraction et on fait correspondre directement à la densité de cette fraction (application tableau 2) (voir figure 7, annexe 1)

➤ Courbe de flash :

Il est noté que notre brut est considéré comme un brut léger, donc on utilise la méthode de S.N. Obraydtchikov, E.V.Smidovitch qui est opérée de la façon suivante:

- Déterminer la pente S de la courbe TBP (tangente de l'angle d'inclinaison de TBP) soit :

$$\text{Pente } S = \text{tg}_{\alpha}^{TBP} = \frac{t_{70}^{TBP} - t_{10}^{TBP}}{60} \text{ } ^{\circ}\text{C}/\% \quad (8)$$

D' Où : $t_{10\%}$ et $t_{70\%}$ sont les températures correspondant à 10% et 70% distillés d'après la courbe de TBP en °C.

- Déterminer le point 50% distillés ($t_{50\%}$) d'après la courbe TBP en °C.

- A partir de ces données et utilisant le diagramme Obraydtchikov -Smidovitch (figure 8, annexe 1), trouver la pente S de la courbe TBP. En reportant sur l'axe des abscisses et à travers cette valeur, tracer une ligne verticale jusqu'à l'intersection avec la courbe correspondante à la température $t_{50\%}$ distillés (a et b) puis projeter ces deux points (a et b) sur l'axe des ordonnées et lire respectivement le rendement correspondant au point initial PI de la courbe de flash et celui correspondant au point final FI de la courbe de flash, puis ces deux rendements sont reportés sur l'axe des ordonnées à courbe TBP initialement tracée. A travers ces deux points on trace une ligne dite : la courbe de flash à la pression atmosphérique.

Cette méthode est utilisable aussi pour les fractions pétrolières. Mais à cause que $\text{tg}_{\alpha}^{TBP} > 5$ (voir tableau 8), donc il est préférable d'utiliser la méthode de W.L. Nelson, R.J. - Harvey pour le pétrole brut et le brut flashé. Cette méthode exploite la méthode même idée d'Obraydtchikov, Smidovitch et ne diffère de celle-ci que par l'utilisation du diagramme Nelson, Harvey (figure 9, annexe 1).

Cette méthode résumée par la :

- Détermination de la pente $S = \text{tg}_{\alpha}^{TBP}$
- Détermination de la température $t_{50\%}^{TBP}$

Puis on exploite le diagramme de Nelson, Harvey (figure 7, annexe 1),

- Déterminer la pente de la courbe de flash tg_{α}^{CF} à partir de la pente tg_{α}^{TBP} et la courbe des tangentes.
- Déterminer la température 50% distillés et la courbe de flash $t_{50\%}^{CF}$ à partir du point $t_{50\%}^{TBP}$ et la courbe des températures d'ébullition.
- Déterminer le point initial PI et point final PF par les formules suivantes :

$$PI_{CF} = t_{50\%}^{CF} - 50tg_{\alpha}^{CF} \quad (9)$$

$$PF_{CF} = t_{50\%}^{CF} + 50tg_{\alpha}^{CF} \quad (10)$$

A partir de ces deux points on trace la courbe de flash.

Les résultats sont résumés dans le tableau 8.

V.2.2.2 Tracé des courbes TBP, densité et courbe de flash sous pression atmosphérique du brut flashé et de ses fractions:

➤ Courbe TBP du brut flashé :

Pour tracer la courbe du brut flashé on doit déterminer la teneur en fraction étroites du brut flashé en se rapportant aux fractions de la courbe TBP du pétrole brut (tableau 2) et on procède de la manière suivante :

La teneur du brut flashé par rapport au pétrole brut, d'après les caractéristiques du pétrole brut, est de :

$$100 - 11.05 = 88.95 \%$$

Fraction 80-85°C :

La teneur de cette fraction par rapport au pétrole brut est de 0.84%

La teneur de cette fraction par rapport au brut flashé est :

$$88.95 \longrightarrow 100$$

$$0.84 \longrightarrow x$$

$$x = 0.94\%$$

Et de la même manière pour les autres fractions. Après le calcul on dresse le tableau 3, annexe 2, puis on trace la courbe du brut flashé d'après ces données, (figure 2, annexe 1).

V.2.2.3 Tracé la courbe de flash sous diverses pressions :

Pour recalculer la courbe de flash d'une pression à une autre, on utilise le diagramme de COX (figure 10, annexe 1) 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 correspondant à ce point d'intersection. Ensuite, en exploitant le diagramme de COX (figure 10, annexe 1) on détermine cette température d'1 atm à la pression donnée. La température trouvée est reportée sur la ligne verticale et de là on trace la ligne parallèle à la CF tracée à 1 atm. Ainsi on obtient la CF à la pression donnée.

Tableau 8: Les résultats de tracer les courbes TBP et CF à 1 atm :

Produits	t_{10}^{TBP}	t_{70}^{TBP}	tg_{α}^{TBP}	tg_{α}^{CF}	$t_{50\%}^{TBP}$	$t_{50\%}^{CF}$	PI	PF
Pétrole brut	71.5	375.5	5.07	3.57	255	243.9	65.15	422.65
Brut flashé	120	400	4.67	3.1	285	273.8	118.8	428.8
Essence lourde	89.5	138.5	0.82		122.65		100	131
Kérosène	170	227	0.95		212.5		193	220.5
Gasoil léger	257	300	0.72		284.5		269	290
Gasoil lourd	325	358	0.55		347		342	349

D'après les caractéristiques, ce pétrole appartient au type des pétroles léger ($\rho_4^{20} = 0.7996$), peu sulfureux (teneur en S= 703 ppm) et renfermant 3.37% de gaz dissous

Suite aux caractéristiques de notre pétrole en question (tableau 1) et de ces fractions (tableaux 3, 4, 5, 6 et 7), il est possible de choisir un schéma technologique qui comprend une colonne de distillation principale est une colonne de prédistillation.

V.3 Calcul de la colonne de prédistillation :

V.3.1 Capacité de l'unité :

L'unité 100 de topping de la raffinerie d'Alger traite actuellement une capacité de pétrole brut de **2.7 million tonnes par an** dans une durée de fonctionnement de l'installation de **350 jours** par année. Dans notre étude, l'augmentation de la charge est de **35%** donnera un débit :

$$G = \frac{2700000 \times 135}{100} = 3645000 \text{t/an}$$

Et le débit horaire sera :

$$G = \frac{3645000 \times 1000}{350 \times 24} = 433928.6 \text{kg/h}$$

V.3.2 Bilan matière de la colonne de prédistillation :

Tableau 9: Bilan matière de la colonne de prédistillation

N°	Produit	Rendement par rapport au pétrole % masse	Débit kg/h
1	Entrée : Pétrole brut	100	433928.6
	Total	100	433928.6
1	Sortie : Gaz	3.32	14406.4
2	Essence légère	7.73	33542.6
3	Brut flashé	88.95	385979
	Total	100	433928.6

V.3.3 Choix de pression dans la colonne de prédistillation :

La pression dans la colonne de prédistillation varie entre 2 et 4 atmosphères absolues. Cette pression dépend de la teneur en essence légère et en gaz ainsi que la composition chimique du 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 au sommet surmontent les résistances du tube casque de la colonne, les serpents du condenseur, et que toute l'essence légère et le gaz, après condensation se trouve dans le ballon de reflux à l'état liquide.

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

Le nombre de plateaux (n) dans la colonne varie entre 25-30 ; soit **n=28 plateaux**.

La répartition des plateaux dans la colonne est la suivantes :

Dans la zone de rectification 20-22 plateaux ; soit **n_r=22 plateaux**.

Dans la zone d'épuisement 6-10 plateaux ; soit $n_e = 6$ plateaux.

V.3.3.1 pression au sommet de la colonne :

$$P_s = P_{ZF} - \frac{n_r \times \Delta P}{760} \quad (11)$$

ΔP : Chute de pression sur un plateau : $\Delta P = 5 - 8 \text{ mmHg}$; $\Delta P = 6 \text{ mmHg}$.

Donc :

$$P_s = 2.8 - \frac{22 \times 6}{760}$$

$$P_s = 2.63 \text{ atm}$$

V.3.3.2 pression au fond de la colonne :

$$P_f = \pi_{zf} + \frac{n_e \times \Delta P}{760} \quad (12)$$

$$P_f = 2.8 - \frac{6 \times 6}{760}$$

$$P_f = 2.85 \text{ atm}$$

V.3.4 Régime de température dans la colonne de prédistillation :

V.3.4.1 La température dans la zone de flash :

La température d'entrée de la charge est déterminée par la courbe de flash du pétrole brut construite à la pression choisie dans la zone de flash $\pi_{zf} = 2.8 \text{ atm}$ (figure 1, annexe 1) et par le taux de vaporisation nécessaire (massique) :

$$e_n = \eta_{\text{gaz}} + \eta_{\text{ess lg}}$$

$$e_n = 0.0332 + 0.0773$$

$$e_n = 0.1105$$

Avec η le rendement.

Pour cela à partir du point e_n , on trace une verticale jusqu'au point d'intersection avec la courbe de flash à la pression $\pi_{zf} = 2.8 \text{ atm}$, 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 $\pi_{zf} = 2.8 \text{ atm}$ et $e_n = 0.1105$ est : $T_{zf} = 138.6 \text{ }^\circ\text{C}$.

Maintenant on doit préciser cette température pour les mêmes conditions $\pi_{zf} = 2.8 \text{ atm}$ et $e_n = 0.1105$ par la méthode d'approximations successives.

Pour cela, et comme notre charge est à l'état liquide et vapeur on doit utiliser les équations suivantes de **Trégobov**

$$\text{Pour la phase liquide : } x_i' = \frac{\alpha_i'}{1 + e'(k_i - 1)} \quad (13)$$

$$\text{Pour la phase vapeur : } y_i' = k_i x_i' \quad (14)$$

Où : x_i' : concentration molaire du constituant (i) dans la phase liquide

α_i' : Concentration molaire du constituant (i) dans la charge

e' : Taux de vaporisation molaire

k_i : coefficient d'équilibre du constituant (i)

y_i' : Concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur

L'application des équations précédentes doit être vérifiée par approximation successive en choisissant un taux de vaporisation molaire e' à température et pression données, et vérifiant les conditions suivantes :

$$\sum y_i' = 1 ; \sum x_i' = 1 \quad (15)$$

Remarque : Pour trouver le k_i des gaz, on fait appel au nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures de (**Scheibel-Jenny**) (Voir figure 12, annexe 1).

Pour les fractions pétrolières on utilise la formule suivante :

$$k_i = \frac{P_i}{\pi} \quad (16)$$

D' où : P_i : Pression des vapeurs saturées ou tension de vapeur du liquide du composant (i), en atm. Elle est déterminée par le graphique de COX (figure 10, annexe 1) ou le graphique des tensions de vapeur des hydrocarbures (figure 15, annexe 1).

π : Pression du système

❖ Détermination des masses moléculaires :

La masse moléculaire est déterminée :

- Soit à partir de facteur de caractérisation K_{uop} de la société UOP (Universel Oil Product), on connaissant la specific gravity et la température moyenne d'ébullition de la fraction

- Soit par la formule de **Voinov** : $M=a+bt_m+ct_m^2$ (17)

D'où : $-t_m$: température moyenne d'ébullition de la fraction (°C). Elle peut être déterminée comme moyenne arithmétique de PI (le point initial de la fraction) et PF (le point final de la fraction) : °R

$$t_m = \frac{PI+PF}{2}$$

- a, b et c : constante dépendant de la nature chimique de la fraction (tableau 10), c'est-à-dire du facteur de caractérisation K_{uop} , représenté par la formule suivante :

$$K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{t_m^{\circ R}}}{sp\ gr\ 60/60} \text{ ou } \frac{1.216\sqrt[3]{t_m^{\circ K}}}{d_{15}^{15}} \quad (18)$$

D'où : $T^{\circ R}$: température moyenne d'ébullition exprimée en degré Rankine

$T^{\circ K}$: température moyenne d'ébullition exprimée en degré Kelvin

$sp\ gr\ 60/60$: Specific gravity à 60 °F

d_{15}^{15} : Densité à 15°C

Tableau 10: Les valeurs des a, b, et c

K_{uop}	10	10.5	11	11.5	12
A	56	57	63	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), la formule de **Voinov** s'applique comme précédemment écrite c.à.d:

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

Pour les fractions kérosène, gasoil léger et gasoil lourd, on doit chercher leur K_{uop} .

Les résultats sont résumés dans le tableau suivant :

Tableau 11: Densités et masse moléculaires des différentes fractions

Constituant	$T_m (^{\circ}C) + 273$	d_{15}^{15}	K_{uop}	a	B	C	M
Essence légère	46.5	0.6583	----	----	----	----	76.09
Essence lourde	122.5	0.7391	----	----	----	----	111.76
Kérosène	207.5	0.7939	11.99	69	0.18	0.0014	166.63
Gasoil léger	285	0.8381	12.02	69	0.18	0.0014	234.02
Gasoil lourd	347.5	0.8684	12.16	69	0.18	0.0014	300.6

Pour le résidu atmosphérique on utilise la formule de **Kraigie** :

$$M_{\text{résidu}} = \frac{44.29 d_{15}^{15}}{1.03 - d_{15}^{15}} \quad (19)$$

$$M_{\text{résidu}} = \frac{44.29 \times 0.9213}{1.03 - 0.9213}$$

$$M_{\text{résidu}} = 375.38$$

La masse moléculaire du brut flashé est égale :

$$M_{BF} = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{M_i}} \quad (20)$$

$$M_{BF} = \frac{1}{\frac{0.19}{111.76} + \frac{0.1903}{166.63} + \frac{0.1308}{234.02} + \frac{0.0779}{300.6} + \frac{0.3005}{374.38}}$$

$$M_{BF} = 224.18$$

Les résultats sont portés sur le tableau 12

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

$$e = e' \times \frac{M_y}{M_{ch}} \quad (21)$$

D'où:

M_y : Masse moléculaire de la phase vapeur : $M_y = \sum M_i y'_i$

M_{ch} : Masse moléculaire de la charge

Donc :

$$e = 0.137 \times \frac{69.25}{210}$$

$$e = 0.045$$

Tableau 12: Calcul du taux de vaporisation molaire (e') dans la zone de flash de la colonne de prédistillation

Constituant	T_m (°C)	G_i (Kg/h)	M_i	$N_i = \frac{G_i}{M_i}$	$\alpha'_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$k_i = \frac{P_i}{\pi}$	$\pi_{zf} = 2.8 \text{ atm,}$		$T_{zf} = 138,6 \text{ °C,}$		$e' = 0.137$	
							$e' + \frac{1 - e'}{k_i}$	$y'_i = \frac{\alpha'_i}{e' + \frac{1 - e'}{k_i}}$	$x'_i = \frac{y'_i}{k_i}$	$M_i y'_i$	$M_i x'_i$	
C_3H_8		824.46	44	18.73	0.00779	40	0.18494	0.04212	0.00234	1.85	0.10	
$i-C_4H_{10}$		1431.96	58	24.69	0.01026	18	0.23853	0.04301	0.00506	2.49	0.29	
$n-C_4H_{10}$		9112.48	58	157.11	0.06532	8.5	0.26028	0.25096	0.03585	14.56	2.08	
$i-C_5H_{12}$		2256.43	72	31.34	0.01303	7	0.35828	0.03637	0.00932	2.62	0.67	
$n-C_5H_{12}$		781.07	72	10.85	0.00451	3.9	0.38357	0.01176	0.00336	0.85	0.24	
Essence légère	46.5	33542.6	76.09	440.83	0.18327	3.5	0.19831	0.61436	0.11483	46.74	8.74	
Brut flashé	305	385979	440.83	1721.74	0.71581	5.35	431.637	0.00166	0.83000	0.13	186.07	
Total		433928.6		2405.3	0.99999	0.002		1.00027	1.00076	69.25	118.19	

Remarque : la quantité de reflux froid de tête de la colonne est pratiquement 2 à 4 fois plus grande que celle de l'essence, soit :

$$G_{rf} = 2 \times G_{ess\ lg}$$

$$G_{rf} = 2 \times 33542.6$$

$$G_{rf} = 67085.2 \text{ Kg/h}$$

V.3.4.2 Température au fond de la colonne:

La température de fond de tour est égale au point de bulle du résidu à la pression de la colonne. D'habitude cette température est supérieure à celle d'entrée de 20 à 60 °C :

$$t_f = t_{\text{entrée}} + 60$$

$$t_f = 138.6 + 60$$

$$t_f = 198.6 \text{ °C}$$

V.3.4.3 Température au sommet de la colonne:

La température de tête de la colonne est la température de rosée (t_r) du distillat sous pression, puisque à cet endroit, les vapeurs de tête sont en équilibre avec 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 2.63 atm. Cependant, dans ce cas, cette méthode n'est pas valable, car la fraction en question accompagnée d'une quantité importante de gaz.

Alors, on a recours à la méthode d'approximations successives, en choisissant une température déterminant le k_i correspondant, et en vérifiant que $\sum \frac{y_i}{k_i} = 1$. S'il n'en pas ainsi, il faut recommencer avec une autre température (tableau 13) :

Tableau 13: Calcul de la température au sommet

Constituant	G_i (Kg/h)	M_i	$N_i = \frac{G_i}{M_i}$	$y'_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$t_s = 74.5 \text{ }^\circ\text{C}, P_s = 2.63 \text{ atm}$	
					k_i	$\frac{y'_i}{k_i}$
C_3H_8	824.46	44	18.73	0.01197	9	0.00133
i- C_4H_{10}	1431.96	58	24.69	0.01577	3.65	0.00423
n- C_4H_{10}	9112.48	58	157.11	0.10038	2.8	0.03585
i- C_5H_{12}	2256.43	72	31.34	0.02002	1.35	0.01483
n- C_5H_{12}	781.07	72	10.85	0.00693	1.1	0.00630
Ess lg+ reflux froid de tête	100627.8	76.09	1322.48	0.84493	0.901	0.93777
	115034.2		1565.2	1.00000		1.00031

V.3.5 Bilan thermique de la colonne de prédistillation:

Dans le cas de la colonne de prédistillation, le courant chaud nécessaire à introduire au fond de la colonne est déterminé du bilan thermique.

Selon la loi de conservation d'énergie on peut écrire le bilan thermique de la colonne.

$$\sum Q_{\text{entrant}} = \sum Q_{\text{sortant}} \quad (22)$$

Les enthalpies des différents produits sont déterminées comme suit :

V.3.5.1 L'enthalpie des gaz à 74.5 °C :

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

L'enthalpie de chaque composant du gaz peut être calculée par la formule suivante :

$$q_i = C_{pi} t \text{ (kcal/kg)} \quad (23)$$

Où : C_{pi} : chaleur spécifique d'un composant (i) en (kcal/kg °C). Elle peut être déterminée de la figure 26 dans l'annexe 1

Les résultats de calcul sont représentés dans le tableau suivant :

Tableau 14: Calcul de l'enthalpie des gaz

Constituant	C_{pi}	q_i à 74.5 °C	G_i	$y_i = \frac{G_i}{\sum G_i}$	$Y_i q_i$
C_3H_8	0.735	54.76	824.46	0.05723	3.13
i- C_4H_{10}	0.65	48.42	1431.96	0.09940	4.81
n- C_4H_{10}	0.635	47.31	9112.48	0.63252	29.92
i- C_5H_{12}	0.605	45.07	2256.43	0.15663	7.06
n- C_5H_{12}	0.59	44.00	781.07	0.05422	2.38
Total			14406.4	1.00000	47.3 = q_{gaz}

Donc l'enthalpie des gaz sera :

$$q_{\text{gaz}} = 47.3 \text{ kcal/kg}$$

V.3.5.2 L'enthalpie des fractions pétrolières :

Les enthalpies des autres produits sont déterminées en fonction de la température et la masse volumique de ces produits en utilisant les formules suivantes :

Pour l'enthalpie liquide :

$$q_{t=}^l = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} (0.403t + 0.000405t^2) \text{ (kcal/kg)} \quad (24)$$

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

Le tableau 1 en annexe 2 donne les valeurs de α en fonction de la température.

Pour l'enthalpie vapeur on utilise la formule de **Voinov** :

$$q_{t=}^v = (50.2 + 0.109t + 0.00014t^2) (4 - \rho_{15}^{15}) - 73.8 \text{ (kcal/kg)} \quad (25)$$

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

Le tableau 2 en annexe 2 donne les valeurs de β en fonction de la température.

Tableau 15: Bilan thermique de la colonne de prédistillation

N°	Produits	G_i (kg/h)	ρ_{15}^{15}	t (°C)	Enthalpie (kcal/kg)		Quantité de chaleur Q 10^6 (kcal/kg)
					q^l	q^v	
1	Entrée Pétrole brut a) Vapeur b) Liquide	19526,8	0,6583	138,6	-----	153,42	2,996
		414401,2	0,8073	138,6	70,82	-----	29,348
2	Reflux froid	67085,2	0,6583	40	20,669	-----	1,386
3	Courant chaud	G_j	-----	330	$q_e^l(1-e_j^v)$	$q_e^v e_j^v$	$G_j[q_e^l(1-e_j^v) + q_e^v e_j^v] = K$
	Total	$501013,2 + G_j$					$33,73 \times 10^6 + K = Q_{\text{entrée}}$
Sortie							
1	Brut flashé	385979	0,8073	198,6	106,856	-----	41,244
2	Gaz	14406,4	-----	-----	-----	47,3	0,681
3	Essence légère	33542,6	0,6583	74,5	-----	123,686	4,149
4	Reflux froid	67085,2	0,6583	74,5	-----	123,686	8,298
5	Courant chaud	G_j	-----	198,6	q_s^l	$G_j q_s^l$	$G_j q_s^l = M$
	Total	$501013,2 + G_j$					$54,372 \times 10^6 + M = Q_{\text{sortie}}$

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

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

C'est-à-dire :

$$33.73 \times 10^6 + K = 54.372 \times 10^6 + M$$

$$K - M = 54.372 \times 10^6 - 33.73 \times 10^6 = 20.642 \times 10^6 = \Delta Q$$

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

D'où:

$$G_j [q_e^l (1 - e_j^v) + q_e^v \cdot e_j^v] - q_s^l = 20.642 \times 10^6$$

Donc :

$$G_j = \frac{20.642 \times 10^6}{[q_e^l (1 - e_j^v) + q_e^v \cdot e_j^v] - q_s^l}$$

Où: q_e^l , q_e^v et q_s^l : enthalpies respectivement des vapeurs et du liquide du courant chaud, à la température d'entrée et de sortie.

e_j^v : taux de vaporisation massique du courant chaud (vapeur).

$(1 - e_j^v) = e_j^l$: taux de vaporisation massique du courant chaud (liquide).

La température du courant chaud doit assurer le taux de vaporisation nécessaire à une pression à laquelle fonctionne la colonne atmosphérique. C'est pour quoi cette température dépend de la quantité des produits à obtenir de la colonne principale. D'habitude cette température varie entre 330-360.

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

- On trace la courbe TBP du brut flashé et les courbes de flash à la pression du fond de la colonne $P_f = 2.85$ atm.
- On choisit la température $t = 330^\circ\text{C}$. A cette température et à la pression $P_f = 2.85$ atm, on détermine le taux de vaporisation.

$$e_j^v = 0.445$$

Puis, on détermine les enthalpies pour les phases ; liquide et vapeur du courant chaud.

Pour cela, il faut connaître tout d'abord les densités des phases ; liquide et vapeur d'après la formule :

$$\frac{1}{\rho_{bf}} = \frac{e_j}{\rho_j^v} + \frac{1-e_j}{\rho_j^l} \quad (26)$$

Où: ρ_{bf} : densité du brut flashé : $\rho_{15}^{15}=0.8073$ et $\rho_4^{20}=0.8034$

ρ_j^l : Densité correspondant à la fraction non vaporisée (1- e_j), elle est déterminée de la courbe des densité.

D' OÙ : (1- e_j)=1- 0.445 = 0.555

Donc : $\rho_j^l = \rho_4^{20} = 0.8063$

Calculons ρ_j^l comme ρ_{15}^{15} (l) d'après $\rho_4^{20} + 5\alpha$

$$\rho_{15}^{15} = 0.8101$$

Maintenant déterminons ρ_j^v densité de la phase vapeur ;

$$\frac{1}{0.8034} = \frac{0.445}{\rho_j^v} + \frac{0.555}{0.8063}$$

$$\rho_j^v = \rho_4^{20} = 0.8011$$

$$\rho_{15}^{15} = 0.8050$$

En fonction de ρ_{15}^{15} et de la température, on trouve les enthalpies suivantes :

$$\rho_{15}^{15} = 0.8050; \quad q_{330}^v = 250.4 \text{ kcal/kg}$$

$$\rho_{15}^{15} = 0.8101; \quad q_{330}^l = 196.75 \text{ kcal/kg}$$

$$\rho_{15}^{15} = 0.8101; \quad q_{198.6}^l = 106.67 \text{ kcal/kg}$$

Donc le débit du courant chaud sera :

$$G_j = \frac{20.642 \times 10^6}{(196.75 \times 0.445 + 250.4 \times 0.555) - 106.67}$$

$$G_j = 172223.7 \text{ kg/h}$$

V.3.6 Dimensionnement de la colonne de prédistillation :

Le dimensionnement de quelconque colonne de distillation comprend essentiellement le diamètre et la hauteur.

V.3.6.1 Diamètre de la colonne :

Il faut suivre les étapes suivantes :

➤ **Débit volumique des vapeurs au sommet de la colonne :**

Pour cela, il faut déterminer :

La quantité de vapeur au-dessous du premier plateau de la colonne, est égale à la somme de la fraction (PI-65) du reflux chaud et du gaz,

$$G_v = G_{PI-65} + G_{rh} + G_{gaz} \text{ (kg/h)}$$

$$G_{PI-65} = 33542.6 \text{ kg/h}$$

$$G_{gaz} = 14406.4 \text{ kg/h}$$

$$G_{rh} = \frac{G_{rf} (q_v^{ts} - q_l^{trf})}{(q_v^{ts} - q_l^{ts})} \text{ (kg/h)}$$

Où : q_v^{ts} : Enthalpie des vapeurs à la température de sommet de colonne $t_s = 74.5 \text{ }^\circ\text{C}$

q_l^{trf} : Enthalpie du liquide de reflux froid de tête de colonne à la température $t_{rf} = 40 \text{ }^\circ\text{C}$

Donc :

$$G_{rh} = \frac{G_{rf} (q_v^{74.5} - q_l^{40})}{(q_v^{74.5} - q_l^{74.5})}$$

$$G_{rh} = \frac{67085.2 (123.67 - 20.669)}{(123.67 - 39.77)}$$

$$G_{rh} = 82354.4 \text{ kg/h}$$

$$G_v = 33542.6 + 14406.4 + 82354.4$$

$$G_v = 13030.4 \text{ kg/h}$$

Donc, le débit volumique des vapeurs au sommet de la colonne sera calculé suit:

$$V_v = 22.4 \sum N_i \frac{273 + t_s}{273} + \frac{1}{P_s} + \frac{1}{3600} \text{ (m}^3\text{/s)} \quad (27)$$

$$\sum N_i = N_{ess} + N_{rch} + N_{gaz} \text{ (kmol/h)}$$

$$N_{rch} = \frac{82354.4}{76.09}$$

$$N_{rch} = 1082.32 \text{ kmol/h}$$

Donc:

$$\sum N_i = 440.83 + 1082.32 + 242.72$$

$$\sum N_i = 1765.87 \text{ kmol/h}$$

$$V_v = 22.4 \times 1765.87 \frac{273 + 74.5}{273} + \frac{1}{2.63} + \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 5.32 \text{ m}^3/\text{s}$$

➤ **Vitesse linéaire maximale des vapeurs W_{\max}** : Selon la formule :

$$W_{\max} = \frac{0.305}{3600} C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad (28)$$

$$W_{\max} = 8.47 \times 10^{-5} C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

D'après les données pratiques, cette vitesse pour les colonnes atmosphériques varie entre 0.5 et 0.8 m/s. Celle pour les colonnes sous pressions elle sera de 0.2 et 0.7 m/s.

Masse volumique des vapeurs à la température $t_s = 74.5 \text{ }^\circ\text{C}$

$$\rho_v^{74.5} = \frac{G_v}{V_v \times 3600}$$

$$\rho_v^{74.5} = \frac{130303.4}{5.32 \times 3600}$$

$$\rho_v^{74.5} = 6.8 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_l^{ts} = \rho_{ess}^{20} - \alpha(t_s - 20) \quad (29)$$

$$\rho_l^{74.5} = 0.6493 - 0.0009(74.5 - 20) = 0.6002 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_l^{74.5} = 600.2 \text{ kg/m}^3$$

C_{\max} : coefficient dépendant du type du plateau, de l'espacement entre plateaux T ; de la charge du liquide sur le plateau et de la masse volumique du liquide.

$$C_{\max} = k_1 k_2 C_1 - C_2 (\lambda - 35) \quad (30)$$

En fonction de type de plateau k_1 prend les valeurs suivantes :

Tableau 16: Valeur de k_1

Type	A calottes	A élément S	perforés	A jet	A jet directionnel	A clapet
k_1	1.00	1.00	1.20	1.20	1.40	1.15

Pour les colonnes fonctionnant à pression atmosphérique et à haute pression et si $T \geq 350$ mm

$$K_2 = 1.00 ;$$

C_1 est déterminé de la figure 13, annexe 1

$C_2 = 5$ pour les plateaux à jet

$C_2 = 4$ pour les autres plateaux

Le coefficient λ est déterminé selon la formule suivante :

$$\lambda = \frac{0.655 L_e}{P} \sqrt{\frac{(k_1 - C_1) \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}}{3600 V_v}} \quad (31)$$

Où: L_e : débit volumique du liquide sur plateau (m^3/h)

$$L_e = \frac{G_{rch}}{\rho_l}$$

$$L_e = \frac{82354.6}{600.2}$$

$$L_e = 137.21 \text{ m}^3/h$$

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

P : nombre de passes du liquide sur le plateau

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

$$k_1 = 1.15 ; C_2 = 4 ; p = 2 ; T = 600 \text{ mm} ; C_1 = 765 ; k_2 = 1$$

Donc :

$$\lambda = \frac{0.655 \times 137.21}{2} \sqrt{\frac{(1 - 765) \sqrt{\frac{600.2 - 6.8}{6.8}}}{3600 \times 5.32}}$$

$$\lambda = 29.44$$

$$\text{Alors ; } C_{\max} = 1.15 \times 1 \times 765 (29.44 - 35) = 901.99$$

D'où: la vitesse maximale : $W_{\max} = 8.47 \times 10^{-5} \times 901.99 \sqrt{\frac{600.2 - 6.8}{6.8}}$

$$W_{\max} = 0.714 \text{ m/s}$$

Calculons maintenant le diamètre de la colonne d'après la formule suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4V_v}{\pi W_{\max}}} \quad (32)$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 5.32}{3.14 \times 0.714}}$$

$$D = 3.08 \text{ m}$$

Alors que le diamètre normalisé sera :

$$D_n = 3.2 \text{ m}$$

Et la vitesse réelle sera :

$$W_r = \frac{4V_v}{\pi D_n^2} \quad (33)$$

$$W_r = \frac{4 \times 5.32}{3.14 \times (3.2)^2}$$

$$W_r = 0.662 \text{ m/s}$$

➤ **Volume du liquide dans une passe du plateau :**

$$L_v = \frac{L_c}{b} \quad (\text{m}^3/\text{mh}) \quad (34)$$

D'où: b : périmètre du déversoir qui égal à longueur du déversoir × nombre de passe-

Nombre de passe égal à 2

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

Donc : $b = 0.6 \times 3.2 \times 2 = 3.84 \text{ m}$

$$L_v = \frac{137.21}{3.84}$$

$$L_v = 35.37 \text{ m}^3/\text{mh}$$

D'après les données pratiques $L_v^{\text{adm}} \leq 65 \text{ m}^3/\text{mh}$, dans notre cas L_v est admissible.

➤ **Hauteur h_D du liquide débordant du déversoir :**

Elle est calculée par la formule de **Francis** :

$$h_D = 0.6 \sqrt[3]{\left(\frac{L_c}{3600 b}\right)^2} \quad (\text{m}) \quad (35)$$

$$h_D = 0.6 \sqrt[3]{\left(\frac{137.21}{3600 \times 3.84}\right)^2}$$

$$h_D = 0.028 \approx 0.03 \text{ m}$$

$$h_D = 30 \text{ mm}$$

La hauteur admissible du liquide débordant du déversoir selon les données pratiques est fixée entre 30 et 75 mm.

Donc, la hauteur calculée est admissible.

V.3.6.2 Hauteur de la colonne de prédistillation:

La hauteur de la colonne est liée au nombre de plateaux à installer et à l'espacement que l'on doit prévoir entre chacun d'eux.

Cet espacement doit être tel que l'on puisse pénétrer entre les plateaux pour en assurer l'entretien.

Toutefois, cet espacement dépend aussi du diamètre de la colonne. On donne la relation entre le diamètre de la colonne et l'espacement entre les plateaux comme suit :

Appelons h_p espacement entre deux plateaux.

Tableau 17: La variation de l'espacement entre deux plateaux en fonction du diamètre

D (m)	0.8	0.8-46	1.6-2.0	2.0-2.4	>2.4
h_p (mm)	200-350	350-400	400-500	500-600	>600

Généralement, en pratique, cet espacement est de 0.3 à 0.9 m ; mais le plus souvent il est de 0.5 à 0.7 m.

Donc la hauteur de la tour sera égale au produit du nombre des plateaux par l'espacement, plus l'espace libre en tête et en fond de la colonne.

Pour la colonne de prédistillation ; la hauteur sera calculée comme suit :

On désigne par H_T la hauteur totale de la colonne qui est égale à la somme des hauteurs élémentaires.

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

D'où:

h_1 : espace libre située en tête de tour jusqu'au le premier plateau de rectification, il est égal au $\frac{1}{2}$ du diamètre.

$$h_1 = \frac{D}{2} = \frac{3.2}{2}$$

$$h_1 = 1.6 \text{ m}$$

h_2 : la hauteur de la zone de rectification, elle est déterminée par le produit du nombre d'espaces entre les plateaux par l'espacement.

$$h_2 = h_p (n_r - 1) = 0.6 (22 - 1)$$

$$h_2 = 12.6 \text{ m}$$

h_3 : hauteur de la zone d'alimentation, elle est déterminée en tant qu'espacement entre 4 plateaux.

$$h_3 = h_p \times 3 = 0.6 \times 3$$

$$h_3 = 1.8 \text{ m}$$

h_4 : hauteur de la zone d'épuisement, elle est aussi égale au produit du nombre d'espaces entre les plateaux par l'espacement.

$$h_4 = h_p (n_e - 1) = 0.6 (6 - 1)$$

$$h_4 = 3.0 \text{ m}$$

h_5 : hauteur correspondant au niveau du liquide du fond de colonne jusqu'au dernier plateau, elle est prise entre 1 et 2 m.

$$h_5 = 2 \text{ m}$$

h_6 : hauteur libre au fond de la colonne.

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

Pour les colonnes de prédistillation $\tau = 2 - 6 \text{ mn}$

Pour les colonnes atmosphériques $\tau = 6 - 15 \text{ mn}$

Donc la hauteur h_6 est déterminée selon la formule suivante :

$$h_6 = \frac{G_f}{\rho_f^t} \times \frac{\tau}{60 \times F} \quad (36)$$

G_f : quantité du produit au fond de la colonne.

ρ_f^t : Masse volumique du produit au fond de la colonne.

F : surface de la section du liquide, elle est égale à :

$$F = \frac{3.14 D^2}{4} \quad (37)$$

$$F = \frac{3.14 \times (3.2)^2}{4}$$

$$F = 8.04 \text{ m}^2$$

Pour notre cas : admettons que $\tau = 2$ mn

Calculons $G_f = G_{BF} + G_j$

D'où: G_{BF} : quantité du brut flashé (kg/h)

G_j : quantité du courant chaud (kg/h)

Donc : $G_f = 385979 + 172223.7$

$$G_f = 558202.7 \text{ (kg/h)}$$

Calculons maintenant ρ_f^t masse volumique du produit au fond de la colonne à 198.6 °C selon la formule (25):

$$\rho_f^{198.6} = 0.8034 - 0.000765 (198.6 - 20) = 0.6668 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho_f^{198.6} = 666.8 \text{ kg/m}^3$$

Alors,

$$h_6 = \frac{558202.7}{666.8} \times \frac{2}{60 \times 8.04}$$

$$h_6 = 3.5 \text{ m}$$

h_7 : hauteur de la jupe de la colonne, d'après les données pratiques, elle est égale à **4m**

Donc la hauteur totale de la colonne de prédistillation est égale à :

$$H_T = 1.6 + 12.6 + 1.8 + 3 + 2 + 3.5 + 4$$

$$H_T = 28.5 \text{ m}$$

V.4 Calcul de la colonne de distillation atmosphérique :

V.4.1 Bilan matière de la colonne C 2 :

Tableau 18: Bilan matière de la colonne de distillation atmosphérique

Produits	Rendement par rapport au pétrole % mass.	Rendement par rapport au brut flashé % mass.	Débit (kg/h)
Entrée :			
Brut flashé	88.95	100.0	385979
Total	88.95	100.0	385979
Sortie :			
1-Essence (80 - 165°C)	19	21.36	82445.11
2-Kérosène (165 - 250°C)	19.03	21.39	82560.91
3-Gasoil léger (250 - 320°C)	13.08	14.71	56777.51
4-Gasoil lourd (320-375°C)	7.79	8.76	33811.76
5-Résidu > 375°C	30.05	33.78	130383.71
Total	88.95	100	385979

V.4.2 Les conditions opératoires de marche de la colonne :

V.4.2.1 Tracé des courbes TBP et des courbes de flash du brut flashé et des fractions pétrolières :

Les résultats des traces des courbes sont portés en annexe 1 (figures : 2, 3,4, 5 et 6).

V.4.2.2 Pression dans la zone de flash : π_{ZF}

Pratiquement, la pression dans la zone de flash varie entre 1.5 – 2.5 ATM.

Soit la pression dans cette zone :

$$\pi_{ZF} = 2 \text{ atm.}$$

V.4.2.3 Quantité de vapeur d'eau injectée au fond de colonne Z_F :

En pratique, la quantité de vapeur d'eau injecté au fond de la colonne atmosphérique varie entre 1.2 - 4 % massique par rapport au brut flashé.

$$Z_F = (0.012 \div 0.04) \times G_{brut.flashé}$$

Supposons: 1.5%

$$Z_F = 0.015 \times 385979 = 5789.685$$

$$Z_F = 5789.685 \text{ kg/h}$$

V.4.2.4 Quantité de vapeur d'eau injectée des strippers :

Pratiquement, La quantité de vapeur d'eau injectée dans les strippers varie entre (1 ÷ 2 %) massique par rapport à la quantité des fractions soutirées :

a) Stripper du gasoil léger Z₁ :

$$Z_1 = (0.01 \div 0.02) \times G_{Gasoil.léger}$$

$$Z_1 = 0.02 \times 56777.51 = 1135.55$$

$$Z_1 = 1135.55 \text{ Kg/h}$$

b) Stripper du gasoil lourd :

$$Z_2 = (0.01 \div 0.02) \times G_{gasoil.loiurd}$$

$$Z_2 = 0.02 \times 33811.76 = 676.24$$

$$Z_2 = 676.24 \text{ kg/h}$$

V.4.2.5 Calcul des différentes températures dans la colonne atmosphérique :**a) Température dans la zone de flash (t_{ZF}) :**

La température dans la zone de flash t_{ZF} est inférieure à celle à la sortie du four à cause des pertes de charge dans la ligne de transfert. D'habitude, la température dans la zone de flash varie entre 330 et 360 °C.

Pour déterminer cette température, il est nécessaire de connaître le taux de vaporisation en brut flashé dans la zone de flash à la pression partielle dans cette zone. Ce taux de vaporisation est égal :

$$e_n = e_{essence} + e_{kérosène} + e_{gasoil\ lég} + e_{gasoil\ lourd}$$

$$e_n = 0.2136 + 0.2139 + 0.1471 + 0.0876 = 0.6622$$

$$e_n = 0.6622$$

Pression partielle des hydrocarbures dans la zone de flash :

$$P_e^{Zf} = \pi_{ZF} \times \frac{N_v}{(N_v + N_{ve})} \quad (38)$$

Où :

P_e^{Zf} : Pression partielle des hydrocarbures dans la zone de flash.

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

N_v : nombre de k.moles/h des hydrocarbures traversant la zone de flash.

N_{ve} : nombre de k.moles de vapeur d'eau injectée au fond de la colonne.

$$N_v = \frac{G_{ess}}{M_{ess}} + \frac{G_{kér}}{M_{kér}} + \frac{G_{gol\ léger}}{M_{gol\ léger}} + \frac{G_{gol\ lourd}}{M_{gol\ lourd}}$$

$$N_v = \frac{82445.11}{111.75} + \frac{82560.91}{166.63} + \frac{56777.51}{234.015} + \frac{33811.76}{300.6}$$

$$N_v = 1588.34 \text{ kmol/h}$$

$$N_{ve} = \frac{Z_F}{M_{H_2O}} = \frac{5789.685}{18}$$

$$N_{ve} = 321.65 \text{ kmol/h}$$

La pression partielle sera alors:

$$P_e^{ZF} = 2 \times \frac{1588.34}{(1588.34 + 321.65)}$$

$$P_e^{ZF} = 1.66 \text{ atm.}$$

Selon le taux de vaporisation $e_n = 0.6622$ et la courbe de flash tracée à la pression partielle

$P_e^{ZF} = 1.66 \text{ atm}$. On trouve la température dans la zone de flash $t_{ZF} = 340 \text{ °C}$ (figure2, annexe 1).

Ensuite on précise le taux de vaporisation de la zone de flash à la température $t_{ZF} = 340 \text{ °C}$ et à

$P_e^{ZF} = 1.62 \text{ atm}$ par la méthode d'approximations successives en vérifiant que :

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

$$y'_i = \frac{\alpha'_i}{e' + \frac{1-e'}{K_i}}$$

Les résultats sont représentés dans le tableau 19 :

Le taux de vaporisation massique :

$$e = e' \times \frac{M_y}{M_{\text{brut flashé}}}$$

Où:

M_y - masse moléculaire de la phase vapeur : tel que $M_y = 165.02 \text{ g/mol}$

M_x - masse moléculaire du brut flashé : tel que $M_x = 224.18 \text{ g/mol}$

e : taux de vaporisation massique.

e' : taux de vaporisation molaire.

Donc :

$$e = 0.8089 \times \frac{165.02}{224.18}$$

$$e = 0.5954$$

Tableau 19: Calcul du taux de vaporisation molaire de la charge dans la zone de flash de la colonne de distillation atmosphérique

Constituant	T _m (°C)	G _i (Kg/h)	M _i	N _i = $\frac{G_i}{M_i}$	$\alpha'_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	P ₁ atm	k _i = $\frac{P_i}{P_{zf}}$	π _{zf} = 2 atm, T _{zf} = 340 °C, e' = 0.8089				
								$\frac{e'}{1-e'} + \frac{1}{k_i}$	$Y'_i = \frac{\alpha'_i}{e'+1-e'} \frac{1}{k_i}$	$X'_i = \frac{Y'_i}{k_i}$	M _i Y' _i	M _i X' _i
Essence lourde (80-165°C)	122.5	82445.11	111.76	737.7	0.38112	48	28.92	0.81551	0.46734	0.01616	52.23	1.84
Kérosène (165-250°C)	207.5	82560.91	166.63	495.47	0.25598	12.5	7.53	0.83428	0.30683	0.04075	51.13	6.79
Gasoil léger (250-320°C)	285	56777.51	234.2	242.62	0.12534	3	1.81	0.91148	0.13706	0.07572	32.1	17.73
Gasoil lourd (320-375°C)	347.5	33811.76	300.6	112.48	0.05811	0.9	0.54	1.16279	0.04997	0.09254	15.02	27.82
Résidu atmosphérique >375°C	452.5	130383.71	375.38	347.34	0.17945	0.09	0.05	4.6309	0.03875	0.77501	14.54	290.92
Total		385979		1935.61	1.00000				0.99995	1.00018	165.02	345.07

b) Température au sommet de la colonne atmosphérique :

La température de tête de colonne correspond à la température de rosée du mélange d'hydrocarbures traversant la tête de tour à leur pression partielle dans le mélange hydrocarbures et vapeur d'eau. Elle est déterminée graphiquement à partir de la courbe de flash tracée à la pression partielle de ce mélange et le point final de cette courbe est considéré comme la température au sommet de la colonne.

➤ La quantité de reflux froid :

La quantité de reflux froid G_{rf} est donnée par la formule suivante :

$$G_{rf} = (1.5 - 3) G_{ess}$$

Prenons : $G_{rf} = 1.5 \times G_{ess}$

$$G_{rf} = 1.5 \times 82445.11 = 123667.665 \text{ kg/h}$$

$$N_{rf} = \frac{123667.665}{111.75} = 1106.65 \text{ kmol/h}$$

➤ Pression partielle des vapeurs d'essence au sommet de la colonne :

$$P_e^{ess ld} = \pi_s y' = \pi_s \frac{N_{ess} + N_{rf}}{N_{ess} + N_{rf} + N_{ve}}$$

Où:

$N_{ess ld}$: nombre de kmoles/h d'essence.

$N_{v,e}$: nombre de kmoles/h de la vapeur d'eau injectée.

N_{rf} : nombre de kmoles/h de reflux froid.

π_s : pression de service au sommet de la colonne ; tel que :

$$\pi_s = \pi_{ZF} - \frac{n \times \Delta P}{760}$$

n : nombre des plateau dans la zone de rectification de la colonne = 43

ΔP : variation de la pression entre deux plateaux. Soit $\Delta P = 6 \text{ mmHg}$.

$$\pi_s = 2 - \frac{43 \times 6}{760}$$

$$\pi_s = 1.66 \text{ atm.}$$

$$N_{v,e} = N_F + N_1 + N_2 = \frac{Z_F + Z_1 + Z_2}{18} = \frac{5789.685 + 1135.55 + 676.24}{18} = 422.304$$

$$N_{ess\ ld} = \frac{82445.11}{111.75} = 737.76 \text{ kmol/h}$$

$$P_e^{ess\ ld} = 1.66 \times \frac{737.76 + 1106.65}{737.76 + 1106.65 + 422.304}$$

Pour trouver cette température, on trace la courbe de flash de l'essence lourde à la pression partielle : $P_e^{ess\ ld} = 1.35 \text{ atm}$. (figure 3, annexe1)

Le point final de cette courbe correspond à la température au sommet de la colonne.

$$t_e^{ess\ ld} = 140 \text{ °C}$$

c) Température de soutirage des produits latéraux :

Température de soutirage latérale des fractions pétrolières est la température de bulle du mélange d'hydrocarbures constituant le produit soutiré, à la pression partielle des hydrocarbures qui règne sur le plateau au niveau de soutirage. Elle est déterminée graphiquement, comme étant le point initial de la courbe du flash tracée à la pression partielle en prenant en considération la présence des vapeurs d'eau et le reflux intermédiaire au niveau de soutirage.

➤ Température de soutirage du kérosène :

Le kérosène est soutiré du 25^{ème} au 27^{ème} plateau. la pression partielle du kérosène au-dessous de ce plateau est déterminée par la formule suivante :

$$P_e^{kér} = \pi_e^{kér} \times \frac{N_{kér} + N_{rik}}{N_{kér} + N_{rik} + N_{incond}}$$

Où :

$N_{kér}$: nombre de kmoles /h du kérosène.

N_{incond} : nombre de kmoles/h des vapeurs incondensables au niveau de soutirage du kérosène.

N_{rik} : nombre de kmoles/h du reflux interne au niveau de soutirage du kérosène.

Pour cela, il faut connaître le taux de reflux interne (K). ce dernier est déterminé généralement d'après les données pratiques. En général le taux de reflux interne d'un plateau est déterminé selon le rapport suivant :

$$K = \frac{\text{quantité massique du liquide qui s'écoule sur un plateau}}{\text{quantité massique des vapeurs HC qui passent à travers le même plateau}}$$

Le taux de reflux interne (K) au niveau de chaque soutirage est donné dans le tableau suivant :

Tableau 20: valeur de K

Fractions	K
Kérosène	$0.7 \div 2.2$
Gasoil léger	$0.8 \div 2$
Gasoil lourd	$0.005 \div 0.4$

$\pi_{kér}^S$: Pression de service au niveau de soutirage du kérosène tel que :

$$\pi_{kér}^S = \pi_{ZF} - \frac{N \times \Delta P}{760}$$

N: nombre de plateau entre le soutirage et la zone de flash= 19plateaux.

ΔP : pertes de charge par les plateaux. Soit $\Delta P = 6\text{mmHg}$.

Donc :

$$\pi_{kér}^S = 2 - \frac{19 \times 6}{760}$$

$$\pi_{kér}^S = 1.85\text{atm}$$

Supposons qu'au niveau de soutirage du kérosène que $K_{kér} = 0.75$.

$$N_{kér} = \frac{G_{kér}}{M_{kér}} = \frac{82560.91}{166.63}$$

$$N_{kér} = 495.47 \text{ kmol/h}$$

$$K_{kér} = \frac{G_{rik}}{G_{ess} + G_{kér}} \Rightarrow G_{rik} = K_{kér} \times (G_{rik} + G_{ess \text{ ld}})$$

$$G_{rik} = 0.75 \times (82560.91 + 82445.11)$$

$$G_{rik} = 123754.51 \text{ kg/h}$$

D'où: $G_{rik} = 1.5 \times G_{kér}$

Alors: $N_{rik} = 1.5 \times N_{kér}$

$$N_{rik} = 1.5 \times 495.47$$

$$N_{rik} = 743.21 \text{ kmol/h}$$

$$N_{incond} = N_{ve} + N_{ess \text{ ld}} = 422.304 + 737.76$$

$$N_{incond} = 1160.06 \text{ kmol/h}$$

$$P_e^{kér} = 1.85 \times \frac{495.47 + 743.21}{495.47 + 743.21 + 1160.06}$$

$$P_e^{kér} = 0.95 \text{ atm.}$$

Pour trouver cette température, on trace la courbe de flash du kérosène à la pression partielle $P_e^{kér} = 0.95 \text{ atm.}$ (figure 4, annexe 1)

Le point initial de cette courbe correspond à la température de soutirage du kérosène.

$$t_{kér} = 190 \text{ °C.}$$

➤ **Température du soutirage du gasoil léger :**

Le gasoil léger est soutiré du 17^{ème} au 19^{ème} plateau. La pression partielle du gasoil léger au-dessous de ce plateau est déterminée par la formule suivante :

$$P_e^{gl.lég} = \pi_{gl.lég} \times \frac{N_{gl.lég} + N_{ri.gl.lég}}{N_{gl.lég} + N_{ri.gl.lég} + N_{incond}}$$

Où :

$N_{gl.lég}$: nombre de kmoles/h du gasoil léger.

N_{incond} : nombre de kmoles/h des vapeurs incondensables au niveau de soutirage du gasoil léger.

$N_{ri.gl.lég}$: nombre de kmoles/h de reflux interne au niveau de soutirage du gasoil léger.

$\pi_{gl.lég}$: pression de service au niveau de soutirage du gasoil léger.

$$\pi_{gl.lég} = \pi_{ZF} - \frac{N \times \Delta P}{760}$$

N : nombre de plateau entre le soutirage et la zone de flash = 13 plateaux.

ΔP : pertes de charge par les plateaux. Soit $\Delta P = 6 \text{ mmHg.}$

Donc :

$$\pi_{gl.lég} = 2 - \frac{13 \times 6}{760}$$

$$\pi_{gl.lég} = 1.9 \text{ atm.}$$

Supposons qu'au niveau de soutirage du gasoil lourd que $K_{gl.lég} = 0.8$

$$N_{gl.lég} = \frac{G_{gl.lég}}{M_{gl.lég}} = \frac{56777.71}{234.015}$$

$$N_{gl.lég} = 242.62 \text{ kmol/h}$$

$$K_{gl.lég} = \frac{G_{ri.gl.lég}}{G_{ess ld} + G_{kér} + G_{gl.lég}} \Rightarrow G_{ri.gl.lég} = K_{gl.lég} \times (G_{ess ld} + G_{kér} + G_{gl.lég})$$

$$G_{ri.gl.lég} = 0.8 \times (82445.11 + 82560.91 + 56777.51)$$

$$G_{rik} = 177426.824 \text{ kg/h}$$

$$\text{D'où: } G_{ri.gl.lég} = 3.1 \times G_{gl.lég}$$

$$\text{Alors: } N_{ri.gl.lég} \approx 3.1 \times N_{gl.lég}$$

$$N_{ri,gl.lég} = 3.1 \times 242.62$$

$$N_{rik} = 572.122 \text{ kmol/h}$$

$$N_{incond} = N_{ve (F+ld)} + N_{ess ld} + N_{kér}$$

$$N_{incond} = 359.218 + 737.76 + 495.47$$

$$N_{incond} = 1592.448 \text{ kmol/h}$$

La pression partielle sera:

$$P_e^{gl.lég} = 1.9 \times \frac{242.62 + 752.12}{242.62 + 752.12 + 1592.448}$$

$$P_e^{gl.lég} = 0.73 \text{ atm.}$$

Pour trouver cette température, on trace la courbe de flash du gasoil léger à la pression partielle

$$P_e^{gl.lég} = 0.73 \text{ atm. (figure 5, annexe 1)}$$

Le point initial de cette courbe correspond à la température de soutirage du gasoil léger.

$$t_{gl.lég} = 250 \text{ °C.}$$

➤ Température du soutirage du gasoil lourd :

Le gasoil lourd est soutiré du 11^{ème} plateau. La pression partielle du gasoil lourd au-dessous de ce plateau est déterminée par la formule suivante :

$$P_e^{gl.ld} = \pi_{gl.ld} \times \frac{N_{gl.ld} + N_{ri,gl.ld}}{N_{gl.ld} + N_{ri,gl.ld} + N_{incond}}$$

Où :

$N_{gl.ld}$: nombre de kmoles/h du gasoil lourd.

N_{incond} : nombre de kmoles/h des vapeurs incondensables au niveau de soutirage du gasoil lourd.

$N_{ri,gl.ld}$: nombre de kmoles/h de reflux interne au niveau de soutirage du gasoil lourd.

$\pi_{gl.ld}$: pression de service au niveau de soutirage du gasoil lourd.

$$\pi_{gl.ld} = \pi_{ZF} - \frac{N \times \Delta P}{760}$$

N: nombre de plateau entre le soutirage et la zone de flash= 5 plateaux.

ΔP : pertes de charge par les plateaux. Soit $\Delta P = 6 \text{ mmHg}$.

Donc :

$$\pi_{gl.ld} = 2 - \frac{5 \times 6}{760}$$

$$\pi_{gl.lég} = 1.96 \text{ atm.}$$

Supposons qu'au niveau de soutirage du gaoil lourd que $K_{gl.ld} = 0.3$

$$N_{gl.ld} = \frac{G_{gl.ld}}{M_{gl.ld}} = \frac{33811.76}{300.6}$$

$$N_{gl.lég} = 112.48 \text{ kmol/h}$$

$$K_{gl.lég} = \frac{G_{ri.gl.ld}}{G_{ess ld} + G_{kér} + G_{gl.lég} + G_{gl.ld}} \Rightarrow G_{ri.gl.ld} = K_{gl.ld} \times (G_{ess ld} + G_{kér} + G_{gl.lég} + G_{gl.ld})$$

$$G_{ri.gl.lég} = 0.3 \times (82445.11 + 82560.91 + 56777.51 + 33811.76)$$

$$G_{rik} = 76678.587 \text{ kg/h}$$

D'où: $G_{ri.gl.ld} = 2.3 \times G_{gl.ld}$

Alors: $N_{ri.gl.ld} \approx 2.3 \times N_{gl.ld}$

$$N_{ri.gl.ld} = 2.3 \times 112.48$$

$$N_{rik} = 258.704 \text{ kmol/h}$$

$$N_{incond} = N_{ve(F)} + N_{ess ld} + N_{kér} + N_{gl.lég}$$

$$N_{incond} = 321.65 + 737.76 + 495.47 + 242.62$$

$$N_{incond} = 1797.5 \text{ kmol/h}$$

$$P_e^{gl.ld} = 1.96 \times \frac{112.48 + 258.7}{112.48 + 258.7 + 1797.5}$$

$$P_e^{gl.ld} = 0.34 \text{ atm.}$$

Pour trouver cette température, on trace la courbe de flash du gaoil lourd à la pression partielle

$$P_e^{gl.ld} = 0.34 \text{ atm. (figure 6, annexe 1)}$$

Le point initial de cette courbe correspond à la température de soutirage du kérosène :

$$t_{gl.ld} = 290 \text{ °C.}$$

d) Température au fond de la colonne atmosphérique :

Pratiquement, cette température est inférieure à celle de la zone de flash de 15÷25 °C.

D'où:

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

$$t_{\text{fond}} = 340 - 20 = 320 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_{\text{fond}} = 320 \text{ } ^\circ\text{C}$$

e) Pression du fond :

$$P_f = \pi_{\text{ZF}} + \frac{N_e \times \Delta P}{760}$$

D'où :

P_f : pression au fond de la colonne.

π_{ZF} : pression dans la zone de flash.

N_e : nombre de plateau dans la zone d'épuisement.

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

$$P_f = 2 + \frac{6 \times 6}{760}$$

$$P_f = 2.047 \text{ atm}$$

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

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

$$\frac{1}{\rho_{B.F}^{15}} = \frac{e}{\rho_v^{15}} + \frac{1-e}{\rho_l^{15}}$$

Où:

$\rho_{B.F}^{15}$: Masse volumique du brut flashé, $\rho_{B.F}^{15} = 0.8073$

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

ρ_l^{15} : Masse volumique de la phase liquide, $\rho_l^{15} = 0.9213$

$$\frac{1}{0.8073} = \frac{0.5954}{\rho_v^{15}} + \frac{1-0.5954}{0.9213}$$

Donc :

$$\rho_v^{15} = 0.7447 \text{ g/m}^3$$

➤ **Quantité de vapeur :**

$$G_v = G_{B.F} \times e$$

$$G_v = 385979 \times 0.5954$$

$$G_v = 229811.9 \text{ kg/h}$$

➤ **Quantité de liquide :**

$$G_l = G_{B.F} \times (1-e)$$

$$G_l = 385979 \times (1-0.5954)$$

$$G_l = 156167.1 \text{ kg/h.}$$

V.4.3 Bilan thermique de la colonne de distillation atmosphérique :

Tableau 21: Bilan thermique

produits	G (kcal/h)	ρ_{15}^{15}	t_m °C	Enthalpie (kcal/kg)		Quantité de chaleur (kcal/h) $\times 10^6$
				q^l	q^v	
Entrée :						
Brut flashé						
a-vapeur	229811.9	0.7447	340	–	262.93	60.42
b-liquide	156167.1	0.9213	340	191.53	–	29.91
Vapeur d'eau	7601.48	–	380	–	769.5	5.85
Reflux de tête	123667.66	0.7932	40	19.51	–	2.41
Total	517248.14	–	–	–	–	$Q_e = 98.59$
Sortie :						
Essence lourde	82445.11	0.7391	140	–	148.59	12.25
Reflux tête	123667.66	0.7391	140	–	148.59	18.38
Kérosène	82560.91	0.7932	190	102.4	–	8.45
Gasoil léger	56777.51	0.8381	250	137.7	–	7.82
Gasoil lourd	33811.76	0.8684	290	161.96	–	5.48
Résidu	130383.71	0.9213	320	177.56	–	23.15
Vapeur d'eau	7601.48	–	140	–	656	4.96
total	517248.14	–	–	–	–	$Q_s = 80.49$

La différence entre les quantités de chaleur doit être extraite par le reflux circulant intermédiaire et le reflux circulant inférieur :

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

$$\Delta Q = (98.59 - 80.49) \times 10^6 = 18.1 \times 10^6$$

$$\Delta Q = 18.1 \times 10^6 \text{ kcal/h}$$

V.4.3.1 Quantité de reflux circulant intermédiaire :

Ce reflux est soutiré au niveau du 19^{ème} plateau, la composition de celui-ci était approximativement égale à celle du gasoil léger.

a) Température de soutirage du reflux :

Cette température est donnée par la formule suivante :

$$t_{s,\text{reflux}} = t_{\text{gasoil.lég}} - N \times \Delta t$$

Où :

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

N= 3 plateaux.

$$\Delta t = t_{\text{sout gasoil léger}} - t_{\text{kérosène}} = 250 - 190 = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

b) Chute de température sur un plateau :

$$t_{\text{chut}} = \frac{\Delta t}{N}$$

Où :

N : nombre de plateaux entre le niveau de soutirage du kérosène et gasoil léger.

N= 6 plateaux.

$$t_{\text{chut}} = \frac{66}{6} = 11 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_{s,\text{reflux}} = 250 - 3 \times 11$$

$$t_{s,\text{reflux}} = 217 \text{ } ^\circ\text{C}$$

La quantité de reflux circulant intermédiaire égale :

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

Où:

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

Selon les données pratiques, t_e varie entre 80 et 100 °C, soit la température d'entrée de reflux circulant intermédiaire est 90 °C.

Soit : $t_e = 90^\circ\text{C}$

$t_s = 217^\circ\text{C}$

$$q_L^{217} = 116.36 \text{ kcal/kg}$$

$$q_L^{90} = 43.2 \text{ kcal/kg}$$

$$G_{r.int} = \frac{18.1 \times 10^6}{116.36 - 43.2}$$

$$G_{r.int} = 247402.95 \text{ kg/h}$$

V.4.4 Dimensionnement de la colonne :

Pour calculer le diamètre de la colonne de distillation atmosphérique principale, on détermine le débit volumique des vapeurs dans chaque section de la colonne ainsi que la vitesse admissible des vapeurs puis à partir de ces deux valeurs maximales, on calcule le diamètre de la colonne.

Le diamètre est déterminé par la formule (32) suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times V_v}{\pi \times W_{max}}}$$

V.4.4.1 Le débit volumique maximal des vapeurs :

La quantité de vapeur dans chaque section est déterminée par la formule suivante :

$$V = 22.4 \times \sum N_i \times \frac{273+t_s}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{P_s} \times Z \text{ (m}^3\text{/s)}$$

Avec:

N_i : Nombre de kmoles/h du constituant (i)

t_s : Température dans la section considérée.

P_s : pression de service dans la section.

Z : coefficient de compressibilité pour $P(1 \div 3 \text{atm})$ $Z=1$

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

Pour cela il faut calculer :

➤ Quantité de vapeur au sommet de la colonne :

$$G_v^s = G_{ess.lid} + G_{r.ch} + G_{v.e(t)}$$

$$G_{r.ch} = G_{rf} \times \frac{q_v^{140} - q_l^{40}}{q_v^{140} - q_l^{140}}$$

$$G_{r.ch} = 123667.66 \times \frac{148.59 - 19.51}{148.59 - 74.86}$$

$$G_{r.ch} = 216506.46$$

$$G_v = 82445.11 + 216506.46 + 7601.48$$

$$G_v = 320797.14 \text{ kg/h}$$

- nombre de kilomoles au sommet de la colonne:

$$N_v = \sum N_i = N_{\text{ess.ld}} + N_{r.ch} + N_{v.e(t)}$$

$$N_v = 737.7 + 1937.2 + 422.3$$

$$N_v = 3097.2 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v^s = 22.4 \times \left(3097.2 \times \frac{273+140}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{1.66} \right)$$

$$V_v^s = 17.56 \text{ m}^3/\text{h}$$

Où :

T= 140 °C ; Température de soutirage de l'essence lourde.

P=1.66 atm ; Pression de service au niveau de l'essence lourde.

b) Débit volumique de vapeur au niveau du kérosène V_v^k :

- quantité de vapeur au niveau du kérosène :

$$G_v^k = G_{\text{ess.ld}} + G_{\text{kér}} + G_{\text{rik}} + G_{v.e(t)}$$

$$G_v^k = 82445.11 + 82560.91 + 123754.51 + 7601.48$$

$$G_v^k = 296362.01 \text{ kg/h}$$

- nombre de kilomoles au niveau du kérosène:

$$N_v = \sum N_i = N_{\text{ess.ld}} + N_{\text{kér}} + N_{\text{rik}} + N_{v.e(t)}$$

$$N_v = 737.7 + 495.47 + 743.21 + 422.3$$

$$N_v = 2398.68 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v^k = 22.4 \times \left(2398.68 \times \frac{273+190}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{1.85} \right)$$

$$V_v^k = 13.68 \text{ m}^3/\text{h}$$

Où :

T= 190 °C ; Température de soutirage de kérosène.

P=1.85 atm ; Pression de service au niveau de kérosène.

c) Débit volumique de vapeur au niveau du gasoil léger :

➤ quantité de vapeur au niveau du gasoil léger :

$$G_v^{gl.lég} = G_{ess.ld} + G_{kér} + G_{gl.lég} + G_{ri.gl.lég} + G_{v.e(F+ld)}$$

$$G_{ri.gl.lég} = (3.1) G_{gl.lég}$$

$$G_v^{gl.lég} = 82445.11 + 82560.91 + 56777.51 + (3.1) 56777.51 + 6465.93$$

$$G_v^{gl.lég} = 505676.279 \text{ kg/h}$$

➤ nombre de kilomoles au niveau du gasoil léger :

$$N_v = \sum N_i = N_{ess.ld} + N_{kér} + N_{gl.lég} + N_{ri.gl.lég} + N_{v.e(F+t)}$$

$$N_v = 737.7 + 495.47 + 242.62 + 752.122 + 359.22$$

$$N_v = 2587.13 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v^{gl.lég} = 22.4 \times \left(2587.13 \times \frac{273+250}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{1.9} \right)$$

$$V_v^{gl.lég} = 16.23 \text{ m}^3/\text{h}$$

Où :

T= 250 °C ; Température de soutirage de gasoil léger.

P=1.9 atm ; Pression de service au niveau du gasoil léger.

d) Débit volumique de vapeur au niveau du gasoil lourd :

➤ quantité de vapeur au niveau du gasoil lourd :

$$G_v^{gl.ld} = G_{ess.ld} + G_{kér} + G_{gl.lég} + G_{gl.ld} + G_{ri.gl.ld} + G_{v.e(F)}$$

$$G_{ri.gl.ld} = (2.3) G_{gl.ld}$$

$$G_v^{gl.ld} = 82445.11 + 82560.91 + 56777.51 + 33811.76 + (2.3) 33811.76 + 5789.69$$

$$G_v^{gl.ld} = 339152.02 \text{ kg/h}$$

- nombre de kilomoles au niveau du gasoil lourd :

$$N_v = \sum N_i = N_{\text{ess.ld}} + N_{\text{kér}} + N_{\text{gl.lég}} + N_{\text{gl.ld}} + N_{\text{ri.gl.ld}} + N_{\text{v.e(F)}}$$

$$N_v = 737.7 + 495.47 + 242.62 + 112.48 + 258.7 + 321.65$$

$$N_v = 2168.62 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v^{gl.ld} = 22.4 \times \left(2168.62 \times \frac{273+290}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{1.96} \right)$$

$$V_v^{gl.ld} = 14.2 \text{ m}^3/\text{h}$$

Où :

T= 290 °C ; Température de soutirage de gasoil lourd.

P=1.96 atm ; Pression de service au niveau du gasoil lourd.

e) Débit volumique de vapeur au niveau de la zone de flash :

- quantité de vapeur au niveau de la zone de flash:

$$G_v^{Zf} = G_{\text{ess.ld}} + G_{\text{kér}} + G_{\text{gl.lég}} + G_{\text{gl.ld}} + G_{\text{v.e(F)}}$$

$$G_v^{Zf} = 82445.11 + 82560.91 + 56777.51 + 33811.76 + 5789.69$$

$$G_v^{gl.ld} = 261384.98 \text{ kg/h}$$

- nombre de kilomoles au niveau de la zone de flash :

$$N_v = \sum N_i = N_{\text{ess.ld}} + N_{\text{kér}} + N_{\text{gl.lég}} + N_{\text{gl.ld}} + N_{\text{v.e(F)}}$$

$$N_v = 737.7 + 495.47 + 242.62 + 112.48 + 321.65$$

$$N_v = 1909.92 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v^{Zf} = 22.4 \times \left(1909.92 \times \frac{273+340}{273} \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{2} \right)$$

$$V_v^{gl.ld} = 13.34 \text{ m}^3/\text{h}$$

Où :

T= 340 °C ; Température de soutirage de gasoil lourd.

P=2 atm ; Pression de service au niveau du gasoil lourd.

V.4.4.2 Diamètre de la colonne :

Comme le débit de vapeur de tête de tour est le plus élevé, on calcule le diamètre de la colonne d'après le débit du sommet de la colonne à partir de la formule qui est égale à :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times v_v}{\pi \times w_{\max}}}$$

D'où :

w_{\max} : est la vitesse maximale linéaire d'après la formule de Souders et Brown.

Donc :

$$W_{\max} = \frac{0.305}{3600} C_{\max} \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

ρ_l^{152} : masse volumique du liquide à la température $t_s = 140$ °C.

$$\rho_l^{152} = 0.7348 - 0.000857 (140 - 20) = 631.96 \text{ kg/m}^3$$

ρ_v : masse volumique des vapeurs à la température $t_s = 140$ °C.

Elle est égale à :

$$\rho_v^{140} = \frac{G_v^s}{V_v^s \times 3600}$$

$$\rho_v^{140} = \frac{320797.14}{17.56 \times 3600} = 5.07 \text{ kg/m}^3$$

Calculons maintenant le coefficient C_{\max} :

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

Admettons que les plateaux de la colonne sont à clapets

$$K_1 = 1.15 ; K_2 = 1$$

Débit volumique du liquide sur un plateau (L_e) :

$$L_e = \frac{G_{r.ch}}{\rho_l}$$

$$L_e = \frac{216506.46}{631.96} = 342.6$$

Le coefficient λ est déterminé selon la formule :

$$\lambda = \frac{0.655 \times L_e}{P} \sqrt{\frac{K_1 \cdot C_1}{V_v \cdot 3600} \sqrt{\frac{\rho_e - \rho_v}{\rho_v}}}$$

$$\lambda = \frac{0.655 \times 342.6}{2} \sqrt{\frac{1.15 \times 950}{17.56 \times 3600} \sqrt{\frac{631.96 - 5.07}{5.07}}}$$

$$\lambda = 49.19$$

Donc :

$$C_{max} = 1.15 \times 1 \times 950 - 4 (49.19 - 35)$$

$$C_{max} = 1032.9$$

Vitesse maximale des vapeurs :

$$W_{max} = 8.47 \times 10^{-5} \times 1032.9 \sqrt{\frac{631.96 - 5.07}{5.07}}$$

$$W_{max} = 0.97 \text{ m/s}$$

Donc le diamètre de la colonne est égale à :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 17.56}{3.14 \times 0.97}} = 4.80 \text{ m}$$

Le diamètre normalisé sera : $D_n = 5 \text{ m}$

Dans ce cas la vitesse réelle dans le niveau calculé est égale à :

$$W_r = \frac{4 \times V_v}{\pi \times D_n^2}$$

$$W_r = \frac{4 \times 17.56}{3.14 \times 5^2} = 0.89 \text{ m/s}$$

Le volume du liquide dans une passe sera :

$$L_v = \frac{L_e}{b}$$

D'où :

b: première du réservoir

$$b = 0.7 \cdot D_n \cdot P$$

D'où :

$0.7 \cdot D_n$: la longueur du réservoir

P : nombre de passe, $p=2$

$$b=0.7 \times 5 \times 2 = 7 \text{ m}$$

Donc :

$$L_v = \frac{342.6}{7} = 48.94 \text{ m}^3/\text{mh}$$

L_v calculée est admissible puisqu'elle est $< 65 \text{ m}^3/\text{mh}$

La hauteur du liquide débordant du réservoir est égale :

$$h_D = 0.6 \times \sqrt[3]{\frac{342.6}{3600 \times 7}} = 0.034 \text{ m}$$

V.4.4.3 Hauteur de la colonne de distillation atmosphérique :

Le calcul de la hauteur de la colonne de distillation atmosphérique est analogue à celui de la colonne de prédistillation :

➤ h_1 hauteur entre le fond supérieur et le plateau supérieur égale à la moitié du diagramme de la colonne.

$$h_1 = \frac{D}{2} = \frac{5}{2} = 2.5 \text{ m}$$

➤ h_2 hauteur de la zone de rectification

$$h_2 = h_p \times (n_r - 1) = 0.6 \times (43 - 1) = 25.2 \text{ m}$$

➤ h_3 hauteur de la zone de flash, elle est égale à la distance entre quatre plateaux.

$$h_3 = h_p \times 3 = 0.6 \times 3 = 1.8 \text{ m}$$

➤ h_4 hauteur de la zone d'épuisement.

$$h_4 = h_p \times (n_e - 1) = 0.6 \times (6 - 1) = 3 \text{ m}$$

➤ h_5 hauteur entre le fond inférieur et le plateau inférieur.

$$h_5 = 2 \text{ m}$$

➤ h_6 hauteur libre au fond de la colonne, elle est déterminée d'après la formule :

$$h_6 = \frac{G_r}{\rho_r^t} \times \frac{\tau}{60 \times F}$$

D'où :

G_r : Quantité du résidu atmosphérique.

ρ_r^t : Densité du résidu atmosphérique à la température du fond de colonne $T_f = 320$ °C.

τ : Temps de fonctionnement de la pompe qui égal à 10 min.

F : surface de la section de la colonne.

$$F = \pi \times \frac{D_n^2}{4}$$

$$F = 3.14 \times \frac{5^2}{4} = 19.62 \text{ m}^2$$

D'autre part :

$$\rho_r^t = \rho_4^{20} - \alpha(t - 20)$$

$$\rho_r^{320} = 0.9182 - 0.000620 \times (320 - 20) = 0.7322 \text{ g/cm}^3 \text{ ou } 732.2 \text{ kg/m}^3$$

Donc :

$$h_6 = \frac{130383.71}{732.2} \times \frac{10}{60 \times 19.62} = 1.5 \text{ m}$$

➤ h_7 hauteur de la jupe de la colonne d'après les données pratiques, elle est égale à 4m.

Donc, la hauteur totale de la colonne est égale à :

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

$$H_T = 2.5 + 25.2 + 1.8 + 3 + 2 + 1.5 + 4 \text{ donc } H_T = 40 \text{ m}$$

V.5 Calcul du condenseur-réfrigérant :

Les condenseurs sont utilisés dans la raffinerie pour condenser et refroidir les produits de tête de tour à la température ambiante avant le transfert vers le stockage.

L'échangeur que nous avons choisi est de type «tube calandre». Du côté calandre, on a les vapeurs à condenser, et du côté tube circule l'eau de réfrigération disponible à la raffinerie à la température 25 °C.

Le calcul de condenseur nécessite la connaissance de :

- La quantité de chaleur échangée.
- La différence moyenne logarithmique de température (ΔTLM).
- Les caractéristiques du fluide froid (eau de réfrigération).
- Les caractéristiques du fluide chaud (les produits de tête de la colonne de distillation atmosphérique).

➤ Température du fluide chaud :

- Température d'entrée 140 °C.
- Température de sortie 40 °C.
- Température moyenne 90 °C.

➤ Température du fluide froid :

- Température d'entrée 25 °C.
- Température de sortie 50 °C.
- Température moyenne 37.5 °C.

V.5.1 Détermination de la quantité d'eau nécessaire au refroidissement :

Comme les produits de tête de la colonne sont constitués de l'essence lourde, du reflux et de la vapeur d'eau, le bilan thermique du condenseur sera égal à :

$$(G_{ess.ld} + G_{ref})(q_{140}^{v.ess} - q_{40}^{l.ess}) + G_{v.e}(q_{140}^{v.v.e} - q_{40}^{l.v.e}) = G_{eau}(q_{50}^{eau} - q_{25}^{50})$$

D'où :

$G_{ess.ld}$: Quantité de l'essence (kg/h)

G_{ref} : Quantité du reflux, elle est égale à $1.5G_{ess.ld}$.

$G_{v.e}$: Quantité de vapeur d'eau sortant au sommet de la colonne

G_{eau} : Quantité d'eau de refroidissement.

$q_{140}^{v.ess}, q_{40}^{l.ess}$: Enthalpie de l'essence vapeur et liquide respectivement à l'entrée et à la sortie du condenseur à 140°C et 40 °C.

$q_{140}^{v.ess} = 148.59$ kcal/kg déterminé d'après la figure 14 en annexe 1

$q_{40}^{l.ess} = 19.51$ kcal/kg

$q_{140}^{v.v.e}$: Enthalpie de la vapeur d'eau à 140°C.

$q_{140}^{v.v.e} = 650$ kcal/kg

$q_{40}^{l.eau} = C_p \times t$

C_p : Chaleur spécifique de l'eau égale à 1 kcal/kg°C

Donc :

$q_{40}^{eau} = 1 \times 40 = 40$ kcal/kg.

V.5.1.1 Quantité de chaleur qui donne le courant chaud :

- Quantité de chaleur cédée par les hydrocarbures :

$$Q_H = (G_{ess} + G_{ref})(q_{140}^{v.ess} - q_{40}^{l.ess})$$

$$Q_H = (82445.11 + 123667.66) \times (148.59 - 19.51)$$

$$Q_H = 26605036.35 \text{ kcal/h}$$

- Quantité des vapeurs cédée par les vapeurs d'eau :

$$Q_{v.e} = G_{esv.e} \times (q_{140}^{v.v.e} - q_{40}^{l.v.e})$$

$$Q_{v.e} = 7601.48 \times (653 - 40)$$

$$Q_{v.e} = 4659707.24 \text{ kcal/h}$$

- Quantité de chaleur totale :

$$Q_T = Q_H + Q_{v.e}$$

$$Q_T = 26605036.35 + 4659707.24$$

$$Q_T = 31264743.59 \text{ kcal/h}$$

V.5.1.2 Quantité d'eau consommée par le condenseur:

$$G_{eau} = \frac{Q_T}{q_{50}^{eau} - q_{25}^{eau}}$$

$q_{50}^{eau}, q_{25}^{eau}$: Quantité de l'eau à 25 °C et 50 °C.

D'où:

$$q_{50}^{eau} = 50 \text{ kcal/kg}$$

$$q_{25}^{eau} = 25 \text{ kcal/kg}$$

Donc:

$$G_{eau} = \frac{31264743.59}{50 - 25}$$

$$G_{eau} = 1250589.744 \text{ kg/h}$$

V.5.2 Détermination de la surface d'échange du condenseur:

Elle est déterminée d'après la formule suivante :

$$F = \frac{Q}{K \times \Delta t_m} \quad (39)$$

D'où :

Q : quantité de chaleur que donne le courant chaud

F : Surface d'échange (m²)

K : Coefficient global de transfert de chaleur (kcal/m²h °C)

Dans notre cas, et d'après les données pratiques, pour les condenseurs au sommet de la colonne (Vapeurs d'hydrocarbures et eau).

K= 100-200 kcal/m²h °C

Prenons: k=200 kcal/m²h °C

V.5.2.1 Différence moyenne de température:

Dans ce condenseur l'échange de chaleur s'effectue à contre-courant

$$140 \text{ °C} = T_{\text{ini}} \xrightarrow{\text{Produit}} T_{\text{fin}} = 40 \text{ °C}$$

$$50 \text{ °C} = t_{\text{fin}} \xleftarrow{\text{eau}} t_{\text{ini}} = 25 \text{ °C}$$

$$\Delta t_m = \frac{Q}{\sum \Delta t_{mi}} \quad (40)$$

On devise notre quantité de chaleur en point thermique (méthode de GLOYER) :

$$\Delta t_m = \frac{Q}{\frac{Q_1}{\Delta t_{m1}} + \frac{Q_2}{\Delta t_{m2}}}$$

Q_1, Q_2 : sont déterminées à partie de la manuel opératoire de la raffinerie :

D'où:

$$Q_1 = 31264743.59 \times 0.75 = 23448557.69 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_2 = 31264743.59 \times 0.25 = 7816185.9 \text{ kcal/kg}$$

$$\Delta t_{m1} = F_1 \times \Delta TLM_1 \quad (41)$$

F_1 : facteur de correction obtenu de la figure 16 en annexe 1.

ΔTLM_1 : température moyenne logarithmique no corrigée, et définie par la formule suivante :

$$\Delta TLM_1 = \frac{(T_1 - t_2) - (T_m - t_m)}{2.3 \log\left(\frac{T_1 - t_2}{T_m - t_m}\right)} \quad (42)$$

De même :

$$\Delta t_{m2} = F_2 \times \Delta TLM_2$$

$$\Delta TLM_2 = \frac{(T_m - t_m) - (T_2 - t_1)}{2.3 \log\left(\frac{T_m - t_m}{T_2 - t_1}\right)}$$

Avec :

T_m : température moyenne du fluide chaud.

t_m : température moyenne du fluide froid.

T_1, T_2 : température d'entrée et de sortie du fluide chaud.

$t_1 - t_2$: température d'entrée et de sortie du fluide froid.

$$E_1 = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{50 - 25}{140 - 25} = 0.22$$

$$R_1 = \frac{T_1 - T_m}{t_2 - t_1} = \frac{140 - 90}{50 - 25} = 2$$

$$\left. \begin{array}{l} E_1 = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{50 - 25}{140 - 25} = 0.22 \\ R_1 = \frac{T_1 - T_m}{t_2 - t_1} = \frac{140 - 90}{50 - 25} = 2 \end{array} \right\} F_1 = 0.96$$

$$E_2 = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{50 - 25}{140 - 25} = 0.22$$

$$R_2 = \frac{t_2 - t_m}{t_2 - t_1} = \frac{50 - 37.5}{50 - 25} = 0.5$$

$$\left. \begin{array}{l} E_2 = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{50 - 25}{140 - 25} = 0.22 \\ R_2 = \frac{t_2 - t_m}{t_2 - t_1} = \frac{50 - 37.5}{50 - 25} = 0.5 \end{array} \right\} F_2 = 0.9$$

$$\Delta TLM_1 = \frac{(140-50)-(90-37.5)}{2.3 \log\left(\frac{140-50}{90-37.5}\right)} = 69.65 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM_2 = \frac{(90-37.5)-(40-25)}{2.3 \log\left(\frac{90-37.5}{40-25}\right)} = 29.97 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{m1} = 0.96 \times 69.65 = 66.86 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{m2} = 0.9 \times 29.97 = 26.97 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_m = \frac{31264743.59}{\frac{23448557.69}{69.65} + \frac{7816185.9}{29.97}} = 52.33 \text{ }^\circ\text{C}$$

D'où :

$$F = \frac{31264743.59}{200 \times 52.33} = 2987.27 \text{ m}^2$$

V.6 Interprétation des résultats :

Dans ce travail, il a été calculé au niveau de l'unité de topping (U100) de la RA1G, les équipements suivants :

- Une nouvelle colonne de prédistillation du brut : d'après les calculs la hauteur de la colonne est de 28.5 m et son diamètre est de 3.2 m avec un taux de vaporisation molaire de 0.137 et un nombre de plateau égale à 28.
- La colonne de distillation atmosphérique : les résultats du calcul de vérification de cette colonne, représentés sur le tableau 22, montrent que la colonne supporte la nouvelle capacité.

Tableau 22 : Comparaison entre les résultats du calcul de vérification de la colonne et celle de design

	Nombre de plateaux	Hauteur	diamètre
Design	49	45	5.4
Calcul	49	40	5

- Le condenseur à eau : qui assure le reflux froid au niveau de la colonne principale, les résultats ont données une surface d'échange de 3756 m².

L'augmentation de la capacité par un pourcentage de 35% permet d'augmenter la quantité produite au niveau de l'unité de topping de chaque produit avec le même pourcentage.

La comparaison entre la productivité actuelle de cette unité et la productivité avec augmentation est résumée dans le tableau suivant :

Tableau 23 : Comparaison entre le cas actuel et après augmentation de la capacité

Produits	Rendement/ pétrole brut	Débit kg/h (G)	
		Actuel	Après augmentation
Gaz	3.32	10671.4	14406.4
Essence légère	7.73	24846.4	33542.6
Essence lourde	19	61071.4	82446.4
kérosène	19.03	61167.9	82576.6
Gasol léger	13.08	42042.9	56757.9
Gasol lourd	7.79	25039.3	33803.0
Résidu	30.05	96589.3	132395.5
Total	100	321428.6	433928.6

Conclusion et recommandations

L'objectif de cette étude est de vérifier la possibilité d'augmenter la capacité de l'unité de distillation atmosphérique (U100) de la RA1G de 35% pour satisfaire la demande en produit énergétique de la région centre, pour cela il est indispensable de soulager la colonne principale (C101) du flux de vapeur important la traversant en intégrant une colonne de prédistillation.

Les résultats de l'étude ont montrés que :

- L'unité doit comprendre une nouvelle colonne de prédistillation composée de 28 plateaux avec un diamètre de 3.2 m et une hauteur de 28.5 m.
- La colonne principale de distillation C101 peut supporter la nouvelle capacité.

Il est recommandé dans l'avenir de de prendre en considération le calcul d'autres équipements (citant : le dessaleur, la batterie d'échange, le four, les pompes, le débutaniseur...).

Bibliographie

- [1]. Manuel opératoire de la raffinerie d'Alger .
- [2]. X.NORMAND: L'industrie du raffinage du pétrole, leçons sommaires. Edition technip, tome I, Paris 1985.
- [3]. Jean-Pierre WAUQUIER: Le raffinage du pétrole. Edition technip, tome I, Paris 1994.
- [4]. Pierre WUITHIER: Le pétrole Raffinage et Génie chimique. Edition technip, tome I, Paris 1972.
- [5]. Cours Mr Othmanine, Master I.
- [6]. Jean-Pierre WAUQUIER: Le raffinage du pétrole. Edition technip, tome II, Paris 1998.
- [7]. TOTAL: manuel de formation; cours EXP-PR-EQ110, 2007.
- [8]. G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF: Calcul du tooping, Edition 2, Boumerdes 2000.
- [9]. X.NORMAND: L'industrie du raffinage du pétrole, leçons sommaires. Edition technip, tome II, Paris ,1978.

Annexe 1:

Figure 1: Courbes du pétrole brut

Figure 2: Courbes de brut flashé

Figure 3: Courbe de l'essence

Figure 4: Courbe de kérosène

Figure 5: Courbe de gasoil léger

Figure 6: Courbe de gasoil lourd

Figure 7: Courbe de la densité à 20 °C

Figure 8 : Construction CF d'après la méthode d'Obraydtchikov Simidovitch

Figure 9: Diagramme de W.L. Nelson et R.J. Harvey

Figure 10: Courbe de tension de vapeur des hydrocarbures paraffiniques (COX chart)

Figure 11: Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny)

Figure 12: Coefficient d'entraînement C1 en fonction de l'espacement entre plateaux et de la tension superficielle

Figure 13: Diagramme de la vapeur d'eau (MOLLIER)

Figure 14: Tension de vapeur des hydrocarbures (0.1 à 100 atm)

Figure 15: Facteur de correction

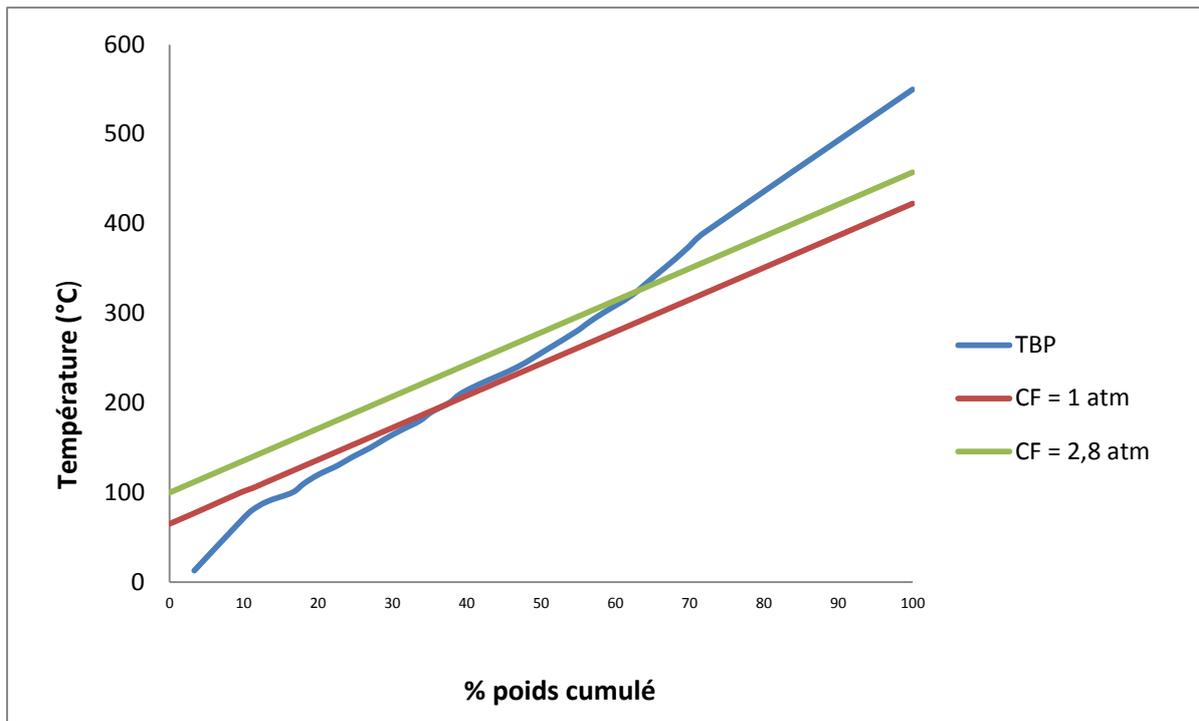


Figure 1: Courbes du pétrole brut

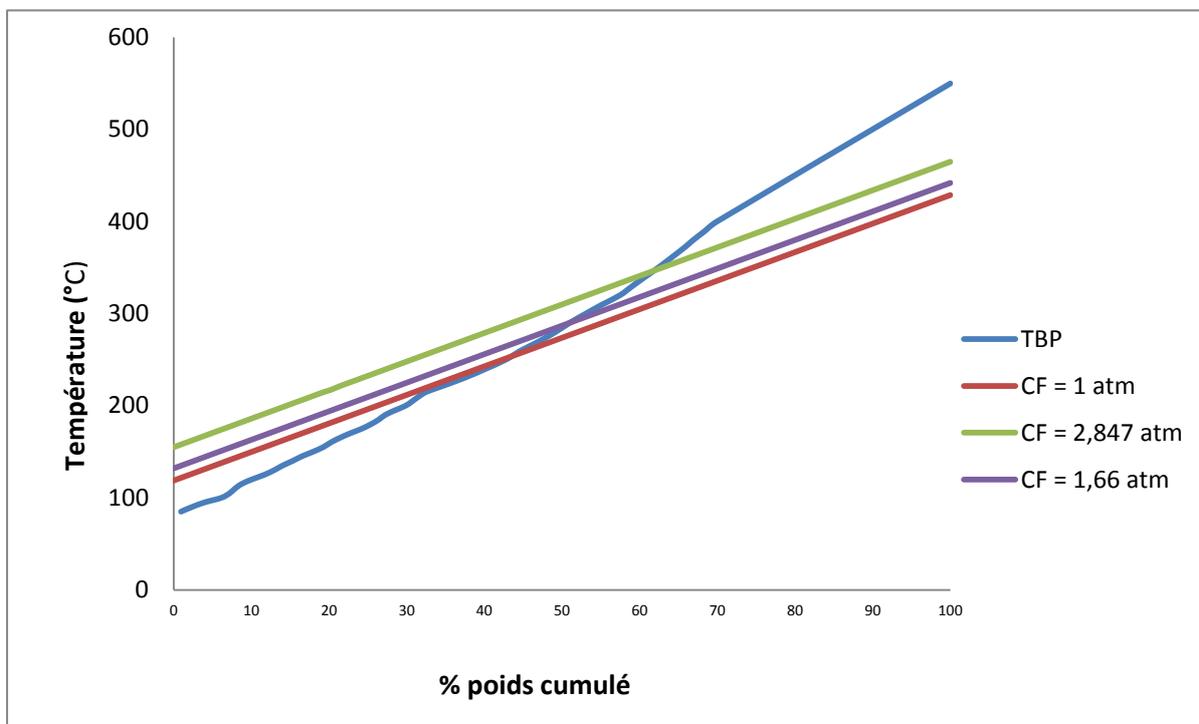


Figure 2: Courbes de brut flashé

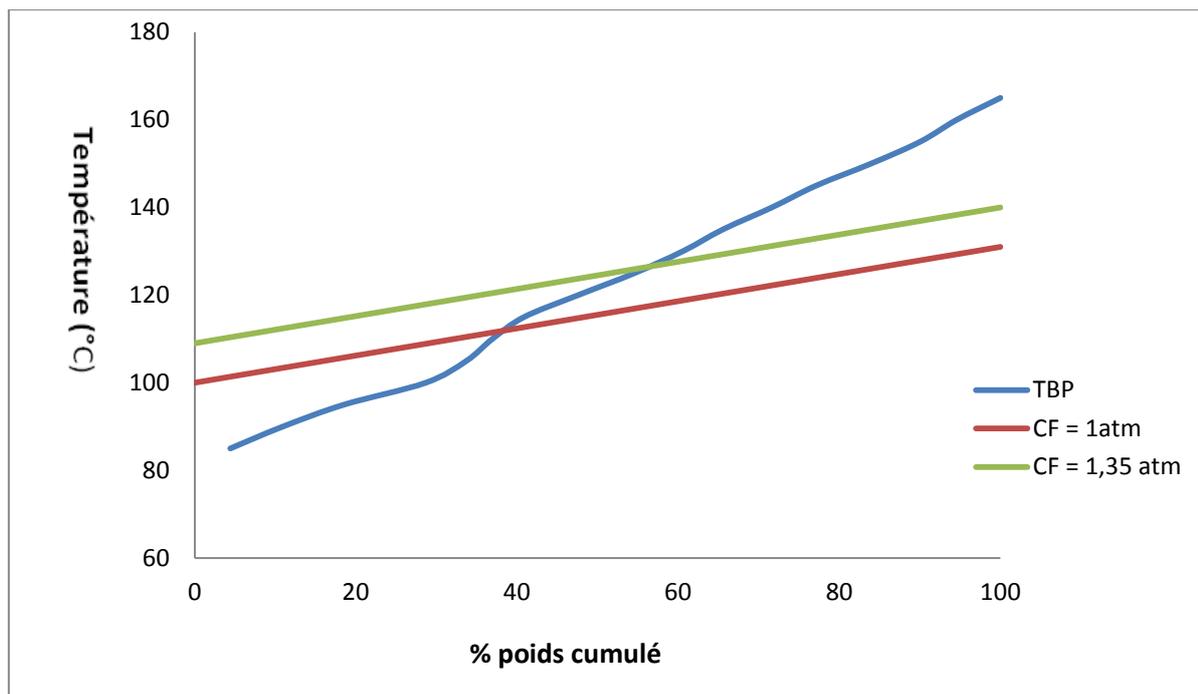


Figure 3: Courbe de l'essence

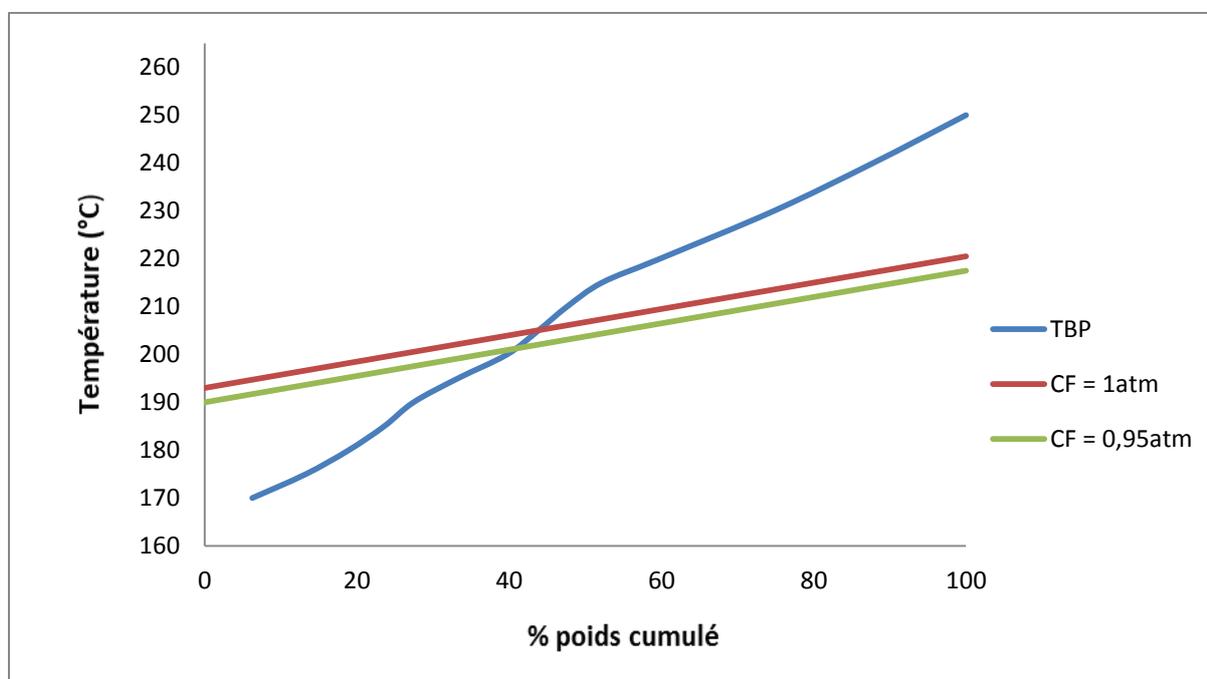


Figure 4: Courbe de kérosène

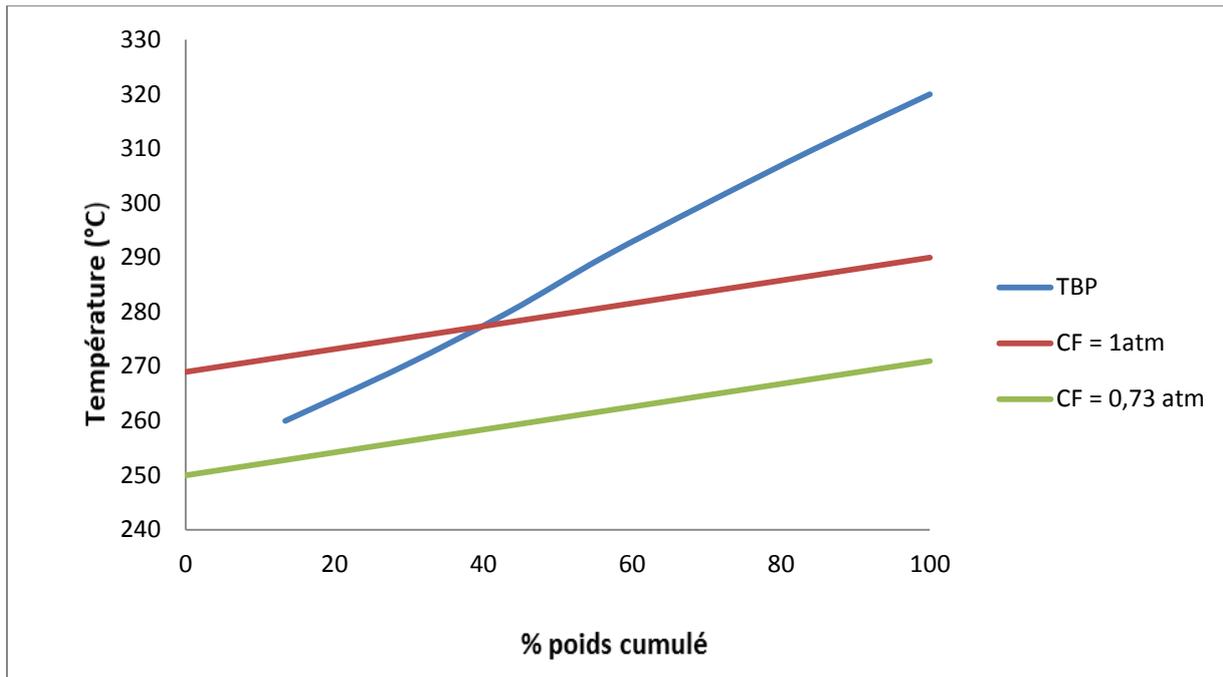


Figure 5: Courbe de gasoil léger

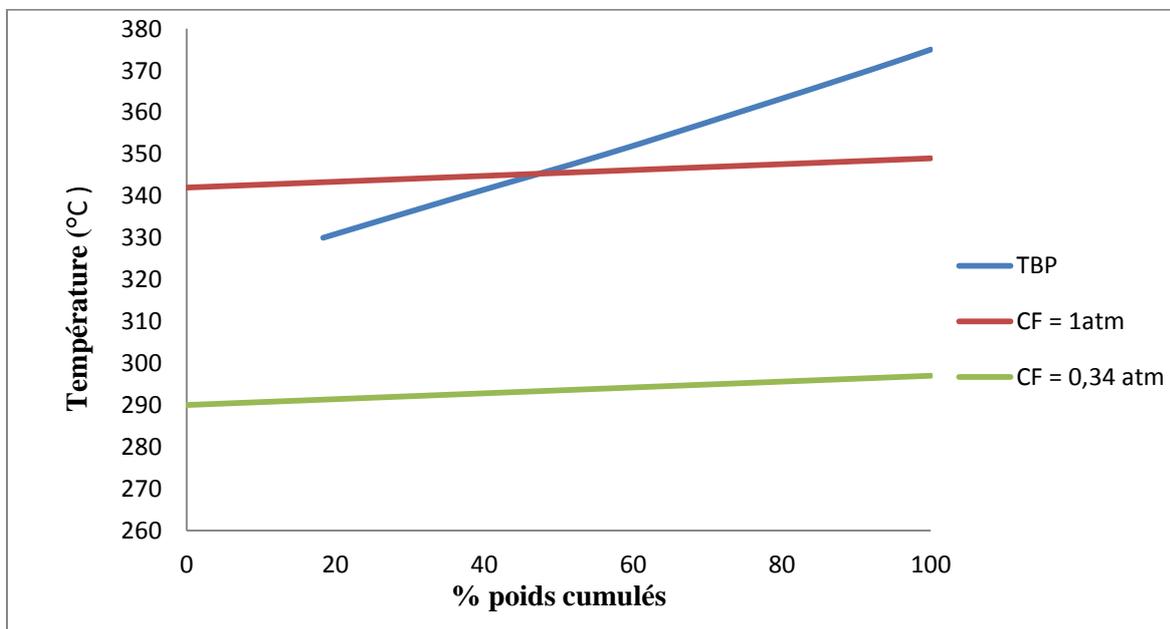


Figure 6: Courbe de gasoil lourd

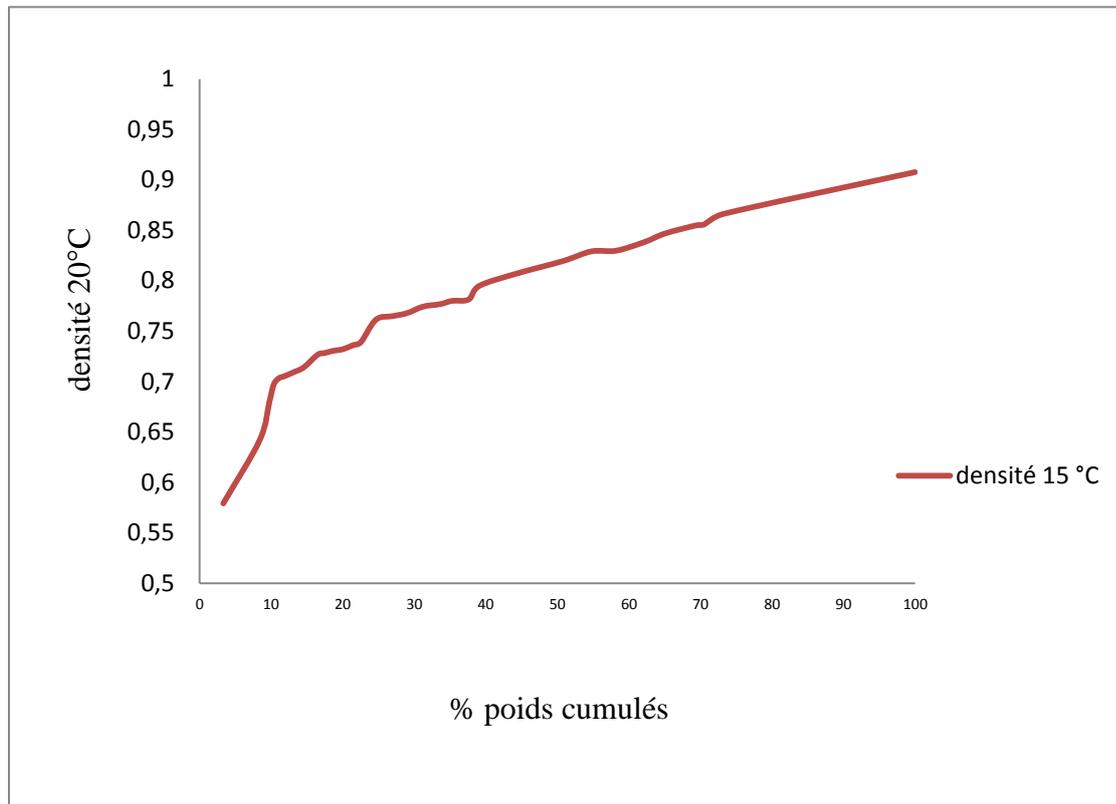


Figure 7: Courbe de la densité à 20 °C

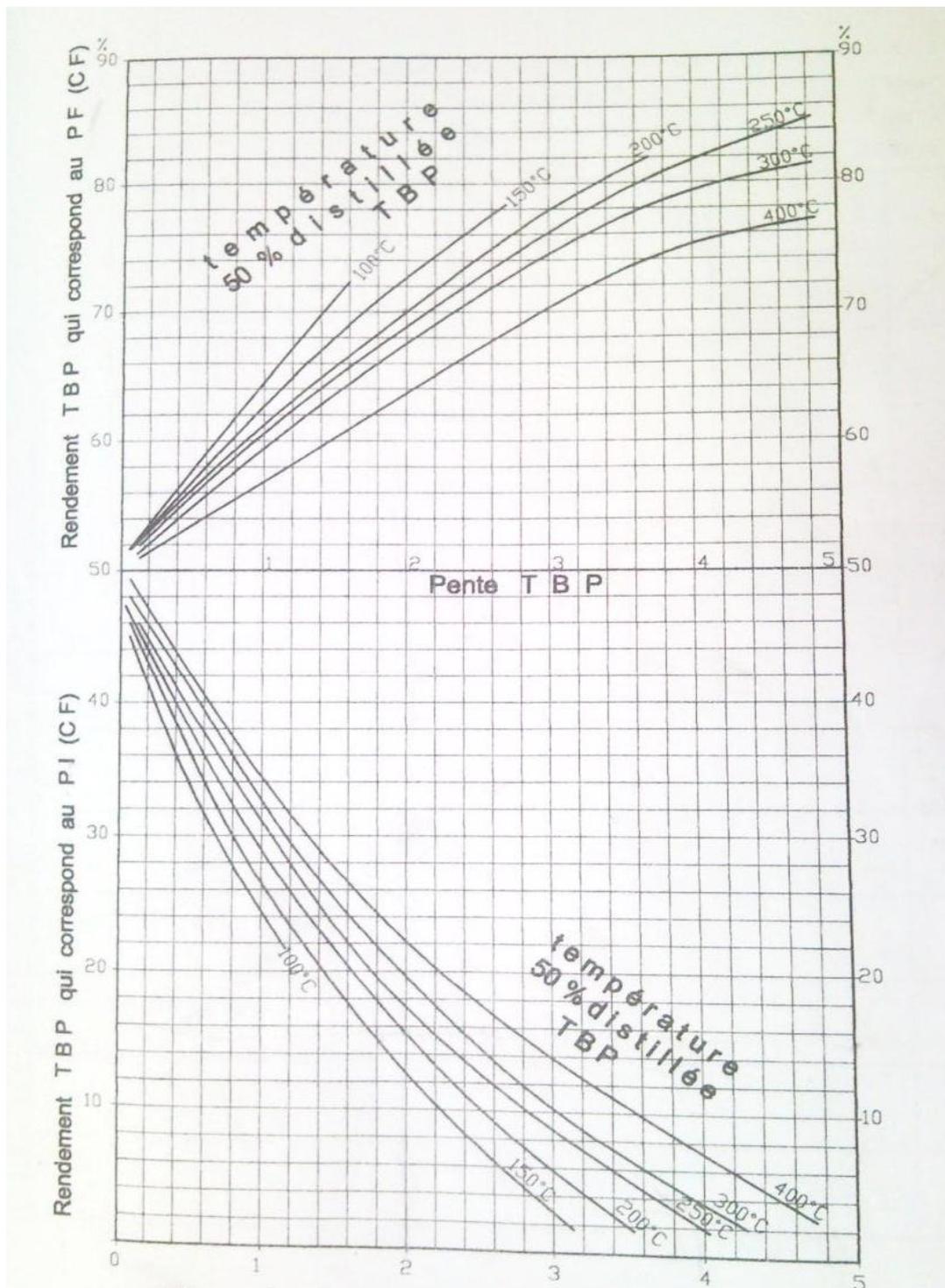


Figure 8 : Construction CF d'après la méthode d'Obaydchikov simidovitch

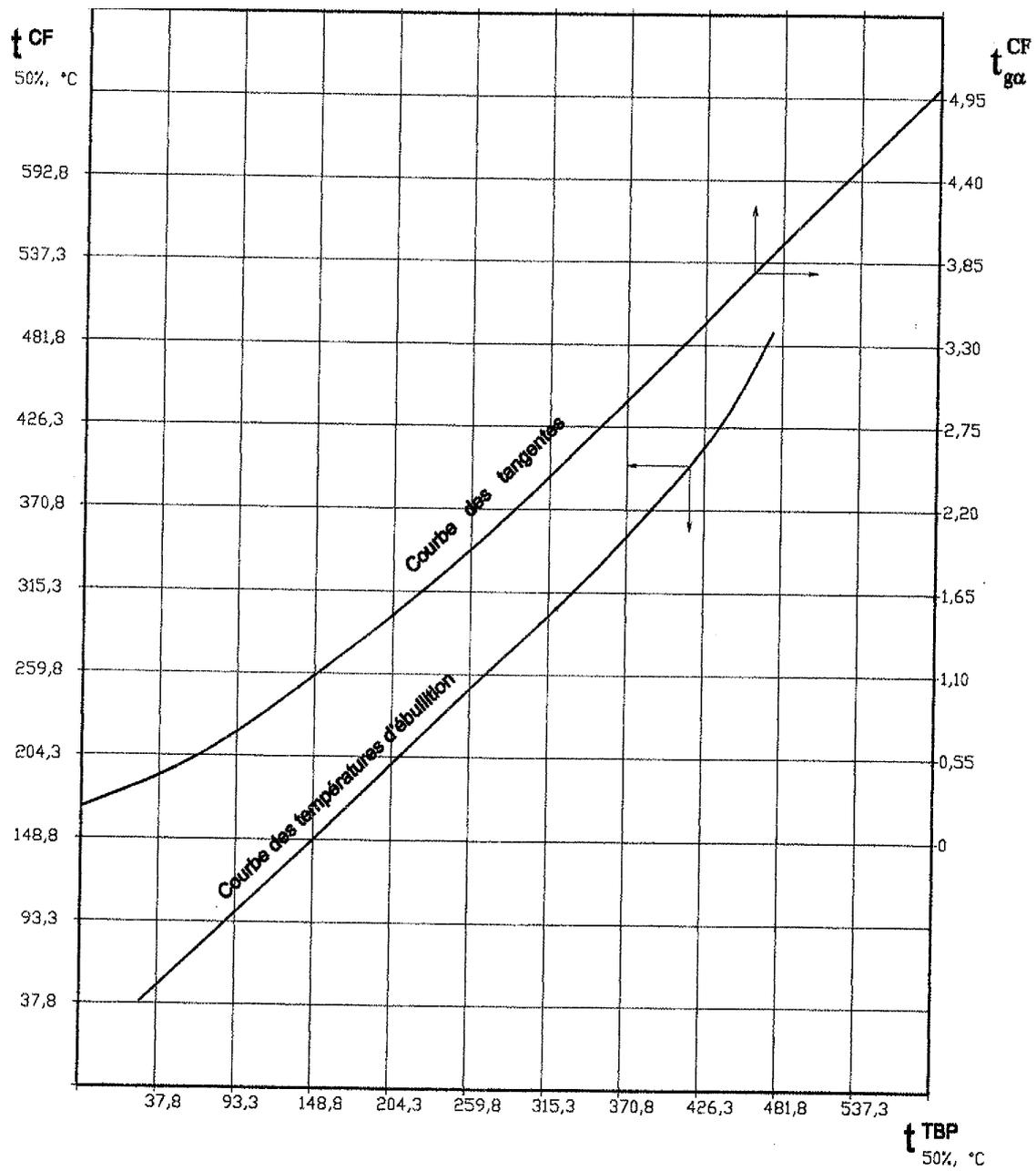


Figure 9: Diagramme de W.L. Nelson et R.J. Harvey

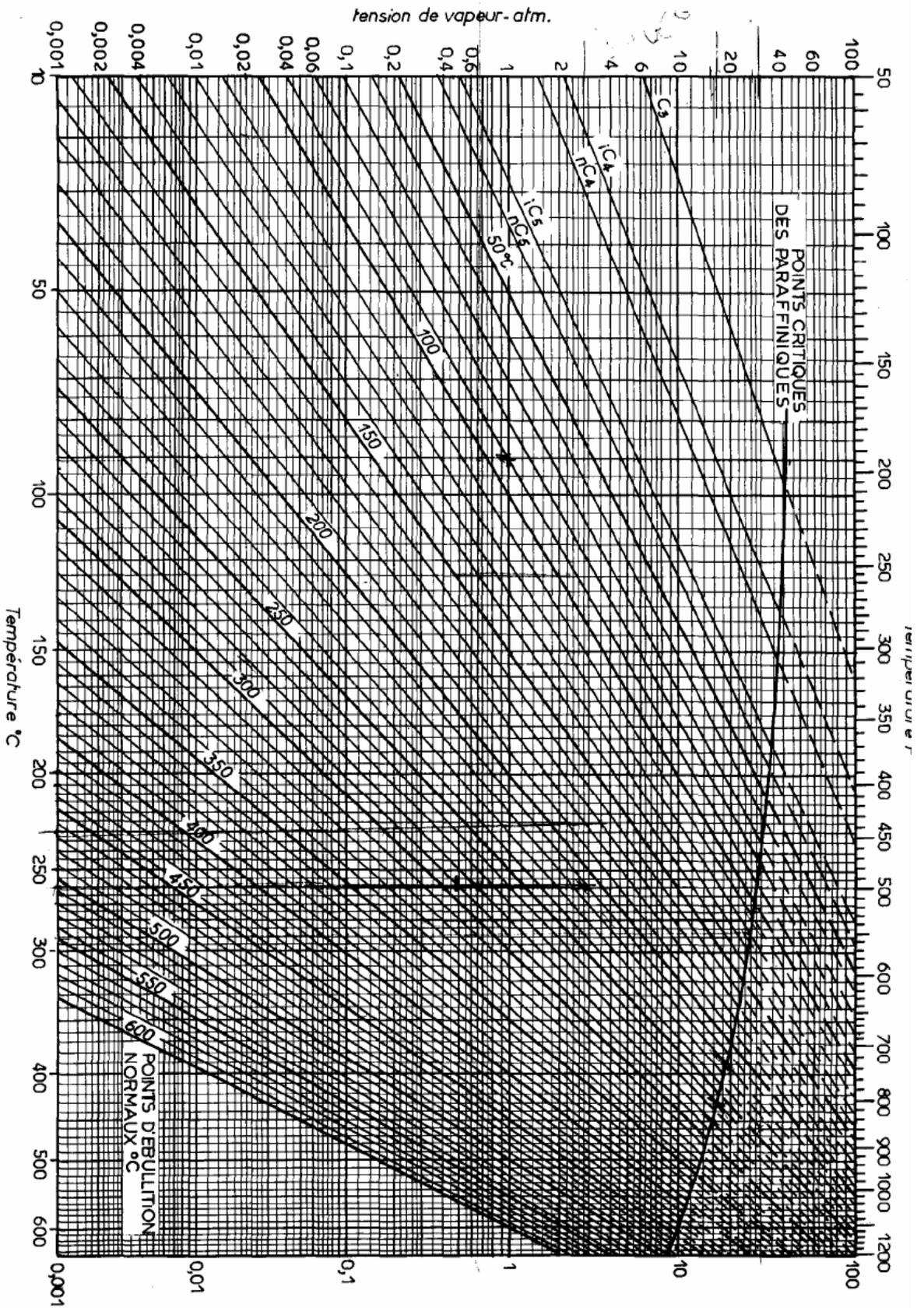


Fig. 1.39. — Courbes de tension de vapeur des hydrocarbures paraffiniques (Cox chart).

Figure 10: Courbe de tension de vapeur des hydrocarbures paraffiniques (COX chart)

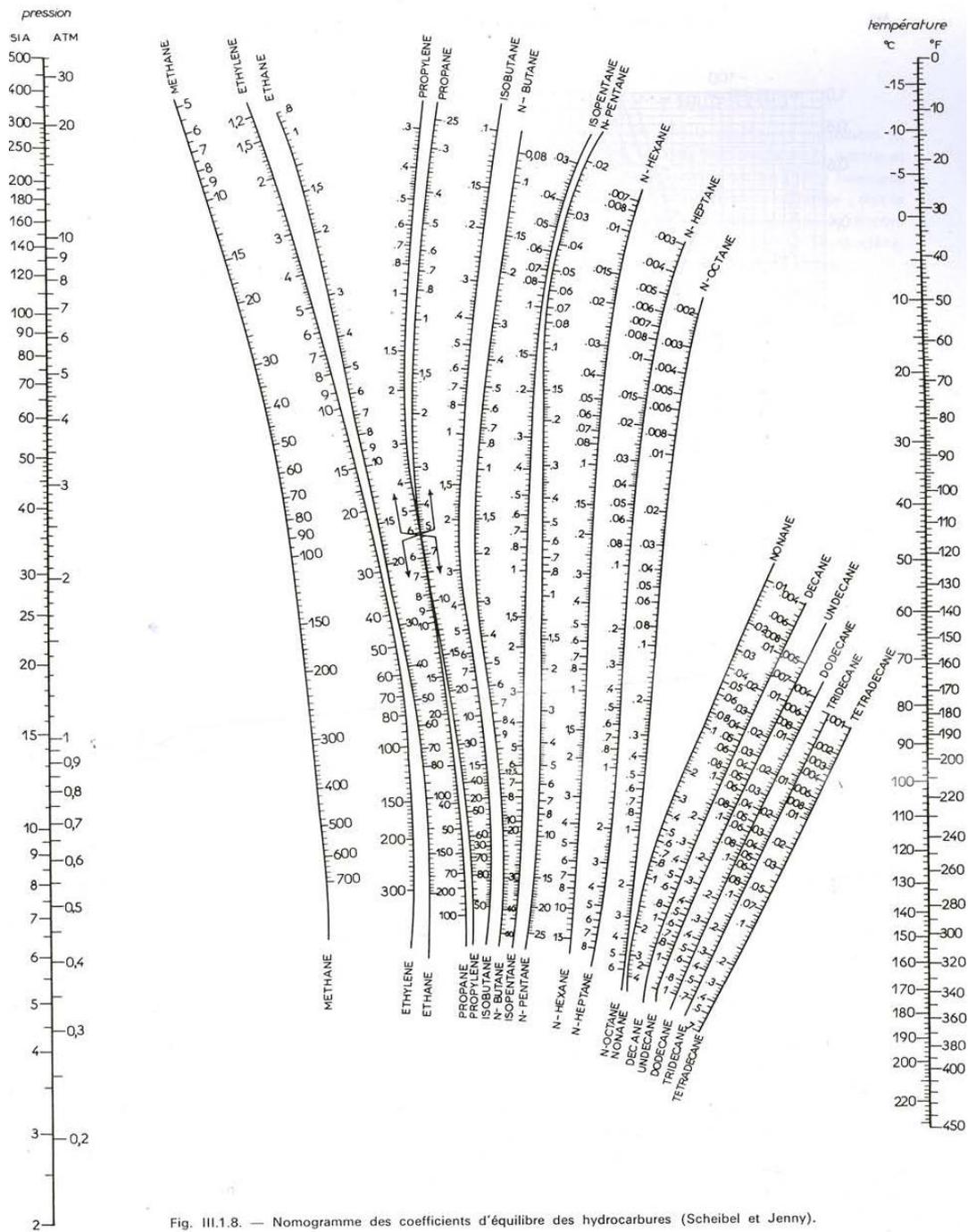
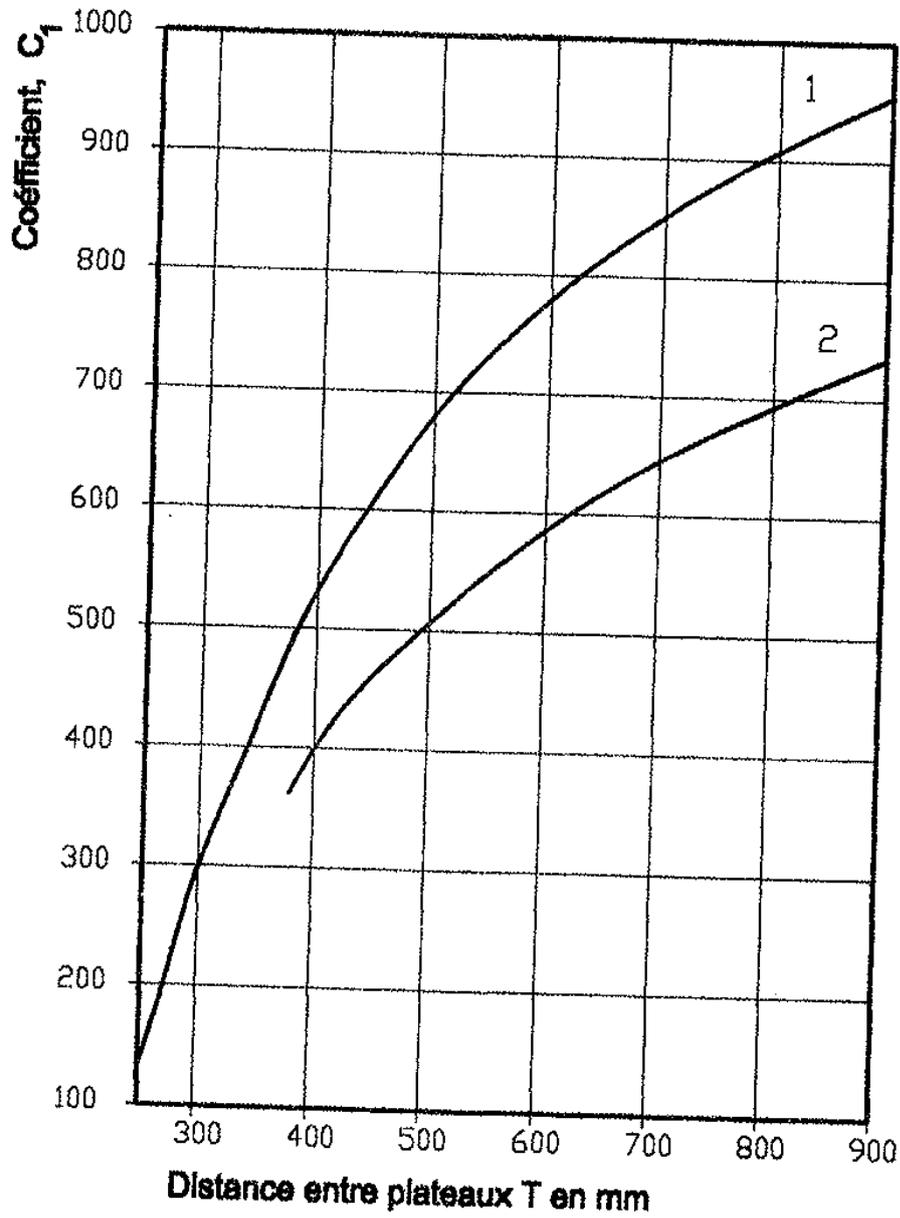


Fig. III.1.8. — Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

Figure 11: Nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et jenny)



1- Colonne sous pression atmosphérique.
2- Colonne sous vide.

Figure 12: Coefficient d'entraînement C_1 en fonction de l'espacement entre plateaux et de la tension superficielle

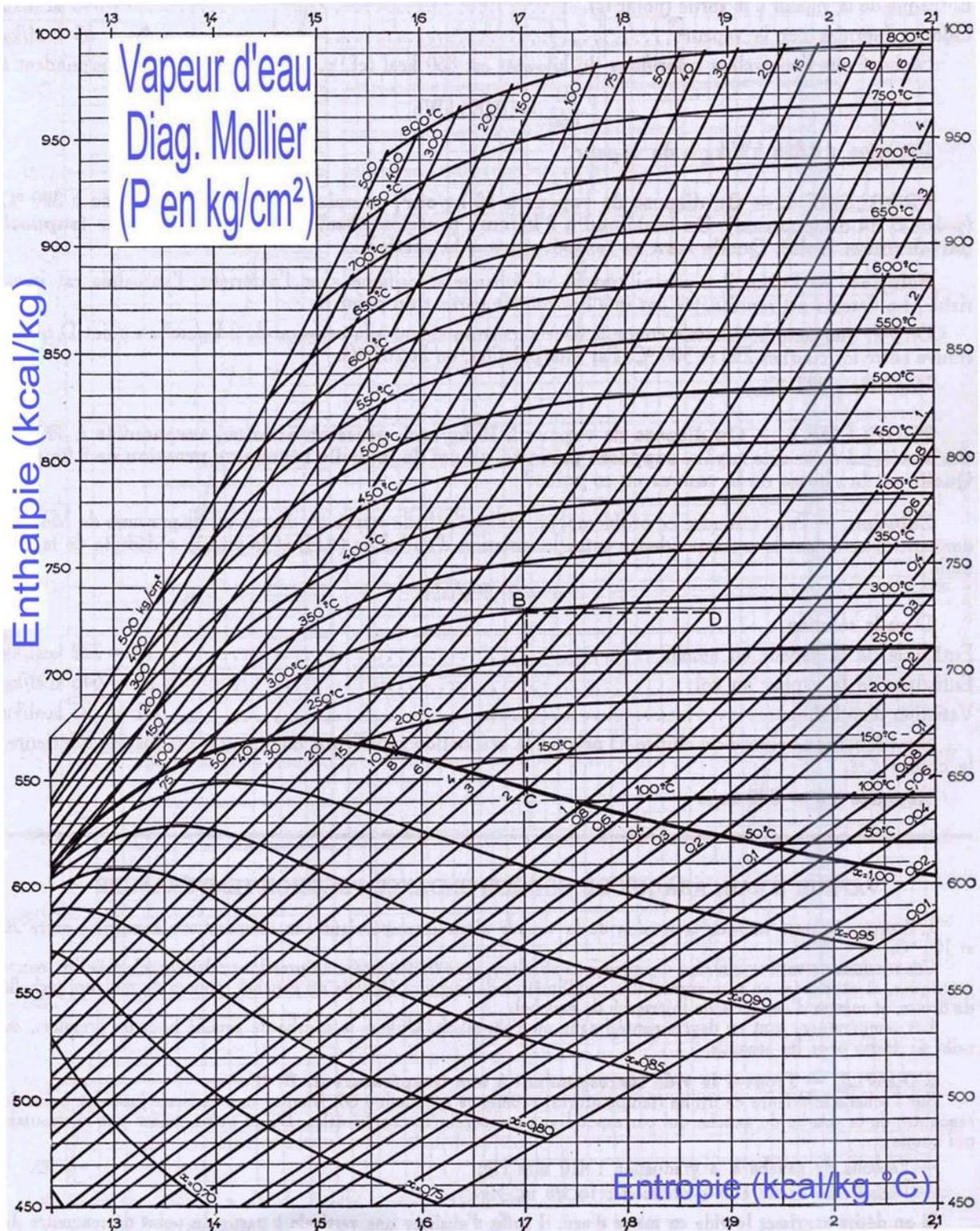


Figure 13: Diagramme de la vapeur d'eau (MOLLIER)

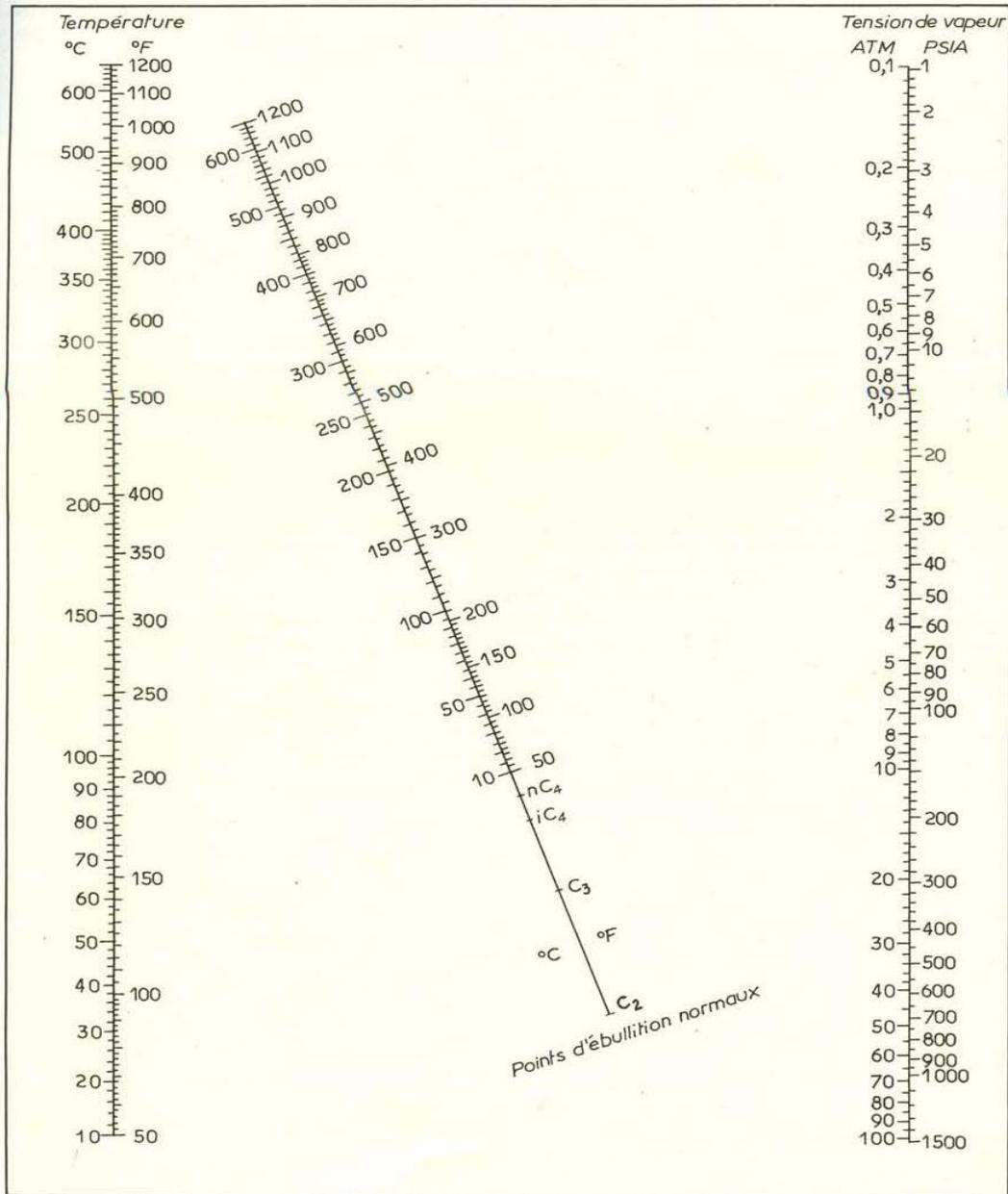
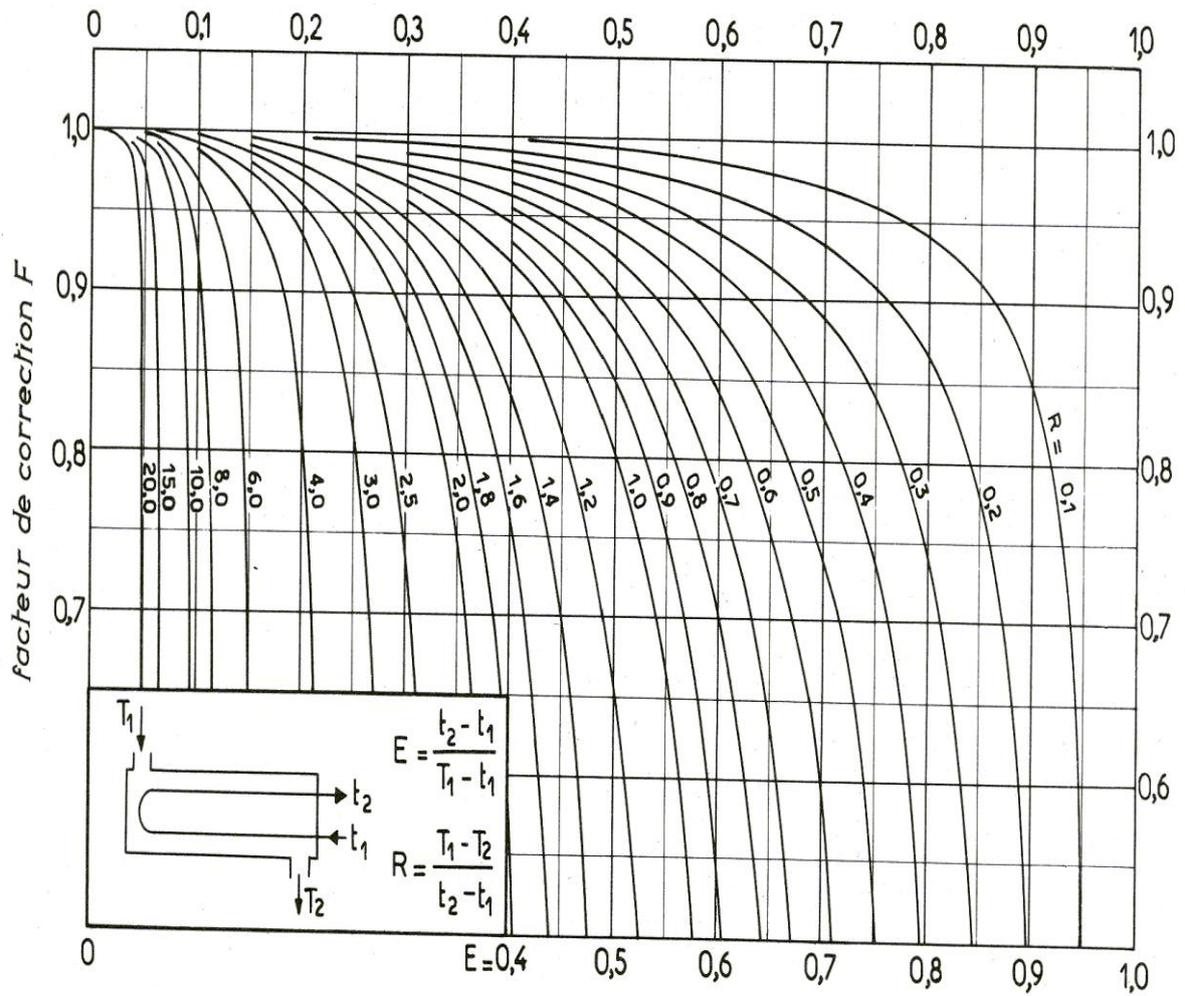


Fig. I.40. — Tension de vapeur des hydrocarbures (0,1 à 100 atm.).

Figure 14: Tension de vapeur des hydrocarbures (0.1 à 100 atm).



a. une passe côté calandre, deux passes (ou plus) côté tubes.

Figure 15: facteur de correction

Annexe 2 :

Tableau 1: Valeurs de la grandeur $\alpha = 0.403t + 0.000405 t^2$ aux différentes températures

Tableau 2: Valeurs de la grandeur $\beta = 50.2 + 0.00014 t^2$ aux différentes températures

Tableau 3: TBP du brut flashé

Tableau 4: TBP de l'essence

Tableau 5: TBP du kérosène

Tableau 6: TBP du gas-oil léger

Tableau 7: TBP du gas-oil lourd

Tableau 1: Valeurs de la grandeur $\alpha = 0.403t + 0.000405 t^2$ aux différentes températures

Température °C	α						
0	0,00	130	59,23	260	132,16	390	218,71
5	2,02	135	61,79	265	135,24	395	222,37
10	4,07	140	64,36	270	138,33	400	226,00
15	6,14	145	66,80	275	141,45	405	229,64
20	8,22	150	69,56	280	144,59	410	233,31
25	10,33	155	72,19	285	147,75	415	236,99
30	12,45	160	74,85	290	150,93	420	240,70
35	14,60	165	77,52	295	154,13	425	244,43
40	16,77	170	80,21	300	157,35	430	248,17
45	18,95	175	82,93	305	160,59	435	251,94
50	21,16	180	85,66	310	163,85	440	255,73
55	23,39	185	88,42	315	167,13	445	260,53
60	25,63	190	91,19	320	170,43	450	263,36
65	27,91	195	93,98	325	173,75	455	267,10
70	30,26	200	96,80	330	177,09	460	271,08
75	32,53	205	99,63	335	180,45	465	274,96
80	34,83	210	102,49	340	183,84	470	277,92
85	37,10	215	105,36	345	187,24	475	282,80
90	39,55	220	108,26	350	190,66	480	286,75
95	41,94	225	111,18	355	194,04	485	290,72
100	44,35	230	114,11	360	197,57	490	294,71
105	46,78	235	117,07	365	201,05	495	298,72
110	49,23	240	120,05	370	204,55	500	302,75
115	51,70	245	123,04	375	208,08		
120	54,19	250	126,06	380	211,62		
125	56,70	255	129,09	385	215,19		

Tableau 2: Valeurs de la grandeur $\beta = 50,2 + 0,00014 t^2$ aux différentes températures

Température e °C	β						
0	50,20	130	66,74	260	88,00	390	114,00
5	50,75	135	67,47	265	88,92	395	115,11
10	51,30	140	68,20	270	89,84	400	116,20
15	51,87	145	68,95	275	90,76	405	117,31
20	52,44	150	69,70	280	91,70	410	118,42
25	53,01	155	70,46	285	92,64	415	119,55
30	53,60	160	71,22	290	93,58	420	120,67
35	54,19	165	72,00	295	94,54	425	121,81
40	54,78	170	72,78	300	95,50	430	122,96
45	55,39	175	73,56	305	96,47	435	124,11
50	56,00	180	74,36	310	97,44	440	125,26
55	56,62	185	75,15	315	98,43	445	126,43
60	57,24	190	75,96	320	99,42	450	127,60
65	57,88	195	76,77	325	100,41	455	128,78
70	58,52	200	77,60	330	101,47	460	129,46
75	59,16	205	78,43	335	102,43	465	131,16
80	59,82	210	79,26	340	103,44	470	132,35
85	60,48	215	80,11	345	104,47	475	133,56
90	61,14	220	80,96	350	105,50	480	134,77
95	61,82	225	81,81	355	106,54	485	135,99
100	62,50	230	82,67	360	107,58	490	137,22
105	63,19	235	83,55	365	108,64	495	138,46
110	63,88	240	84,42	370	109,69	500	139,70
115	64,59	245	85,31	375	110,76		
120	65,30	250	86,20	380	111,84		
125	66,01	255	87,10	385	112,92		

Tableau 3: TBP du brut flashé

N° de la fraction	Température °c à 760mmHg	%poids par rapport au pétrole brut	%poids par rapport au brut flashé	%poids cumulés
1	80-85	0,84	0,94	0,94
2	85-90	1,24	1,39	2,34
3	90-95	1,44	1,62	3,96
4	95-100	1,93	2,17	6,13
5	100-105	0,96	1,08	7,21
6	105-110	0,61	0,69	7,89
7	110-115	0,75	0,84	8,74
8	115-120	1,19	1,34	10,07
9	120-125	1,41	1,59	11,66
10	125-130	1,14	1,28	12,94
11	130-135	0,95	1,07	14,01
12	135-140	1,15	1,29	15,3
13	140-145	1,05	1,18	16,48
14	145-150	1,29	1,45	17,93
15	150-155	1,16	1,30	19,24
16	155-160	0,86	0,97	20,2
17	160-165	1,03	1,16	21,36
18	165-170	1,19	1,34	22,7
19	170-175	1,34	1,51	24,2
20	175-180	1,07	1,20	25,41
21	180-185	0,89	1,00	26,41
22	185-190	0,73	0,82	27,23
23	190-195	1,11	1,25	28,48
24	195-200	1,23	1,38	29,86
25	200-205	0,78	0,88	30,74
26	205-210	0,72	0,81	31,55
27	210-215	0,87	0,98	32,52
28	215-220	1,45	1,63	34,15
29	220-230	2,85	3,20	37,36
30	230-240	2,48	2,79	40,15
31	240-250	2,32	2,61	42,75
32	250-260	1,75	1,97	44,72
33	260-270	2,07	2,33	47,05
34	270-280-	1,86	2,09	49,14
35	280-290	1,65	1,85	50,99
36	290-300	1,83	2,06	53,05
37	300-310	1,9	2,14	55,19
38	310-320	2,02	2,27	57,46
39	320-330	1,43	1,61	59,07
40	330-340	1,46	1,64	60,71
41	340-350	1,5	1,69	62,39
42	350-360	1,39	1,56	63,96
43	360-370	1,36	1,53	65,49
44	370-375	0,65	0,73	66,22
45	375-380	0,61	0,69	66,9
46	380-390	1,36	1,53	68,43
47	390-400	1,33	1,50	69,93
48	+400	26,75	30,07	100

Tableau 4: TBP de l'essence

N° de la fraction	Température °c à 760mmHg	% poids par rapport au brut flashé	% poids par rapport à l'essence	% poids cumulés
1	80-85	0,94	4,42	4,42
2	85-90	1,39	6,53	10,95
3	90-95	1,62	7,58	18,53
4	95-100	2,17	10,16	28,68
5	100-105	1,08	5,05	33,74
6	105-110	0,69	3,21	36,95
7	110-115	0,84	3,95	40,89
8	115-120	1,34	6,26	47,6
9	120-125	1,59	7,42	54,58
10	125-130	1,28	6,00	60,58
11	130-135	1,07	5,00	65,58
12	135-140	1,29	6,05	71,63
13	140-145	1,18	5,53	77,16
14	145-150	1,45	6,79	83,95
15	150-155	1,30	6,11	90,05
16	155-160	0,97	4,53	94,58
17	160-165	1,16	5,42	100

Tableau 5: TBP du kérosène

N° de la fraction	Température °c à 760mmHg	% poids par rapport au brut flashé	% poids par rapport au kérosène	% poids cumulés
1	165-170	1,34	6,25	6,25
2	170-175	1,51	7,04	13,29
3	175-180	1,20	5,62	18,92
4	180-185	1,00	4,68	23,59
5	185-190	0,82	3,84	27,43
6	190-195	1,25	5,83	33,26
7	195-200	1,38	6,46	39,73
8	200-205	0,88	4,10	43,83
9	205-210	0,81	3,78	47,61
10	210-215	0,98	4,57	52,18
11	215-220	1,63	7,62	59,8
12	220-230	3,20	14,98	74,78
13	230-240	2,79	13,03	87,81
14	240-250	2,61	12,19	100

Tableau 6: TBP du gas-oil léger

N° de la fraction	Température °c à 760mmHg	%poids par rapport au brut flashé	%poids par rapport au gas-oil léger	%poids cumulés
1	250-260	1,97	13,38	13,38
2	260-270	2,33	15,83	29,2
3	270-280-	2,09	14,22	43,43
4	280-290	1,85	12,61	56,04
5	290-300	2,06	13,99	70,03
6	300-310	2,14	14,53	84,56
7	310-320	2,27	15,44	100

Tableau 7: TBP du gas-oil lourd

N° de la fraction	Température °c à 760mmHg	%poids par rapport au brut flashé	%poids par rapport au gas-oil lourd	%poids cumulés
1	320-330	1,61	18,36	18,36
2	330-340	1,64	18,74	37,1
3	340-350	1,69	19,26	56,35
4	350-360	1,56	17,84	74,2
5	360-370	1,53	17,46	91,66
6	370-375	0,73	8,34	100