

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master

Présenté par

KECHOUANE Mustapha

Et

DRAOUI Elarabi

Filière : Génie des Procédés

Option : Raffinage

Etude de l'Augmentation de la Capacité de l'unité du Topping de la Raffinerie D'Alger

Devant le jury :

BENTAHAR	Nouredine	Prof	UMBB	Président
BEDDA	Kahina	MCA	UMBB	Examineur
SAOUD	Abdessalem	MCB	UMBB	Examineur
MIMOUN	Hadj	Prof	UMBB	Encadreur

Année Universitaire : 2020/2021

Remerciements

Avant de présenter ce modeste travail, nous tenons à remercier le bon DIEU qui nous a donné le courage et la volonté pour le réaliser.

On remercie vivement notre promoteur Professeur HADJ MIMOUN pour son aide, sa disponibilité et ses conseils judicieux durant toute la période de réalisation de ce mémoire.

Nous tenons à exprimer nos sincères remerciements aux enseignants du département de Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutique.

On tient à remercier énormément tous les travailleurs de la raffinerie d'ALGER en général pour leurs aides.

En fin, on remercie nos chers amis (amies), tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Dédicace

On a le grand plaisir de dédier ce modeste travail et notre profonde gratitude à nos parents pour leur encouragement, leur soutien, leur sacrifice et surtout pour tout ce qu'ils ont fait pour nous rien que pour nous voir réussir.

On tient à le dédier à toutes les personnes qui ont contribué de loin ou de près à l'élaboration de ce modeste travail.

Résumé :

Le but de ce mémoire était d'étudier l'augmentation de la capacité de l'unité du topping de la raffinerie d'Alger.

Et pour cela nous avons réalisé un calcul des paramètres de marche de la colonne de distillation et son dimensionnement dans 3 cas (capacité du design, augmentation de 5 % et augmentation de 10 %).

Les résultats obtenus, après le calcul, nous a montré que la colonne de distillation peut supporter les nouvelles capacités.

Abstract :

The object of this thesis was to study the increase in capacity of the topping unit of the Algiers refinery.

For that, we have realized calculation of the operating parameters of the distillation column and its sizing in 3 cases (design capacity, 5 % increase and 10 % increase).

The results obtained, after the calculation, showed us that the distillation column can support the new capacities.

ملخص :

كان الهدف من هذه المذكرة دراسة الزيادة في قدرة وحدة التقطير في مصفاة الجزائر العاصمة.

و لهذا قمنا بحساب شروط العمل لعمود التقطير الرئيسي وابعاده في ثلاث حالات (تدفق التصميم، زيادة التدفق بنسبة

5 % و زيادة التدفق بنسبة 10 %).

النتائج التي تم الحصول عليها بعد التحقق أظهرت أن الزيادات المقترحة في التدفق لا تتطلب زيادة في ابعاد العمود الرئيسي.

Sommaire

Liste des figures

Liste des tableaux

Abréviations

Introduction générale1

Chapitre I : Présentation de la raffinerie d'Alger

I.1. Introduction.....2

I.2. Historique de la raffinerie.....2

I.3. Capacité de production.....2

I.4. Description des principales installations3

Partie théorique

Chapitre II : Généralités sur le pétrole brut

II.1. Définition du pétrole brut6

II.2. Origine du pétrole6

II.3. Composition du pétrole.....7

II.4. Caractéristiques physico-chimiques10

II.5. Classification des pétroles bruts14

Chapitre III : Caractéristiques physico-chimiques des fractions pétrolières

III.1. Introduction.....16

III.2. GPL16

III.3. Essence automobile17

III.4. Kérosène20

III.5. Gasoil22

III.6. Huiles24

III.7. Bitumes26

Chapitre IV : Procédés de distillation du pétrole

IV.1. Introduction28

IV.2. Définition de la distillation.....28

IV.3. Principe de fonctionnement.....28

IV.4. Description de la colonne de distillation29

IV.5. Bilan de matière et thermique d'une installation de distillation30

IV.6. Les différents schémas de la distillation.....	31
--	----

Partie technologique

Chapitre v : Description de l'unité de la distillation atmosphérique

V.1. Objectif de l'unité.....	35
V.2. Description détaillée de l'unité	35

Partie calcul

Chapitre VI : Calcul de vérification de la colonne de distillation atmosphérique C-101

VI.1. Données de base.....	43
1.1. Caractéristiques physico-chimiques du pétrole brut et ses fractions.....	43
1.2. Tracé des courbes TBP et de flash	46
1.3. Détermination des masses moléculaires.....	48
VI.2. Cas de capacité de production du design	50
2.1. Calcul de la colonne de prédistillation C-501	50
2.1.1. Bilan matière de la colonne de prédistillation C-501	50
2.2.2. Conditions opératoires de fonctionnement de la colonne de prédistillation C-501	50
2.2.3. Bilan thermique de la colonne de prédistillation C-501	54
2.2. Calcul de la colonne de distillation principale C-101	59
2.2.1. Bilan matière de la colonne de distillation principale C-101	59
2.2.2. Conditions opératoires de fonctionnement de la colonne de distillation C-101	59
2.2.3. Bilan thermique de la colonne de distillation principale C-101	70
2.3. Dimensionnement de la colonne principale C-101.....	72
2.3.1. Calcul de diamètre de la colonne.....	72
2.3.2. Calcul de la hauteur de la colonne	77
VI.3. Cas de l'augmentation de la capacité de production de 5 %.....	78
3.1. Bilan matière de la colonne de prédistillation C-501	79
3.2. Bilan matière de la colonne de distillation principale C-101	79
3.3. Bilan thermique de la colonne de distillation principale C-101	81
3.4. Dimensionnement de la colonne principale C-101	82

3.4.1. Calcul de diamètre de la colonne	82
3.4.2. Calcul de la hauteur de la colonne	88
VI.4. Cas de l'augmentation de la capacité de production de 10 %.....	90
4.1. Bilan matière de la colonne de prédistillation C-501	90
4.2. Bilan matière de la colonne de distillation principale C-101	91
4.3. Bilan thermique de la colonne de distillation principale C-101	93
4.4. Dimensionnement de la colonne principale C-101	94
4.4.1. Calcul de diamètre de la colonne	94
4.4.2. Calcul de la hauteur de la colonne	100
VI.5. Interprétation des résultats.....	102
Conclusion générale	103

Annexes

Bibliographie

Liste des figures

Titre	Page
Figure III.1 : les principaux produits pétroliers	16
Figure IV.1 : schéma d'une colonne de distillation	31
Figure IV.2 : schéma de distillation atmosphérique avec une seule colonne	32
Figure IV.3 : schéma de distillation atmosphérique avec prédistillation	33
Figure IV.4 : schéma de distillation atmosphérique avec évaporation préalable	34
Figure IV.5 : schéma de distillation atmosphérique avec une double condensation en tête de la colonne	34
Figure V.2 : schéma de l'unité de distillation atmosphérique (U-100)	42

Liste des tableaux

Titre	Page
Tableau VI.1 : caractéristiques physico-chimiques du pétrole brut	43
Tableau VI.2 : chromatographie en phase gazeuse des légers	43
Tableau VI.3 : caractéristiques des naphthas	44
Tableau VI.4 : caractéristiques des kérosènes	44
Tableau VI.5 : caractéristiques du gasoil	45
Tableau VI.6 : caractéristiques du résidu	45
Tableau VI.7 : les points initiaux et finaux des CF à pression atmosphérique du pétrole brut, brut flashé et des fractions pétrolières.	47
Tableau VI.8 : densités et masse moléculaires des fractions et du brut flashé	49
Tableau VI.9 : bilan matière de la colonne de prédistillation (cas de design)	50
Tableau VI.10 : calcul du taux de vaporisation molaire dans la zone de flash de la colonne de prédistillation	53
Tableau VI.11 : détermination des enthalpies des gaz à 142 °C	55
Tableau VI.12 : bilan thermique de la colonne de prédistillation (cas de design)	56
Tableau VI.13 : bilan matière de la colonne de distillation principale (cas de design)	59
Tableau VI.14 : calcul du taux de vaporisation molaire dans la zone de flash de la colonne de distillation principale	63
Tableau VI.15 : bilan thermique de la colonne de distillation principale (cas de design)	70
Tableau VI.16 : bilan matière de la colonne de prédistillation (cas de 5%)	79

Tableau VI.17 : bilan matière de la colonne de distillation principale (cas de 5%)	79
Tableau VI.18 : bilan thermique de la colonne de distillation principale (cas de 5%)	81
Tableau VI.19 : bilan matière de la colonne de prédistillation (cas de 10 %)	90
Tableau VI.20 : bilan matière de la colonne de distillation principale (cas de 10%)	91
Tableau VI.21 : bilan thermique de la colonne de distillation principale (cas de 10%)	93
Tableau VI.22 : comparaison entre les dimensions de la colonne de distillation principale calculées et celles normalisées.	102

Abréviations

Symbole	Désignation
GPL	Gaz de Pétrole Liquéfié
RON	Research Octane Number
MON	Motor Octane Number
MTBE	Méthyltertiobutyléther
LGO	Light Gas Oil
HGO	Heavy Gas Oil
SpGr	Specific Gravity
API	American Petroleum Institute
ASTM	American Society for Testing Matrials
NF	Norme Française
PCI	Pouvoir Calorifique Inferieur
CFR	Coopérative Fuel Research
PI	Point Initial
PF	Point Final
PCIM	Pouvoir Calorifique Inférieur Massique
PCIV	Pouvoir Calorifique Inférieur Volumique
IC	Cétane Index
RC	Reflux Circulant
Kuop	Factor of Universal Oil Product
TBP	True Boiling Point
CF	Courbe de Flash
VE	Vapeur d'Eau
RCI	Reflux Circulant Intermédiaire

Introduction générale

Introduction générale :

Le pétrole brut a pris une place considérable dans notre civilisation, non seulement parce qu'il est un potentiel d'énergie depuis plus cinquante ans mais aussi parce qu'il est la source de dérivés indispensables à la vie quotidienne telles que les lubrifiants, les bitumes et les produits finis issus de la pétrochimie dont leurs variétés ne cessent d'augmenter.

Vu que l'utilisation du pétrole en l'état est difficile, Le raffinage désigne l'ensemble des traitements et transformations visant à tirer du pétrole le maximum de produits à haute valeur commerciale. Selon l'objectif visé, en général, ces procédés sont réunis dans une raffinerie.

Le raffinage du pétrole commence par la distillation, ou fractionnement du pétrole brut en vue de le séparer en différents groupes d'hydrocarbures. Les produits obtenus dépendent directement des caractéristiques du brut traité.

L'unité de topping ou l'unité de la distillation atmosphérique, est l'unité principale de la raffinerie, c'est le cœur de la raffinerie car elle assure les charges des autres unités donc l'amélioration de la rentabilité d'une raffinerie est affectée considérablement par l'augmentation de la capacité de production de l'unité de topping.

L'objectif de notre travail est d'étudier l'augmentation de la capacité de l'unité du topping de la raffinerie d'Alger.

Notre travail est structuré comme suit :

- Recherche bibliographique.
- Etude de l'unité de distillation atmosphérique (U-100).
- Calcul technologique de la colonne de distillation atmosphérique C-101 avec l'augmentation de la capacité.
- Conclusion et interprétation des résultats.

Chapitre I :

Présentation de la raffinerie d'Alger

I.1. Introduction :

En Algérie, l'industrie de raffinage est née avec la découverte et la production du pétrole brut d'Hassi Massoud. La première unité fut construite sur les lieux même de la découverte qui a été orientée vers la satisfaction des besoins excessifs des sociétés opérantes dans le cadre de la recherche et l'exploitation de brut.

Aussitôt l'indépendance acquise, l'Algérie s'est attachée à l'idée d'accéder au développement économique en avantageant la mise en place d'une industrie pétrolière par la transformation systématique de ses hydrocarbures.

I.2. Historique de la raffinerie :

La raffinerie d'Alger « ex NAFTEC » est une filiale de Sonatrach spécialisée dans le raffinage et la distribution des produits pétroliers sur le marché algérien. Elle a été mise en service en février 1964.

La raffinerie d'Alger fut créée en décembre 1959 suite à la découverte du pétrole au sud algérien en septembre 1959, le chantier fut ouvert en janvier 1960, le démarrage de la raffinerie n'a eu lieu que le 19 janvier 1964 par un groupe de compagnies étrangères.

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 intérieur. Il apparaît clairement que la production à partir de la raffinerie d'Alger sera moins coûteuse que celle venant des autres raffineries.

La raffinerie, sur le plan quantitatif, veut continuer à assurer la couverture des besoins en produits de première nécessité comme l'essence, gasoil, GPL...etc., ainsi que les produits qui servent de base pour l'industrie pétrochimique. [1] [2]

I.3. Capacité de production :

Au démarrage de la raffinerie la capacité de production est de 1800 tonnes/an et par la suite a atteint le plafond en 1991 avec 3 millions de tonnes/an, dernièrement est de 2 700 000 tonnes/an et après la réhabilitation et l'adaptation, elle garantira le traitement de 3 645 000 t/an de pétrole brut RA1G. [1] [2]

I.4. Description des principales installations :

Les principales installation composantes la raffinerie d'Alger sont les suivantes :

4.1. Unité 100 : unité de distillation atmosphérique : [2]

L'objectif de l'ADU (unité de distillation atmosphérique) est la séparation primaire du pétrole brut afin de produire des mélanges directs de distillats (après procédés de traitement appropriés en aval) et des produits d'alimentation pour d'autres unités de traitement en aval.

L'alimentation en pétrole brut est préchauffée par rapport au produit et à des reflux circulants avant un premier fractionnement dans la colonne de prévaporisation.

Une colonne de prévaporisation permet de séparer le naphta non stabilisé du brut prévaporisé.

Le brut prévaporisé est ensuite acheminé vers un autre train de préchauffage par rapport au produit et à des reflux circulants avant de passer dans un réchauffeur.

Le fractionnement du brut prévaporisé est réalisé dans la colonne de brut et dans des rectificateurs à flux latéral associés.

Le naphta non stabilisé issu de la colonne de prévaporisation est ensuite traité dans le debutaniseur.

Les produits sont refroidis et transférés dans un stockage intermédiaire ou traités s'il y a lieu.

Les fractions suivantes doivent être produites dans l'unité de distillation atmosphérique :

- Fractions légères (effluent gazeux et GPL) pour l'alimentation de l'usine de gaz (GP).
- Naphta total pour l'alimentation de l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHT).
- Kérosène pour stockage.
- Gazole léger pour stockage.
- Gazole lourd et résidu atmosphérique pour l'alimentation du craquage catalytique des fluides résiduels.

4.2. Unité 300 : unité usine gaz (Unité gaz-plant) : [3]

L'usine de gaz existant (GP/U-300) traite actuellement les flux de GPL suivants :

- GPL en provenance du stabilisateur de l'unité de distillation atmosphérique (U-100).
- GPL en provenance de la nouvelle unité CCR (U-520).

Les produits ci-après seront produits dans l'unité GP :

- Propane, acheminé vers les réservoirs de stockage.
- Butane, acheminé vers les réservoirs de stockage.

4.3. Unité 500 : unité d'hydrotraitement de naphta : [4]

L'objectif de l'unité d'hydrotraitement de naphta est de produire des charges hydrotraitées propres pour alimenter l'unité isomérisation (unité 510) et l'unité reformage (unité 520). Ces charges doivent présenter des teneurs faibles en contaminants, comme le soufre, l'azote, l'eau, les halogènes, dioléfines, oléfines, le mercure, l'arsenic et d'autres métaux, pour ne pas affecter les unités en aval.

L'unité d'hydrotraitement de naphta est alimentée en naphta de distillation directe, provenant de la distillation de pétrole brut située en amont. Ce naphta contient des concentrations en contaminants qui sont préjudiciables aux catalyseurs de reformage et d'isomérisation, et il nécessite par conséquent un prétraitement.

4.4. Unité 510 : unité d'isomérisation du naphta léger : [5]

Ce procédé a pour objectif d'améliorer l'indice d'octane recherche (RON) et l'indice d'octane moteur (MON) de la charge de naphta léger (principalement C₅/C₆) avant mélange dans le pool carburant. La fraction de naphta léger a généralement une teneur élevée en isomères normaux, ce qui se traduit par un faible indice d'octane (généralement < 68). Le procédé d'isomérisation convertit, à l'équilibre, une proportion de ces isomères normaux à faible indice d'octane en isomères ramifiés à indice d'octane plus élevé.

Ce processus, conçu et commercialisé sous licence par Axens, comporte deux réacteurs à lit fixe adiabatique, avec des réactions d'isomérisation de coupe C₅/C₆ réalisées dans les deux réacteurs.

5.5. Unité 520 : unité CCR de reformage du naphta : [6]

Le procédé Octanizing a pour but de produire un reformat à haut indice d'octane, l'un des principaux composants du stock d'essence, ainsi qu'un gaz riche en hydrogène.

La charge Octanizing est soit du naphta de distillation directe, soit du naphta de craquage, généralement mélangé à du naphta de distillation directe. En raison de la présence systématique de contaminants et des caractéristiques spécifiques du naphta de craquage, un pré-traitement du naphta plus ou moins élaboré est toujours nécessaire.

Octanizing est un procédé de reformage catalytique du naphta, basé sur la technologie dont la Partie concédante est propriétaire. Il comporte deux sections :

- Le reformage catalytique du naphta proprement dit, comprenant réacteurs, réchauffeurs, récupération de l'effluent et stabilisation ;
- La circulation du catalyseur et la régénération continue mettant en jeu la technologie de manipulation de solides et de lit mobile.

5.6. Unité 530 : unité de craquage catalytique de fluide résiduel (RFCC) : [7]

L'objectif de l'unité de craquage catalytique de fluide résiduel (RFCC) est de transformer les fractions de pétrole brut lourd RCO + HGO issues de l'unité ADU (unité 100) en hydrocarbures plus légers et de meilleure valeur à haute température et à pression moyenne en présence d'un catalyseur à base de silice et d'alumine finement divisées.

Lors du craquage de grosses molécules d'hydrocarbures en molécules plus petites, une matière non volatile carbonée, communément dénommée coke, se dépose sur le catalyseur. Les réactions de vaporisation et de craquage se déroulent dans le « riser-réacteur » en l'espace d'environ deux secondes. Le coke déposé sur le catalyseur a pour effet de neutraliser l'activité de craquage catalytique du catalyseur en bloquant l'accès aux sites catalytiques actifs. Afin de permettre la régénération de l'activité catalytique du catalyseur, le coke déposé sur le catalyseur est brûlé à l'air dans la cuve de régénération.

Chapitre II :

Généralités sur le pétrole brut

II.1. Définition du pétrole brut :

Le pétrole, vient du mot latin « Petra » pierre et « oléum » huile, soit 'Huile de pierre'. C'est un liquide de couleur très foncée (rougeâtre quelquefois à reflets verdâtres), plus ou moins visqueux d'origine naturelle, composée d'une multitude de composés organiques, essentiellement des hydrocarbures, piégé dans des formations géologiques particulières. L'exploitation de cette énergie fossile est l'un des piliers de l'économie industrielle contemporaine, car il fournit la quasi-totalité des carburants liquides. Le pétrole est aussi souvent appelé « Or noir » en référence à sa couleur et à son coût élevé. [9]

II.2. Origine du pétrole :

De nombreux savants se sont penchés sur le problème de l'origine du pétrole. Deux théories sont nées : Celle de l'origine « minérale » défendue autrefois par de notables savants tels que MOISSAN et SABATIER, et celle de l'origine « organique » défendue par ENGLER et HOFER. C'est cette dernière théorie qui est considérée comme vraisemblable. [10]

a. Hypothèse inorganique (minérale) :

Parmi ces hypothèses, la plus connue est celle de D. Mendeleïev qui supposait que l'eau en pénétrant par les fissures dans les profondeurs de la terre entrerait en réaction avec les « carbures métalliques ». Les vapeurs d'hydrocarbures ainsi formées remontées par les mêmes fissures vers les parties supérieures de l'écorce terrestre où elles se concentraient en formant des accumulations de pétrole. Toutefois, cette idée a également été réfutée par la logique de la découverte de gisement de pétrole dans les roches sédimentaires. [10]

b. Hypothèse organique :

L'hypothèse la plus reconnue par les géologues sur la naissance des hydrocarbures, dont la forme liquide est le pétrole, repose sur la théorie biogénique. Cette théorie soutient que les hydrocarbures se forment par la lente décomposition de matières organiques, sous l'action de bactéries à l'abri de l'oxygène. On associe ce phénomène au processus de sédimentation.

Les bassins sédimentaires deviennent donc le lieu de prédilection pour les prospecteurs de pétrole. [11]

II.3. Composition du pétrole :

Le pétrole brut est constitué principalement de carbone (84-87%) et d'hydrogène (11-14%) dont ils forment des composés désignés sous le nom d'hydrocarbures.

À côté des hydrocarbures, le pétrole brut contient aussi un certain nombre des hétéroatomes qui sont des composés renferment en plus du carbone et de l'hydrogène d'autres éléments chimiques. Il s'agit surtout du soufre mais aussi de l'azote, de l'oxygène et de certains métaux comme le nickel et le vanadium (le vanadium constitue plus de 75% de la teneur globale en métaux). [12]

Il est aussi accompagné d'impuretés provenant du gisement ou du transport. Il s'agit de sédiments, sable, débris divers, rouille, d'eau et de sels minéraux.

3.1. Les hydrocarbures purs :

Les hydrocarbures constituent les éléments essentiels composant les pétroles bruts, leurs molécules ne contiennent que du carbone et de l'hydrogène. On trouve trois classes d'hydrocarbures dans le pétrole brut : [13]

3.1.1. Hydrocarbures aliphatiques saturés (alcane ou paraffines) :

Ils sont constitués d'un enchainement d'atomes de carbone saturés par de l'hydrogène ; leur formule générale est : C_nH_{2n+2} . On distingue : les paraffines normales (par exemple : le n-pentane) et les isoparaffines (paraffines ramifiées, par exemple : l'isopentane).

3.1.2. Hydrocarbures cycliques saturés (cyclane ou naphthènes) :

Dans ces hydrocarbures, il y a cyclisation de tout ou partie du squelette carbone. Le nombre d'atomes du carbone de cycle ainsi forme peut varier. [13] On trouve deux catégories : des cyclanes avec un seul cycle (par exemple : l'hexane) et des cyclanes avec plusieurs cycles accolés (par exemple : la décaline).

3.1.3. Hydrocarbures aromatiques :

Ce sont des hydrocarbures cycliques poly-insaturés présents en forte concentration dans les pétroles bruts. [13]

Les principaux termes de ce groupe sont : le benzène (C_6H_6), le toluène (C_7H_8) et les xylènes (C_8H_{10}).

Nous citons 3 autres classes d'hydrocarbures qu'on ne trouve pas dans les pétroles bruts mais ils peuvent être apparus particulièrement dans les fractions provenant du traitement des fractions lourdes par les procédés de conversion thermiques ou catalytiques.

3.1.4. Hydrocarbures aliphatiques insaturés :

- **Hydrocarbures oléfiniques (oléfines) ou les alcènes :**

Ce sont des hydrocarbures insaturés possèdent au moins une double liaison de formule générale : C_nH_{2n} . Les premiers termes de cette famille sont : éthylène (C_2H_4), propylène (C_3H_6), butylène (C_4H_8) ; ils sont également des matières premières importantes pour la pétrochimie.

- **Hydrocarbures di-oléfiniques :**

On les appelle les dioléfines car ils contiennent deux valences non saturées, de formule générale : C_nH_{2n-2} , on cite par exemple : le butadiène (C_4H_6) et l'isoprène (C_5H_8).

- **Hydrocarbures acétyléniques :**

Ils sont aussi des hydrocarbures non saturés comportant une triple liaison, ils sont particulièrement réactifs. Le premier de la série et le plus connu est l'acétylène (C_2H_2).

3.2. Composés organiques hétéroatomiques :

Ce sont des molécules renferment en plus du carbone et de l'hydrogène d'autres éléments chimiques. Il s'agit surtout du soufre mais aussi de l'azote, de l'oxygène et de certains métaux comme le nickel et le vanadium, on distingue :

3.2.1. Composés organiques :

- **Les composés soufrés :**

Pratiquement tous les pétroles bruts contiennent du soufre. Sa teneur dans les pétroles bruts varie de 0,1 à 8% en poids. Il est extrêmement nocif et polluant en plus il peut générer des phénomènes de corrosion et provoque aussi l'empoisonnement des catalyseurs.

Les composés soufrés les plus existants dans le pétrole sont : sulfures ($R-S-R'$), disulfures ($R-S-S-R'$), mercaptans ou les thiols ($C_nH_{2n+1}SH$) et les thiophènes.

On peut trouver aussi le soufre sous forme inorganique : soufre élémentaire S , hydrogène sulfure H_2S et oxysulfure de carbone COS .

- **Les composés oxygénés :**

L'oxygène est généralement présent dans les pétroles bruts avec des proportions plus faibles que le soufre. Sa teneur existe dans des proportions faibles comprises entre 0,1% et 4%. Il joue un rôle dans l'acidité des pétroles et il provoque aussi des problèmes de corrosion.

Les principaux composés oxygénés qui peuvent se trouver dans les pétroles bruts sont : les phénols, le furane, les acides carboxyliques ($R - COOH$), les esters ($R - COO - R'$).

- **Les composés azotés :**

L'azote est présent dans les fractions à température d'ébullition élevées ($T_{eb} > 250^\circ C$) et il se concentre dans les résines et les asphaltènes. On peut trouver l'azote sous forme d'amine, de pyridines ou quinoléines et de carbazoles.

La présence des composés azotés dans les pétroles bruts est indésirable car ils peuvent décomposer sous l'influence de la haute température au cours des procédés de transformation ou de conversion catalytique pour donner de l'ammoniac basique qui provoque la corrosion des équipements et des appareils. [12]

3.2.2. Composés organo- métalliques :

Les métaux (essentiellement Nickel et Vanadium) présents en faible quantité dans les bruts et ils sont contenus au sein de très grosses molécules renfermant tous les éléments déjà cités. Ces molécules tendent à s'agglomérer pour donner des micelles appelées résines et asphaltènes.

- **Les asphaltènes :**

Ils sont constitués d'une accumulation de feuillets polyaromatiques condensés reliés par des chaînes saturées. Ce sont des solides noirs, brillants, dont la masse moléculaire peut varier de 1 000 à 100 000. [13] Ils sont mal définis, très lourds et riches en carbone, et ils se concentrent généralement dans les coupes pétrolières les plus lourdes, non distillables.

- **Les résines : [13]**

Ce sont en général des molécules à caractère aromatique très marqué et renfermant des hétéroéléments (N, O, S et parfois Ni et V) ; leur masse moléculaire peut varier de 500 à 1 000.

II.4. Caractéristiques physico-chimiques :

4.1. Densité : [14]

La densité est le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température t au poids du même volume d'eau à une température standard (4°C), elle est notée d_4^t .

$$d_4^t = \frac{\text{La masse d'un volume d'un corps à } t}{\text{La masse du même volume d'eau à } 4^{\circ}\text{C}}$$

Dans le système francophone, on mesure la d_4^{20} ou la d_4^{15} .

Dans le système Anglo-saxon, la « Specific Gravity » se mesure à 60°F pour l'échantillon ainsi que pour l'eau. Elle peut se calculer à partir de la relation :

$$\text{SpGr}_{60^{\circ}\text{F}/60^{\circ}\text{F}} = \frac{d_4^{15}}{0,99904}$$

Dans le système Américain, les densités des bruts sont souvent exprimées en degré API. C'est une fonction hyperbolique de la « Specific Gravity » :

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\text{SpGr } 60^{\circ}\text{F}/60^{\circ}\text{F} - 131,5}$$

La connaissance de la densité a une importante valeur commerciale car la cotation des pétroles bruts dépend en partie de cette propriété [13], elle est aussi très utile pour effectuer des bilans massiques et pour calculer des puissances de pompes. [14]

4.2. Tension de vapeur :

La tension de vapeur exprime la tendance des molécules à s'échapper d'une phase liquide pour engendrer une phase vapeur en équilibre thermodynamique. Elle est spécifique à chaque corps pur et varie avec la température.

L'essai de tension de vapeur est très important, car il indique, d'une manière indirecte, la teneur en produits très légers qui conditionnent la sécurité au cours du transport, les pertes au stockage et la volatilité des essences. [14]

4.3. Point d'éclair :

C'est la température minimale à laquelle les vapeurs du produit pétrolier forment avec l'air sur la surface du liquide un mélange susceptible de s'enflammer de courte durée sous l'effet d'une flamme, étincelle électrique ...etc. [15]

Il Caractérise la teneur en produits volatils. Il permet de connaître la limite supérieure de la température de chauffe d'un produit sans danger, le degré de stabilisation du pétrole et les pertes accidentelles en produits légers lors de la manipulation. [16]

4.4. Point de trouble – point d'écoulement - point de congélation :

4.4.1. Point de trouble :

C'est la température à laquelle les hydrocarbures paraffiniques, normalement dissous dans le mélange commencent à se solidifier et à se séparer lorsque le produit est refroidi (l'apparition de nuages, de petits cristaux dans le produit) dans des conditions normalisées.

4.4.2. Point d'écoulement :

Le point d'écoulement est la plus basse température (en refroidissant) à laquelle le produit liquide contenu dans le tube à essai ne coule pas lorsque celui-ci est incliné. Généralement, le point d'écoulement se situe à 3°C au-dessus du point de congélation.

4.4.3. Point de congélation :

Si on refroidit encore ce produit, il finit par prendre en masse et ne s'écoule pas en maintenant l'éprouvette horizontale. La température relevée est le point de congélation .

Ces points caractérisent soit la teneur en paraffine des huiles, soit la teneur en hydrocarbures à hauts points de congélation des autres produits. Ils permettent aussi d'apprécier les limites de températures à respecter dans la mise en œuvre des produits et leur pompage en hiver. [14] [17]

4.5. Viscosité :**▪ Définition : [14]**

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

On distingue 3 viscosités :

- La viscosité absolue ou dynamique : $\mu = \frac{\text{force} \times \text{longueur}}{\text{surface} \times \text{vitesse}} = \frac{M}{LT}$; elle s'exprime en Pa.s ou encore en mPa.s appelée également centipoise (cP).
- La viscosité cinématique : $\nu = \frac{\mu}{\rho}$; elle s'exprime en stockes ou centistokes.
- La viscosité relative : c'est le rapport de la viscosité du produit à celle de l'eau à 20°C

La connaissance de la viscosité des pétroles bruts permet de déterminer les débits des fluides à travers les pipelines et les tubes des échangeurs et donc leur dimensionnement, de prévoir leurs qualités de pompabilité, et de définir le type d'écoulement dans les canalisations. [16]

4.6. Teneur en eau, sédiments et sels :

Les pétroles bruts contiennent en très faibles quantités, de l'eau et des sédiments dont la majeure partie est dissoute dans l'eau, le reste se trouvant sous forme de cristaux très fins. [14]

La connaissance de la teneur en eau et sédiments a une grande importance à cause des problèmes qu'ils engendrent dans les installations de raffinage, problèmes liés à la corrosion des équipements et aux pertes de charge et bouchage des tubes des fours et des échangeurs suite à des dépôts. [16]

4.6.2. Teneur en sels et chlorures :

La teneur en sels est liée en grande partie à la teneur en eau. Les sels généralement présents sont NaCl, MgCl₂ et CaCl₂. Leur présence est due soit au contact avec de l'eau salée du gisement, soit avec l'eau de mer lors des transports.

La connaissance de la teneur en sels dans les bruts est importante car ces sels sont susceptibles de provoquer des corrosions et des encrassements dans les unités de traitement de bruts.

4.7. Teneur en soufre :

C'est la détermination du pourcentage en masse du soufre et du composés soufrés qui se trouvent dans un pétrole brut ou produit pétrolier.

Le soufre est également un poison des catalyseurs utilisés au cours du raffinage. Il diminue la qualité indétonante des essences et enfin, par combustion, il se transforme en anhydride sulfureux qui en présence d'eau, donne de l'acide sulfurique très dilué qui corrode efficacement les tuyaux d'échappement et les cheminées, sans vouloir aborder le problème de la pollution atmosphérique de l'air des villes. [14]

4.8. Teneur en cendres et résidu de carbone Conradson :

Les cendres constituent toutes matières considérées comme une impureté résidante après la calcination du produit, par exemple : les sels sous forme de chlorure de sodium, de calcium ou de magnésium.

La teneur en cendres donne une indication sur la quantité de résidu solide qu'un gasoil par exemple abandonnerait dans les cylindres dans les meilleures conditions de combustion complète, alors que le résidu de carbone renseigne sur la tendance de former du coke ou des dépôts charbonneux au cours d'une combustion incomplète du fuel-oil. [14]

II.5. Classification des pétroles bruts :

A la découverte d'un nouveau gisement de pétrole brut, ce dernier doit subir des analyses profondes au laboratoire, à la base desquelles, on procède à la classification du pétrole brut. Il existe 3 méthodes de classification :

5.2. Classification industrielle :

Elle est basée sur la densité du pétrole. Selon cette classification, on distingue :

- Pétrole léger : $d_{15}^{15} \leq 0,828$
- Pétrole moyen : $0,828 < d_{15}^{15} < 0,884$
- Pétrole lourd : $d_{15}^{15} > 0,884$

Ou selon le degré API :

- Léger : 38-45
- Moyen : 25-38
- Lourd : 10-25

5.2. Classification chimique :

Cette méthode est en fonction de la prédominance d'une ou plusieurs familles des hydrocarbures dans les fractions pétrolières légères. On distingue les pétroles bruts suivants :

- Pétrole à base paraffinique.
- Pétrole à base naphténique.
- Pétrole paraffino-naphténiques.
- Pétrole naphténo-paraffiniques.
- Pétrole naphténo-aromatique.

5.3. Classification technologique :

Cette classification est généralement la plus complète et la plus précise. Elle tient compte de :

a. La teneur en soufre :

- Les bruts BTS : les bruts à basse teneur en soufre ($S \leq 0,6\%$).
- Les bruts HTS : les bruts à haute teneur en soufre ($S > 2\%$).
- Les bruts MTS : les bruts qui sont intermédiaires ($0,6 < S \leq 2\%$).

b. La teneur en paraffine :

- Brut peu paraffinique : si la teneur en paraffine est inférieure à 1,5%.
- Brut paraffinique : si la teneur en paraffine est entre 1,5 – 6%.
- Brut très paraffinique : si la teneur en paraffine est supérieure à 6%.

c. Teneur potentielle en produits clairs :

- Teneur élevée : PI - 350°C > 45%
- Teneur moyenne : PI - 350°C entre 30-45%
- Teneur faible : PI - 350°C < 30 %

Chapitre III :

Caractéristiques physico-chimiques des fractions pétrolières

III.1. Introduction :

Actuellement, les raffineries fabriquent des produits en 3 aspects :

- **Produits finis** : directement livrables à la consommation (commercialisation) par exemple : essences, gasoils...etc.
- **Produits semi-finis** : qui serviront de bases à des mélanges ultérieurs et nécessiteront encore l'addition de nombreuses dopes pour parfaire leur qualité par exemple : coupes lubrifiantes pour la fabrication des huiles.
- **Sous-produits** : ou produits intermédiaires, tels que matières premières pour la pétrochimie.

Les principaux produits pétroliers fabriqués par les raffineries sont : GPL, essence automobile, kérosène, gasoil, les huiles et les bitumes.

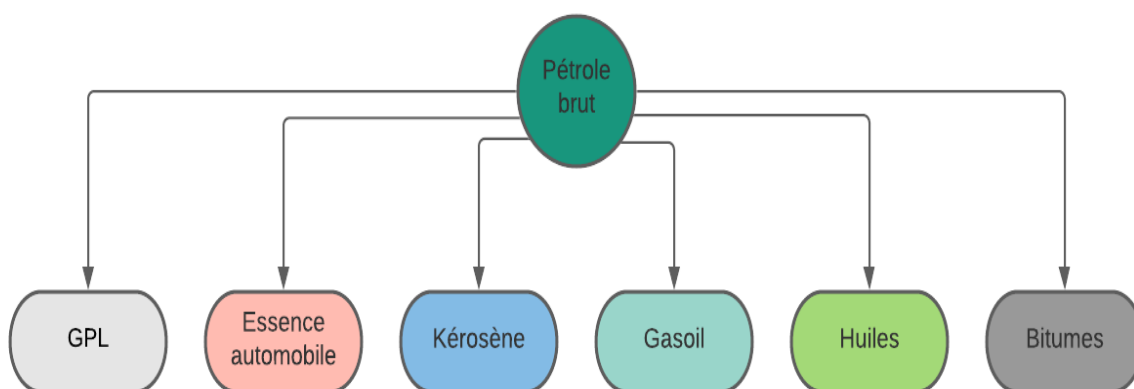


Figure III.1: les principaux produits pétroliers.

III.2. GPL :

2.1. Définition :

Il est constitué d'un mélange d'hydrocarbures paraffiniques et oléfiniques comme le propane et le butane. Ils servent de combustible et sont stockés et manipulés sous la forme des liquides sous pression. Leurs principales qualités, du point de vue de la sécurité et de la santé au travail, sont leur pression de vapeur peu élevée et leur faible teneur en contaminants.

2.2. Caractéristiques physico-chimiques :

2.2.1. Tension de vapeur :

La tension vapeur du propane commercial est comprise entre 11.5 et 19.3 bars à 50 °C tandis que la tension vapeur du butane commercial est inférieure ou égale à 6.9 bars à 50 °C.

La limitation en tension vapeur est nécessaire pour des raisons de sécurité liée au stockage et transport ainsi que les pressions d'épreuve des bouteilles sont basées sur les pressions de vapeurs autorisées.

2.2.2. Teneur en soufre :

La teneur en composés sulfurés tels que H_2S et mercaptans doit donner un Doctor test satisfaisant. Il n'y a pas lieu d'éliminer totalement les mercaptans malodorants qui permettent de déceler les fuites éventuelles de l'installation. **[14]** La limitation en composés soufrés est nécessaire car ils sont corrosifs vis-à-vis les récipients métalliques et la tuyauterie.

2.2.3. Teneur en eau :

Le propane et le butane commerciaux ne doit contenir aucune trace d'eau et surtout pour le propane car s'il y a présence d'eau, il y a risque de formation de glace au cours de la détente du propane liquide (baisse rapide de la température) qui va provoquer le bouchage.

2.2.4. Teneur en éléments lourds :

Elle est caractérisée par l'essai d'évaporation du gaz liquéfié en éprouvette ouverte. Le butane commercial doit laisser un résidu liquide inférieur à 5 % quand la température atteint 1°C alors pour le propane commercial, le résidu ne doit pas excéder 2%. **[14]**

Cette limitation en éléments lourds est pour but d'assurer une consommation assez complète du gaz liquéfié de la bouteille.

III.3. Essence automobile :

3.1. Définition :

Carburant pour moteurs automobiles à allumage commandé. C'est un mélange de fractions d'hydrocarbures à point d'ébullition relativement bas comprenant, entre autres, le reformat, l'alkylat, le naphta aliphatique (naphta léger obtenu par distillation directe), le naphta aromatique (naphta obtenu par craquage thermique et catalytique) et des additifs.

3.2. Caractéristiques physico-chimiques :

3.2.1. Masse volumique :

La masse volumique seule ne peut pas caractériser la qualité d'une essence. Elle caractérise la puissance et la consommation.

En pratique, l'utilisateur aurait intérêt à utiliser le carburant le plus dense compatible avec les autres spécifications, car il lui offre le meilleur PCI et la plus basse consommation. Les spécifications imposées sont de 0,750 max pour essence ordinaire, de 0,770 max pour le supercarburant plombé et de 0,780 pour le supercarburant sans plomb. [13]

3.2.2. Tension de vapeur Reid :

Les spécifications de tension de vapeur Reid imposent un maximum à ne pas dépasser : 800 g/cm² en hiver et 650 g/cm² en été. Les éléments volatils favorisent le démarrage à froid en hiver, mais risquent de provoquer le givrage du carburateur pendant la mise en température du moteur, par suite de l'humidité atmosphérique. On remédie à cet inconvénient en limitant la TVR et en ajoutant des additifs antigivre à l'essence. De même en été, une trop forte proportion d'hydrocarbures légers peut provoquer l'arrêt du moteur par formation d'un bouchon de vapeur ou « vapor lock ». Ajoutant que, la tension de vapeur conditionne directement les pertes au cours du stockage et de la manutention. [14]

3.2.3. Distillation :

La courbe de distillation représente l'évolution de la fraction distillée en volume, à pression atmosphérique, en fonction de la température dans un appareillage approprié (NF M 07-002). [13]

Cette caractéristique permet de connaître le comportement d'un produit sous l'aspect carburation. Pour cela le produit est distillé à la pression normale et les volumes distillés à chaque température spécifique sont recueillis (avant 70°C, avant 140°C et avant 195°C).

- Le point 10% distillé avant 70°C caractérise la facilité de démarrage à froid,
- Le point 50% distillé avant 140°C caractérise la souplesse dans les reprises. Il indique aussi une bonne rapidité dans l'évaporation de cette essence,
- Le point 90% distillé avant 195°C indique que cette essence ne contient pas beaucoup d'hydrocarbures lourds néfastes au moteur (risque de formation de coke). Cela donne une plus grande longévité au moteur.

3.2.4. Indice d'octane :

C'est la caractéristique essentielle des essences ou carburants utilisés dans les moteurs à allumage commandé, improprement dénommés moteurs à explosion. Elle détermine les qualités de combustion du carburant et ses conditions optimales d'utilisation et elle est étroitement associée à la notion de rendement. [14]

Il est déterminé en laboratoire avec le moteur expérimental CFR (Coopérative Fuel Research), Il est gradué sur une échelle de référence établie par rapport à un mélange, en proportions variables, de deux hydrocarbures ayant pour indice d'octane :

- Zéro (0) pour l'heptane Linéaire : $\text{CH}_3 - (\text{CH}_2)_5 - \text{CH}_3$
- Cent (100) pour l'isooctane (2,2,4 Triméthylpentane).

Donc on peut dire qu'un carburant a un indice d'octane égal à X si, dans le moteur CFR, il provoque un cliquetis équivalant à celui observé pour un mélange de X parties en volume d'isooctane et (100 - X) d'heptane. [14]

Il existe deux méthodes :

- La méthode Recherche (RON) : le moteur tourne à 600 tr/min.
- La méthode Moteur (MON) : le moteur tourne à 900 tr/min.

La différence entre les indices d'octane recherche (RON) et moteur (MON) d'un carburant s'appelle la sensibilité de ce carburant.

III.4. Kérosène :

4.1. Définition :

Le kérosène est un mélange d'hydrocarbures (généralement des paraffines) de $C_{10}H_{22}$ à $C_{14}H_{30}$. Issu du raffinage du pétrole, il résulte du soutirage pendant la distillation d'une coupe avec un PI de distillation compris entre 150°C et 180°C, et un PF de distillation entre 225°C et 250°C. Le kérosène est destiné aux avions à réaction et plus généralement à l'aéronautique. On distingue :

- Le TR0 (165°C – 240°C) : il est utilisé pour l'aviation commerciale.
- Le TR4 (55°C – 240°C) : il est utilisé dans l'aviation militaire.
- Le TR5 (il a un haut point d'éclair et qui a une densité moyenne 0,81) : il est employé sur les porte-avions.

4.2. Caractéristiques physico-chimiques :

4.2.1. Densité :

Elle conditionne directement le rayon d'action de l'avion. On a intérêt à utiliser des carburateurs de densité élevée pour avoir le maximum d'énergie dans un volume donné, celui des réservoirs, et réduire le poids et le volume des réacteurs. C'est donc là encore une affaire de compromis. La densité se situe aux environs de 0.800. [14]

4.2.2. Distillation :

Le carburant doit se vaporiser rapidement et se mélanger intimement avec l'air. [13]

- Le point 10% de distillation doit être atteint avant 204°C.
- Le point final doit être inférieur à 300°C.

4.2.3. Viscosité :

La viscosité agit sur la qualité de la pulvérisation et la pénétration du jet. Elle est inférieure à 8 mm²/s à -20°C. [13]

4.2.4. Point de fumée :

Le point de fumée correspond, pour une lampe à mèche normalisée, à la hauteur maximale possible de la flamme sans formation de fumée (NF M 07-028). Les valeurs couramment obtenues sont comprises entre 10 et 40 mm et les spécifications fixent un seuil minimal de 25 mm.

Le point de fumée est directement lié à la structure chimique du carburant ; Il est élevé, donc satisfaisant, avec les paraffines linéaires, plus faible avec les paraffines ramifiées et nettement plus bas encore avec les naphènes et les aromatiques. [13]

4.2.5. Indice de luminométrie :

L'indice de luminométrie (ASTM D 1740) est une caractéristique de moins en moins utilisée. Il se détermine sur la lampe normalisée citée précédemment, mais équipée en outre de thermocouples permettant de mesurer les températures correspondant à différentes hauteurs de flamme, et d'une cellule photo-électrique afin d'évaluer la luminosité. Le carburéacteur testé est comparé à deux hydrocarbures purs : la tétraline et l'isooctane auxquels on attribue respectivement les indices 0 et 100. Les valeurs couramment observées sur les produits commerciaux varient entre 40 et 70 ; la spécification officielle est de 45 pour le TR0. [13]

4.2.6. Pouvoir calorifique :

C'est une des caractéristiques fondamentales du carburéacteur. Il conditionne le rayon d'action de l'avion. Cette caractéristique est liée à la densité. Si la densité augmente le pouvoir calorifique inférieur massique (PCIM) augmente, mais le pouvoir calorifique inférieur volumique (PCIV) diminue.

4.2.9. Point de congélation :

Le point de congélation est fixé à -40°C pour le TR0 et à -60°C pour le TR4 et garantit ainsi la pompabilité du combustible aux très basses températures rencontrées en altitude et se situant aux environs de -50 ou -55°C . Le point de congélation est en relation assez étroite avec le point final de distillation. [14]

A noter que la présence d'eau, même en faible quantité, rend le respect de cette spécification très difficile donc le carburéacteur doit être exempt d'eau.

4.2.10. Stabilité thermique :

Le carburéacteur doit avoir une bonne stabilité thermique. La technique de mesure la plus connue pour estimer la stabilité thermique est appelée Jet Fuel Thermal Oxidation Tester (JFT01). Elle exprime la tendance du carburant à former des dépôts sur une surface métallique portée à haute température. [13]

III.5. Gasoil :**5.1. Définition :**

Actuellement, le combustible diesel est susceptible d'être utilisé dans les moteurs diesel rapides ($v \geq 500$ tr/min) et dans les moteurs diesel lents ($v < 500$ tr/min).

5.2. Caractéristiques physico-chimiques :**5.2.1. Masse volumique :**

La masse volumique doit être comprise entre 0.820 kg/l et 0.860 kg/l. L'imposition d'une valeur minimale de masse volumique se justifie par le souci d'obtenir une puissance maximale suffisante pour le moteur, au moyen d'une pompe d'injection dont le réglage du débit s'effectue en volume. [13]

5.2.2. Courbe de distillation ASTM :

Les spécifications ne touchent que les fractions lourdes du gasoil : moins de 65% distillés à 250°C et plus de 85% à 350°C . Faisant suite au kérosène, le gasoil a un PI qui se situe aux environs de 220°C . Le point 50% de la courbe de distillation ASTM est représentative des propriétés moyennes : volatilité, viscosité, point de congélation.

Le point 85% inférieur à 350°C limite la teneur en produits lourds et s'obtient aisément à l'unité de distillation.

Enfin, le point d'éclair doit être compris entre 55 et 120°C. [14]

5.2.3. Viscosité :

Inférieure à 9 cSt à 20°C, la viscosité conditionne l'écoulement et la finesse de la pulvérisation dont dépendra la qualité de la combustion. On estime que la viscosité doit être inférieure à 12 cSt et en aucun cas n'excéder 40 cSt en amont des trous d'injecteur pour que l'atomisation soit correcte. [14]

5.2.4. Point de trouble :

Le point de trouble, le plus souvent compris entre 0 et -10 °C, il est déterminé visuellement (norme NF T 07-105) ; c'est la température à laquelle des cristaux de paraffine, normalement dissous dans la solution constituée par l'ensemble des autres composants, commencent à se séparer et à affecter la limpidité du produit. [13]

5.2.6. Point d'écoulement :

A température plus basse, les cristaux augmentent de taille, s'organisent en réseaux qui emprisonnent le liquide et l'empêchant de s'écouler ; on atteint alors le point d'écoulement qui peut varier selon le gazole entre -15 et -30°C. [13]

5.2.7. Point de filtrabilité :

La température limite de filtrabilité est la température minimale pour laquelle un volume déterminé de gazole traverse en un temps limité. Pour les gazoles classiques, il est entre -15 et -25°C, mais pour les climats très froids, il est compris entre -20 et -45°C. [13]

5.2.8. Indice de Cétane « Cétane Index » :

Il est comparable à l'indice d'octane des essences mais ici c'est l'aptitude à l'inflammation rapide du mélange gazole/air qui est mesurée. Le moteur est analogue au moteur CFR. La mesure se fait par comparaison avec un mélange, en proportions variables, de 2 hydrocarbures ayant pour indice de cétane : zéro (0) pour l'alpha-méthyle-naphtalène ($C_{10}H_7CH_3$) et cent (100) pour le n-cétane ($C_{16}H_{34}$).

L'indice de cétane est défini par le pourcentage volumique de cétane dans le mélange des 2 carburants de référence qui a le même délai d'allumage que le gazole essayé dans le moteur CFR Diesel.

III.6. Huiles :

6.1. Définition :

Ce sont des fractions lourdes et visqueuses issues de la distillation d'un pétrole brut lourd et épurées d'éléments indésirables.

6.2. Caractéristiques physico-chimiques :

6.2.1. La viscosité :

C'est la caractéristique de service la plus importante d'une huile. Elle est fonction de la température d'ébullition, de la masse moléculaire et de la nature chimique des hydrocarbures. La viscosité des fractions d'huile augmente avec l'augmentation des PI et PF mais il faut signaler que la viscosité diminue rapidement avec l'augmentation de la température.

6.2.2. L'indice de viscosité :

L'huile de bonne qualité est une huile dont la viscosité ne diminue pas beaucoup lorsque la température augmente (doit être suffisamment visqueuse), mais ne doit pas être trop visqueuse en cas de basses températures donc cette huile a un indice de viscosité élevé.

L'indice de viscosité caractérise la capacité du lubrifiant à conserver constante sa viscosité dans une large gamme de températures. Cette propriété peut être améliorée par des additifs. [13]

6.2.3. Le point d'écoulement :

Il s'agit de la température la plus basse dont l'huile coule encore lorsqu'elle est refroidie, sans agitation, dans des conditions normalisées. Cette propriété peut être améliorée par des additifs. [13] Il doit être très bas pour assurer le démarrage du moteur à froid. Il est lié à la viscosité et à l'indice de viscosité. [14]

6.2.4. Le point d'éclair :

Le point d'éclair est la température à laquelle il faut chauffer l'huile pour que l'inflammation de ses vapeurs devienne possible. [13]

6.2.6. La densité :

Si deux huiles ont une même viscosité à une température déterminée, mais de densités différentes, alors l'huile d'une plus faible densité contient des hydrocarbures présentant plus de valeur, au point de vue propriétés physiques, que l'huile qui a une densité plus élevée.

6.2.7. Résidu de carbone Conradson :

Cette mesure caractérise la tendance d'une huile à former des dépôts charbonneux lorsqu'elle est soumise à une carbonisation. [13]

6.2.9. La teneur en eau, en cendres et en impuretés :

Ils déterminent le degré d'élimination des impuretés. En effet, ils déterminent le degré de raffinage, donc influencent directement sur le rendement des huiles.

6.2.10. L'onctuosité :

Elle caractérise la continuité et la solidité du film d'huile sur le cylindre. Ce film réduit l'usure des chemises pendant la période de démarrage du moteur à froid. [14]

6.2.11. La détergence :

Cette caractéristique effectue la fonction de nettoyage et d'élimination des produits d'oxydation ou des dépôts charbonneux qui se forment pendant le fonctionnement sur les parois des cylindres et pistons.

6.2.11. Stabilité à l'oxydation :

C'est la caractéristique qui représente la plus grande importance lors de l'utilisation de l'huile, pour que l'huile conserve toutes ses qualités après un certain temps de fonctionnement. Sous l'influence de la chaleur, il peut se produire une oxydation des molécules d'huile conduisant à la formation de dépôts asphaltiques et à un épaissement du lubrifiant. [14]

III.7. Bitumes :

7.1. Définition :

Les bitumes de pétrole sont les fractions les plus lourdes du pétrole brut, que l'on obtient soit par distillation sous vide très poussé, soit encore par désasphaltage au propane d'un résidu sous vide. En vue de leur utilisation comme revêtement routier. [14]

7.2. Caractéristiques physico-chimiques :

7.2.1. Pénétrabilité :

La pénétrabilité est la profondeur, exprimée en 1/10 de millimètre, à laquelle pénètre dans un échantillon de bitume porté à 25°C une aiguille d'acier normalisée appliquée pendant 5 secondes sous une charge de 100 g. Elle est liée à la viscosité. [13]

7.2.2. Point de ramollissement :

Le point de ramollissement est la température à laquelle un produit bitumineux devient mou dans des conditions normalisées. Il est mesuré par la méthode dite "bille et anneau". Cette mesure est liée elle aussi à la viscosité. [13]

7.2.3. Densité :

La densité mesurée au pycnomètre généralement à 25°C. Elle est un peu supérieure à 1 pour tous les bitumes mesurés à 25°C.

7.2.4. Ductibilité :

C'est l'allongement, au moment de la rupture, d'une éprouvette de bitume qui est tiré à une vitesse et à une température déterminée. [13] Par suite de cette détente, plus le fil est mince et long, plus la ductibilité est grande.

7.2.5. Solubilité :

Cette mesure permet de définir la teneur en bitume dans un produit bitumineux comme la partie soluble dans le sulfure de carbone (ainsi, en France, que dans le trichloréthylène, le tétrachlorure de carbone le ou le tétrachloroéthylène). [13]

7.2.6. Volatilité :

Elle peut être caractérisée de différentes manières le point d'éclair (bitumes fluidifiés ou fluxés) et la perte de masse en chauffage.

7.2.7. Point de fragilité Fraass :

Cet essai sert à caractériser la fragilité du bitume à basse température. Il consiste à mesurer la température à laquelle apparaissent des fissures sur un film de bitume étalé sur une lame soumise à des flexions successives. Il est le seul à l'heure actuelle à permettre de caractériser le maintien de l'élasticité du bitume lorsque la température baisse. [13]

7.2.8. Résistance au durcissement :

Un échantillon de bitume est oxydé à chaud dans des conditions bien définies et ses caractéristiques physiques sont mesurées avant et après ce vieillissement artificiel. [13]

Chapitre IV :

Procédés de distillation du pétrole

IV.1. Introduction :

Afin d'obtenir des coupes de composants utilisables dans plusieurs applications, il a fallu très tôt dans le développement de l'industrie « Oil et Gaz » faire appel à un procédé différent de la séparation dans lequel on se contente de séparer les différentes phases liquides et gazeuses dans des conditions P et T fixées. Ce procédé s'appelle « la distillation ». [19]

IV.2. Définition de la distillation :

La distillation est une opération de séparation qui exploite la différence de composition qui existe entre un liquide et une vapeur en équilibre, dès que plusieurs constituants volatils sont présents. La séparation d'un mélange liquide (par exemple) en un mélange de liquide et de vapeur se produit sous l'effet d'un apport de chaleur (ou d'un soutirage de chaleur si le mélange initial est à l'état vapeur). Les échanges de chaleur, et donc la température, jouent donc un rôle important dans les équilibres liquide-vapeur.

La distillation est le mode de séparation à la fois le plus ancien et le plus répandu de ceux qu'utilisent les industries de procédé. [19]

IV.3. Principe de fonctionnement :

Travaillant comme une machine thermique entre une source chaude (four), et une source froide (condenseur de tête), la distillation met en œuvre un contre-courant de liquide et de vapeur, discontinu dans le cas des colonnes à plateaux ou continu pour les colonnes à garnissage.

Comme la thermodynamique l'a montré, le contact des deux phases conduit à un échange des constituants, les plus volatils s'accumulent dans la vapeur et sont éliminés au sommet de la colonne alors que les éléments lourds passent en phase liquide et ils sont soutirés au fond de la colonne, cette répartition des constituants entre les deux phases se traduit entre la tête et le fond de la colonne par un gradient de température qui dérive directement du gradient de concentration. [20]

Le fonctionnement normal de la colonne de distillation pour l'obtention d'un distillat et d'un résidu avec des compositions voulues dépend principalement de l'état de la charge et par conséquent, du lieu d'alimentation.

IV.4. Description de la colonne de distillation :

La colonne de distillation est un appareil cylindrique vertical, qui peut-être constituée de plateaux successifs ou de garnissage, dont le rôle consiste à assurer un contact intime entre les deux phases. Elle se distingue en trois zones. Elle est toujours munie d'un condenseur partiel et d'un rebouilleur.

a. Zone d'alimentation ou zone de flash :

La partie de la colonne où s'effectue l'alimentation. Dans cette partie s'effectue la séparation de l'alimentation en phase vapeur et en phase liquide.

b. Zone de rectification :

Elle se trouve au-dessus de la zone de flash, son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.

c. Zone d'épuisement :

Elle se trouve au-dessous de la zone de flash, son rôle est de récupérer les éléments moins volatils entraînés par le liquide.

- **Rôle du condenseur :**

A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne une quantité du condensat qui est renvoyé dans la colonne en qualité de « reflux froid » pour garder le gradient de température et corriger la composition des produits de tête. L'autre partie est extraite comme distillat à l'état liquide (lorsqu'il s'agit d'une condensation totale).

- **Rôle du rebouilleur :**

A l'aide du rebouilleur on apporte une quantité de chaleur, et c'est dans le rebouilleur que le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise partiellement. La vapeur obtenue retourne dans la colonne en qualité de « reflux chaud » et le résidu quitte l'appareil.

IV.5. Bilan de matière et thermique d'une installation de distillation :

5.1. Bilan de matière :

En fonctionnement normal, toute la matière qui entre dans la tour en ressort. Ce qui signifie que la quantité de matière entrante est égale à la quantité de matière sortante. C'est une application directe du principe de conservation bien connu : « rien ne se perd, rien ne se crée, tout se transforme ». [19]

- **Bilan matière globale :**

$$F = D + R$$

- **Bilan matière partiel :**

$$Fz = Dx_D + Rx_R$$

Avec :

F, D et R : respectivement les débits molaires d'alimentation, de distillat et de résidu.

z, x_D et x_R : respectivement les fractions molaires dans le mélange d'alimentation, le distillat et le résidu.

5.2. Bilan thermique :

L'énergie apportée dans la colonne est également soumise au principe de conservation. L'énergie est apportée dans la colonne sous forme de chaleur. Par conséquent, le bilan de l'énergie correspond au bilan thermique et la chaleur entrant dans une colonne doit correspondre à la chaleur extraite de celle-ci. [19]

- **Bilan enthalpique :**

$$Fh_F + Q_R = Dh_D^L + Rh_R^L + Q_C$$

Avec :

F, D et R : respectivement les débits molaires d'alimentation, de distillat et de résidu.

h_F , h_D^L et h_R^L : respectivement les enthalpies molaires de mélange d'alimentation, de distillat et de résidu.

Q_R et Q_C : respectivement les quantités de chaleur échangée au rebouilleur et au condenseur.

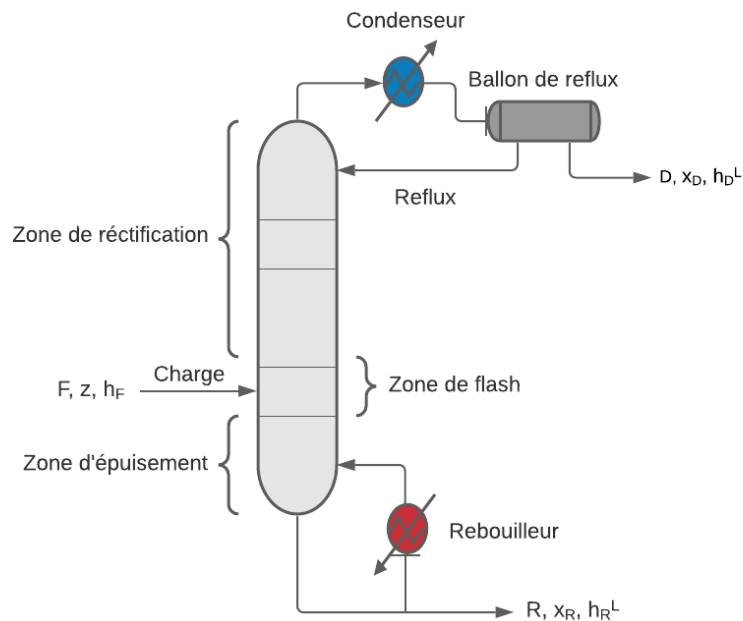


Figure IV.1: schéma d'une colonne de distillation.

IV.6. Les différents schémas de la distillation :

Le choix du schéma de la distillation dépend de la nature du pétrole brut à traiter et donc de sa classification, la gamme des produits à obtenir, leur qualité et quantité désirées, le choix des procédés de fabrication et leurs conditions optimales de fonctionnement. [21]

En effet, on distingue les schémas suivants de distillation initiale du pétrole :

6.1. Schéma de distillation atmosphérique avec une seule colonne :

Ce type de schéma est destiné généralement à traiter des pétroles bruts peu sulfureux et non légers. [21]

▪ Avantages :

- Le schéma est simple.
- Le schéma est moins encombrant.
- Il permet d'utiliser des basses températures ($330^{\circ}\text{C} < T < 380^{\circ}\text{C}$) pour la rectification du pétrole.

▪ Inconvénients :

- La capacité de traitement est faible (limitée).
- La difficulté de maintenir le régime de la colonne de fractionnement constant (température, pression...etc.).
- Ce schéma est destiné uniquement pour traiter des bruts relativement lourds et il ne permet pas de traiter des pétroles légers (riches en fractions légères) à cause de l'augmentation de la pression à l'intérieur de la colonne ce qui nécessite un surdimensionnement des épaisseurs des parois qui par conséquent le coût de l'installation va augmenter.

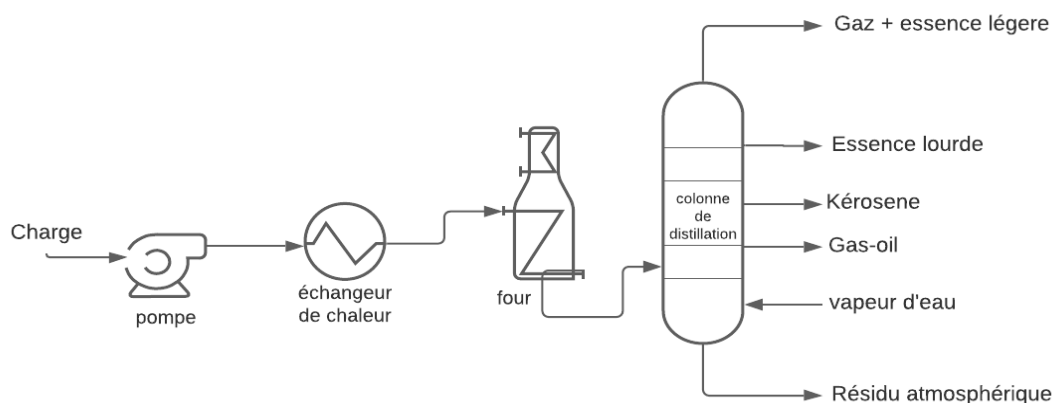


Figure IV.2 : schéma de distillation atmosphérique avec une seule colonne.

6.2. Schéma de distillation atmosphérique avec prédistillation :

Ce type de schéma permet de traiter des pétroles bruts avec une teneur élevée en gaz dissous riche en fractions légères et avec une teneur en soufre 0.5% mass et plus. [21]

▪ Avantages :

- Possibilité de traiter des différents types de brut avec une bonne qualité de fractionnement.
- Une capacité de traitement élevée.
- La séparation des fractions légères de brut au niveau de la colonne de prédistillation permet de soulager le four de la colonne de distillation principale.
- Souplesse d'utilisation.

▪ **Inconvénients :**

- Cette installation nécessite une grande consommation d'énergie.
- Une surconsommation de fuel gaz au niveau du four pour évaporer les fractions lourdes restantes dans le brut étêté à l'entrée de la colonne principale donc le prix de revient va augmenter.
- La complexité de l'unité et le schéma est relativement encombrant.

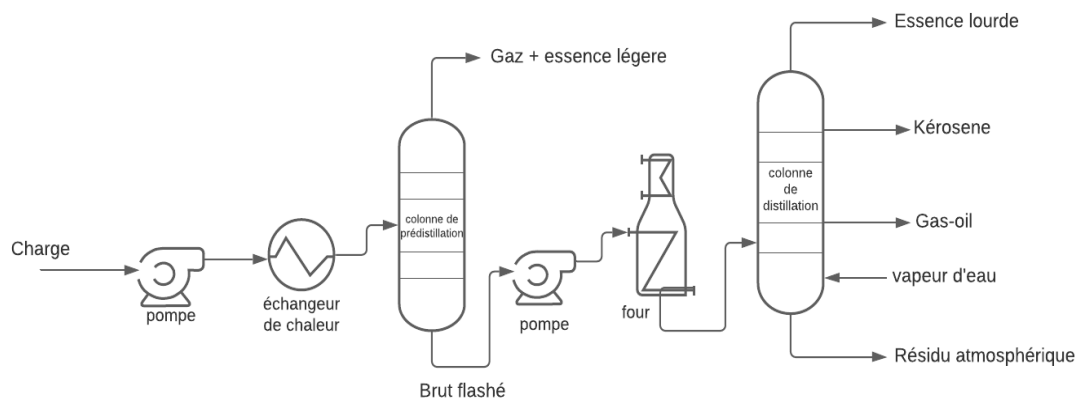


Figure IV.3 : schéma de distillation atmosphérique avec prédistillation.

6.3. Schéma de distillation atmosphérique précédée d'un ballon de flash :

Cette installation permet de traiter des pétroles légers, contenant de gaz dissous jusqu'à 1.5% mass au maximum. Toutefois, il ne peut être employé pour des pétroles bruts riches en composés sulfurés. [21]

▪ **Avantages :**

- Une grande capacité de traitement.
- L'évaporation préalable des essences légères permet de soulager le four et diminuer la consommation en fuel gaz.
- Absence de la pression exagérée au niveau du système pompe – four.

▪ **Inconvénients :**

- La complexité de l'unité.
- L'impossibilité de traiter des pétroles bruts très sulfureux.
- La variation de la teneur en fractions légères provoque une mauvaise marche de la colonne.

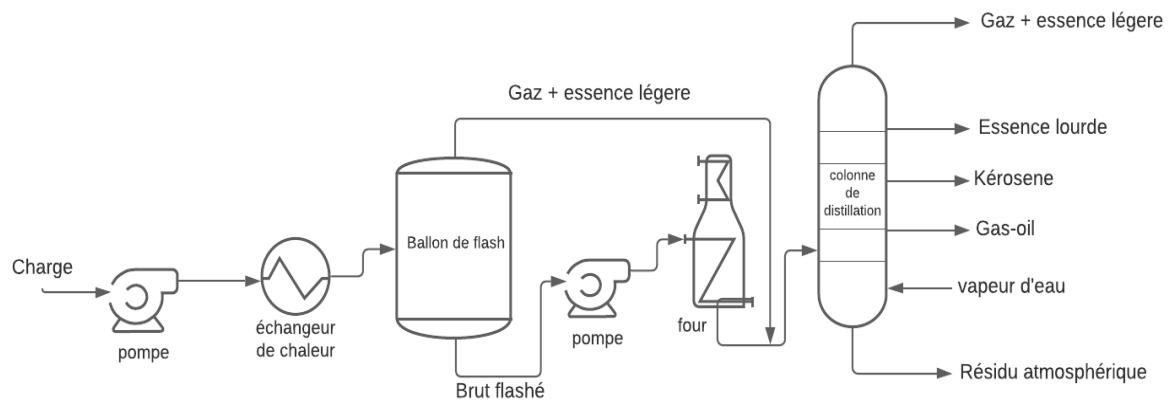


Figure IV.4 : schéma de distillation atmosphérique avec évaporation préalable.

6.4. Schéma de distillation atmosphérique avec une double condensation en tête de la colonne : [22]

La double condensation en tête de colonne s'effectue comme suit :

- La première condensation se fait par mélange de chaleur avec le brut et ne condense que la quantité de produit (Naphta) strictement nécessaire en reflux. Le reflux est alors chaud et éloigné de la température de condensation de la vapeur d'eau. Les problèmes de corrosion sont mieux maîtrisés.
- La seconde condensation s'effectue entre l'air ou de l'eau de refroidissement, le naphta produit et les eaux acides sont récupérés séparément après décantation.

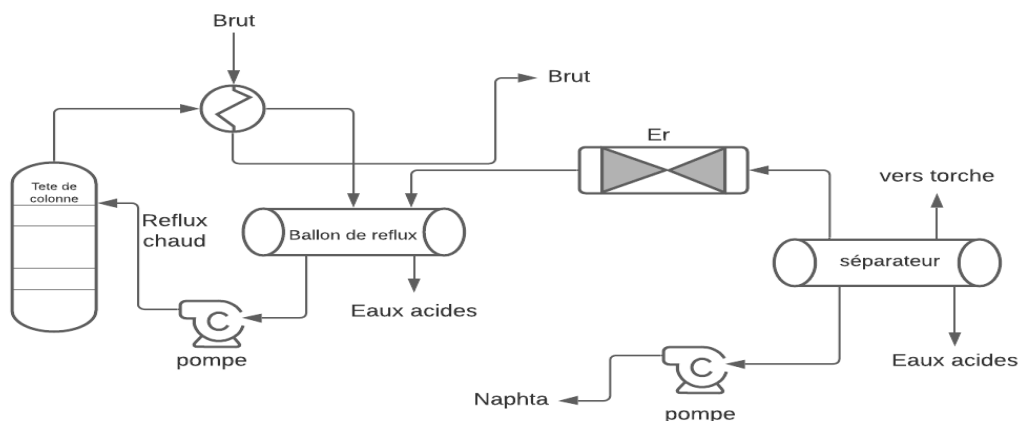


Figure IV.5 : schéma de distillation atmosphérique avec une double condensation en tête de la colonne.

Chapitre v :

**Description de l'unité de la
distillation atmosphérique**

V.1. Objectif de l'unité :

L'objectif de l'unité de distillation atmosphérique est la séparation primaire du pétrole brut afin de produire des mélanges directs de distillats (après procédés de traitement appropriés en aval) et des produits d'alimentation pour d'autres unités de traitement en aval.

V.2. Description détaillée de l'unité :**2.1. Charge en brut et train de préchauffage I :**

Le pétrole brut provenant d'un stockage extérieur est reçu à la limite de zone de l'usine ADU à la pression atmosphérique et à 27°C. Le brut est pompé vers le dessaleur sous contrôle de la pression.

Le train de préchauffage du brut I désigne la section avant le dessaleur. Il se compose d'échangeurs de tête brut/colonne de prévaporisation 100-E-501 A/B et d'échangeurs brut/RC haut 100-E-101 A-F. Le flux de brut est préchauffé jusqu'à une température de 100-105°C par les vapeurs de tête de prévaporisation et le RC haut respectivement. Le brut préchauffé est envoyé au dessaleur afin d'enlever des sels et de l'eau.

2.2. Train de préchauffage du brut II :

Le train de préchauffage du brut II désigne la section entre le dessaleur et le ballon de prévaporisation (100-D-102). Cette section comprend des échangeurs brut/RC intermédiaire (100-E-102 A/B/C). Dans cette section, la température de préchauffage du brut atteinte est d'environ 133°C en amont de la vanne de réglage. Le brut préchauffé est envoyé vers le ballon de prévaporisation.

2.3. Dessaleur :

La cuve de dessalage (100-M-101) est prévue pour enlever des sels et de l'eau du pétrole brut jusqu'au niveau souhaité. Le principe de l'opération de dessalage nécessite de mélanger l'eau de lavage préchauffée et le brut préchauffé dans un robinet mélangeur et d'extraire les impuretés. Le mélange eau/brut est ensuite décomposé par coalescence dans un champ électrique haute tension, puis séparé dans le dessaleur.

Une quantité suffisante d'eau est mélangée au brut en amont du dessaleur afin de dissoudre les sels présents dans le brut. Le mélange du brut et de l'eau est amélioré au moyen de robinets mélangeurs situés à l'entrée du dessaleur.

Le dessaleur est doté de réseaux électriques et d'électrodes créant un champ électrique à l'intérieur de la cuve. Ce champ électrique provoque la coalescence des gouttelettes d'eau afin de créer des gouttelettes plus grandes. Par conséquent, le pétrole brut dessalé flotte sur le haut de la cuve, tandis que l'eau salée décante vers le fond. La phase grasse (brut traité) obtenue en haut du dessaleur est envoyée vers le train de préchauffage du brut II pour la suite du traitement. La phase aqueuse riche en sels issue du dessaleur est retirée et envoyée à l'usine de traitement des effluents après refroidissement jusqu'à 40°C.

Pour favoriser le rendement de déshydratation et améliorer la teneur en huile dans l'effluent d'eau, un produit chimique désémulsifiant est injecté.

2.4. Ballon de prévaporisation :

Le ballon de prévaporisation est une cuve verticale, fonctionnant à une pression fixe de 3,8 kg/cm²g, (les vapeurs vaporisées sont dirigées vers l'entrée de la colonne de prévaporisation). Le liquide séparé dans le ballon de prévaporisation est pompé par les pompes de brut prévaporisé (100-P-152 A/B) vers le train de préchauffage de brut III.

2.5. Section de prévaporisation :

Le brut chauffé et partiellement vaporisé pénètre dans la colonne de prévaporisation avec la vapeur prévaporisée provenant du ballon de prévaporisation (100-D-102). Le brut préchauffé entre au-dessus du plateau 6. La vapeur MP est utilisée comme vapeur de distillation.

2.5.1. Circuit de tête de la colonne de prévaporisation :

Le système de tête de la colonne de prévaporisation comprend des échangeurs brut/de prévaporisation de tête 100-E-501 A/B, un refroidisseur à air de tête de colonne de prévaporisation (100-EA-501) et un ballon de reflux de colonne de prévaporisation (100-D-501). Le système est conçu pour une condensation complète de la vapeur de tête.

Le ballon de reflux de la colonne de prévaporisation (100-D-501) assure la séparation de la vapeur, des hydrocarbures et de l'eau.

L'eau acide séparée dans le ballon de reflux de la colonne de prévaporisation (100-D-501) est dirigée vers l'unité de rectification de l'eau acide.

Les hydrocarbures totaux provenant du ballon de reflux de la colonne de prévaporisation (100-D-501) sont pompés vers le débutaniseur (100-C-104) où le GPL et le naphta non stabilisé sont récupérés.

2.5.2. Train de préchauffage du brut IV :

Le préchauffage de produit de fond de colonne de prévaporisation est d'abord accompli dans l'échangeur brut prévaporisé/gazole léger rectifié (100-E-502) suivi dans les échangeurs brut prévaporisé/RC bas (100-E-503 A/B) et dans l'échangeur brut prévaporisé/RCO (100-E-504 A/B). La température du brut provenant du train de préchauffage IV est d'environ 213 – 221°C. Le brut préchauffé est dirigé vers le réchauffeur atmosphérique (100-F-501).

2.6. Réchauffeur atmosphérique

Le brut préchauffé est encore chauffé et partiellement vaporisé dans le réchauffeur atmosphérique (100-F-501). La température de design de sortie du réchauffeur pour le brut RA1G est d'environ 346 - 352°C.

La vapeur BP sera surchauffée dans la section de convection et sera utilisée comme vapeur de distillation dans la colonne de distillation atm (100-C-101), le rectificateur de gazole léger (100-C-102C) et le rectificateur de gazole lourd (100-C-103C).

2.7. Colonne atmosphérique :

Le brut chauffé et partiellement vaporisé provenant du réchauffeur (100-F-501) pénètre dans la colonne atmosphérique (100-C-101). L'alimentation en brut pénètre dans la zone de détente au-dessus du plateau 6. La colonne atmosphérique possède 49 plateaux, dont 6 se trouvent dans la section de distillation inférieure de la colonne. La vapeur BP surchauffée provenant de 100-F-501 est utilisée comme vapeur de distillation.

Elle possède quatre soutirages latéraux, à savoir le kérosène I, le kérosène II, le gazole léger et le gazole lourd, qui sont tous recueillis au moyen de strippers de coupe latérale. La colonne possède également trois reflux circulants (RC) pour la récupération de chaleur, à savoir le RC haut, le RC intermédiaire et le RC bas. Le RCO provenant du fond est extrait et acheminé comme alimentation chaude du craquage catalytique des fluides résiduels ou du stockage hors de la limite de zone après récupération de chaleur.

2.7.1. Circuit de tête de la colonne atmosphérique :

Le système de tête de la colonne atmosphérique comprend un aéroréfrigérant (100-EA-102) et un accumulateur de tête (100-D-101). Le système est conçu pour une condensation complète de la vapeur de tête. Les effluents provenant de l'aéroréfrigérant sont acheminés jusqu'à l'accumulateur de tête afin de séparer la vapeur, les hydrocarbures et l'eau.

L'eau acide séparée dans l'accumulateur de tête (100-D-101) est dirigée vers l'unité de rectification de l'eau acide.

Les hydrocarbures totaux provenant de l'accumulateur (100-D-101) sont pompés par les pompes d'alimentation du débutaniseur 100-P-158 A/B, puis mélangés avec le naphta stabilisé avant d'être refroidis et envoyés vers le NHT ou le stockage.

2.7.2. Rectification et refroidissement des produits de la colonne atmosphérique :

Un épuisement de coupe latérale des produits de la colonne atmosphérique (100-C-101) est prévu pour les quatre soutirages latéraux, à savoir le kérosène I, le kérosène II, le gazole léger et le gazole lourd.

De plus, des installations d'élimination de l'humidité sous vide sont prévues pour les produits gazole léger et gazole lourd. Des strippers de coupe latérale et des sécheurs sous vide sont empilés dans deux colonnes.

Le stripper de coupe latérale de kérosène I est une colonne de chauffage où le produit RCO chaud est utilisé comme moyen de chauffage. Le kéro I est refroidi dans l'échangeur aéroréfrigéré (100-EA-103) et le refroidisseur (100-E-112).

Le stripper de coupe latérale kérosène II est également une colonne de chauffage (employant le RCO comme moyen de chauffage. Le kérosène rectifié est introduit dans l'échangeur brut/produit kéro (100-E-103) pour récupération de chaleur. Le produit kéro est ensuite refroidi par des échangeurs aéroréfrigérés (100-EA-104) et un refroidisseur (100-E-113). Après refroidissement, le produit kérosène II est mélangé au produit kérosène I et dirigé vers la section de traitement du kérosène.

Le stripper de coupe latérale de gazole léger est une colonne de distillation à la vapeur (100-C-102C) utilisant la vapeur BP surchauffée provenant de 100-F-501.

Le gazole léger rectifié est soutiré du bas du stripper et divisé en 2 flux pour être refroidi : un flux dirigé sous contrôle du débit vers les échangeurs brut/gazole léger (100-E-105 A/B) et le reste vers les échangeurs brut prévaporisé/gazole léger rectifié (100-E-502). Le gazole léger est ensuite mélangé et alimente la colonne de séchage de gazole léger (100-C-102B) pour éliminer l'humidité et les hydrocarbures légers du gazole léger.

La tête de la colonne de séchage du gazole léger est mélangée avec la tête de la colonne de séchage du gazole lourd, puis dirigée vers le système de vide.

Le produit gazole léger séché est soutiré du bas du sécheur de gazole léger (100-C-102B) et pompé vers le stockage hors de la limite de zone avant d'être refroidi ensuite dans l'échangeur naphta léger instable/gazole léger (100-E-120).

Le stripper de coupe latérale de gazole lourd est également une colonne de distillation à la vapeur (100-C-103C) utilisant la vapeur BP surchauffée provenant de 100-F-501. Le gazole lourd rectifié est soutiré du bas du stripper et refroidi dans l'échangeur brut/gazole lourd (100-E-104), puis alimente la colonne de séchage de gazole lourd (100-C-103B) pour éliminer l'humidité et les hydrocarbures légers du gazole lourd.

La tête de la colonne de séchage de gazole lourd (100-C-103B) est condensée avec la tête du sécheur de gazole léger dans le refroidisseur de tête de sécheur de gazole (100-E-111). Le flux combiné est dirigé vers le collecteur de condensats (100-D-105). Le collecteur de condensats est relié au système de vide de l'éjecteur à deux étages 100-M-154.

Le produit gazole lourd séché est soutiré du bas du sécheur de gazole lourd (100-C-103B) et pompé, puis mélangé au RCO (destination finale paragraphe suivant).

Le pétrole brut réduit (RCO) provenant de la section de rectification de la colonne atmosphérique (100-C-101) est soutiré par des pompes de RCO.

Une coupe latérale de RCO chaud est utilisée comme charge pour le réchauffeur de rectification de kéro I (100-E-110). Une autre coupe latérale de RCO chaud est utilisée comme charge pour le réchauffeur de rectification de kéro II (100-E-117) et est envoyée vers l'échangeur brut/RCO (100-E-107 A/B) et l'échangeur brut prévaporisé/RCO (100-E-504 A/B). Le RCO restant est ensuite mélangé au gazole lourd refroidi provenant de 100-P-109A/B. Le RCO et le gazole lourd sont mélangés et encore refroidis dans des refroidisseurs à air de RCO (100-EA-107 A/B), puis ce flux combiné de RCO et de gazole lourd est dirigé vers :

- L'unité de craquage catalytique des fluides résiduels à 157°C.
- Le stockage hors de la limite de zone à 85°C.

2.8. Reflux circulants de la colonne de brut

La colonne de brut dispose de trois reflux circulants (RC) afin d'optimiser la circulation interne vapeur-liquide et la récupération de chaleur.

- **RC haut :**

Le RC haut est soutiré du plateau n°45 et envoyé vers les échangeurs brut/CR haut (100-E-101 A-F). Il est ensuite refroidi par un refroidisseur à air de RC haut (100-EA-101), puis dirigé vers le haut de la colonne (plateau n°49). Le RC permet de maintenir la température de tête de 100-C-101 au niveau requis.

- **RC intermédiaire :**

Le RC intermédiaire est soutiré du plateau n°34 et envoyé vers les échangeurs brut/RC intermédiaire (100-E-102 A/B/C) pour récupération de chaleur. Il est ensuite acheminé vers la colonne atm sur le plateau n°36.

- **RC bas :**

Le RC bas est extrait du plateau n°18 avec le flux de soutirage de gazole lourd vers le stripper (100-C-102 C).

Le RC bas est divisé en trois flux pour récupération de chaleur avant d'être renvoyé vers la colonne atmosphérique (100-C-101) sur le plateau n°20 :

- Un premier flux est envoyé vers le réchauffeur de débutanisation.
- Un deuxième flux est envoyé vers l'échangeur brut/RC bas (100-E-106).
- Le flux de RC bas restant est envoyé vers l'échangeur brut/RC bas.

2.9. Colonne de débutanisation/stabilisateur de naphta :

Le naphta non stabilisé provenant du ballon de tête de la colonne de prévaporisation est préchauffé avec les fonds du stabilisateur dans les échangeurs (100-E-119), puis alimente la colonne de débutanisation.

Les produits de tête sont condensés dans le refroidisseur à air I (100-EA-108A) et II (100-EA-108B) avant d'être dirigés vers le ballon de reflux du débutaniseur.

L'eau présente dans les produits de tête est séparée dans le ballon de reflux du débutaniseur (100-D-103) et envoyée vers l'unité de rectification de l'eau acide.

Le GPL provenant de 100-D-103 est pompé vers l'unité d'usine de gaz (unité n°300) via le refroidisseur de produit GPL 100-E-123.

Le produit naphta stabilisé provenant du bas de la colonne de stabilisation est soutiré et refroidi dans les échangeurs naphta non stabilisé/naphta stabilisé (100-E-119), puis mélangé avec le naphta lourd provenant de l'accumulateur de tête de la colonne atmosphérique.

Le naphta stabilisé est encore refroidi dans l'aéroréfrigérant (100-EA-151) et le refroidisseur (100-E-163) jusqu'à une température de 38°C.

Le flux combiné de naphta stabilisé et de naphta lourd est dirigé vers :

- L'alimentation du MS block vers le réservoir tampon NHT.
- Le stockage hors de la limite de zone de naphta direct.

2.10. Section de traitement du kérosène :

La section de traitement du kérosène comprend deux unités similaires de capacités différentes et est conçue pour éliminer les mercaptans par le caustique afin de répondre aux spécifications du carburant pour avion à réaction.

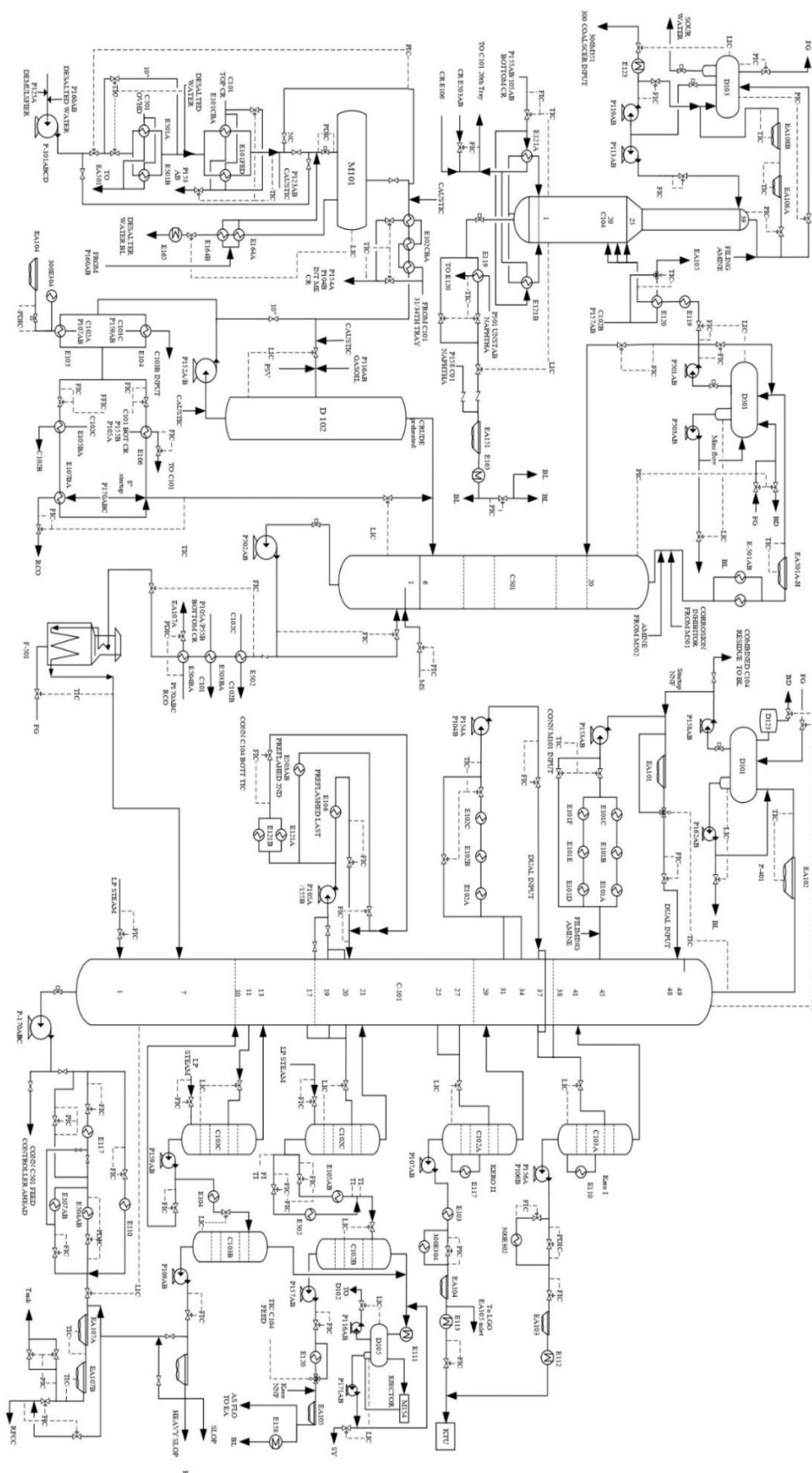


Figure V.1: schéma de l'unité de distillation atmosphérique (U-100)

OVERVIEW FOR 360MTPA ADU (100#)

Chapitre VI :

Partie calcul

VI.1. Données de base :**1.1. Caractéristiques physico-chimiques du pétrole brut et ses fractions :****Tableau VI.1 :** caractéristiques physico-chimiques du pétrole brut.

Caractéristiques	Valeurs
Densité à 20 °C (g/cm ³)	0.7945
Densité à 15 °C (g/cm ³)	0.7983
Spgr 60°F/60°F	0.7991
°API	45.6
Viscosité cinématique à 37.8 °C/ 100°F (cSt)	2.713
Tension de vapeur Reid a 37.8°C (KPa)	63.4
Teneur en eau	Nulle
Point d'éclair (°C)	< -4.1
Point de congélation (°C)	-42
Teneur en soufre (% Poids)	0.0635
Facteur de caractérisation Kuop	12.35
Poids moléculaire (g/mole)	204
Pouvoir calorifique PCS (cal/g)	10820

Tableau VI.2 : chromatographie en phase gazeuse des légers.

Constituants	% massique
C ₂ H ₆	0.011
C ₃ H ₈	0.422
i-C ₄ H ₁₀	0.513
n-C ₄ H ₁₀	2.496
i-C ₅ H ₁₂	0.238
n-C ₅ H ₁₂	0.02
Totale	3.7

Tableau VI.3 : caractéristiques des naphtas.

Coupes	Naphta léger PI – 140 °C	Naphta lourd 140 – 170 °C
Rendement sur le brut (% Poids)	22.9	7.3
Masse volumique à 15 °C (g/cm ³)	0.7016	0.7659
°API	70.0	53.1
Indice de réfraction à 20 °C	1.3938	1.4273
TVR à 37.8 °C (KPa)	47.2	3.6
Kuop	12.33	11.93

Tableau VI.4 : caractéristiques des kérosènes.

Coupes	Kérosène léger 170 - 210 °C	Kérosène lourd 210 – 250 °C
Rendement sur brut (% Poids)	7.7	8.4
Masse volumique à 15 °C (g/cm ³)		
°API	0.7849	0.8077
Indice de réfraction à 20 °C	48.6	43.5
Viscosité cinématique à 20 °C	1.4374	1.4502
(cSt)	1.513	2.425
Point d'éclair, vase fermé (°C)	62.9	90.9
Point d'aniline (°C)	61.83	68.23
Point de disparition des cristaux	-49.9	-52.0
(°C)	44.2	77.4
Teneur en soufre (% Poids)	11.95	11.94
Kuop	11143.1	11127.1
Pouvoir calorifique PCS (Kcal/Kg)		

Tableau VI.5 : caractéristiques du gasoil.

Coupe	Gasoil 250 – 360 °C
Rendement sur brut (% Poids)	19.9
Masse volumique à 15 °C (g/cm ³)	0.8385
°API	37.001
Indice de réfraction à 20 °C	1.4668
Viscosité cinématique à 20 °C (cSt)	6.627
Indice de cétane	59.6
Point de trouble (°C)	-9
Point de congélation (°C)	-15
Pouvoir calorifique PCS (Kcal/Kg)	11008.1
Teneur en soufre (% Poids)	0.0652
Kuop	12.05

Tableau VI.6 : caractéristiques du résidu.

Coupes	R360 °C+
Rendement sur brut (% Poids)	30.1
Masse volumique à 15 °C (g/cm ³)	0.9054
°API	24.63
Viscosité cinématique à 98.9 °C (cSt)	13.73
Point d'écoulement (°C)	21
Point de congélation (°C)	18
Pouvoir calorifique PCS (Kcal/Kg)	10904.6
Kuop	12.14
Teneur en asphaltènes	< 0.05
Teneur en cendres	0.001
Teneur en soufre (% Poids)	0.205
Teneur en résidu de carbone (% Poids)	2.9

1.2. Tracé des courbes TBP et de flash :

1.2.1. Tracé des courbes TBP :

- La courbe TBP du pétrole brut est tracée selon le tableau du TBP en fonction de la température et le rendement. (Annexe II)
- Pour tracer la courbe TBP de chaque fraction il est nécessaire de diviser la courbe TBP du pétrole brut en nombre de fractions exigées et de résidu selon leur température d'ébullition et leur rendement.
- On porte chaque fraction sur une grande échelle.

1.2.2. Tracé des courbes de flash à pression atmosphérique :

Pour tracer la courbe de flash du pétrole brut et ses fractions on utilise la méthode d'Obryadtchikov-Simidovitch pour les fractions légères et la méthode Nelson-Harvey pour les fractions lourdes et le résidu.

a. Méthode d'Obryadtchikov-Simidovitch :

- On détermine la pente de la courbe T.B.P:

$$\text{tg}_{\alpha}^{\text{T.B.P}} = \frac{t_{70\%}^{\text{TBP}} - t_{10\%}^{\text{TBP}}}{60}$$

- On détermine la température de 50% distillé d'après la courbe TBP en °C.
- On utilise le graphe d'Obryadtchikov-Simidovitch, on trouve la pente de la courbe TBP d'un pétrole ou d'un produit pétrolier. À travers cette valeur, on trace une ligne verticale jusqu'à l'intersection avec la courbe de $t_{50\%}$ (a, b). À partir des points a et b, on trace les lignes horizontales, ces dernières coupent l'axe des ordonnées et on obtient le point initial PI et le point final de la courbe de flash PF. On les reporte sur les coordonnées de la courbe TBP. À travers ces deux points, on trace la courbe de flash à pression atmosphérique.

(Annexe I)

b. Méthode de Nelson-Harvey :

- On détermine la pente de la courbe T.B.P:

$$\text{tg}_{\alpha}^{\text{T.B.P}} = \frac{t_{70\%} - t_{10\%}}{60}$$

- On détermine la température de 50% distillé d'après la courbe TBP en °C.
- On utilise le graphe Nelson-Harvey pour déterminer la pente de la courbe de flash en se basant sur la pente de TBP et la courbe des tangentes. (Annexe I)
- On détermine le point initial PI et le point PF comme suit :

$$PI = t_{50\%}^{CF} - 50tg_{\alpha}^{CF}$$

$$PF = t_{50\%}^{CF} + 50tg_{\alpha}^{CF}$$

Les résultats sont portés sur le tableau 7.

Tableau VI.7 : les points initiaux et finaux des CF à pression atmosphérique du pétrole brut, brut flashé et des fractions pétrolières.

Produits	$t_{10\%}^{TBP}$	$t_{50\%}^{TBP}$	$t_{70\%}^{TBP}$	$t_{g\alpha}^{TBP}$	$t_{g\alpha}^{CF}$	$t_{50\%}^{CF}$	PI (°C)	PF (°C)
Pétrole brut	62	249	358.7	4.95	3.45	247	74.5	419.5
Brut flashé	170	323	405	3.92	2.47	308	184.5	431.5
Naphta léger	31.5	92.5	110.7	1.32	-	-	49.5	109.5
Naphta lourd	141.7	155.2	161.8	0.34	-	-	152	157
Kérosène léger	174	187.8	197	0.38	-	-	184.5	189
Kérosène lourd	213.5	228.6	237.2	0.4	-	-	225	230.2
Gasoil	259	306.1	326	1.12	-	-	279.7	317

Remarque :

Le tracé de la courbe de flash pour le pétrole brut et le brut flashé, la méthode utilisée est celle de Nelson-Harvey mais pour la trace de la courbe de flash pour naphta léger, naphta lourd, kérosène léger, kérosène lourd et le gasoil, on utilise la méthode d'Obryadtchikov-Simidovitch.

1.2.3. Tracé des courbes de flash sous diverses pressions :

a. Méthode de PIROOMOV et BEISWENGER :

- L'abscisse du point d'intersection des courbes TBP et CF reste sensiblement la même quelle que soit la pression.
- Si l'on opère assez loin du point critique, les CF sous diverses pressions, sont à peu près parallèles à la CF atmosphérique. Pour cela, on utilise le diagramme de COX et la courbe de flash à la pression atmosphérique. (Annexe I)
- On trace une ligne verticale à travers le point d'intersection de la CF avec la TBP, ensuite la température correspondante au point d'intersection et obtenue d'une atmosphère à la pression donnée d'après le diagramme de COX. La température obtenue est portée sur la ligne verticale et de là, on trace la ligne parallèle à la CF tracée à une atmosphère. Ainsi, on obtient la CF à la pression donnée.

1.3. Détermination des masses moléculaires :

1.3.1. Calcul de la masse moléculaire des fractions pétrolières :

La masse moléculaire des fractions pétrolières est déterminée d'après la formule de Voïnov :

$$M = a + bt_m + ct_m^2$$

Avec :

t_m : température moyenne d'ébullition de la fraction (°C).

$$t_m = \frac{P_i + P_f}{2}$$

P_i : point initial de la fraction (°C).

P_f : point finale de la fraction (°C).

a, b, c : constantes dépendant de la nature chimique de la fraction c'est-à-dire du facteur de caractérisation K_{uop} . (Annexe II)

Le facteur de caractérisation K_{uop} est déterminé par la formule :

$$K_{uop} = 1,216 \frac{\sqrt[3]{t_m}}{\rho_{15}^{15}}$$

t_m : température moyenne d'ébullition de la fraction (°F).

ρ_{15}^{15} : densité à 15 °C.

1.3.2. La masse moléculaire du résidu :

La masse moléculaire du résidu atmosphérique est déterminée d'après la formule de Kraigue :

$$M_{\text{résidu}} = \frac{44,29 \cdot \rho_{15}^{15}}{1,03 - \rho_{15}^{15}}$$

Avec :

ρ_{15}^{15} : densité du résidu à 15 °C.

$$M_{\text{résidu}} = \frac{44,29 \times 0,9054}{1,03 - 0,9054} = 321,83 \text{ g/mole}$$

1.3.3. La masse moléculaire du brut flashé :

$$M = \frac{1}{\sum X_i/M_i}$$

$$M_{\text{BF}} = \frac{1}{\frac{0.073}{130.535} + \frac{0.077}{153.74} + \frac{0.084}{184.46} + \frac{0.199}{254.135} + \frac{0.301}{321.83}} = 309,23 \text{ g/mole}$$

Tableau VI.8 : densités et masse moléculaires des fractions et du brut flashé.

Les fractions	ρ_{15}^{15} (g/cm ³)	K_{uop}	M (g/mole)
Naphta léger	0.7016	12.12	90.94
Naphta lourd	0.7659	11.96	130.535
Kérosène léger	0.7849	11.98	153.74
Kérosène lourd	0.8077	11.97	184.46
Gasoil	0.8385	12.08	254.135
Résidu	0.9054	-	321.83
Brut flashé	0.840	-	309.23

VI.2. Cas de capacité de production du design :

L'unité 100 de distillation atmosphérique de la raffinerie d'Alger traite une capacité de pétrole brut de 3 645 000 t/an. La durée de fonctionnement de l'unité est en moyenne de 333 jours, alors la capacité de l'installation sera égale à :

$$G = \frac{3645000 \times 1000}{333 \times 24}$$

$$G = 456081,0811 \text{ kg/h}$$

2.1. Calcul de la colonne de prédistillation C-501 :

2.1.1. Bilan matière de la colonne de prédistillation C-501 :

Tableau VI.9 : bilan matière de la colonne de prédistillation C-501 (cas de design).

Produits		Rendement par rapport au brut (% mass)	Débit massique (kg/h)
Entrée	Pétrole brut	100	456081.0811
Totale		100	456081.0811
Sortie	Gaz	3.7	16875
	Naphta léger	22.9	104442.5676
	Brut flashé	73.4	334763.5135
Totale		100	456081.0811

2.2.2. Conditions opératoires de fonctionnement de la colonne de prédistillation C-501 :

2.2.2.1. Choix de la Pression dans la colonne de prédistillation :

La pression dans la colonne de prédistillation varie entre 2-4 atm, cette pression dépend de la teneur en essence légère et en gaz et de même de la composition du gaz dissout dans le pétrole vu qu'ils ont une tension de vapeur.

Le pétrole brut entre dans la colonne de prédistillation avec une pression de :

$$\pi_{ZF} = 2.8 \text{ atm}$$

Le nombre de plateaux dans la colonne est 20 plateaux, la répartition de ces plateaux dans la colonne est comme suit :

- Dans la zone de rectification $n_r = 14$.
- Dans la zone d'épuisement $n_e = 6$.

La chute de pression pour chaque plateau (5-8) mm Hg. Soit $\Delta P = 7 \text{ mmHg}$

a. La pression au sommet de la colonne :

$$P_s = \pi_{ZF} - \frac{n_r \cdot \Delta P}{760}$$

$$P_s = 2.8 - \frac{14 \times 7}{760} = 2,67 \text{ atm}$$

b. La pression au fond de la colonne :

$$P_f = \pi_{ZF} + \frac{n_e \cdot \Delta P}{760}$$

$$P_f = 2.8 + \frac{6 \times 7}{760} = 2,86 \text{ atm}$$

2.2.2.2. Régime de température dans la colonne de prédistillation C-501 :

a. Température dans la zone de flash :

La température d'entrée de pétrole brut dans la zone de flash de la colonne d'évaporation est précisée par le taux de vaporisation nécessaire :

$$e_n = \eta_{\text{gaz}} + \eta_{\text{naphta léger}}$$

$$e_n = 0,037 + 0,229 = 0,266$$

Selon le taux de vaporisation et la courbe de flash de brut construite à la pression de la zone de flash $\pi_{ZF} = 2.8 \text{ atm}$ on détermine la température d'entrée comme la température qui correspondent au taux de vaporisation.

On trouve : $t_{ZF} = 216^\circ\text{C}$. (Annexe I)

Maintenant on doit préciser cette température pour les mêmes conditions $\pi_{ZF} = 2.8 \text{ atm}$ et $e_n = 0,266$ par la méthode d'approximation successive.

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

$$\sum x'_i = 1 \quad ; \quad x'_i = \frac{y'_i}{K_i}$$

Avec :

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.

y'_i : concentration molaire du constituant (i) dans la phase vapeur.

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

Pour trouver le K_i des gaz, on fait appel au monogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures SCHEIBEL – JENNY. (Annexe I)

Pour les fractions pétrolières, on utilise la formule suivante : $K_i = \frac{P_i}{\pi}$

Où :

P_i : tension des vapeurs saturées du composant (i).

π : pression du système.

Les résultats sont portés dans le tableau 10.

▪ **Taux de vaporisation :**

$$e = e' \frac{M_v}{M_{ch}}$$

D'où :

M_v : masse moléculaire de la phase vapeur.

M_{ch} : masse moléculaire de la charge.

$$e = 0,529 \times \frac{83.85}{204} = \mathbf{0,217}$$

Tableau VI.10 : calcul du taux de vaporisation molaire dans la zone de flash de la colonne de prédistillation C-501.

Constituants	G_i (kg/h)	T_m (°C)	M_i (g/mole)	$N_i = \frac{G_i}{M_i}$	$\alpha'_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$K_i = \frac{P_i}{\pi}$	$\pi_{ZF} = 2.8 \text{ atm} \quad t_{ZF} = 216 \text{ °C} \quad e' = 0.529$			
							$y'_i = \frac{\alpha'_i}{e' + \frac{1 - e'}{K_i}}$	$x'_i = \frac{y'_i}{K_i}$	$y'_i \cdot M_i$	$X'_i \cdot M_i$
C_2H_6	50.169	-	30	1.6723	0.0007	70	0.0013	0.00002	0.039	6.10^{-4}
C_3H_8	1924.662	-	44	43.7423	0.0174	38	0.0321	0.0008	0.0352	0.0352
i- C_4H_{10}	2339.696	-	58	40.3396	0.016	18	0.0288	0.0016	1.6704	0.0928
n- C_4H_{10}	11383.782	-	58	186.2721	0.0739	15.5	0.1321	0.008	7.6618	0.464
i- C_5H_{12}	1085.473	-	72	15.076	0.0139	9.5	0.024	0.002	1.728	0.144
n- C_5H_{12}	91.216	-	72	1.2669	0.0006	9	0.001	0.0001	0.072	5.184
Naphta léger	104442.5676	76.45	90.94	1148.4778	0.4558	5.54	0.7423	0.134	67.505	12.186
Brut flashé	334763.5135	325.5	309.23	1082.5713	0.4297	0.032	0.0282	0.8812	8.72	272.493
Total	456081.0811	-	-	2519.4183	1.008	-	0.9898	1.02772	87.4314	290.5996

b. Température au sommet de la colonne :

En générale on détermine la température au sommet comme le point final de la courbe de flash de la fraction PI-140 °C tracée à $P_s = 2.67$ atm. (Annexe I)

On trouve : $t_s = 142$ °C.

c. Température dans le fond de la colonne :

D'habitude la température de fond de la colonne de prédistillation est supérieure à celle de la zone de flash de 20-60 °C :

$$t_f = 216 + 40 = 256 \text{ °C}$$

Remarque :

La quantité de reflux froid est égale à (2-4) de la quantité du naphta léger soutirée au sommet de la colonne de prédistillation.

- Le débit massique du reflux froid :

$$G_{rf} = 2 \times G_{\text{naphta léger}}$$

$$G_{rf} = 2 \times 104442.5676 = 208885.1352 \text{ kg/h}$$

2.2.3. Bilan thermique de la colonne de prédistillation C-501 :**2.2.3.1. L'enthalpie des gaz à 142 °C :**

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

L'enthalpie d'un composant d'un gaz est déterminée par la formule suivante :

$$q_i = C_{p_i} \cdot t$$

D'où :

C_{p_i} : c'est la chaleur spécifique d'un composant en kcal/kg.°C. Elle est déterminée d'après les abaques des hydrocarbures.

Tableau VI.11 : détermination des enthalpies des gaz à 142 °C.

Constituants	Cp (kcal/kg. °C)	q _i (Kcal/kg)	y _i	y _i · q _i
C ₂ H ₆	1.05	149.1	0.0029	0.43
C ₃ H ₈	0.91	129.22	0.014	1.81
i-C ₄ H ₁₀	0.79	112.18	0.1386	15.55
n-C ₄ H ₁₀	0.76	107.92	0.6746	72.8
i-C ₅ H ₁₂	0.7	99.4	0.0643	6.39
n-C ₅ H ₁₂	0.68	96.56	0.0054	0.52
Totale	-	-	0.9998	97.5

L'enthalpie des gaz à 142 °C est égale : $q_{\text{gaz}} = 97.5 \text{ kcal/kg}$

2.2.3.2. L'enthalpie des fractions pétrolières :

Les enthalpies des autres produits sont déterminées en fonction de la température et la masse volumique de ses produits soit en utilisant l'abaque général d'enthalpie des fractions pétrolières, soit en utilisant les formules suivantes :

- Pour l'enthalpie liquide :

$$q_t^l = \frac{1}{\sqrt{\rho_{15}^{15}}} \times (0.403t + 0.000405t^2) \quad (\text{Kcal/Kg})$$

Avec :

$$(0.403t + 0.000405t^2) = \alpha \quad (\text{Annexe II})$$

- Pour l'enthalpie vapeur on utilise la formule de Voïnov :

$$q_t^v = (50.2 + 0.109t + 0.00014t^2)(4 - \rho_v^{15}) - 73.8 \quad (\text{Kcal/Kg})$$

Avec :

$$(50.2 + 0.109t + 0.00014t^2) = \beta \quad (\text{Annexe II})$$

Tableau VI.12 : bilan thermique de la colonne de prédistillation C-501 (cas de design).

Produits			Débits (kg/h)	ρ_{15}^{15}	T (°C)	Enthalpie (kcal/kg)		Quantité de chaleur $Q.10^6$ (kcal/h)
						q^l	q^v	
Entrée	Pétrole brut	Vapeur	98969.5946	0.7016	216	-	190.43	18.847
		Liquide	357111.4865	0.8403	216	114.87	-	41.021
	Reflux froid		208885.1352	0.7016	40	20.02	-	4.181
	Courant chaud		G_j	-	360	$q_e^l(1 - e_j^l)$	$q_e^v e_j^v$	$G_j [q_e^l(1 - e_j^l + q_e^v e_j^v)] = K$
Total			$664966.2163 + G_j$	-	-	-	-	$64.049 \times 10^6 + K$
Sortie	Brut flashé		334763.5135	0.8403	256	140.73	-	47.111
	Gaz		16875	-	-	-	97.5	1.645
	Naphta léger		104442.5676	0.7016	142	-	151.15	15.786
	Reflux froid		208885.1352	0.7016	142	-	151.15	31.573
	Courant chaud		G_j	-	256	q_s^l	-	$G_j q_s^l = M$
Total			$664966.2163 + G_j$	-	-	-	-	$96.115 \times 10^6 + M$

2.2.3.3. Calcul de la quantité de la phase vapeur dans la zone de flash :

$$G_v = G_{\text{charge}} \cdot e$$

$$G_v = 456081.0811 \times 0.217 = 98969.5946 \text{ kg/h}$$

2.2.3.4. Calcul de la quantité de la phase liquide dans la zone de flash :

$$G_l = G_{\text{charge}}(1 - e)$$

$$G_l = 456081.0811 \times (1 - 0.217) = 357111.4865 \text{ kg/h}$$

2.2.3.5. Calcul de La masse volumique de la phase liquide :

$$\frac{1}{\rho_{\text{charge}}} = \frac{e}{\rho_v} + \frac{1-e}{\rho_l}$$

$$\frac{1}{0.7983} = \frac{0.266}{0.7016} + \frac{1-0.266}{\rho_l} \quad \text{Donc : } \rho_l = \mathbf{0.8403}$$

2.2.3.6. Détermination du taux de vaporisation au courant chaud :

En fonction de la température d'entrée du courant chaud $t = 360^\circ\text{C}$ et la courbe de flash du brut flashé tracée à la pression au fond de la colonne, on détermine le taux de vaporisation. (Annexe I)

Donc à partir du courbe de flash du brut flashé tracée à $P_f = 2.86 \text{ atm}$, on trouve :

$$e_j = \mathbf{0.507}$$

2.2.3.7. Détermination de la densité de la phase vapeur et la phase liquide du courant chaud :

On détermine la densité de la phase liquide du courant chaud à partir de la courbe de la densité pour une fraction non vaporisée $(1 - e_j)$.

$$1 - e_j = 1 - 0.507 = 0.493$$

Donc : $\rho_l = \mathbf{0.81}$

La densité de la phase vapeur est calculée par la formule suivante :

$$\frac{1}{\rho_{\text{BF}}} = \frac{e_j}{\rho_j^v} + \frac{1-e_j}{\rho_j^l}$$

Avec :

ρ_{BF} : densité de brut flashé.

ρ_j^v : densité de la phase vapeur.

ρ_j^l : densité de la phase liquide.

$$\frac{1}{0.8403} = \frac{0.507}{\rho_j^v} + \frac{0.493}{0.81}$$

$$\rho_j^v = \mathbf{0.872}$$

2.2.3.8. Détermination des enthalpies des vapeurs et du liquide du courant chaud :

En utilisant les formules donnant les enthalpies en fonction des densités et des températures, on trouve :

$$q_e^l \text{ à } 360^\circ\text{C} = 214.906 \text{ kcal/kg}$$

$$q_e^v \text{ à } 360^\circ\text{C} = 262.7728 \text{ kcal/kg}$$

$$q_s^l \text{ à } 256^\circ\text{C} = 140.725 \text{ kcal/kg}$$

2.2.3.9. Détermination de débit du courant chaud :

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

Alors :

$$65,738.10^6 + K = 96,115.10^6 + M$$

$$K - M = (96,115 - 65,738).10^6.$$

$$\Delta Q = 30,377.10^6 \text{ kcal/h}$$

Donc :

$$G_j [q_e^l(1 - e_j^l) + q_e^v e_j^v - q_s^l] = 30,377.10^6 \text{ kcal/h}$$

$$G_j = \frac{30,377.10^6}{q_e^l(1 - e_j^l) + q_e^v e_j^v - q_s^l}$$

$$G_j = \frac{30,377.10^6}{214.906(1 - 0.507) + 262.7728 \times 0.507 - 140.725}$$

$$G_j = 308554.2334 \text{ kg/h}$$

2.2. Calcul de la colonne de distillation principale C-101 :

2.2.1. Bilan matière de la colonne de distillation principale C-101 :

Tableau VI.13 : bilan matière de la colonne de distillation principale C-101.

Produits		Rendement par rapport au brut (% mass)	Rendement par rapport au brut flashé (% mass)	Débit massique (kg/h)
Entrée	Brut flashé	73.4	100	334763.5135
Totale		73.4	100	334763.5135
Sortie	Naphta lourd	7.3	9.95	33293.9189
	Kérosène léger	7.7	10.49	35118.2432
	Kérosène lourd	8.4	11.44	38310.8108
	Gasoil	19.9	27.11	90760.1352
	Résidu	30.1	41.01	137280.4054
Totale		73.4	100	334763.5135

2.2.2. Conditions opératoires de fonctionnement de la colonne de distillation C-101 :

2.2.2.1. Pression dans la zone de flash :

Cette pression est égale à la pression du sommet de la colonne de prédistillation moins les pertes de charge dans la conduite d'alimentation de la colonne de fractionnement c'est-à-dire : $\pi_{ZF} = P_{s.c.pré} - \Delta P$

ΔP : pour la conduite est calculée d'après la formule suivante :

$$\Delta P = \rho \cdot g \cdot h = 53,2 \text{ mmHg}$$

Avec :

ρ : densité de la fraction.

h : hauteur de la conduite.

g : accélération de gravité.

$$\pi_{ZF} = 2.67 \times 760 - 53.2$$

$$\pi_{ZF} = 1976 \text{ mmHg} = 2.6 \text{ atm}$$

2.2.2.2. Pression au fond de la colonne :

$$P_f = \pi_{ZF} + \frac{n_e \cdot \Delta P}{760}$$

Avec :

n_e : Nombre de plateaux dans la zone d'épuisement.

$$P_f = 2.6 + \frac{6 \times 7}{760} = 2.66 \text{ atm}$$

2.2.2.3. Quantité de la vapeur d'eau au fond de la colonne :

En pratique, la quantité de vapeur d'eau pour la colonne atmosphérique varie entre 1,2 - 4 % massiques par rapport au brut flashé. Cette quantité d'eau injectée en fond de tour est nécessaire pour revaporiser une partie du produit de fond de colonne qui est limitée généralement à 4 % par rapport au brut flashé.

Supposant que : $Z_f = 1.5 \%$

Donc :

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

$$Z_{ve.f} = 0.015 \times 334763.5135 = 5021.4527 \text{ kg/h}$$

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

$$N_{ve.f} = \frac{5021.4527}{18} = 278.97 \text{ kmole/h}$$

2.2.2.4. Quantité de la vapeur d'eau dans le stripper du gasoil :

La quantité de vapeur d'eau injectée dans les strippers varie entre 1 et 2 % massique par rapport à la quantité de la fraction soutirée.

Supposant que : $Z_g = 2 \%$

- Le débit massique de la vapeur d'eau injectée en fond du stripper du gasoil :

$$Z_{ve.g} = 0.02 \times 90760.1352 = \mathbf{1815.20 \text{ kg/h}}$$

- Le débit molaire de la vapeur d'eau injectée en fond du stripper du gasoil :

$$N_{ve.g} = \frac{1815.20}{18} = \mathbf{100.84 \text{ kmole/h}}$$

2.2.2.5. Quantité de la vapeur d'eau totale dans la colonne :

- Le débit massique de la vapeur d'eau totale injectée dans la colonne :

$$G_{ve} = Z_{ve.f} + Z_{ve.g}$$

$$G_{ve} = 5021.4527 + 1815.20 = \mathbf{6836.6527 \text{ kg/h}}$$

- Le débit molaire de la vapeur d'eau totale injectée dans la colonne :

$$N_{ve} = N_{ve.f} + N_{ve.g}$$

$$N_{ve} = 278.97 + 100.84 = \mathbf{379.81 \text{ kmole/h}}$$

Remarque : on n'injecte pas de la vapeur d'eau dans le stripper de kérosène, car le stripping à ce niveau, est réalisé à l'aide de rebouilleur.

2.2.2.6. Régime de température dans la colonne de distillation :

a. Température dans la zone de flash :

La température de la zone de flash de la colonne de fractionnement est déterminée en fonction du taux de vaporisation et la courbe de flash du brut flashé tracée à la pression partielle des hydrocarbures dans la zone de flash P_e^{ZF} . (Annexe I)

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

$$P_e^{ZF} = \pi_{ZF} \cdot \frac{N_V}{N_V + N_{ve}}$$

D'où :

P_e^{ZF} : pression partielle des hydrocarbures dans la zone de flash.

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

N_V : nombres de kilomoles d'hydrocarbures par heure qui traversent la zone de flash vers le sommet de la colonne.

$$N_V = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{gasoil}}$$

$$N_V = \frac{G_{\text{naphta lourd}}}{M_{\text{naphta lourd}}} + \frac{G_{\text{kérosène léger}}}{M_{\text{kérosène léger}}} + \frac{G_{\text{kérosène lourd}}}{M_{\text{kérosène lourd}}} + \frac{G_{\text{gasoil}}}{M_{\text{gasoil}}}$$

$$N_V = \frac{33293.9189}{130.535} + \frac{35118.2432}{153.74} + \frac{38310.8108}{184.46} + \frac{90760.1352}{254.135} = 1048.31 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$P_e^{\text{ZF}} = 2,6 \times \frac{1048,31}{1048,31 + 379,81} = \mathbf{1.91 \text{ atm}}$$

▪ **Le Taux de vaporisation nécessaire e_n du brut flashé :**

$$e_n = e_{\text{naphta lourd}} + e_{\text{kérosène léger}} + e_{\text{kérosène lourd}} + e_{\text{gasoil}}$$

$$e_n = 0.0995 + 0.1049 + 0.1144 + 0.2711 = \mathbf{0.5899}$$

Selon le taux de vaporisation et la courbe de flash du brut flashé tracée à la pression

$P_e^{\text{ZF}} = 1.91 \text{ atm}$, on trouve : $t_{\text{ZF}} = \mathbf{360^\circ\text{C}}$.

Maintenant on doit préciser cette température pour les mêmes conditions $\pi_{\text{ZF}} =$

2.6 atm et $e_n = 0,5899$ par la méthode d'approximations successives.

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

$$\sum x'_i = 1 \quad ; \quad x'_i = \frac{y'_i}{K_i}$$

Les résultats sont portés dans le tableau 14.

▪ **Taux de vaporisation :**

$$e = e' \frac{M_v}{M_{\text{ch}}}$$

D'où :

M_v : masse moléculaire de la phase vapeur.

M_{ch} : masse moléculaire du brut flashé.

$$e = 0,6229 \times \frac{188.38}{309.23} = \mathbf{0.38}$$

Tableau VI.14 : calcul du taux de vaporisation molaire dans la zone de flash de la colonne de distillation principale C-101.

Constituants	G_i (kg/h)	T_m (°C)	M_i (g/mole)	$N_i = \frac{G_i}{M_i}$	$\alpha'_i = \frac{N_i}{\sum N_i}$	$K_i = \frac{P_i}{\pi}$	$\pi_{ZF} = 2.6 \text{ atm} \quad t_{ZF} = 360^\circ \text{C}$ $e' = 0.6299$			
							$y'_i = \frac{\alpha'_i}{e' + \frac{1 - e'}{K_i}}$	$x'_i = \frac{y'_i}{K_i}$	$y'_i \cdot M_i$	$x'_i \cdot M_i$
Naphta lourd	33293.9189	155	130.535	255.057	0.1729	13.46	0.2630	0.0195	34.33	2.54
Kérosène léger	35118.2432	190	153.74	228.426	0.1549	8.08	0.2292	0.0284	35.24	4.37
Kérosène lourd	38310.8108	230	184.46	207.692	0.1408	4.615	0.1983	0.0430	36.58	7.93
Gasoil	90760.1352	305	254.135	357.134	0.2421	1.15	0.2544	0.2212	64.65	56.21
Résidu	137280.4054	435.5	321.83	426.562	0.2892	0.08	0.0550	0.6875	17.70	221.26
Total	334763.5135	-	-	1474.871	0.9999	-	0.9999	0.9996	187.9	292.31

b. Température au sommet de la colonne :

Cette température est déterminée en fonction de la pression partielle du naphta lourde au sommet de la colonne et cette dernière est déterminée en fonction de la quantité de reflux froid.

- **La quantité de reflux froid :**

Cette quantité est égale à (1.5-3) de la quantité du naphta lourde soutirée au sommet.

- Le débit massique du reflux froid :

$$G_{rf} = 1.5 \times G_{\text{naphta lourd}}$$

$$G_{rf} = 1.5 \times 33293.9189 = \mathbf{49940.878 \text{ Kg / h}}$$

- Le débit molaire du reflux froid :

$$N_{rf} = \frac{G_{rf}}{M_{\text{naphta lourd}}}$$

$$N_{rf} = \frac{49940.88}{130.535} = \mathbf{382.586 \text{ Kmol/h}}$$

- **La pression partielle des vapeurs de naphta lourd au sommet de colonne**

$$P_e^{\text{naphta lourde}} = \pi_s \cdot \frac{N_{\text{naphta lourd}} + N_{rf}}{N_{\text{naphta lourd}} + N_{rf} + N_{ve}}$$

$$\pi_s = \pi_{ZF} - \frac{n \cdot \Delta p}{760}$$

$P_e^{\text{naphta lourd}}$: la pression partielle des vapeurs de naphta lourd au sommet de la colonne.

π_s : la pression de service au sommet de la colonne.

N_{ve} : la quantité de vapeur d'eau injectée au fond de la colonne et dans le stripper du gasoil.

n : nombre de plateau dans la zone de rectification de la colonne ($n_r = 43$).

ΔP : chute de pression pour chaque plateau. $\Delta P = 7 \text{ mmHg}$

$$\pi_s = 2.6 - \frac{43 \times 7}{760} = \mathbf{2.2 \text{ atm}}$$

Donc :

$$P_e^{\text{naphta lourd}} = 2,2 \times \frac{255.06 + 382.586}{255.06 + 382.586 + 379.81} = 1.38 \text{ atm}$$

Pour déterminer cette température on trace la courbe de flash du naphta lourde à la pression $P_e^{\text{naphta lourd}} = 1.38 \text{ atm}$. (annexe I)

Le PF de cette courbe correspond à la température au sommet : $t_s = 172.6^\circ\text{C}$

c. Température du soutirage des produits latéraux :

Le nombre de plateaux de soutirage varie comme suit :

- Naphta lourd - kérosène léger : $n = 12$.
- Kérosène léger - kérosène lourd : $n=12$.
- Kérosène lourd - gasoil : $n=8$.
- Gasoil - la zone de flash : $n=11$.
- Zone d'épuisement : $n= 6$

$$\sum N_i = 12+12+8+11+6 = 49 \text{ plateaux.}$$

• Température de soutirage du kérosène léger :

La pression partielle du kérosène léger au niveau de soutirage :

$$P_e^{\text{kérosène léger}} = \pi_{\text{kérosène léger}} \cdot \frac{N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{rikérosène léger}}}{N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{rikérosène léger}} + N_{\text{incond}}}$$

D'où :

$\pi_{\text{kérosène léger}}$: pression de service au niveau de soutirage du kérosène léger.

$$\pi_{\text{kérosène léger}} = \pi_{\text{ZF}} - \frac{n \cdot \Delta P}{760}$$

$$\pi_{\text{kérosène léger}} = 2.6 - \frac{12 \times 7}{760} = 2.49 \text{ atm.}$$

$N_{\text{kérosène léger}}$: nombre de kilomoles par heure du kérosène léger.

$$N_{\text{kérosène léger}} = \frac{35118.2432}{153.74} = 228.43 \text{ kmole/h}$$

N_{incond} : nombre de kilomoles par heure des vapeurs incondensables au niveau de soutirage du kérosène léger.

$$N_{\text{incond}} = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{ve}}$$

$$N_{\text{incond}} = 228.43 + 379.81 = 608.24 \text{ kmole/h}$$

$N_{\text{rikérosène léger}}$: nombre de kilomoles du reflux interne au niveau du soutirage du kérosène léger.

Pour le soutirage du kérosène léger :

$$K_{\text{kérosène léger}} = \frac{G_{\text{rikérosène léger}}}{G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}}} = 0.7 - 2.2$$

En prenant $K = 0.8$:

$$G_{\text{rikérosène léger}} = 0.8 \times (G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}})$$

$$G_{\text{rikérosène léger}} = 0.8 \times (33293.9189 + 35118.2432) = 54729.73 \text{ kg/h}$$

$$N_{\text{rikérosène léger}} = \frac{G_{\text{rikérosène léger}}}{M_{\text{rikérosène léger}}}$$

$$N_{\text{rikérosène léger}} = \frac{54729.73}{153.74} = 355.99 \text{ kmole /h}$$

Donc :

$$P_e^{\text{kérosène léger}} = 2,49 \times \frac{228.43 + 355.99}{228.43 + 355.99 + 608.245} = \mathbf{1.2 \text{ atm}}$$

La température de soutirage de la fraction kérosène léger est le point initial de la courbe de flash du kérosène tracée à la pression $P_e^{\text{kérosène léger}} = 1.2 \text{ atm}$:

$$t_{\text{kérosène léger}} = \mathbf{187.9 \text{ } ^\circ\text{C.}} \quad (\text{Annexe I})$$

La température à la sortie du stripper sera :

$$t_s^{\text{kérosène léger}} = t_{\text{kérosène léger}} - (5 \div 10^\circ\text{C}).$$

$$t_s^{\text{kérosène léger}} = 187.9 - 10 = \mathbf{177.9 \text{ } ^\circ\text{C.}}$$

- **Température de soutirage du kérosène lourd :**

La pression partielle du kérosène lourd au niveau de soutirage :

$$p_e^{\text{kérosène lourd}} = \pi_{\text{kérosène lourd}} \cdot \frac{N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{rikérosène lourd}}}{N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{rikérosène lourd}} + N_{\text{incond}}}$$

D'où :

$\pi_{\text{kérosène lourd}}$: pression de service au niveau de soutirage du kérosène lourd.

$$\pi_{\text{kérosène lourd}} = \pi_{\text{ZF}} - \frac{n \cdot \Delta P}{760}$$

$$\pi_{\text{kérosène lourd}} = 2.6 - \frac{24 \times 7}{760} = 2.38 \text{ atm}$$

$N_{\text{kérosène lourd}}$: nombre de kilomoles par heure du kérosène lourd.

$$N_{\text{kérosène lourd}} = \frac{38310.8108}{184.46} = 207.69 \text{ kmole/h}$$

N_{incond} : nombre de kilomoles par heure des vapeurs incondensables au niveau de soutirage du kérosène lourd.

$$N_{\text{incond}} = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{ve}}$$

$$N_{\text{incond}} = 250.06 + 228.43 + 379.81 = 858.3 \text{ kmole/h}$$

$N_{\text{rikérosène lourd}}$: nombre de kilomoles du reflux interne au niveau du soutirage du kérosène lourd.

Pour le soutirage du kérosène lourd :

$$K_{\text{kérosène lourd}} = \frac{G_{\text{rikérosène lourd}}}{G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}} + G_{\text{kérosène lourd}}} = 0.7 - 2.2$$

En prenant $K = 0.75$:

$$G_{\text{rikérosène lourd}} = 0.75 \times (G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}} + G_{\text{kérosène lourd}})$$

$$G_{\text{rikérosène lourd}} = 0.75 \times (33293.9189 + 35118.2432 + 38310.8108) = 80042.23 \text{ kg/h}$$

$$N_{\text{rikérosène lourd}} = \frac{G_{\text{rikérosène lourd}}}{M_{\text{kérosène lourd}}}$$

$$N_{\text{rikérosène lourd}} = \frac{80042.23}{184.46} = 433.93 \text{ kmole/h}$$

Donc :

$$p_e^{\text{kérosène lourd}} = 2.38 \times \frac{207.69 + 433.93}{207.69 + 433.93 + 858.3} = \mathbf{1.01 \text{ atm}}$$

La température de soutirage de la fraction kérosène lourd est le point initial de la courbe de flash du kérosène tracée à la pression $p_e^{\text{kérosène lourd}} = 1.01 \text{ atm}$:

$$t_{\text{kérosène lourd}} = \mathbf{225.5 \text{ }^\circ\text{C.}} \quad (\text{Annexe I})$$

La température à la sortie du stripper sera :

$$t_s^{\text{kérosène lourd}} = t_{\text{kérosène lourd}} - (5 \div 10^\circ\text{C}).$$

$$t_s^{\text{kérosène lourd}} = 225.5 - 10 = \mathbf{215.5 \text{ }^\circ\text{C}}$$

- **Température de soutirage du gasoil :**

La pression partielle du gasoil au niveau de soutirage :

$$p_e^{\text{gasoil}} = \pi_{\text{gasoil}} \cdot \frac{N_{\text{gasoil}} + N_{\text{rigasoil}}}{N_{\text{gasoil}} + N_{\text{rigasoil}} + N_{\text{incond}}}$$

D'où :

π_{gasoil} : pression de service au niveau de soutirage du gasoil.

$$\pi_{\text{gasoil}} = \pi_{\text{ZF}} - \frac{n \cdot \Delta P}{760}$$

$$\pi_{\text{gasoil}} = 2.6 - \frac{32 \times 7}{760} = 2.31 \text{ atm}$$

N_{gasoil} : nombre de kilomoles par heure du gasoil.

$$N_{\text{gasoil}} = \frac{90760.1352}{254.135} = 357.13 \text{ kmole/h}$$

N_{incond} : nombre de kilomoles par heure des vapeurs incondensables au niveau de soutirage du gasoil.

$$N_{\text{incond}} = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{ve.f}}$$

$$N_{\text{incond}} = 250.06 + 228.43 + 207.69 + 278.97 = 965.15 \text{ kmole/h}$$

N_{rigasoil} : nombre de kilomoles du reflux interne au niveau du soutirage du gasoil.

Pour le soutirage du gasoil :

$$K_{\text{gasoil}} = \frac{G_{\text{rigasoil}}}{G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}} + G_{\text{kérosène lourd}} + G_{\text{gasoil}} + G_{\text{rigasoil}}} = 0.05 - 0.4$$

En prenant $K = 0.37$:

$$G_{\text{rigasoil}} = \frac{0.37 \times (G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}} + G_{\text{kérosène lourd}} + G_{\text{gasoil}})}{0.63}$$

$$G_{\text{rigasoil}} = \frac{0.37 \times (33293.9189 + 35118.2432 + 38310.8108 + 90760.1352)}{0.63}$$

$$G_{\text{rigasoil}} = 115982.1429 \text{ kg/h}$$

$$N_{\text{rigasoil}} = \frac{G_{\text{rigasoil}}}{M_{\text{gasoil}}}$$

$$N_{\text{rigasoil}} = \frac{115982.1429}{254.135} = 456.38 \text{ kmole/h}$$

Donc :

$$p_e^{\text{gasoil}} = 2.31 \times \frac{357.13 + 456.38}{357.13 + 456.38 + 965.15} = \mathbf{1.05 \text{ atm}}$$

La température de soutirage de la fraction gasoil est le point initial de la courbe de flash du kérosène tracée à la pression $p_e^{\text{gasoil}} = 1.05 \text{ atm}$:

$$t_{\text{gasoil}} = \mathbf{280.9 \text{ } ^\circ\text{C}}. \quad (\text{Annexe I})$$

La température à la sortie du stripper sera :

$$t_s^{\text{gasoil}} = t_{\text{gasoil}} - (5 \div 10^\circ\text{C}).$$

$$t_s^{\text{gasoil}} = 280.9 - 10 = \mathbf{270.9 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

d. Température du fond de la colonne :

Pratiquement cette température est inférieure à celle dans la zone de flash de 15-25°C :

$$t_f = 360 - 20 = \mathbf{340 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

2.2.3. Bilan thermique de la colonne de distillation principale C-101 :

Tableau VI.15 : bilan thermique de la colonne de distillation principale C-101 (cas design).

Produits			Débits (kg/h)	ρ_{15}^{15}	T °C	Enthalpie (kcal/kg)		Quantité de chaleur Q.10 ⁶ (kcal/h)
						q ^l	q ^v	
Entrée	Brut flashé	Vapeur	127210.1351	0.8002	360	-	270.498	34,41
		Liquide	207553.3784	0.9054	360	207.561	-	43.08
	Vapeur d'eau		6836.6527	-	380	-	769.5	5.261
	Reflux froid		49940.878	0.7659	40	19.16	-	0.956
Total			391541.0442	-	-	-	-	83.707
Sortie	Naphta lourd		33293.9189	0.7659	172.6	-	162.29	5.403
	Reflux froid		49940.878	0.7659	172.6	-	162.29	8.105
	Kérosène léger		35118.2432	0.7849	187.9	101.586	-	3.568
	Kérosène lourd		38310.8108	0.8077	225.5	123.62	-	4.736
	Gasoil		90760.1352	0.8385	280.9	157.803	-	14.322
	Résidu atm		137280.4054	0.9054	340	193.164	-	26.52
	Vapeur d'eau		6836.6527	-	172.6	-	661.58	4.564
Total			391541.0442	-	-	-	-	67.218

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

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

$$\Delta Q = (83.707 - 67.218)10^6 = 16,489 \cdot 10^6 \text{ kcal/h}$$

2.2.3.1. Quantité de reflux circulant intermédiaire :

Le reflux circulant intermédiaire est renvoyé à la colonne, a la composition identique à celle du kérosène lourd.

- **Température de soutirage du reflux :**

$$t_s^{\text{reflux}} = t_s^{\text{kérosène lourd}} - N \cdot \Delta t$$

N : nombre de soutirage entre le niveau du kérosène lourd et le reflux. N = 8

Δt : différence de température de soutirage entre le kérosène léger et le kérosène lourd.

$$\Delta t = 225.5 - 187.9 = 37.6 \text{ } ^\circ\text{C}$$

- **Chute de température sur un plateau :**

$$t_c = \frac{\Delta t}{n}$$

D'où : n : nombre de plateaux entre le kérosène lourd et le kérosène léger.

$$t_c = \frac{37.6}{12} = 3.13 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

$$t_s^{\text{reflux}} = 225.5 - 8 \times 3.13 = \mathbf{200.5 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

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

$$G_{r.int} = \frac{\Delta Q}{q_s^l - q_e^l}$$

La température d'entrée de RCI varie selon les données pratiques : $t_e = 80 - 100 \text{ } ^\circ\text{C}$.

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

Etant donnée que la composition de RCI est pratiquement identique à celle du kérosène lourd donc on peut admettre que la densité du RCI comme étant à celle du kérosène lourd. Donc : $\rho_{15}^{15} = 0.8077$.

$$q_l^{90^\circ\text{C}} = 44.007 \text{ kcal/kg}$$

$$q_l^{200.5} = 107.709 \text{ kcal/kg}$$

$$G_{r.int} = \frac{16,489 \cdot 10^6}{107.709 - 44.007} = \mathbf{258845,8761 \text{ kg/h}}$$

2.3. Dimensionnement de la colonne principale C-101 :

2.3.1. Calcul de diamètre de la colonne :

Pour déterminer le diamètre il faut déterminer le débit volumique des vapeurs V_v dans chaque section de la colonne ainsi que la vitesse linéaire maximale des vapeurs $W_{\max}$, on calcule le diamètre de la colonne en (m) d'après la formule suivante :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_v}{\pi \cdot W_{\max}}}$$

a. Débit volumique des vapeurs volumiques au sommet de la colonne :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \cdot \frac{t_s + 273}{273} \cdot \frac{1}{\pi_s} \cdot \frac{1}{3600}$$

D'où :

π_s : la pression de service au sommet de la colonne. $\pi_s = 2.2 \text{ atm}$.

t_s : la température au sommet de la colonne. $t_s = 172.6 \text{ °C}$.

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au sommet de la colonne.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{r.ch}} + N_{\text{ve}}$$

Il faut d'abord calculer la quantité de reflux chaud au-dessous du premier plateau :

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

Où :

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

q_v^{ts} : enthalpie des vapeurs à la température du sommet $t_s = 172.6 \text{ °C}$.

q_L^{te} : enthalpie du liquide de reflux froid de tête de la colonne à $t_e = 40 \text{ °C}$.

$q_v^{\text{ts}} - q_L^{\text{ts}}$: chaleur latente de vaporisation du naphta lourd à la température du sommet.

$$G_{\text{rch}} = G_{\text{rf}} \cdot \frac{(q_v^{172.6} - q_L^{40})}{q_v^{172.6} - q_L^{172.6}}$$

$$G_{rch} = 49940.878 \times \frac{(162.29 - 19.6)}{162.29 - 93.206} = 103150.7134 \text{ kg/h}$$

$$N_{rch} = \frac{103150.7134}{130.535} = 790.215 \text{ kmol/h}$$

$$\sum N_i = 255.057 + 790.215 + 379.814 = 1425.086 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1425.086 \times \frac{172.6 + 273}{273} \times \frac{1}{2.2} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 6.58 \text{ m}^3/\text{s}$$

b. Débit des vapeurs au niveau de soutirage du kérosène léger :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{s.\text{kérosène léger}} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{s.\text{kérosène léger}}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

$\pi_{\text{kérosène léger}}$: pression de service au niveau de soutirage du kérosène léger.

$$\pi_{s.\text{kérosène léger}} = 2.49 \text{ atm.}$$

$t_{s.\text{kérosène léger}}$: la température de soutirage de la fraction kérosène léger.

$$t_{s.\text{kérosène léger}} = 187.9 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au niveau du kérosène léger.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{ri.kérosène léger}} + N_{\text{ve}}$$

$$\sum N_i = 255.057 + 228.43 + 355.99 + 379.814 = 1219.291 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1219.291 \times \frac{187.9 + 273}{273} \times \frac{1}{2.49} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 5.14 \text{ m}^3/\text{s}$$

c. Débit des vapeurs au niveau de soutirage du kérosène lourd :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{s.\text{kérosène lourd}} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{s.\text{kérosène lourd}}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

$\pi_{s.kérosène\ lourd}$: pression de service au niveau de soutirage du kérosène lourd.

$$\pi_{s.kérosène\ lourd} = 2.38 \text{ atm.}$$

$t_{s.kérosène\ lourd}$: la température de soutirage de la fraction kérosène lourd.

$$t_{s.kérosène\ lourd} = 225.5 \text{ }^{\circ}\text{C.}$$

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au niveau du kérosène lourd.

$$\sum N_i = N_{naphta\ lourd} + N_{kérosène\ léger} + N_{kérosène\ lourd} + N_{ri.kérosène\ lourd} + N_{ve}$$

$$\sum N_i = 255.057 + 228.43 + 207.69 + 433.93 + 379.814 = 1504.921 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1504.921 \times \frac{225.5 + 273}{273} \times \frac{1}{2.38} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 7.18 \text{ m}^3/\text{s}$$

d. Débit des vapeurs au niveau de soutirage du gasoil :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{s.gasoil} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{s.gasoil}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

$\pi_{s.gasoil}$: pression de service au niveau de soutirage du gasoil. $\pi_{s.gasoil} = 2.31 \text{ atm.}$

$t_{s.gasoil}$: la température de soutirage de la fraction gasoil. $t_{s.gasoil} = 280.9 \text{ }^{\circ}\text{C.}$

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au niveau du gasoil.

$$\sum N_i = N_{naphta\ lourd} + N_{kérosène\ léger} + N_{kérosène\ lourd} + N_{gasoil} + N_{ri.gasoil} + N_{ve}$$

$$\sum N_i = 255.057 + 228.43 + 207.69 + 357.13 + 456.38 + 278.97 = 1783.927 \text{ kmole/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1783.927 \times \frac{280.9 + 273}{273} \times \frac{1}{2.31} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 9.75 \text{ m}^3/\text{s}$$

e. Débit des vapeurs au niveau de la zone de flash :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{ZF} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{ZF}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure dans la zone de flash.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{gasoil}} + N_{\text{ve}}$$

$$\sum N_i = 255.057 + 228.43 + 207.69 + 357.13 + 278.97 = 1327.547 \text{ kmole/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1327.547 \times \frac{360 + 273}{273} \times \frac{1}{2.6} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 7.37 \text{ m}^3/\text{s}$$

f. Calcul de la vitesse linéaire maximale des vapeurs :

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C_{\max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

- **Masse volumique du vapeur au niveau de soutirage du gasoil :**

$$\rho_V = \frac{G_v}{V_v \cdot 3600}$$

$$\rho_V = \frac{318486.695}{9.75 \times 3600} = 9.07 \text{ kg/m}^3$$

- **Masse volumique du liquide au niveau de soutirage du gasoil :**

$$\rho_L^{280.9} = \rho_{\text{gasoil}}^{20} - \alpha(280.9 - 20)$$

$$\rho_L^{280.9} = 0.8349 - 0.00075(280.9 - 20) = 639.225 \text{ kg/m}^3$$

- **Calcul de $C_{\max}$:**

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

Les plateaux sont à clapets alors :

K_1 : coefficient dépend du type des plateaux, $K_1 = 1,15$.

K_2 : coefficient dépend de la distance entre les plateaux, $K_2=1$.

C_1 : coefficient dépend de la distance entre les plateaux. Donc, $C_1= 765$. (Annexe I)

C_2 : coefficient pour les colonnes atmosphérique à plateau à clapet $C_2= 4$.

$C_{\max}$: coefficient dépend de type de plateau et de la distance entre les plateaux.

La distance entre les plateaux de la colonne C-101 est de 600 mm

λ : conductibilité.

$$\lambda = \frac{0,665 \cdot L_e}{P} \cdot \sqrt{\frac{K_1 \cdot C_1}{V_v \cdot 3600}} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$L_e = \frac{G_{rch}}{\rho_L} = \frac{103150.7134}{639.225} = 161.37 \text{ m}^3/\text{h}$$

P : nombre de passe = 2.

$$\lambda = \frac{0,665 \times 161.37}{2} \sqrt{\frac{1,15 \times 765}{9.75 \times 3600}} \times \sqrt{\frac{639.225 - 9.07}{9.07}} = 24.49$$

Donc :

$$C_{\max} = 1,15 \times 1 \times 765 - 4 \times (24.49 - 35) = 921.8$$

- **La vitesse linéaire maximale des vapeurs :**

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \times 921.8 \sqrt{\frac{639.225 - 9.07}{9.07}}$$

$$W_{\max} = 0.651 \text{ m/s}$$

Donc le diamètre de la colonne :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 9.75}{3.14 \times 0.65}}$$

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

2.3.2. Calcul de la hauteur de la colonne :

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

h_1 : hauteur entre le fond supérieur et le plateau supérieur égale à la moitié du diamètre de la colonne.

$$h_1 = \frac{D_n}{2}$$

$$h_1 = \frac{4.37}{2} = \mathbf{2.185\ m}$$

h_2 : hauteur de la zone de rectification.

h_p : la distance entre deux plateaux.

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

$$h_2 = 0,6 (43 - 1) = \mathbf{25,2\ m}$$

h_3 : hauteur de la zone de flash, elle est égale à la distance entre quatre plateaux.

$$h_3 = 3 \cdot h_p$$

$$h_3 = 0,6 \times 3 = \mathbf{1.8\ m}$$

h_4 : hauteur de la zone d'épuisement.

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

$$h_4 = 0,6 (6 - 1) = \mathbf{3\ m}$$

h_5 : hauteur entre le fond inférieur et le plateau inférieur.

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

h_6 : hauteur libre au fond de la colonne.

$$h_6 = \frac{G_r}{\rho_r^{340}} \cdot \frac{\tau}{60 \cdot F}$$

τ : temps de fonctionnement de la pompe. Soit $\tau = 10\ \text{min}$

G_r : quantité du résidu atmosphérique.

ρ_r^{340} : densité du résidu à la température du fond de la colonne.

$$\rho_r^{340} = \rho_r^{20} - \alpha(340 - 20)$$

$$\rho_r^{340} = 0.8984 - 0.000647(340 - 20) = 0.69136 \text{ g/cm}^3 = 691.36 \text{ kg/m}^3$$

F : surface de la section de liquide.

$$F = \pi \cdot \frac{D_n^2}{4}$$

$$F = 3.14 \times \frac{3.31^2}{4} = 8.60 \text{ m}^2$$

Donc :

$$h_6 = \frac{137280.4054}{691.36} \times \frac{10}{60 \times 8.60} = \mathbf{3.848 \text{ m}}$$

h_7 : hauteur de la jupe de la colonne.

$$\mathbf{h_7 = 4 \text{ m}}$$

- **Hauteur totale de la colonne :**

$$H_{\text{total}} = \sum h_i = 2.185 + 25.2 + 1.8 + 3 + 2 + 3.848 + 4$$

$$\mathbf{H_{\text{total}} = 42.03 \text{ m}}$$

VI.3. Cas de l'augmentation de la capacité de production de 5% :

La capacité de l'installation avec une augmentation de 5 % sera égale à :

$$G = \frac{3645000 \times 1000 \times 1.05}{333 \times 24}$$

$$\mathbf{G = 478885.1351 \text{ kg/h}}$$

3.1. Bilan matière de la colonne de prédistillation C-501 :**Tableau VI.16** : bilan matière de la colonne de prédistillation C-501 (cas de 5%).

Produits		Rendement par rapport au brut (% mass)	Débit massique (kg/h)
Entrée	Pétrole brut	100	478885.1351
Totale		100	478885.1351
Sortie	Gaz	3.7	17718.75
	Naphta léger	22.9	109664.6959
	Brut flashé	73.4	351501.6892
Totale		100	478885.1351

3.2. Bilan matière de la colonne de distillation principale C-101 :**Tableau VI.17** : bilan matière de la colonne de distillation principale C-101 (cas de 5%).

Produits		Rendement par rapport au brut (% mass)	Rendement par rapport au brut flashé (% mass)	Débit massique (kg/h)
Entrée	Brut flashé	73.4	100	351501.6892
Totale		73.4	100	351501.6892
Sortie	Naphta lourd	7.3	9.95	34958.61486
	Kérosène léger	7.7	10.49	36874.1554
	Kérosène lourd	8.4	11.44	40226.35135
	Gasoil	19.9	27.11	95298.14188
	Résidu	30.1	41.01	144144.4257
Totale		73.4	100	351501.6892

a. La quantité de reflux froid :

- Le débit massique du reflux froid :

$$G_{rf} = (1,5 \div 3) G_{naphta \text{ lourd}}$$

$$G_{rf} = 1.5 \times 34958.61486 = \mathbf{52437.922Kg / h}$$

- Le débit molaire du reflux froid :

$$N_{rf} = \frac{G_{rf}}{M_{naphta \text{ lourd}}}$$

$$N_{rf} = \frac{52437.922}{130.535} = \mathbf{401.715 \text{ Kmole / h}}$$

b. Quantité de la vapeur d'eau au fond de la colonne :

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

$$Z_{ve.f} = 0.015 \times 351501.6892 = \mathbf{5272.525 \text{ kg/h}}$$

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

$$N_{ve.f} = \frac{5272.525}{18} = \mathbf{292.918 \text{ kmole/h}}$$

c. Quantité de la vapeur d'eau dans le stripper du gasoil :

- Le débit massique de la vapeur d'eau injectée en fond du stripper du gasoil :

$$Z_{ve.g} = 0.02 \times 95298.14188 = \mathbf{1905.963 \text{ kg/h}}$$

- Le débit molaire de la vapeur d'eau injectée en fond du stripper du gasoil :

$$N_{ve.g} = \frac{1905.963}{18} = \mathbf{105.887 \text{ kmole/h}}$$

d. Quantité de la vapeur d'eau totale dans la colonne :

- Le débit massique de la vapeur d'eau totale injectée dans la colonne :

$$G_{ve} = Z_{ve.f} + Z_{ve.g}$$

$$G_{ve} = 5272,525 + 1905,963 = \mathbf{7178.488 \text{ kg/h}}$$

- Le débit molaire de la vapeur d'eau totale injectée dans la colonne :

$$N_{ve} = N_{ve.f} + N_{ve.g}$$

$$N_{ve} = 292.918 + 105.887 = \mathbf{398.805 \text{ kmole/h}}$$

3.3. Bilan thermique de la colonne de distillation principale C-101 :

Tableau VI.18 : bilan thermique de la colonne de distillation principale C-101 (cas de 5%).

Produits			Débits (kg/h)	ρ_{15}^{15}	T °C	Enthalpie (kcal/kg)		Quantité de chaleur Q.10 ⁶ (kcal/h)
						q ^l	q ^v	
Entrée	Brut flashé	Vapeur	133570,6419	0.8002	360	-	270.498	36.131
		Liquide	217931.0473	0.9054	360	207.561	-	45,234
	Vapeur d'eau		7178.488	-	380	-	769.5	5.524
	Reflux froid		52437.922	0.7659	40	19.16	-	1.005
Total			411118.0992	-	-	-	-	87.894
Sortie	Naphta lourd		34958.61486	0.7659	172.6	-	162.29	5.673
	Reflux froid		52437.922	0.7659	172.6	-	162.29	8.51
	Kérosène léger		36874.1554	0.7849	187.9	101.586	-	3.746
	Kérosène lourd		40226.35135	0.8077	225.5	123.62	-	4.973
	Gasoil		95298.14188	0.8385	280.9	157.803	-	15.038
	Résidu atm		144144.4257	0.9054	340	193.164	-	27,843
	Vapeur d'eau		7178.488	-	172.6	-	661.58	4.749
Total			411118.0992	-	-	-	-	70,532

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

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

$$\Delta Q = (87.894 - 70,532)10^6 = 17,362 \cdot 10^6 \text{ kcal/h}$$

- **Quantité de reflux circulant intermédiaire :**

$$G_{r.int} = \frac{\Delta Q}{q_s^l - q_e^l}$$

$$q_l^{90^\circ\text{C}} = 44.007 \text{ kcal/kg}$$

$$q_l^{200.5} = 107.709 \text{ kcal/kg}$$

$$G_{r.int} = \frac{17.362 \cdot 10^6}{107.709 - 44.007} = 272550.3124 \text{ kg/h}$$

3.4. Dimensionnement de la colonne principale C-101 :

3.4.1. Calcul de diamètre de la colonne :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_v}{\pi \cdot W_{\max}}}$$

a. Débit volumique des vapeurs volumiques au sommet de la colonne :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \cdot \frac{t_s + 273}{273} \cdot \frac{1}{\pi_s} \cdot \frac{1}{3600}$$

D'où :

π_s : la pression de service au sommet de la colonne. $\pi_s = 2.2 \text{ atm}$.

t_s : la température au sommet de la colonne. $t_s = 172.6^\circ\text{C}$.

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au sommet de la colonne.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{r.ch} + N_{ve}$$

Avec :

$$N_{\text{naphta lourd}} = \frac{34958.61486}{130.535} = 267.81 \text{ kmole/h}$$

$$N_{ve} = 398.805 \text{ kmole/h}$$

La quantité de reflux chaud au-dessous du premier plateau :

$$G_{rch} = G_{rf} \cdot \frac{(q_v^{172.6} - q_L^{40})}{q_v^{172.6} - q_L^{172.6}}$$

$$G_{rch} = 52437.922 \times \frac{(162.29 - 19.6)}{162.29 - 93.206} = 108308.2492 \text{ kg/h}$$

$$N_{rch} = \frac{108308.2492}{130.535} = 829.728 \text{ kmol/h}$$

$$\sum N_i = 267.81 + 829.728 + 398.805 = 1496.343 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1496.343 \times \frac{172.6 + 273}{273} \times \frac{1}{2.2} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 6.91 \text{ m}^3/\text{s}$$

b. Débit des vapeurs au niveau de soutirage du kérosène léger :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{s.\text{kérosène léger}} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{s.\text{kérosène léger}}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

$\pi_{\text{kérosène léger}}$: pression de service au niveau de soutirage du kérosène léger.

$$\pi_{s.\text{kérosène léger}} = 2.49 \text{ atm.}$$

$t_{s.\text{kérosène léger}}$: la température de soutirage de la fraction kérosène léger.

$$t_{s.\text{kérosène léger}} = 187.9 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au niveau du kérosène léger.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{ri.kérosène léger}} + N_{\text{ve}}$$

Avec :

$$N_{\text{naphta lourd}} = 267.81 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{ve}} = 398.805 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène léger}} = \frac{36874.1554}{153.74} = 239.848 \text{ kmole/h}$$

$N_{\text{rikérosène léger}}$: nombre de kilomoles du reflux interne au niveau du soutirage du kérosène léger.

$$G_{\text{rikérosène léger}} = 0.8 \times (G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}})$$

$$G_{\text{rikérosène léger}} = 0.8 \times (34958.61486 + 36874.1554) = 57466.216 \text{ kg/h}$$

$$N_{\text{rikérosène léger}} = \frac{G_{\text{rikérosène léger}}}{M_{\text{rikérosène léger}}}$$

$$N_{\text{rikérosène léger}} = \frac{57466.216}{153.74} = 373.788 \text{ kmole/h}$$

$$\sum N_i = 267.81 + 239.848 + 373.788 + 398.805 = 1280.251 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1280.251 \times \frac{187.9 + 273}{273} \times \frac{1}{2.49} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 5.40 \text{ m}^3/\text{s}$$

c. Débit des vapeurs au niveau de soutirage du kérosène lourd :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{\text{s.kérosène lourd}} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{\text{s.kérosène lourd}}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

$\pi_{\text{s.kérosène lourd}}$: pression de service au niveau de soutirage du kérosène lourd.

$$\pi_{\text{s.kérosène lourd}} = 2.38 \text{ atm.}$$

$t_{\text{s.kérosène lourd}}$: la température de soutirage de la fraction kérosène lourd.

$$t_{\text{s.kérosène lourd}} = 225.5 \text{ °C.}$$

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au niveau du kérosène lourd.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{ri.kérosène lourd}} + N_{\text{ve}}$$

Avec :

$$N_{\text{naphta lourd}} = 267.81 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{ve}} = 398.805 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène léger}} = 239.848 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène lourd}} = \frac{40226.35135}{184.46} = 218.076 \text{ kmole/h}$$

$N_{\text{ri.kérosène lourd}}$: nombre de kilomoles du reflux interne au niveau du soutirage du kérosène lourd.

$$G_{\text{rikérosène lourd}} = 0.75 \times (G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}} + G_{\text{kérosène lourd}})$$

$$G_{\text{rikérosène}} = 0.75 \times (34958.61486 + 36874.1554 + 40226.35135) = 84044.344 \text{ kg/h}$$

$$N_{\text{rikérosène lourd}} = \frac{G_{\text{rikérosène lourd}}}{M_{\text{kérosène lourd}}}$$

$$N_{\text{rikérosène lourd}} = \frac{84044.344}{184.46} = 455.62 \text{ kmole/h}$$

$$\sum N_i = 267.81 + 239.848 + 218.076 + 455.62 + 398.805 = 1580.159 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1580.159 \times \frac{225.5 + 273}{273} \times \frac{1}{2.38} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 7.54 \text{ m}^3/\text{s}$$

d. Débit des vapeurs au niveau de soutirage du gasoil :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{\text{s.gasoil}} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{\text{s.gasoil}}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

$\pi_{\text{s.gasoil}}$: pression de service au niveau de soutirage du gasoil. $\pi_{\text{s.gasoil}} = 2.31 \text{ atm}$.

$t_{\text{s.gasoil}}$: la température de soutirage de la fraction gasoil. $t_{\text{s.gasoil}} = 280.9 \text{ }^\circ\text{C}$.

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au niveau du gasoil.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{gasoil}} + N_{\text{ri.gasoil}} + N_{\text{ve.f}}$$

Avec :

$$N_{\text{naphta lourd}} = 267.81 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène léger}} = 239.848 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène lourd}} = 218.076 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{gasoil}} = \frac{95298.14188}{254.135} = 374.99 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{ve.f}} = 292.918 \text{ kmole/h}$$

$N_{\text{ri.gasoil}}$: nombre de kilomoles du reflux interne au niveau du soutirage du gasoil.

$$G_{\text{rigasoil}} = \frac{0.37 \times (G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}} + G_{\text{kérosène lourd}} + G_{\text{gasoil}})}{0.63}$$

$$G_{\text{rigasoil}} = \frac{0.37 \times (34958.61486 + 36874.1554 + 40226.35135 + 95298.14188)}{0.63} = 121781.25 \text{ kg/h}$$

$$N_{\text{rigasoil}} = \frac{G_{\text{rigasoil}}}{M_{\text{gasoil}}}$$

$$N_{\text{rigasoil}} = \frac{121781.25}{254.135} = 479.199 \text{ kmole/h}$$

$$\sum N_i = 267.81 + 239.848 + 218.076 + 374.99 + 479.199 + 292.918$$

$$\sum N_i = 1872.941 \text{ kmole/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1872.941 \times \frac{280.9 + 273}{273} \times \frac{1}{2.31} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 10.23 \text{ m}^3/\text{s}$$

e. Débit des vapeurs au niveau de la zone de flash :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{\text{ZF}} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{\text{ZF}}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

π_{ZF} : pression dans la zone de flash. $\pi_{\text{ZF}} = 2.6 \text{ atm}$.

t_{ZF} : la température dans la zone de flash. $t_{\text{ZF}} = 360 \text{ °C}$.

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au niveau de la zone de flash.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{gasoil}} + N_{\text{ve.f}}$$

Avec :

$$N_{\text{naphta lourd}} = 267.81 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène léger}} = 239.848 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène lourd}} = 218.076 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{gasoil}} = 374.99 \text{ kmole/h}$$

$$N_{ve.f} = 292.918 \text{ kmole/h}$$

$$\sum N_i = 267.81 + 239.848 + 218.076 + 374.99 + 292.918 = 1393.742 \text{ kmole/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1393.742 \times \frac{360 + 273}{273} \times \frac{1}{2.6} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 7.73 \text{ m}^3/\text{s}$$

f. Calcul de la vitesse linéaire maximale des vapeurs :

$$w_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C_{\max} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

- **Masse volumique du vapeur au niveau de soutirage du gasoil :**

$$\rho_V = \frac{G_v}{V_v \cdot 3600}$$

D'où :

$$G_v = G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}} + G_{\text{kérosène lourd}} + G_{\text{gasoil}} + G_{\text{ri.gasoil}} + G_{\text{ve.f}}$$

$$G_v = 34958.61486 + 36874.1554 + 40266.35135 + 95298.14188 + 121781.25 + 5272.525 = \mathbf{334451.038 \text{ kg/h}}$$

Donc :

$$\rho_V = \frac{334451.038}{10.23 \times 3600} = \mathbf{9.08 \text{ kg/m}^3}$$

- **Masse volumique du liquide au niveau de soutirage du gasoil :**

$$\rho_L^{172.6} = \mathbf{639.225 \text{ kg/m}^3}$$

- **Calcul de $C_{\max}$:**

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

Les plateaux sont à clapets alors : $K_1 = 1,15$, $K_2=1$, $C_1= 765$, $C_2= 4$ et la distance entre les plateaux de la colonne C1 est de 600 mm

$$\lambda = \frac{0,665 \cdot L_e}{P} \cdot \sqrt{\frac{K_1 \cdot C_1}{V_v \cdot 3\,600}} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

D'où :

$$L_e = \frac{G_{rch}}{\rho_L} = \frac{108308.2492}{639.225} = 169.44 \text{ m}^3/\text{h}$$

P : nombre de passe = 2.

$$\lambda = \frac{0,665 \times 169.44}{2} \sqrt{\frac{1,15 \times 765}{10.23 \times 3\,600}} \times \sqrt{\frac{639.225 - 9.08}{9.08}} = 25.13$$

Donc :

$$C_{\max} = 1,15 \times 1 \times 765 - 4 \times (25.13 - 35) = \mathbf{919.23}$$

- **La vitesse linéaire maximale des vapeurs :**

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \times 919.23 \times \sqrt{\frac{639.225 - 9.08}{9.08}} = \mathbf{0.648 \text{ m/s}}$$

Donc le diamètre de la colonne :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 10.23}{3.14 \times 0.65}}$$

$$\mathbf{D = 4.47 \text{ m}}$$

3.4.2. Calcul de la hauteur de la colonne :

h_1 : hauteur entre le fond supérieur et le plateau supérieur égale à la moitié du diamètre de la colonne.

$$h_1 = \frac{D_n}{2}$$

$$h_1 = \frac{4.47}{2} = \mathbf{2.235 \text{ m}}$$

h_2 : hauteur de la zone de rectification.

h_p : la distance entre deux plateaux.

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

$$h_2 = 0,6 (43 - 1) = \mathbf{25,2 \text{ m}}$$

h_3 : hauteur de la zone de flash, elle est égale à la distance entre quatre plateaux.

$$h_3 = 3.h_p$$

$$h_3 = 0,6 \times 3 = \mathbf{1.8 \text{ m}}$$

h_4 : hauteur de la zone d'épuisement.

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

$$h_4 = 0,6 (6 - 1) = \mathbf{3 \text{ m}}$$

h_5 : hauteur entre le fond inferieur et le plateau inferieur.

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

h_6 : hauteur libre au fond de la colonne.

$$h_6 = \frac{G_r}{\rho_r^{340}} \cdot \frac{\tau}{60.F}$$

Soit $\tau = 10 \text{ min}$

$$\rho_r^{340} = 0.69136 \text{ g/cm}^3 = 691.36 \text{ kg/m}^3$$

$$F = \pi \cdot \frac{D_n^2}{4}$$

$$F = 3.14 \times \frac{3.39^2}{4} = 9.02 \text{ m}^2$$

Donc :

$$h_6 = \frac{144144.4257}{691.36} \times \frac{10}{60 \times 9.02} = \mathbf{3.852 \text{ m}}$$

h_7 : hauteur de la jupe de la colonne.

$$\mathbf{h_7 = 4 \text{ m}}$$

- **Hauteur totale de la colonne :**

$$H_{\text{total}} = \sum h_i = 2.235 + 25.2 + 1.8 + 3 + 2 + 3.852 + 4$$

$$H_{\text{total}} = 42.08 \text{ m}$$

VI.4. Cas de l'augmentation de la capacité de production de 10% :

La capacité de l'installation avec une augmentation de 10 % sera égale à :

$$G = \frac{3645000 \times 1000 \times 1.1}{333 \times 24}$$

$$G = 501689.1892 \text{ kg/h}$$

4.1. Bilan matière de la colonne de prédistillation C-501 :

Tableau VI.19 : bilan matière de la colonne de prédistillation C-501 (cas de 10 %).

Produits		Rendement par rapport au brut (% mass)	Débit massique (kg/h)
Entrée	Pétrole brut	100	501689.1892
Totale		100	501689.1892
Sortie	Gaz	3.7	18562.5
	Naphta léger	22.9	114886.8243
	Brut flashé	73.4	368239.8649
Totale		100	501689.1892

4.2. Bilan matière de la colonne de distillation principale C-101 :

Tableau VI.20 : bilan matière de la colonne de distillation principale C-101 (cas de 10%).

Produits		Rendement par rapport au brut (% mass)	Rendement par rapport au brut flashé (% mass)	Débit massique (kg/h)
Entrée	Brut flashé	73.4	100	368239.8649
Totale		73.4	100	368239.8649
Sortie	Naphta lourd	7.3	9.95	36623.31081
	Kérosène léger	7.7	10.49	38630.06757
	Kérosène lourd	8.4	11.44	42141.89189
	Gasoil	19.9	27.11	99836.14865
	Résidu	30.1	41.01	151008.4459
Totale		73.4	100	368239.8649

a. La quantité de reflux froid :

- Le débit massique du reflux froid :

$$G_{rf} = (1,5 \div 3) G_{\text{naphta lourd}}$$

$$G_{rf} = 1.5 \times 36623.31081 = \mathbf{54934.966 \text{ Kg / h}}$$

- Le débit molaire du reflux froid :

$$N_{rf} = \frac{G_{rf}}{M_{\text{naphta lourd}}}$$

$$N_{rf} = \frac{54934.966}{130.535} = \mathbf{420.845 \text{ Kmol / h}}$$

b. Quantité de la vapeur d'eau au fond de la colonne :

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

$$Z_{ve.f} = 0.015 \times 368239.8649 = \mathbf{5523.598 \text{ kg/h}}$$

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

$$N_{ve.f} = \frac{5523.598}{18} = \mathbf{306.867 \text{ kmole/h}}$$

c. Quantité de la vapeur d'eau dans le stripper du gasoil :

- Le débit massique de la vapeur d'eau injectée en fond du stripper du gasoil :

$$Z_{ve.g} = 0.02 \times 99836.14865 = \mathbf{1996.723 \text{ kg/h}}$$

- Le débit molaire de la vapeur d'eau injectée en fond du stripper du gasoil :

$$N_{ve.g} = \frac{1996.723}{18} = \mathbf{110.929 \text{ kmole/h}}$$

d. Quantité de la vapeur d'eau totale dans la colonne :

- Le débit massique de la vapeur d'eau totale injectée dans la colonne :

$$G_{ve} = Z_{ve.f} + Z_{ve.g}$$

$$G_{ve} = 5523.598 + 1996.723 = \mathbf{7520.321 \text{ kg/h}}$$

- Le débit molaire de la vapeur d'eau totale injectée dans la colonne :

$$N_{ve} = N_{ve.f} + N_{ve.g}$$

$$N_{ve} = 306.867 + 110.929 = \mathbf{417.796 \text{ kmole/h}}$$

4.3. Bilan thermique de la colonne de distillation principale C-101 :

Tableau VI.21 : bilan thermique de la colonne de distillation principale C-101 (cas de 10%).

Produits			Débits (kg/h)	ρ_{15}^{15}	T (°C)	Enthalpie (kcal/kg)		Quantité de chaleur Q.10 ⁶ (kcal/h)
						q ^l	q ^v	
Entrée	Brut flashé	Vapeur	139931,1487	0.8002	360	-	270.498	37,851
		Liquide	228308,7162	0.9054	360	207.561	-	47,388
	Vapeur d'eau		7520.321	-	380	-	769.5	5.787
	Reflux froid		54934.966	0.7659	40	19.16	-	1.053
Total			430695.1519	-	-	-	-	92,079
Sortie	Naphta lourd		36623.31081	0.7659	172.6	-	162.29	5.944
	Reflux froid		54934.966	0.7659	172.6	-	162.29	8.915
	Kérosène léger		38630.06757	0.7849	187.9	101.586	-	3.924
	Kérosène lourd		42141.89189	0.8077	225.5	123.62	-	5.21
	Gasoil		99836.14865	0.8385	280.9	157.803	-	15.754
	Résidu atm		151008.4459	0.9054	340	193.164	-	29,169
	Vapeur d'eau		7520.321	-	172.6	-	661.58	4.975
Total			430695.1519	-	-	-	-	73,891

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

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

$$\Delta Q = (92,079 - 73,891)10^6 = \mathbf{18,188 \cdot 10^6 \text{ kcal/h}}$$

- **Quantité de reflux circulant intermédiaire :**

$$G_{r.int} = \frac{\Delta Q}{q_s^l - q_e^l}$$

$$q_l^{90^\circ\text{C}} = 44.007 \text{ kcal/kg}$$

$$q_l^{200.5} = 107.709 \text{ kcal/kg}$$

$$G_{r.int} = \frac{18,188 \cdot 10^6}{107.709 - 44.007} = 285516,9382 \text{ kg/h}$$

4.4. Dimensionnement de la colonne principale C-101 :

4.4.1. Calcul de diamètre de la colonne :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V_v}{\pi \cdot W_{\max}}}$$

a. Débit volumique des vapeurs volumiques au sommet de la colonne :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \cdot \frac{t_s + 273}{273} \cdot \frac{1}{\pi_s} \cdot \frac{1}{3600}$$

D'où :

π_s : la pression de service au sommet de la colonne. $\pi_s = 2.2 \text{ atm}$.

t_s : la température au sommet de la colonne. $t_s = 172.6^\circ\text{C}$.

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au sommet de la colonne.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{r.ch} + N_{ve}$$

Avec :

$$N_{\text{naphta lourd}} = \frac{36623.31081}{130.535} = 280.563 \text{ kmole/h}$$

$$N_{ve} = 417.796 \text{ kmole/h}$$

La quantité de reflux chaud au-dessous du premier plateau :

$$G_{rch} = G_{rf} \cdot \frac{(q_v^{172.6} - q_L^{40})}{q_v^{172.6} - q_L^{172.6}}$$

$$G_{rch} = 54934,966 \times \frac{(162.29 - 19.6)}{162.29 - 93.206} = 113465.7851 \text{ kg/h}$$

$$N_{rch} = \frac{113465.7851}{130.535} = 869.236 \text{ kmol/h}$$

$$\sum N_i = 280.563 + 869.236 + 417.796 = 1567.595 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1567.595 \cdot \frac{172.6 + 273}{273} \cdot \frac{1}{2.2} \cdot \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 7.24 \text{ m}^3/\text{s}$$

b. Débit des vapeurs au niveau de soutirage du kérosène léger :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{s.\text{kérosène léger}} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{s.\text{kérosène léger}}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

$\pi_{\text{kérosène léger}}$: pression de service au niveau de soutirage du kérosène léger.

$$\pi_{s.\text{kérosène léger}} = 2.49 \text{ atm.}$$

$t_{s.\text{kérosène léger}}$: la température de soutirage de la fraction kérosène léger.

$$t_{s.\text{kérosène léger}} = 187.9 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au niveau du kérosène léger.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{ri.kérosène léger}} + N_{\text{ve}}$$

Avec :

$$N_{\text{naphta lourd}} = 280.563 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{ve}} = 417.796 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène léger}} = \frac{38630.06757}{153.74} = 251.269 \text{ kmole/h}$$

$N_{\text{rikérosène léger}}$: nombre de kilomoles du reflux interne au niveau du soutirage du kérosène léger.

$$G_{\text{rikérosène léger}} = 0.8 \times (G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}})$$

$$G_{\text{rikérosène léger}} = 0.8 \times (36623.31081 + 38630.06757) = 60202.7027 \text{ kg/h}$$

$$N_{\text{rikérosène léger}} = \frac{G_{\text{rikérosène léger}}}{M_{\text{rikérosène léger}}}$$

$$N_{\text{ri.kérosène léger}} = \frac{60202.7027}{153.74} = 391.588 \text{ kmole /h}$$

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{ri.kérosène léger}} + N_{\text{ve}}$$

$$\sum N_i = 280.563 + 251.269 + 391.588 + 417.796 = 1341.216 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1341.216 \times \frac{187.9 + 273}{273} \times \frac{1}{2.49} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 5.66 \text{ m}^3/\text{s}$$

c. Débit des vapeurs au niveau de soutirage du kérosène lourd :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{\text{s.kérosène lourd}} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{\text{s.kérosène lourd}}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

$\pi_{\text{s.kérosène lourd}}$: pression de service au niveau de soutirage du kérosène lourd.

$$\pi_{\text{s.kérosène lourd}} = 2.38 \text{ atm.}$$

$t_{\text{s.kérosène lourd}}$: la température de soutirage de la fraction kérosène lourd.

$$t_{\text{s.kérosène lourd}} = 225.5 \text{ °C.}$$

$\sum N_i$: Nombre de kilomoles par heure au niveau du kérosène lourd.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{ri.kérosène lourd}} + N_{\text{ve}}$$

Avec :

$$N_{\text{naphta lourd}} = 280.563 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{ve}} = 417.796 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène léger}} = 251.269 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène lourd}} = \frac{42141.89189}{184.46} = 228.461 \text{ kmole/h}$$

$N_{\text{ri.kérosène lourd}}$: nombre de kilomoles du reflux interne au niveau du soutirage du kérosène lourd.

$$G_{\text{rikérosène lourd}} = 0.75 \times (G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}} + G_{\text{kérosène lourd}})$$

$$G_{\text{rikérosène lourd}} = 0.75 \times (36623.31081 + 38630.06757 + 42141.89189)$$

$$G_{\text{rikérosène lourd}} = 88046.4527 \text{ kg/h}$$

$$N_{\text{rikérosène lourd}} = \frac{G_{\text{rikérosène lourd}}}{M_{\text{kérosène lourd}}}$$

$$N_{\text{rikérosène lourd}} = \frac{88046.4527}{184.46} = 477.32 \text{ kmole/h}$$

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{ri.kérosène lourd}} + N_{\text{ve}}$$

$$\sum N_i = 280.563 + 251.269 + 228.461 + 477.32 + 417.796 = 1655.409 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1655.409 \times \frac{225.5 + 273}{273} \times \frac{1}{2.38} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 7.90 \text{ m}^3/\text{s}$$

d. Débit des vapeurs au niveau de soutirage du gasoil :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{\text{s.gasoil}} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{\text{s.gasoil}}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

$\pi_{\text{s.gasoil}}$: pression de service au niveau de soutirage du gasoil. $\pi_{\text{s.gasoil}} = 2.31 \text{ atm}$.

$t_{\text{s.gasoil}}$: la température de soutirage de la fraction gasoil. $t_{\text{s.gasoil}} = 280.9 \text{ °C}$.

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au niveau du gasoil.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{gasoil}} + N_{\text{ri.gasoil}} + N_{\text{ve.f}}$$

Avec :

$$N_{\text{naphta lourd}} = 280.563 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène léger}} = 251.269 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène lourd}} = 228.461 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{gasoil}} = \frac{99836.14865}{254.135} = 392.847 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{ve.f}} = 306.867 \text{ kmole/h}$$

$N_{\text{ri.gasoil}}$: nombre de kilomoles du reflux interne au niveau du soutirage du gasoil.

$$G_{\text{rigasoil}} = \frac{0.37 \times (G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}} + G_{\text{kérosène lourd}} + G_{\text{gasoil}})}{0.63}$$

$$G_{\text{rigasoil}} = \frac{0.37 \times (36623.31081 + 38630.06757 + 42141.89189 + 99836.14865)}{0.63}$$

$$G_{\text{rigasoil}} = 127580.3571$$

$$N_{\text{rigasoil}} = \frac{G_{\text{rigasoil}}}{M_{\text{gasoil}}}$$

$$N_{\text{rigasoil}} = \frac{127580.3571}{254.135} = 502.018 \text{ kmole/h}$$

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{gasoil}} + N_{\text{ri.gasoil}} + N_{\text{ve}}$$

$$\sum N_i = 280.563 + 251.269 + 228.461 + 392.847 + 502.018 + 306.867$$

$$\sum N_i = 1962.025 \text{ kmole/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1962.025 \times \frac{280.9 + 273}{273} \times \frac{1}{2.31} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 10.72 \text{ m}^3/\text{s}$$

e. Débit des vapeurs au niveau de la zone de flash :

$$V_v = 22,4 \sum N_i \times \frac{t_{\text{ZF}} + 273}{273} \times \frac{1}{\pi_{\text{ZF}}} \times \frac{1}{3600}$$

D'où :

π_{ZF} : pression dans la zone de flash. $\pi_{\text{ZF}} = 2.6 \text{ atm}$.

t_{ZF} : la température dans la zone de flash. $t_{\text{ZF}} = 360 \text{ }^\circ\text{C}$.

$\sum N_i$: nombre de kilomoles par heure au niveau de la zone de flash.

$$\sum N_i = N_{\text{naphta lourd}} + N_{\text{kérosène léger}} + N_{\text{kérosène lourd}} + N_{\text{gasoil}} + N_{\text{ve.f}}$$

Avec :

$$N_{\text{naphta lourd}} = 280.563 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène léger}} = 251.269 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{kérosène lourd}} = 228.461 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{gasoil}} = 392.847 \text{ kmole/h}$$

$$N_{\text{ve.f}} = 306.867 \text{ kmole/h}$$

$$\sum N_i = 280.563 + 251.269 + 228.461 + 392.847 + 306.867 = 1460.007 \text{ kmole/h}$$

Donc :

$$V_v = 22,4 \times 1460.007 \times \frac{360 + 273}{273} \times \frac{1}{2.6} \times \frac{1}{3600}$$

$$V_v = 8.10 \text{ m}^3/\text{s}$$

f. Calcul de la vitesse linéaire maximale des vapeurs :

$$W_{\text{max}} = 8,47 \cdot 10^{-5} \cdot C_{\text{max}} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

- **Masse volumique du vapeur au niveau de soutirage du gasoil :**

$$\rho_V = \frac{G_V}{V_v \cdot 3600}$$

D'où :

$$G_V = G_{\text{naphta lourd}} + G_{\text{kérosène léger}} + G_{\text{kérosène lourd}} + G_{\text{gasoil}} + G_{\text{ri.gasoil}} + G_{\text{ve.f}}$$

$$G_V = 36623.31081 + 38630.06757 + 42141.89189 + 99836.14865 + 127580.3571 + 5523.598 = 350335.374$$

Donc :

$$\rho_V = \frac{350335.374}{10.72 \times 3600} = 9.08 \text{ kg/m}^3$$

- **Masse volumique du liquide au niveau de soutirage du gasoil :**

$$\rho_L^{172.6} = 639.225 \text{ kg/m}^3$$

- **Calcul de $C_{\max}$:**

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

Les plateaux sont à clapets alors : $K_1 = 1,15$, $K_2=1$, $C_1= 765$, $C_2= 4$ et la distance entre les plateaux de la colonne $C1$ est de 600 mm

$$\lambda = \frac{0,665 \cdot L_e}{P} \cdot \sqrt{\frac{K_1 \cdot C_1}{V_v \cdot 3600}} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$L_e = \frac{G_{rch}}{\rho_L} = \frac{113465.7851}{639.225} = 177.51 \text{ m}^3/\text{h}$$

P : nombre de passe = 2.

$$\lambda = \frac{0,665 \times 177.51}{2} \sqrt{\frac{1,15 \times 765}{10.72 \times 3600}} \times \sqrt{\frac{639.225 - 9.08}{9.08}} = 25.66$$

$$C_{\max} = 1,15 \times 1 \times 765 - 4 \times (25.66 - 35) = 917.11$$

- **La vitesse linéaire maximale des vapeurs :**

$$W_{\max} = 8,47 \cdot 10^{-5} \times 917.11 \sqrt{\frac{639.225 - 9.08}{9.08}} = \mathbf{0.647 \text{ m/s}}$$

Donc le diamètre de la colonne :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 10.72}{3.14 \times 0.647}}$$

$$\mathbf{D = 4.59 \text{ m}}$$

4.4.2. Calcul de la hauteur de la colonne :

h_1 : hauteur entre le fond supérieur et le plateau supérieur égale à la moitié du diamètre de la colonne.

$$h_1 = \frac{D_n}{2}$$

$$h_1 = \frac{4.59}{2} = \mathbf{2.295 \text{ m}}$$

h_2 : hauteur de la zone de rectification.

h_p : la distance entre deux plateaux.

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

$$h_2 = 0,6 (43 - 1) = \mathbf{25,2 \text{ m}}$$

h_3 : hauteur de la zone de flash, elle est égale à la distance entre quatre plateaux.

$$h_3 = 3.h_p$$

$$h_3 = 0,6 \times 3 = \mathbf{1,8 \text{ m}}$$

h_4 : hauteur de la zone d'épuisement.

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

$$h_4 = 0,6 (6 - 1) = \mathbf{3 \text{ m}}$$

h_5 : hauteur entre le fond inférieur et le plateau inférieur.

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

h_6 : hauteur libre au fond de la colonne.

$$h_6 = \frac{G_r}{\rho_r^{340}} \cdot \frac{\tau}{60.F}$$

D'où : Soit $\tau = 10 \text{ min}$

$$\rho_r^{340} = 0.69136 \text{ g/cm}^3 = 691.36 \text{ kg/m}^3$$

$$F = \pi \cdot \frac{D_n^2}{4}$$

$$F = 3.14 \times \frac{3.48^2}{4} = 9.507 \text{ m}^2$$

Donc :

$$h_6 = \frac{151008.4459}{691.36} \times \frac{10}{60 \times 9.507} = \mathbf{3.829 \text{ m}}$$

h_7 : hauteur de la jupe de la colonne.

$$\mathbf{h_7 = 4 \text{ m}}$$

- **Hauteur totale de la colonne :**

$$H_{\text{total}} = \sum h_i = 2.295 + 25.2 + 1.8 + 3 + 2 + 3.829 + 4$$

$$H_{\text{total}} = 42.12 \text{ m}$$

VI.5. Interprétation des résultats :

Les résultats de calcul obtenus montrent que l'augmentation de la capacité de la colonne de distillation atmosphériques C-101 de 5% et de 10%, aucun changement ne sera effectué sur les dimensions de la colonne ; on va garder la même colonne avec un diamètre de 4.67 m et une hauteur de 45 m.

Tableau VI.22 : comparaison entre les dimensions de la colonne de distillation principale calculées et celles normalisées.

Dimensions	Diamètre (m)		Hauteur (m)	
	Calculé	Normalisé	Calculée	Normalisée
Cas de capacité de production de design	4.37	4.67	42.03	45
Cas de l'augmentation de la capacité de production de 5%	4.47		42.08	
Cas de l'augmentation de la capacité de production de 10%	4.59		42.12	

Conclusion générale

Conclusion générale :

Sur la base d'augmenter la capacité de traitement de la raffinerie d'Alger, on a réalisé une étude de l'augmentation de la capacité de l'unité du topping de la raffinerie d'Alger.

Notre travail consiste à faire un calcul des paramètres de marche de la colonne de distillation atmosphérique C-101 et de ses dimensions avec les nouvelles capacités.

A travers notre étude et à partir les résultats de calcul obtenus, nous avons pu démontrer que l'augmentation de la capacité de la colonne de distillation atmosphérique C-101 entraîne une augmentation des rendements en fractions pétrolières mais provoque aussi l'augmentation des dimensions de la colonne en termes de diamètre et de hauteur.

Cette étude nous permet de démontrer aussi que la colonne de distillation atmosphérique de l'unité du topping de la raffinerie d'Alger peut supporter les nouvelles capacités c'est-à-dire on peut augmenter le débit de charge de 5% et de 10% en gardant la même colonne C-101.

Annexes

Annexe I :

Figure 1 : courbe TBP et CF du pétrole brut.

Figure 2 : courbe de densité du pétrole brut.

Figure 3 : courbe TBP et CF du brut flashé.

Figure 4 : courbe TBP et CF du naphta léger.

Figure 5 : courbe TBP et CF du naphta lourde.

Figure 6 : courbe TBP et CF du kérosène léger.

Figure 7 : courbe TBP et CF du kérosène lourd.

Figure 8 : courbe TBP et CF du gasoil.

Figure 9 : construction CF d'après la méthode d'Obraydtchikov-Simidovitch.

Figure 10 : diagramme de W.L. Nelson et R.J. Harvey.

Figure 11 : chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides.

Figure 12 : tension de vapeur des hydrocarbures (0.1 à 100 mm).

Figure 13 : courbe de tension de vapeur des hydrocarbures paraffiniques (COX chart).

Figure 14 : diagramme d'enthalpie des fractions pétrolières.

Figure 15 : diagramme de vapeur d'eau (MOLLIER).

Figure 16 : nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

Figure 17 : coefficient d'entraînement C1 en fonction de l'espacement entre plateaux et de la tension superficielle.

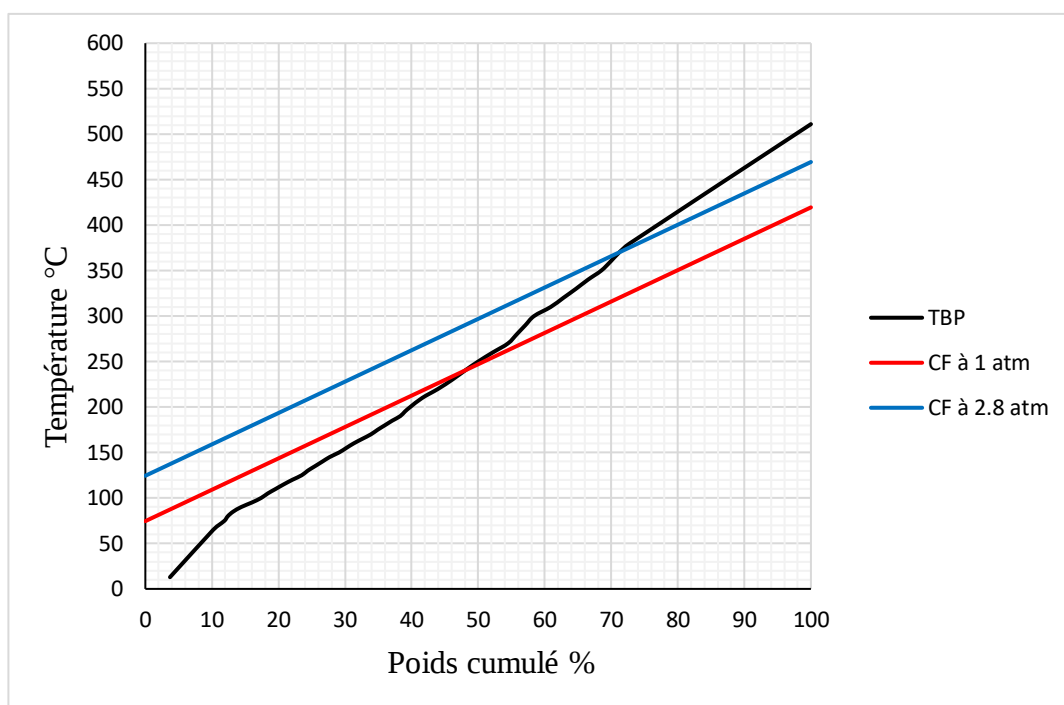


Figure 1 : courbe TBP et CF du pétrole brut.

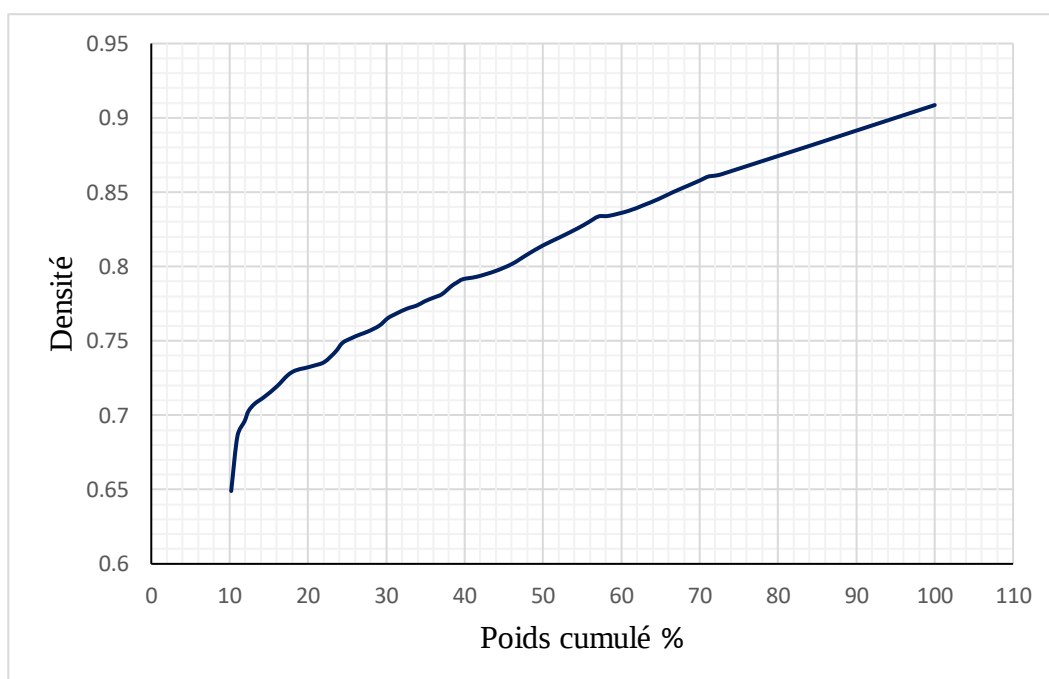


Figure 2 : courbe de densité du pétrole brut.

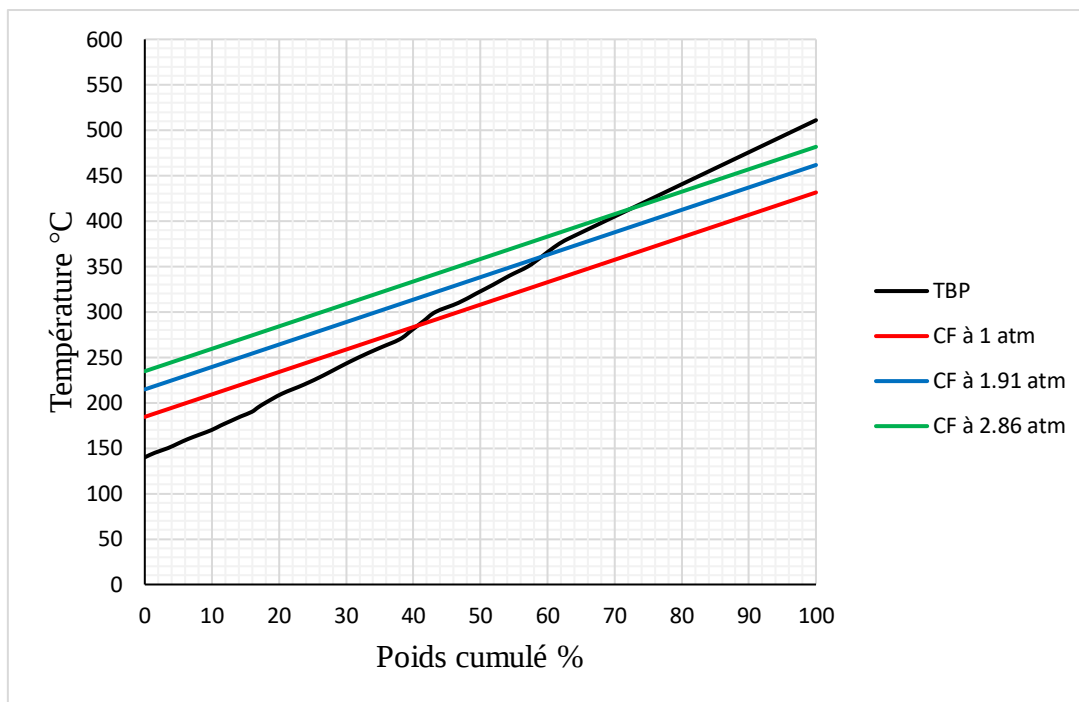


Figure 3 : courbe TBP et CF du brut flashé.

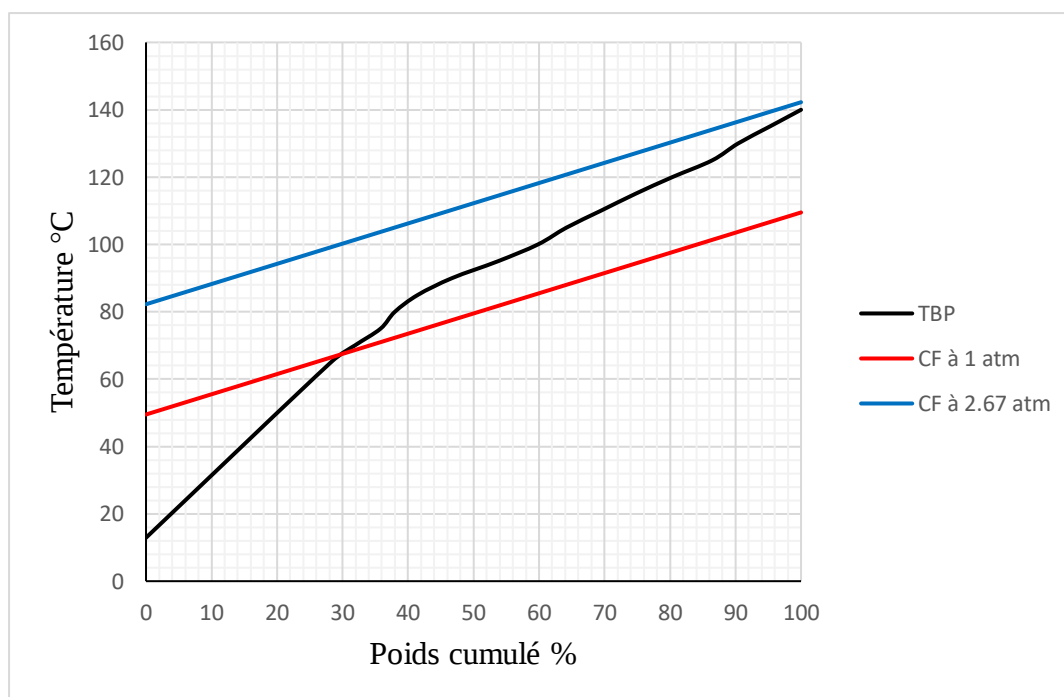


Figure 4 : courbe TBP et CF du naphta léger.

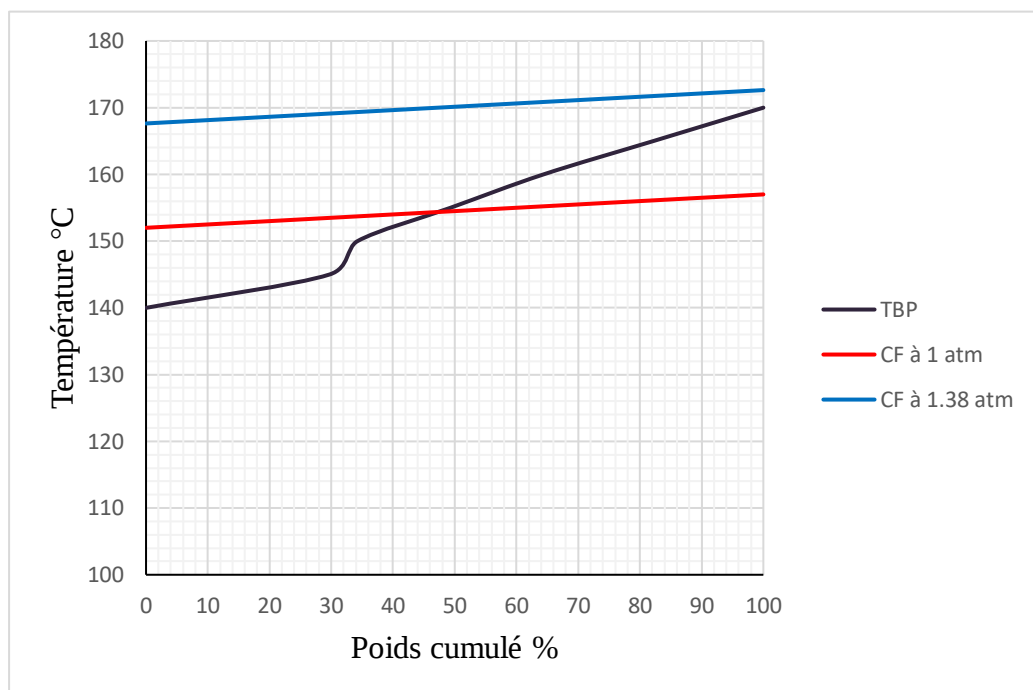


Figure 5 : courbe TBP et CF du naphta lourd.

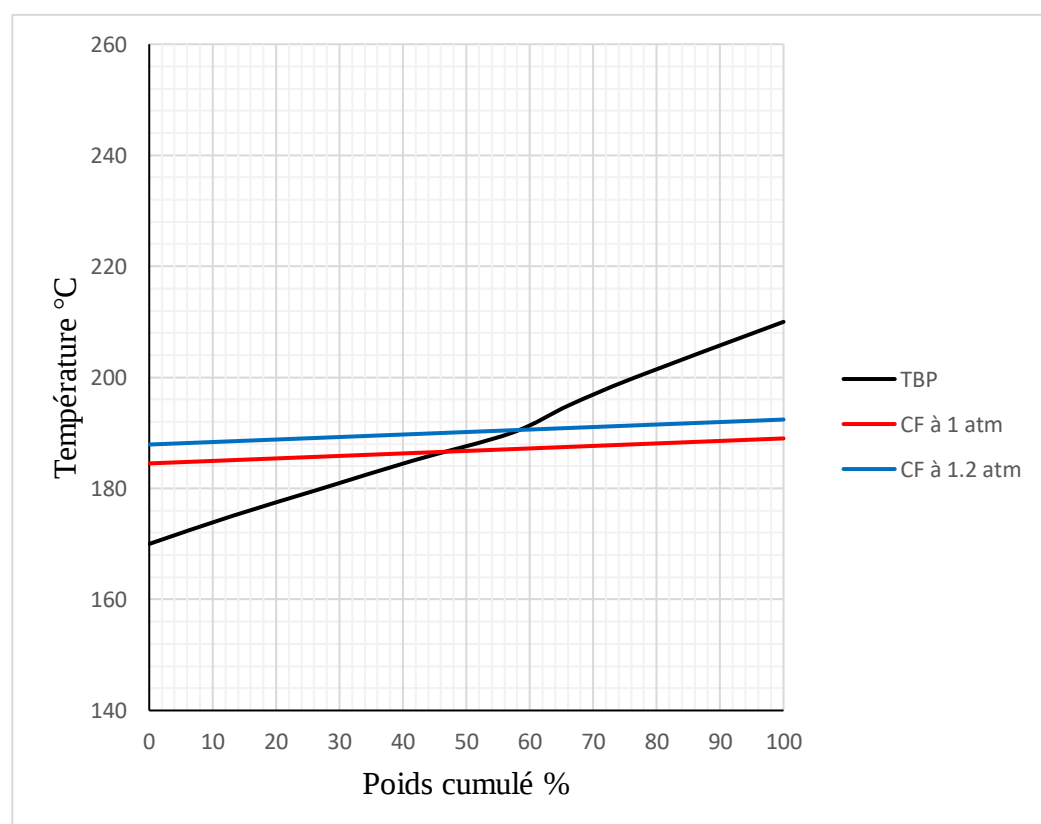


Figure 6 : courbe TBP et CF du kérosène léger.

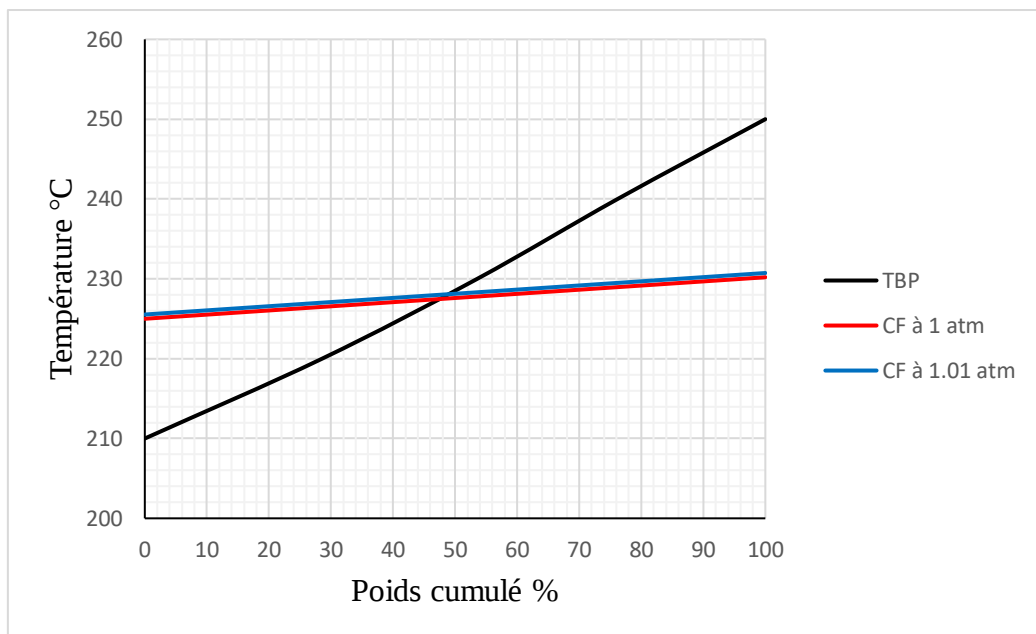


Figure 7 : courbe TBP et CF du kérosène lourd.

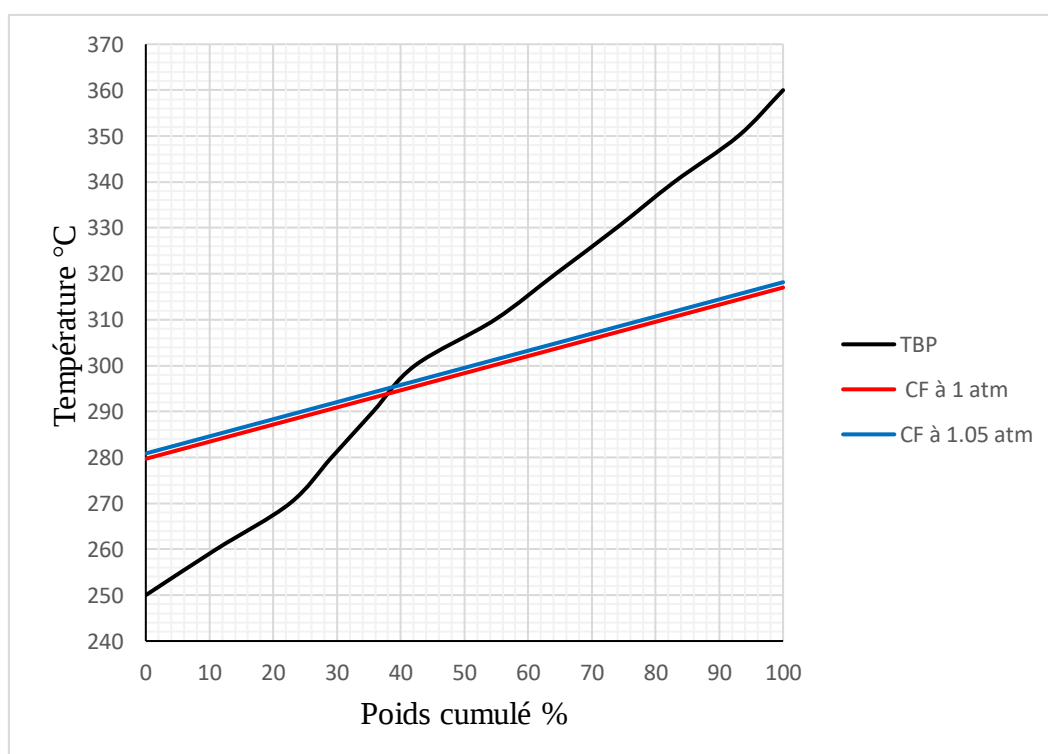


Figure 8 : courbe TBP et CF du gasoil.

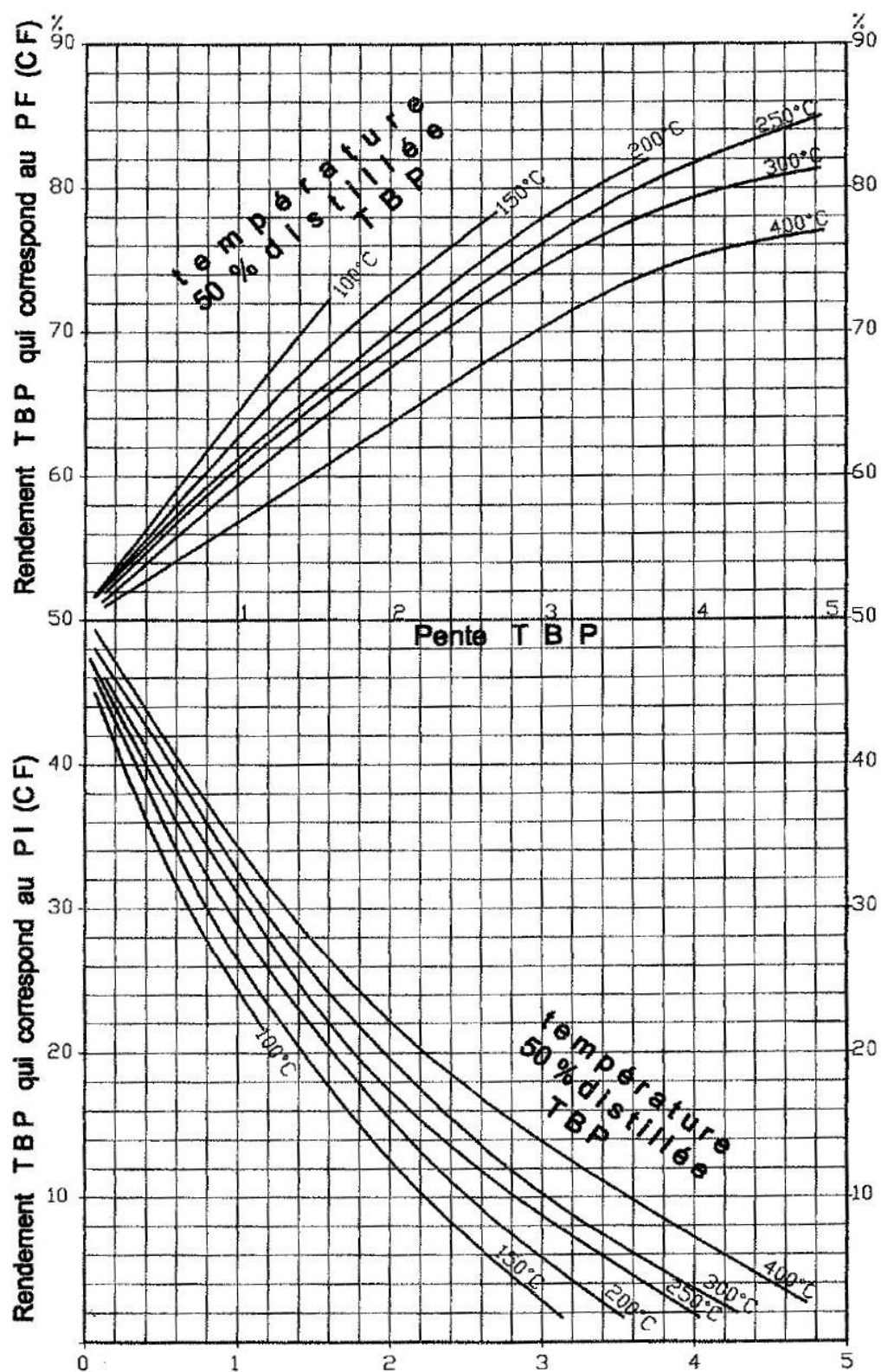


Figure 9 : construction CF d'après la méthode d'Obraydtchikov-Simidovitch.

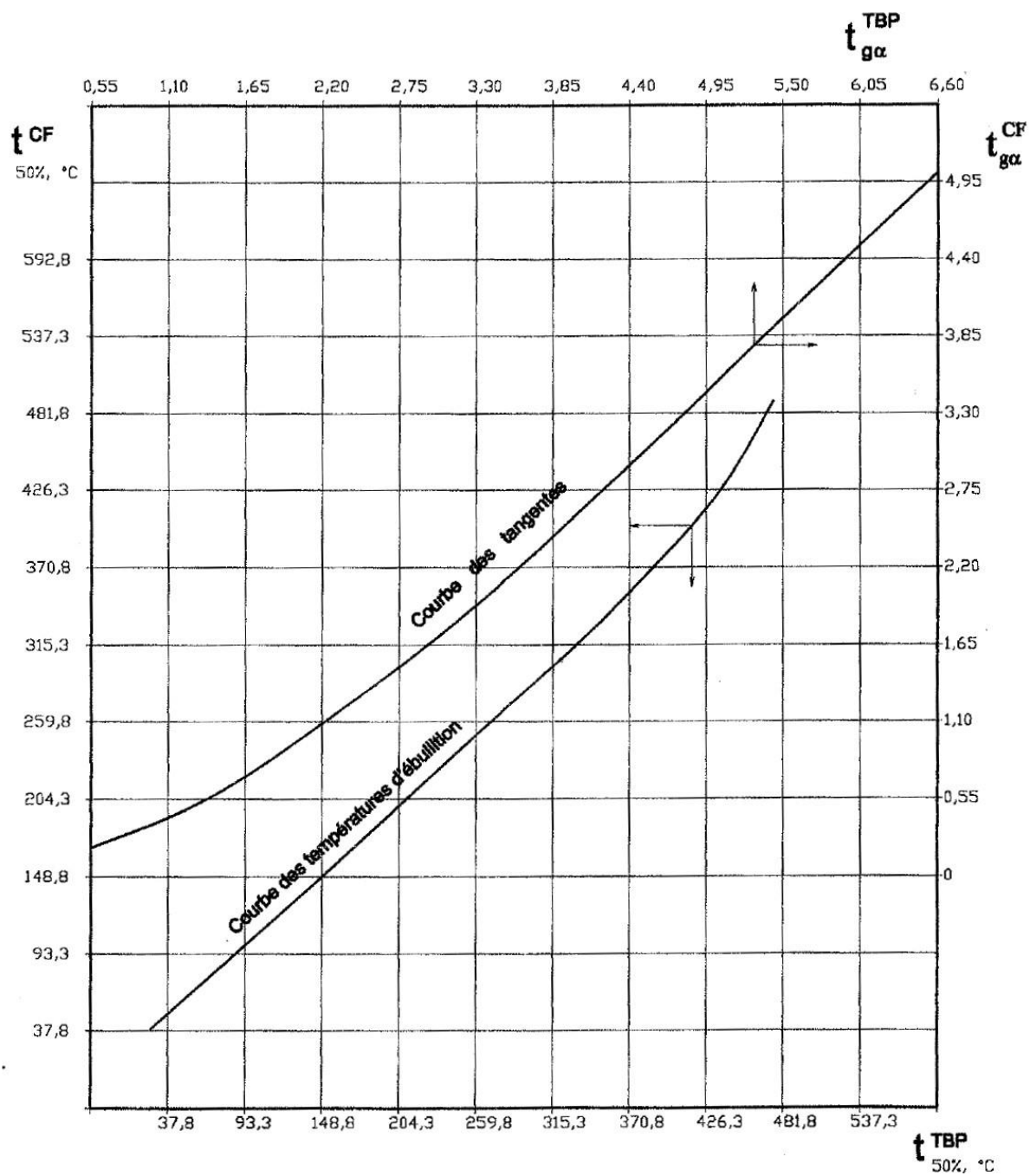


Figure 10 : diagramme de W.L. Nelson et R.J. Harvey.

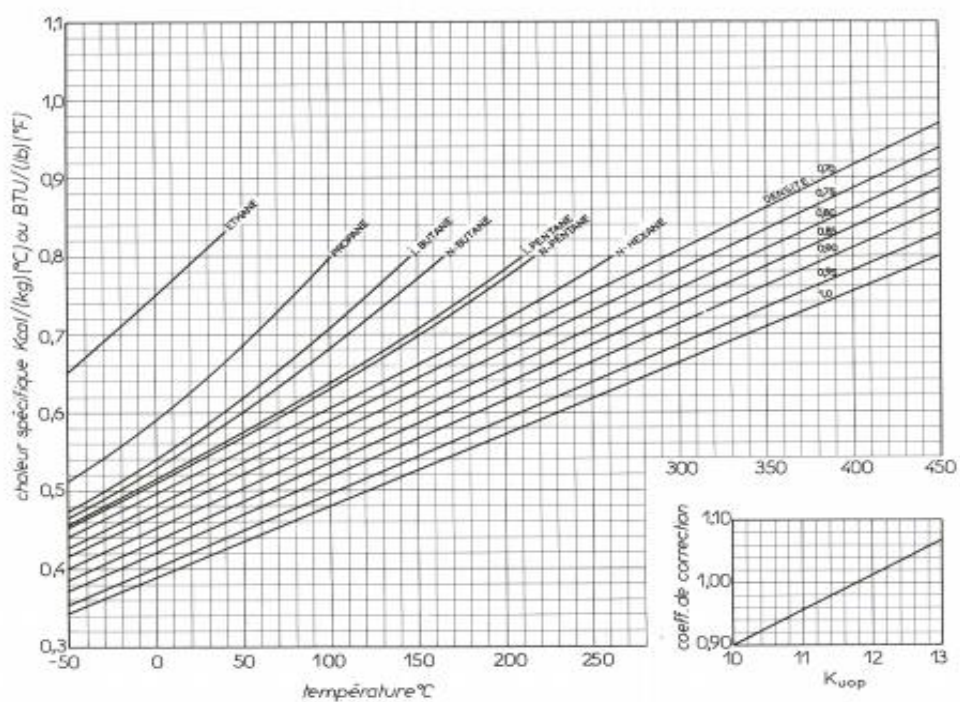


Figure 11 : chaleur spécifique des hydrocarbures et fractions pétrolières liquides.

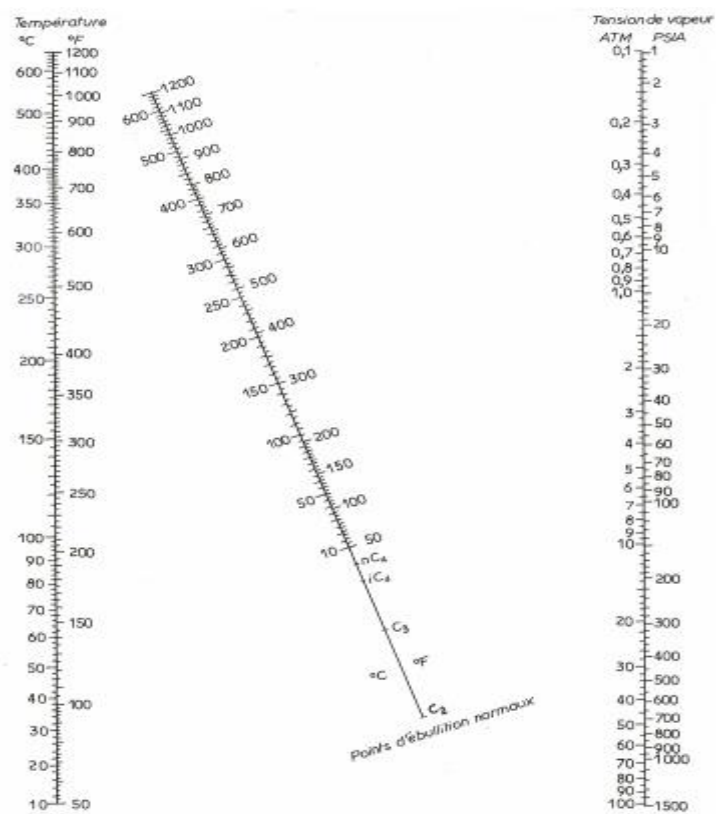


Figure 12 : tension de vapeur des hydrocarbures (0.1 à 100 mm).

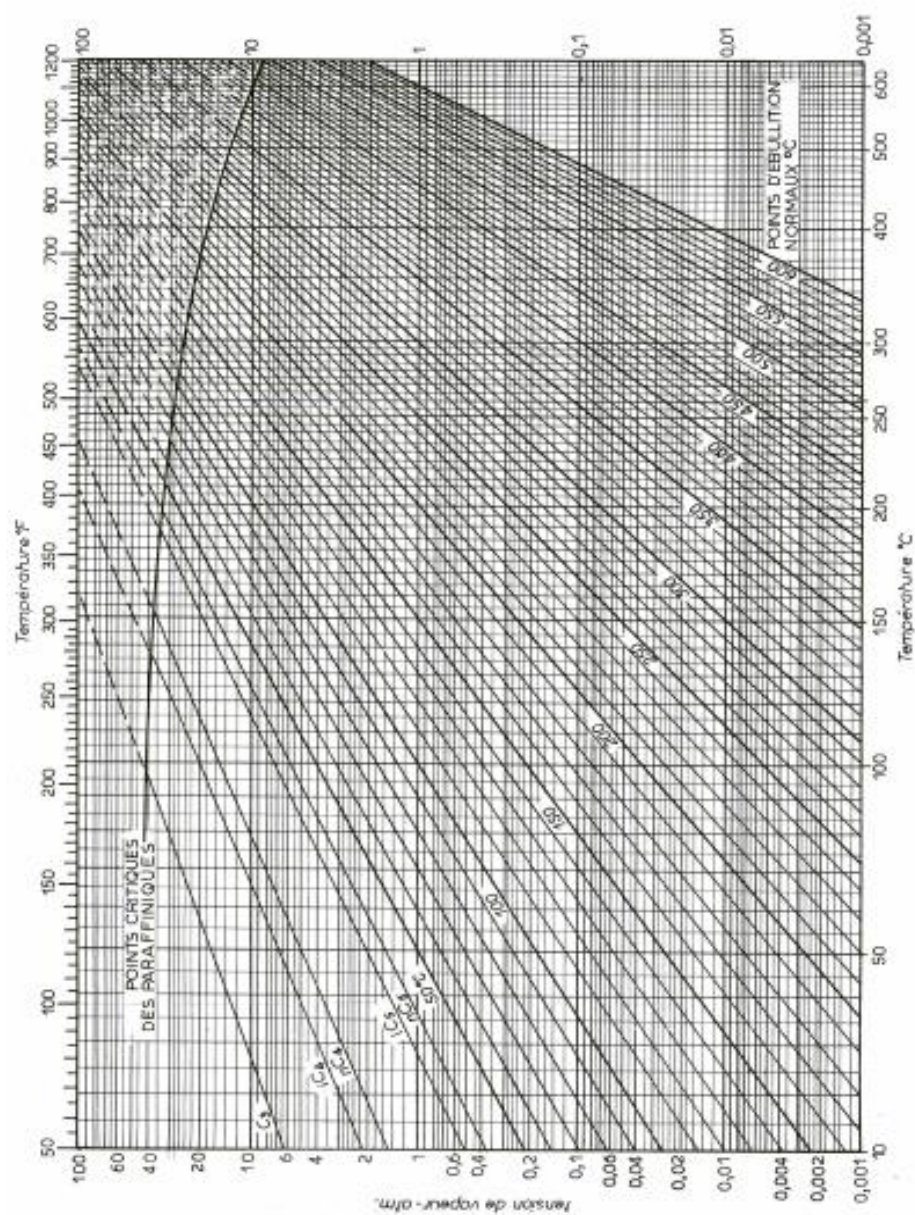


Figure 13 : courbe de tension de vapeur des hydrocarbures paraffiniques (COX chart).

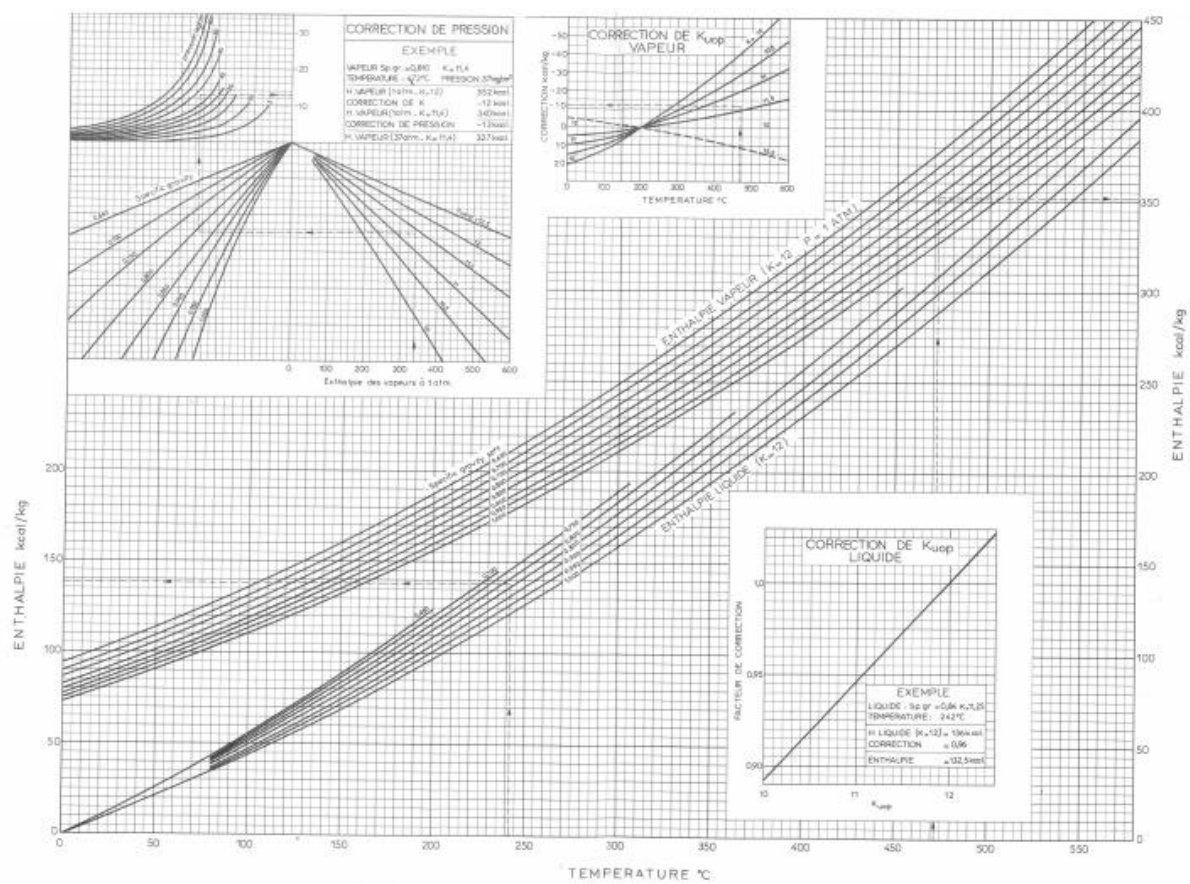


Figure 14 : diagramme d'enthalpie des fractions pétrolières.

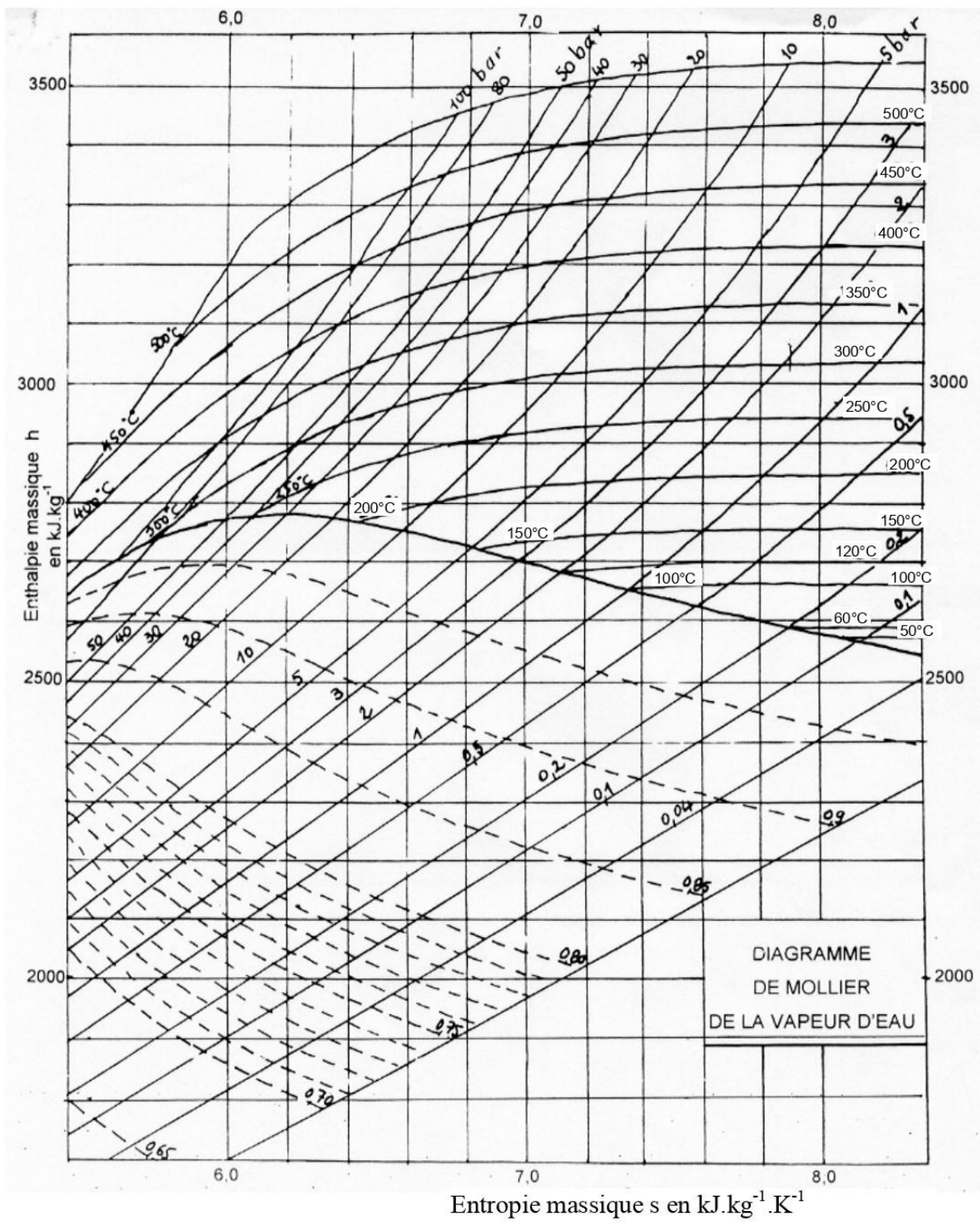


Figure 15 : diagramme de vapeur d'eau (MOLLIER).

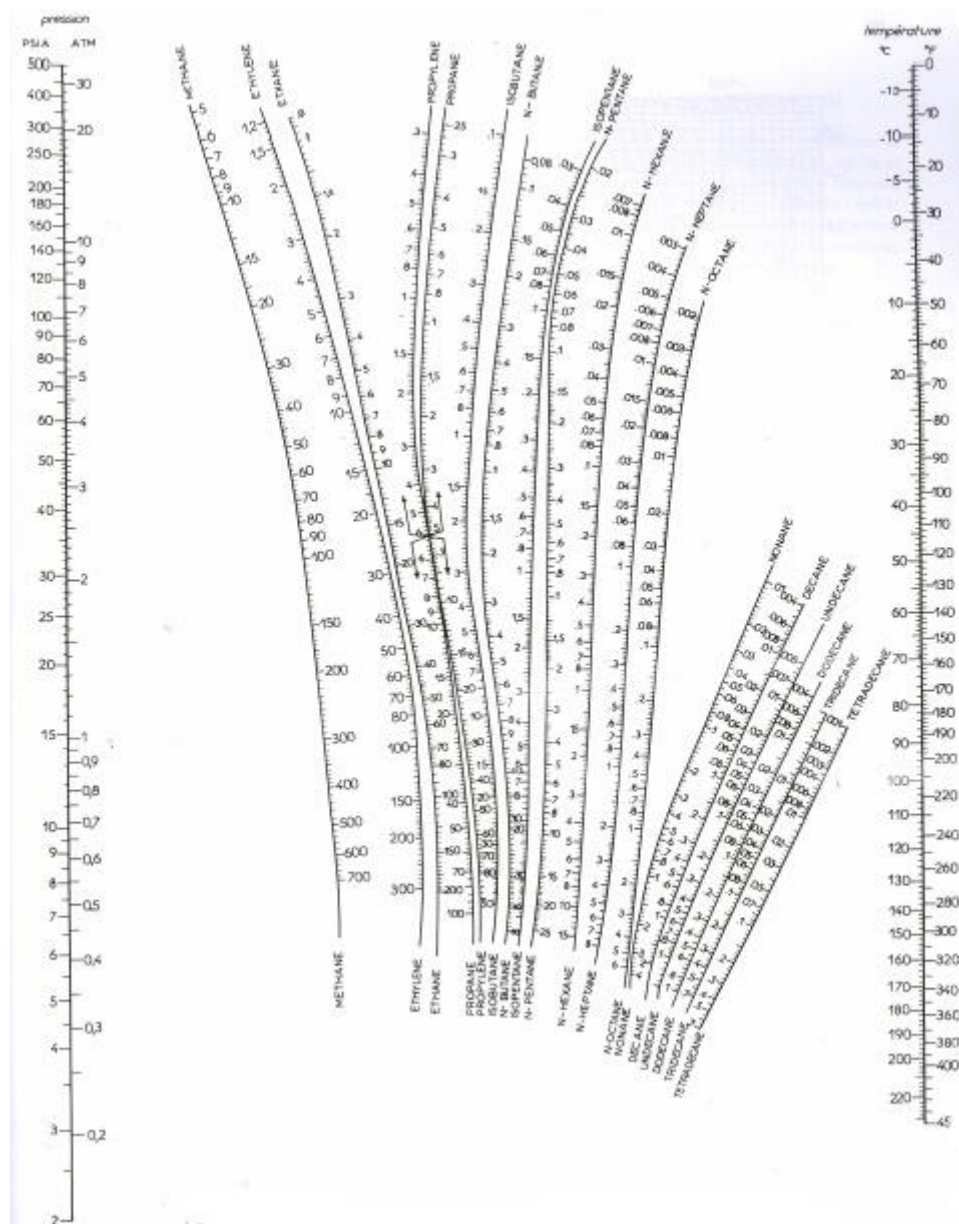


Figure 16 : nomogramme des coefficients d'équilibre des hydrocarbures (Scheibel et Jenny).

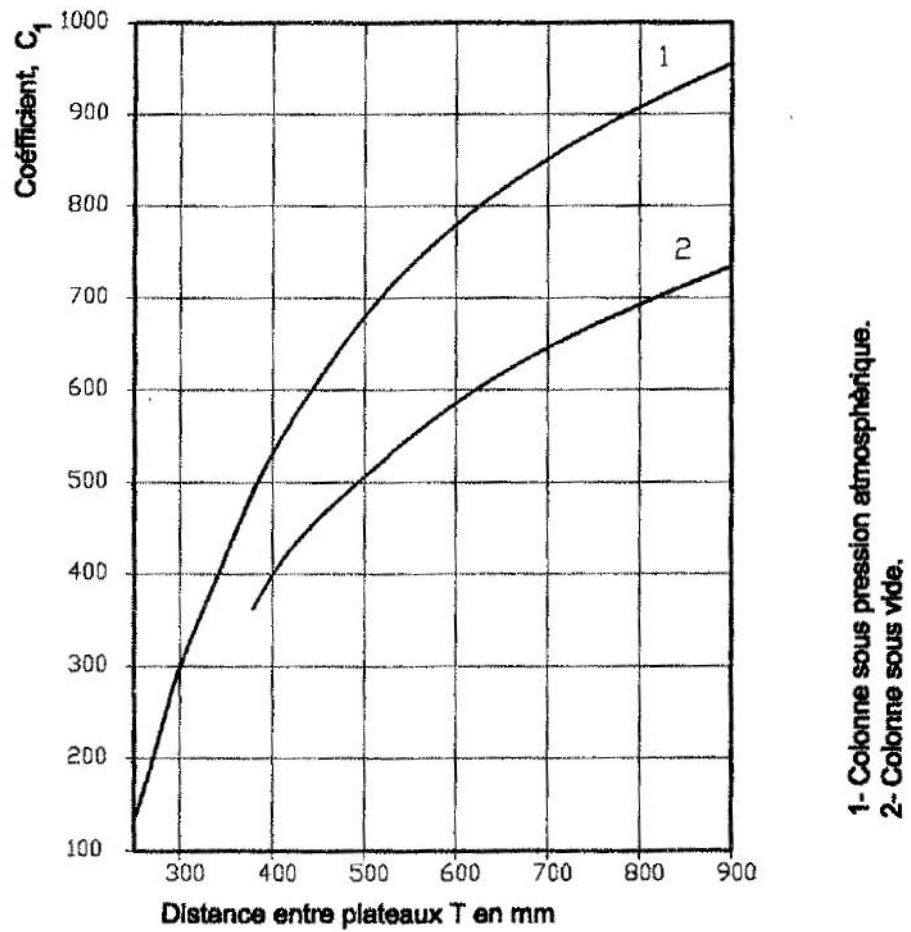


Figure 17 : coefficient d'entrainement C_1 en fonction de l'espacement entre plateaux et de la tension superficielle.

Annexe II :

Tableau 1 : TBP du pétrole brut.

Tableau 2 : valeurs des constantes a, b et c.

Tableau 3 : valeurs de la grandeur $\alpha = (0.403t + 0.000405t^2)$ aux différentes températures.

Tableau 4 : valeurs de la grandeur $\beta = (50.2 + 0.109t + 0.00014t^2)$ aux différentes températures.

Tableau 1 : TBP du pétrole brut.

N°	Fraction °C	% Poids	% Poids cumulé	Masse volumique à 15°C (g/cm³)
C₅⁻	-	3.7	3.7	-
1	12.9-65	6.5	10.2	0.6490
2	65-70	0.8	11.0	0.6860
3	70-75	0.9	11.9	0.6958
4	75-80	0.5	12.4	0.7027
5	80-85	0.8	13.2	0.7077
6	85-90	1.2	14.4	0.7122
7	90-95	1.6	16.0	0.7192
8	95-100	1.4	17.4	0.7268
9	100-105	1.0	18.4	0.7301
10	105-110	1.2	19.6	0.7317
11	110-115	1.2	20.8	0.7334
12	115-120	1.3	22.1	0.7358
13	120-125	1.4	23.5	0.7426
14	125-130	0.9	24.4	0.7486
15	130-135	1.1	25.5	0.7517
16	135-140	1.1	26.6	0.7542
17	140-145	1.1	27.7	0.7564
18	145-150	1.4	29.1	0.7602
19	150-155	1.1	30.2	0.7653
20	155-160	1.1	31.3	0.7684
21	160-165	1.3	32.6	0.7716
22	165-170	1.3	33.9	0.7738
23	170-175	1.0	34.9	0.7766
24	175-180	1.1	36.0	0.7790
25	180-185	1.1	37.1	0.7814
26	185-190	1.2	38.3	0.7868
27	190-195	0.7	39.0	0.7892
28	195-200	0.8	39.8	0.7915
29	200-210	1.8	41.6	0.7932
30	210-220	2.4	44.0	0.7971
31	220-230	2.1	46.1	0.8019
32	230-240	1.9	48.0	0.8081
33	240-250	2.0	50.0	0.8142
34	250-260	2.2	52.2	0.8198
35	260-270	2.3	54.5	0.8259

36	270-280	1.3	55.8	0.8298
37	280-290	1.3	57.1	0.8337
38	290-300	1.3	58.4	0.8341
39	300-310	2.5	60.9	0.8374
40	310-320	1.9	62.8	0.8412
41	320-330	1.9	64.7	0.8453
42	330-340	1.8	66.5	0.8498
43	340-350	2.0	68.5	0.8544
44	350-360	1.4	69.9	0.8576
45	360-370	1.3	71.2	0.8607
46	370-380	1.6	72.8	0.8621
Résidu	380+	27.2	100	0.9086

Tableau 2 : valeurs des constantes a, b et c.

Kuop	10	10.5	11	11.5	12
a	56	57	59	63	69
b	0,23	0,24	0,24	0,225	0,18
c	0,0008	0,0009	0,0010	0,00115	0,0014

Tableau 3 : valeurs de la grandeur $\alpha = (0.403t + 0.000405t^2)$ aux différentes températures.

Température (°C)	α	Température (°C)	α	Température (°C)	α	Température (°C)	α
0	0	130	59,23	260	132,1	390	218,7
5	2,02	135	61,79	265	135,2	395	222,3
10	4,07	140	64,36	270	138,3	400	226,0
15	6,14	145	66,80	275	141,4	405	229,6
20	8,22	150	69,56	280	144,5	410	233,3
25	10,33	155	72,19	285	147,7	415	236,9
30	12,45	160	74,85	290	150,9	420	240,7
35	14,60	165	77,52	295	154,1	425	244,4
40	16,77	170	80,21	300	157,3	430	248,1
45	18,95	175	82,93	305	160,5	435	251,9
50	21,16	180	85,66	310	163,8	440	255,7
55	23,39	185	88,42	315	167,1	445	260,5
60	5,63	190	91,19	320	170,4	450	263,3
65	27,91	195	93,98	325	173,7	455	267,1
70	30,26	200	96,80	33	177,1	460	271,0

75	32,53	205	99,63	335	180,4	465	274,9
80	34,84	210	102,4	340	183,8	470	277,9
85	37,10	215	105,3	345	187,2	475	282,8
90	39,55	220	108,2	350	190,6	480	286,7
95	41,94	225	111,1	355	194,0	485	290,7
100	44,35	230	114,1	360	197,5	490	294,7
105	46,78	235	117,0	365	201,0	495	298,7
110	49,23	240	120,0	370	204,5	500	302,7
115	51,70	245	123,0	375	208,0		
120	54,19	250	126,0	380	211,6		
125	56,70	255	129,0	385	215,1		

Tableau 4 : valeurs de la grandeur $\beta = (50.2 + 0.109t + 0.00014t^2)$ aux différentes températures.

Température (°C)	β	Température (°C)	β	Température (°C)	β	Température (°C)	β
0	50,20	130	66,74	260	88,00		
5	50,75	135	67,47	265	88,92		
10	51,30	140	68,20	270	89,84	390	114,0
15	51,87	145	68,95	275	90,76	395	115,1
20	52,44	150	69,70	280	91,70	400	116,2
25	53,01	155	70,49	285	92,64	405	117,3
30	53,60	160	71,22	290	93,58	410	118,4
35	54,19	165	72,00	295	94,54	415	119,5
40	54,78	170	72,78	300	95,50	420	120,6
45	55,39	175	73,56	305	96,47	425	121,812
50	56,00	180	74,36	310	97,44	430	2,9
55	56,62	185	75,15	315	98,43	435	124,1
60	57,88	190	75,95	320	99,42	440	125,2
65	58,52	195	76,77	325	100,4	445	126,4
70	59,16	200	77,60	33	101,4	450	127,6
75	59,89	205	78,43	335	102,4	455	128,7
80	60,48	210	79,26	340	103,410	460	129,4
85	61,14	215	80,11	345	4,5	465	131,1
90	61,82	220	80,96	350	105,5	470	132,3
95	62,50	225	81,81	355	106,5	475	133,5
100	63,19	230	82,67	360	107,6	480	134,7
105	63,88	235	83,55	365	108,6	485	135,9
110	64,59	240	84,42	370	109,7	490	137,2
115	65,59	245	85,31	375	110,7	495	138,4
120	65,30	250	86,20	380	111,8	500	139,7
125	66,01	255	87,10	385	112,9		

Bibliographie

- [1] Documentation de la raffinerie d'Alger, « Manuel d'exploitation », 1964.
- [2] Documentation de la raffinerie d'Alger, « Manuel d'exploitation, Unité de distillation atmosphérique – U100 »
- [3] Documentation de la raffinerie d'Alger, « Manuel d'exploitation, Unité usine gaz - U300 »
- [4] Documentation de la raffinerie d'Alger, « Manuel d'exploitation, Unité d'hydrotraitement de naphta – U500 »
- [5] Documentation de la raffinerie d'Alger, « Manuel d'exploitation, Unité d'isomérisation du naphta léger – U510 »
- [6] Documentation de la raffinerie d'Alger, « Manuel d'exploitation, Unité CCR de reformage du naphta – U520 »
- [7] Documentation de la raffinerie d'Alger, « Manuel d'exploitation, Unité de craquage catalytique de fluide résiduel (RFCC) – U530 »
- [8] Documentation de la raffinerie d'Alger : « Manuel opératoire stockage, mélange et expédition ».
- [9] L. Nouh — M. Bebboukha, « Optimisation de la TVR de l'Essence par l'Etude des Paramètres de March du Débutaniseur et la Vérification du Rebouilleur », 2015.
- [10] X. Normand, A. Teil : L'industrie du raffinage du pétrole, leçons sommaires Tome (1), 1985
- [11] Jean-Sébastien Lalumière & Alexis Richard : Le pétrole : l'or noir du XXe siècle.
- [12] G. Otmanine : Produits pétroliers non énergétiques, Boumerdes 2016.
- [13] J.P. Wauquier : le raffinage du pétrole, pétrole brut, produit pétroliers, schéma de fabrication. Tome (1). Ed. Technip, Paris 1994.
- [14] P-Wuithier : le pétrole, raffinage et génie chimique. Tome (1). Ed. Technip. Paris.
- [15] C.E. Chitour : Raffinage thermodynamique des fluides réels Tome (3), 1999.
- [16] P. Wuithier : Distillation dans l'industrie du pétrole. Ed. Technip. Paris 1956.
- [17] C.E. Chitour : Raffinage du pétrole, les propriétés physiques des hydrocarbures et des fractions pétrolières. Ed. OPU, 1999.
- [18] M. Benadj : « Etude physico-chimique et l'analyse d'une coupe pétrolière ». Thèse de Magister en chimie USTHB 1992.
- [19] Total : Manuel de formation, Cours EXP-PR-PR180, 2007.
- [20] A. Kallel — B. Djeddar : « Etude d'amélioration de la qualité du méthanol produit par le complexe CP1/Z selon la spécification IMPCA », 2019.
- [21] G. Otmanine — S. Mustafaef: Calcul du topping. Boumerdes, 2000.
- [22] J.P. Wauquier : Procédés de séparation. Tome (2). Ed. Technip, Paris 1997.