

733

## Mémoire du Projet de fin d'étude

2<sup>ème</sup> Année Master



Département : Génie des Procédés

Spécialité : Génie chimique



*Présenté par :*

**DERRADJI Mehdi  
HABBES Oussama**

---

---

**Etude vérificatif d'une colonne de distillation atmosphérique**

---

---

*Sous la direction de :*

**Dr. M.Benhamza**

**Juin 2011**

## Remerciement



*Nous remercions le bon dieu pour le courage qu'il nous a donné pour surmonter toutes les difficultés durant nos années d'études.*

*Ce travail est le fruit de la collaboration de plusieurs personnes qui meritent notre gratitude.*

*Nous remercions vivement notre encadreur Dr. Benhamza, vous nous avez fait le grand honneur de diriger ce travail, votre compréhension, votre collaboration et vos précieuses directives qui nous ont été d'un grand secours afin de mener à bien notre mémoire, veuillez accepter l'expression de notre grande admiration et de notre profonde reconnaissance. Nous saluons chaleureusement votre ardeur à travailler.*

*Nous voudrions exprimer nos plus vifs remerciements à tous nos professeurs qui ont contribué à nous transmettre l'incalculable trésor qu'est le savoir.*

*Que tous ceux que nous n'avons pas cités, et qui nous ont aidé de près ou de loin reçoivent nos sincères remerciements.*

Mehdi et Oussama.



# Dédicace



*A la lumière qui m'a éclairé le chemin  
Les deux êtres les plus chers au monde*

*Ma chère mère et mon cher père.*

*A mes sœurs et mes frères*

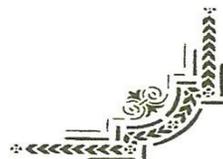
*A toute ma famille sans exception.*

*A tous mes enseignants et mes collègues de promotion.*

*A Tous mes amis sans exception,*

*Je dédie ce travail.*

Mehdi.



## *Dédicace*

*Je dédie le fruit de mes années d'études à mes très chers parents qui m'ont tout donné, de leurs amour et leurs sacrifices pour que je puisse suivre mes études dans des bonnes conditions et qui ne cessent de m'encourager et de veiller pour mon bien, sans leurs soutient ce travail n'aurait jamais vue le jour.*

*A mon très cher frère et mes sœurs surtout la petite chère Kawther.*

*A mes chers cousins et cousines.*

*A tous mes amis ...*

*A mes tantes et mes oncles.*

*A tous ceux qui m'ont aidé pour l'obtention de ce diplôme et à tous ceux que j'aime bien.*

*A Toute ces personnes et à ceux que j'ai peut être oublié j'adresse mes sentiments les plus chaleureux.*

Oussama.



# Sommaire

	<b>Page</b>
<b>Introduction</b>	
<b>Chapitre I. Généralités sur le pétrole et le raffinage</b>	
I.1. Origine du pétrole brut	1
I.2. Composition des pétroles bruts	1
I.2.1. Les principales familles d'hydrocarbures	1
I.2.2. Les différents composés contenus dans le brut	3
I.3. Généralité sur le raffinage	4
I.3.1. Le raffinage dans le monde	4
I.3.2. Le raffinage en Algérie	5
I.3.3. Les installation d'une raffinerie et procédés de raffinage	6
I.3.4. Colonne de distillation	8
I.4. Types d'installation de distillation de pétrole	10
I.5. Distillations au laboratoire	13
<b>Chapitre II- Produits du raffinage</b>	
II.1. Les essences	15
II.1.1. Définition	15
II.1.2. Procédés d'obtention des essences	15
II.1.2.1. La distillation initiale du pétrole brut	15
II.1.2.2. Le reformage catalytique	15
II.1.2.3. Le craquage catalytique	16
II.1.2.4. Isomérisation des fractions légères	16
II.1.2.5. Alkylation	16
II.1.2.6. Polymérisation	16

II.1.2.7. La cokéfaction	16
II.1.2.8. Hydrocraquage	17
II.1.3. Caractéristiques des essences	17
II.1.3.1. Indice d'octane	17
II.1.3.2. Tension de vapeur	17
II.1.3.3. La densité	18
II.1.3.4. Distillation ASTM (American Society for Testing and Materials)	18
II.1.3.5. Teneur en gommes des essences	19
II.1.3.6. Teneur en soufre des essences	19
II.1.3.7. Teneur en Plomb (PTE et PTM)	20
II.2. Le gaz du pétrole liquéfié « GPL »	22
II.2.1. Définition de GPL	22
II.2.2. Les sources des GPL	22
II.2.3. Les propriétés du GPL	22
II.2.4. Avantages et inconvénients techniques de GPL	23
II.2.5. Domaine d'utilisation de propane et butane	24
II.2.5.1. Utilisation du GPL dans la pétrochimie	24
II.2.5.2. Autres utilisations du propane et du butane	26
II.2.6. La demande nationale de GPL	26
<b>Chapitre III- La distillation</b>	
III.1. Dessalage et distillation atmosphérique	28
III.1.1. Technologie choisie	28
III.1.2. Le procédé et les équipements nécessaires	28
III.1.3. Alimentation	33

III.1.4. Les réactions en jeu	34
III.1.5. Les conditions d'opération	35
III.1.6. Procédure démarrage et arrêt	35
III.2. Distillation sous-vide	38
III.2.1. Technologie choisie	38
III.2.2. Conditions d'opération	39
III.2.3. Procédures démarrage et arrêt	39

## **Chapitre IV : Calcul de la colonne de distillation atmosphérique**

IV.1. Description de la colonne étudiée	42
IV.2. Calcul de la température des produits soutirés	43
IV.2.1. Méthodes de courbe de distillation sous pression ATM	43
V.2.1.1. Méthode D'OBRYADTCHIKOV-SMIDOVITCH	43
V.2.1.2. Méthode de W.L.NELSON, R.J.HARVY	44
IV.2.2. Méthode de courbe de distillation sous une pression différente de la pression ATM	45
IV.3. Masse Moléculaire des Fractions	46
IV.4. Calcul des différentes températures dans la colonne de distillation atm	48
V.5. Dimensionnement de la colonne atmosphérique	53
V.5.1. Diamètre de la colonne	53
V.5.2. Hauteur de la colonne	58

### **Conclusion**

BIBLIOGRAPHIE

LISTE DES FIGURES

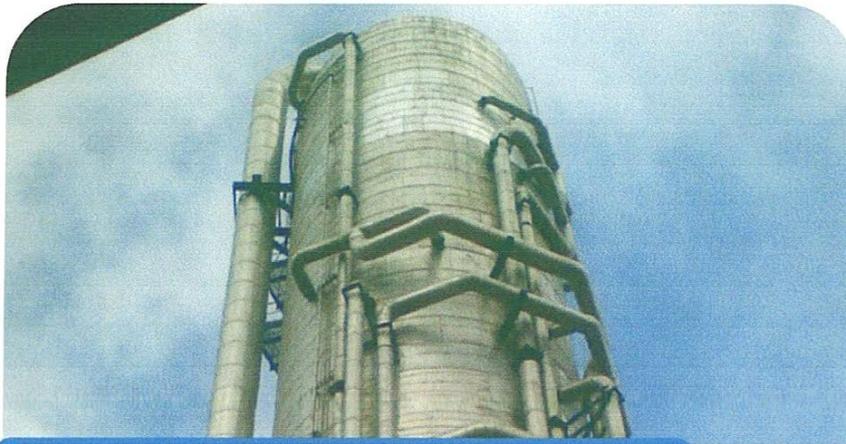
LISTE DES TABLEAUX

ANNEXE A

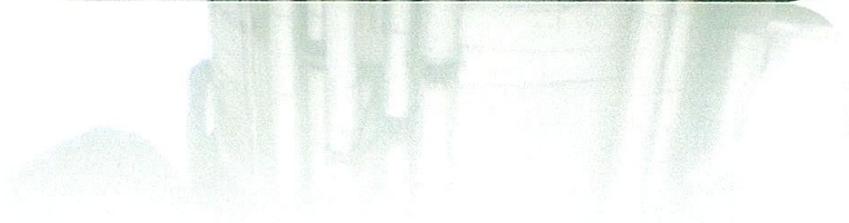
ANNEXE B

‘La science ne cherche pas à énoncer des vérités éternelles ou de dogmes immuables ; loin de prétendre que chaque étape est définitive et qu’elle a dit son dernier mot, elle cherche à cerner la vérité par approximations successives.’

Bertrand Russell, ABC de la relativité



# Introduction



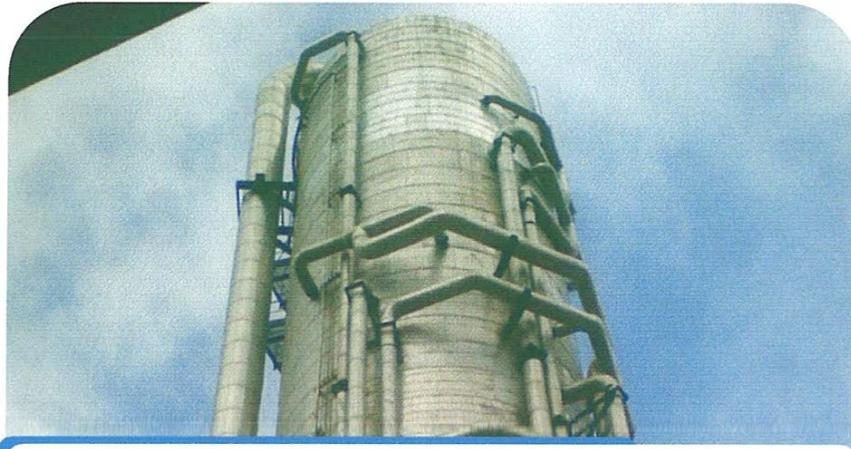
## INTRODUCTION

L'essence ou le gazole qu'on met dans le réservoir de la voiture, le fioul qu'on brûle pour se chauffer l'hiver, le gaz de la bonbonne qui contribue à nos bons petits plats et tous les produits dérivés qui accompagnent notre vie quotidienne... tout cela vient du pétrole. Mais on n'utilise jamais du pétrole brut directement. Pourquoi cela ? Pourquoi n'y a-t-il pas de moteurs ou de chaudières à pétrole brut ? La raison en est simple : le pétrole brut est un mélange variable de plusieurs hydrocarbures en différentes quantités suivant la densité du produit et il n'y a pas un pétrole brut, mais une multitude de bruts différents. En fait, chaque gisement de pétrole a son histoire et possède sa composition particulière en différents hydrocarbures. Certains, noirs et visqueux, contiennent beaucoup de molécules lourdes. D'autres, bruns et plus fluides, sont plus légers. Ils contiennent plus ou moins de gaz dissous. Et tous comportent des proportions variables de produits soufrés ou acides, très corrosifs pour les métaux. Il n'existe pas, bien sûr, de moteur universel adapté à n'importe quel carburant, ni de chaudière résistante à ces corrosions très agressives.

C'est pourquoi les pétroles bruts doivent être purifiés et transformés en produits de composition à peu près constante, bien adaptés à leur utilisation. Ces transformations (le raffinage) sont effectuées dans les raffineries.

Mais l'objectif d'un raffineur est avant tout de répondre à la demande en produits pétroliers. Aujourd'hui, le développement des transports routiers et aériens s'est accéléré, et la demande en produits légers est montée en flèche. Parallèlement, on brûle beaucoup moins de produits lourds pour produire de l'électricité ou pour se chauffer. La demande mondiale est environ de 40 % pour les produits légers (carburants), 40 % pour les produits moyens (fioul, gazole) et 20 % pour les produits lourds. Le seul pétrole correspondant à peu près à ces proportions est le brut léger du Sahara algérien. Mais la plupart des bruts extraits dans le monde contiennent plus de produits lourds.

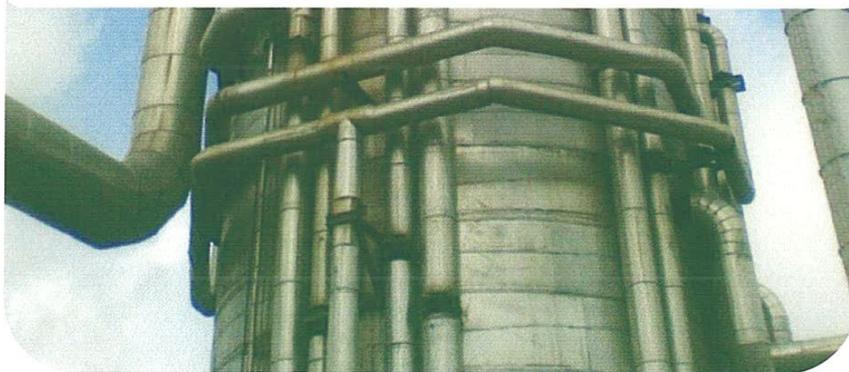
Dans le présent sujet nous allons considérer en détail une unité de traitement du pétrole brut, c'est la raffinerie de SKIKDA.



# **Chapitre I**

## **Généralités sur le**

### **pétrole**



## I. Généralités sur le pétrole et le raffinage

### I.1. Origine du pétrole brut :

Depuis la découverte du pétrole, plusieurs savants se sont penchés sur le problème de l'origine de cette source d'énergie. Pour cela de nombreuses théories étaient émises, seules deux d'entre elles étaient prises en considération. La première, celle de l'origine minérale défendue autrefois par de notables savants tels que Moissan et Sabatier.

Quant à la deuxième, celle d'origine végétale et animal qui est la vraisemblable aujourd'hui, défendue autrefois par Engler et Hofer. En effet, ces deux savants ont réussi à obtenir au laboratoire des hydrocarbures à partir des végétaux et des poissons, ce qui a permis d'expliquer l'élaboration des immenses nappes de pétrole.

### I.2. Composition des pétroles bruts :

Le pétrole brut, appelé aussi hydrocarbure, selon cette nomenclature, on distingue les deux mots hydrogène et carbone, qui sont les composants essentiels de tous les pétroles bruts; leurs teneurs sont (83%-87%) pour le carbone et (11%-14%) pour l'hydrogène. Ces deux éléments forment les trois grandes familles des hydrocarbures qui sont :

- a) Aliphatiques
- b) Cycliques
- c) Les hydrocarbures mixtes.

Mais, on trouve aussi d'autres éléments qui le composent, qui sont plus au moins nocifs dans le traitement de brut ou lors de l'utilisation des fractions pétrolières finies. Ces éléments sont : l'oxygène, le soufre et l'azote (au total jusqu'à 6% ÷ 7%) sous forme de composés.

Aussi, on a pu détecter par l'analyse des cendres du pétrole la présence d'autres composés tels Cl, I, P, As, Si, Na, Fer...

#### I.2.1. Les principales familles d'hydrocarbures :

##### a. Hydrocarbures aliphatiques :

Se sont les hydrocarbures paraffiniques, les oléfines, et les acétyléniques à chaîne ouverte.

- **Saturés** : Ce sont les alcanes  $C_nH_{2n+2}$  qui sont soit à structure normale, soit ramifiée (isomérisé). Les pétroles paraffiniques contiennent environ 50% de paraffine.

- **Non-saturés** : Ils n'existent pas dans le brut, ils sont formés pendant le traitement du pétrole par les procédés de craquage thermique ou thermocatalytique. Ces non-saturés sont

appelés les oléfines dont la formule générale est  $C_nH_{2n}$  pour les alcènes et  $C_nH_{2n-2}$  pour les alcynes.

*b. Hydrocarbures cycliques :*

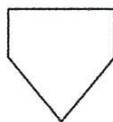
Généralement le cycle comprend 05 ou 06 atomes de carbone.

- Saturés : Ce sont les hydrocarbures naphténiques ayant la formule  $C_nH_{2n}$ .

Ex :  $C_6H_{12}$  ou  $C_5H_{10}$



Cyclohexane



cyclopentane

Ils sont divisés en naphténiques monocyclique, bicyclique et polycyclique.

- Non-saturés : Ce sont les aromatiques dont la formule chimique est  $C_nH_{2n-6}$ .

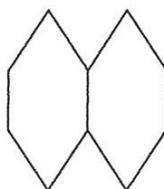
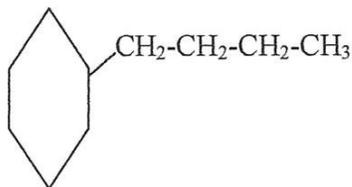
Ex : le benzène  $C_6H_6$



Les aromatiques se présentent dans le pétrole sous forme de BTX (Benzène, Toluène, Xylène), naphthalène, anthracène, pyrène, etc.

*c. Les hydrocarbures mixtes :*

L'union des hydrocarbures cycliques et aliphatiques donne des molécules mixtes (cycle+chaîne). Les propriétés de ces molécules mixtes sont en fonction de l'importance du cycle ou des chaînes dans la structure.



tetra line

La composition chimique du pétrole brut est donnée par la teneur en paraffine, oléfine, naphténe et en aromatique dite le PONA de la fraction pétrolière.

## I.2.2. Les différents composés contenus dans le brut :

### a. Composés sulfurés :

Pratiquement tous les pétroles contiennent du soufre. La teneur de ce dernier augmente avec l'augmentation de la température d'ébullition de la fraction pétrolière.

Ces composés sulfurés sont divisés en trois groupes

– Le premier groupe : comprend  $H_2S$  et  $R-SH$  (mercaptans) qui ont des propriétés acides, corrosive et odeur désagréable.

– Le deuxième groupe :

Renferme les sulfures  $R-S-R'$  et disulfures  $R-S-S-R'$  qui sont neutres à froid et instables à une température élevée entre 130 à 160°C pour donner les mercaptans et  $H_2S$ .

– Le troisième groupe :

Renferme les composés hétérocycliques, à savoir thiophène (1) et thiophane (2), instables à température élevée de l'ordre de 500 à 600°C pour donner les mercaptans et  $H_2S$ .

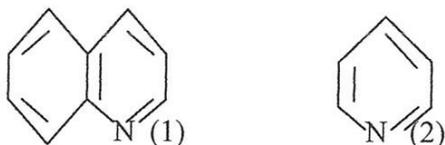


Les composés sulfurés sont indésirables, par ce qu'ils diminuent le nombre d'octane de l'essence, en agissant sur l'efficacité de l'action des additifs antidétonants, tels que le P.T.E (Plomb-tétraéthyle).

Ces composés empoisonnent aussi les catalyseurs des procédés catalytiques.

### b. Les composés azotés :

La teneur de l'azote varie de 0.02-2.5%, elle augmente avec l'augmentation de la température d'ébullition des fractions, on le retrouve sous forme de quinoléine (1) et pyridine (2)

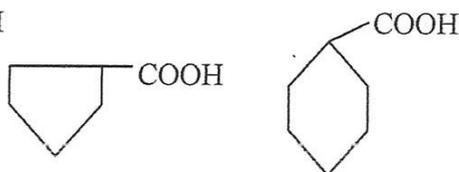


Tous les composés azotés sont des poisons pour les catalyseurs.

### c. Les composés oxygénés :

Dans le pétrole se trouve une petite quantité d'oxygène, dans les acides naphthéiques, les phénols et les gommés.

Ex :  $C_nH_{2n-1}COOH$



*d. Les composées métalliques :*

Ils existent sous forme de sels dissous dans l'eau mélangée avec le pétrole brut. Les métaux sont des poisons permanents pour les catalyseurs industriels. Pour ces composés on trouve le plomb, As, P, V, Hg, etc.

**I.3. Généralité sur le raffinage:****I.3.1. Le raffinage dans le monde :**

Au cours de l'année 2000, la capacité mondiale de raffinage est restée pratiquement stable avec un total de 4064 Mt/an. Cette stabilité résulte d'un équilibre entre une diminution de capacité de 65 Mt/an dans les pays de l'ancien bloc soviétique, et une augmentation de 55 Mt/an en Asie (26,1 Mt/an), Amérique du sud (11,4 Mt/an) et Afrique 11,0 Mt/an. L'année 2000 a vu plus précisément la mise en service de quatre nouvelles raffineries, correspondant à une augmentation de la capacité de traitement de 19,5 Mt/an : deux pour la zone Asie Pacifique, une en Afrique et la quatrième en Russie. Les fermetures les plus notables sont celles des trois raffineries de Groznyï en Russie à la suite de leur destruction partielle pendant la guerre en Tchétchène. La seule autre fermeture importante est celle de la raffinerie SHELL de Zola en Norvège (2,7 Mt/an) à la fin du premier trimestre 2002. Les dépenses mondiales de l'industrie du raffinage sont restées à un niveau stable ; les dépenses de maintenance et d'investissement sont au même niveau. Les capacités de conversion augmentent un peu par rapport à l'année 1999, avec une hausse notable de la capacité d'hydrocraquage de 32 à 42 Mt/an dans l'Union européenne et une augmentation de 5% (5 Mt/an) en craquage catalytique en Asie. Sur une plus longue période, on observe une remontée de la production d'essences à fort indice d'octane aux Etats-Unis depuis 1998, une tendance à l'augmentation des capacités d'hydrocraquage dans toutes les zones et des capacités de craquage catalytique aux Etats-Unis et dans la zone Asie-Pacifique. Les 20 premières sociétés ont totalisé, en 2000, 49 % des capacités mondiales de raffinage, soit 4% de plus qu'en 1999, avec 2000 Mt/an. Comme en 1999, plusieurs changements sont intervenus dans leur classement du fait de la poursuite des mouvements de concentration dans le secteur pétrolier. Le groupe Exxon-Mobil (272 Mt/an de capacités de raffinage) a ravi-la première place mondiale au groupe Royal Dutch. Shell 200 Mt/an. Le groupe TotalFinaElf (125 Mt/an) passe de la 11<sup>ème</sup> à la 6<sup>ème</sup> place. Enfin, le nouvel ensemble Chevron-Texaco est désormais le quatrième raffineur mondial, avec 136 Mt/an.

### I.3.2. Le raffinage en Algérie :

En Algérie, l'industrie de raffinage est née avec la découverte et la production du pétrole brut de Hassi Messaoud.

La première unité fut construite sur les lieux même de la découverte qui a été orientée vers la satisfaction des besoins excessifs des sociétés opérantes dans le cadre de la recherche et l'exploitation de brut.

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

C'est ainsi que vont être réalisées diverses unités industrielles et des expansions de celles déjà en place en vue d'accroître les capacités de première transformation.

Dans le domaine de raffinage, l'Algérie possède cinq raffineries d'une totale capacité de production de  $22,3 \cdot 10^6$  t/an soit 45% environ de sa production en pétrole brut.

A l'origine, ces raffineries étaient une partie intégrante dans SONATRACH. En 1982, le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en entreprise nationale de raffinage et de distribution des produits pétroliers ERDP-NAFTAL. En 1988, le raffinage est à son tour, séparé de l'activité distribution et érigé en entreprise nationale de raffinage de pétrole NAFTEC. En avril 1998, l'entreprise devient une filiale dont les actions détenues à 100% par le holding raffinage et chimie de SONATRACH avec un capital social de 12 milliards de DA.

Dénommé société nationale de raffinage de pétrole NAFTEC Spa; Ces principaux objectifs sont :

- Améliorer la valeur de la société sur le marché national
- Continuer à assurer la couverture des besoins en produits raffinés sur le plan quantitatif et qualitatif, dont un programme de suppression du plomb des essences avec une réduction actuelle à 0.40g/l depuis 01/01/1999, à 0.15g/l à partir de 01/01/2002 et suppression totale en 2005.
- Intégration d'une unité isomérisation à partir de l'an 2005 pour la production de Euro-super 95 (teneur en aromatique). Quant au gazole (gas-oil), une unité d'hydrodésulfuration (HDS) est nécessaire pour être au rendez-vous des nouvelles spécifications européennes.

### I.3.3. Les installations d'une raffinerie et procédés de raffinage :

Une installation de raffinage se compose de :

- Distillation de brut :

Il s'agit du cœur de la raffinerie. Cette unité est le pilier central de la raffinerie puisque le pétrole brut est raffiné dans cette unité. Il s'agit aussi de la première étape du raffinage. Il existe plusieurs types d'unités de distillation de brut comme une unité de distillation de brut atmosphérique ou comme aussi une unité de distillation de brut sous-vide et plus encore.

- Craqueur catalytique :

Cette unité permet aux produits plus lourds de devenir des produits plus utiles par séparation moléculaire. Pour ce fait, il faut avoir une température très élevée pour faire une telle séparation.

- Craqueur catalytique fluide :

La séparation des molécules se fait avec une pression réduite et à une température de 520 degrés Celsius au moyen d'un catalyseur à base de zéolithe.

- Hydrocraqueur :

C'est une unité qui fonctionne à une haute pression à 425 degrés Celsius. Cette unité est composée de deux réacteurs catalytiques en série afin d'alléger la solidité du liquide. C'est aussi une unité qui permet de réduire la teneur en soufre dans les produits. Elle permet d'éliminer les impuretés et l'azote dans les essences.

- Alkylation :

C'est une unité qui fait le processus inverse de l'unité de craquage catalytique. Elle rend les substances légères plus solides comme l'isobutane et le butylène en un meilleur mélange pour l'essence.

- Polymérisateur :

C'est un procédé dans lequel les molécules légères subissent une réaction spéciale pour former plusieurs molécules dans la fabrication de l'essence et comme charge d'alimentation pour la production de nonènes.

- Cokéfaction (cokeur) :

C'est un procédé de raffinage dans lequel la houille se transforme en coke. L'unité de cokéfaction se nomme cokeur. Ce cokeur crée du charbon pour les centrales thermiques. La plupart des raffineries ont une telle unité.

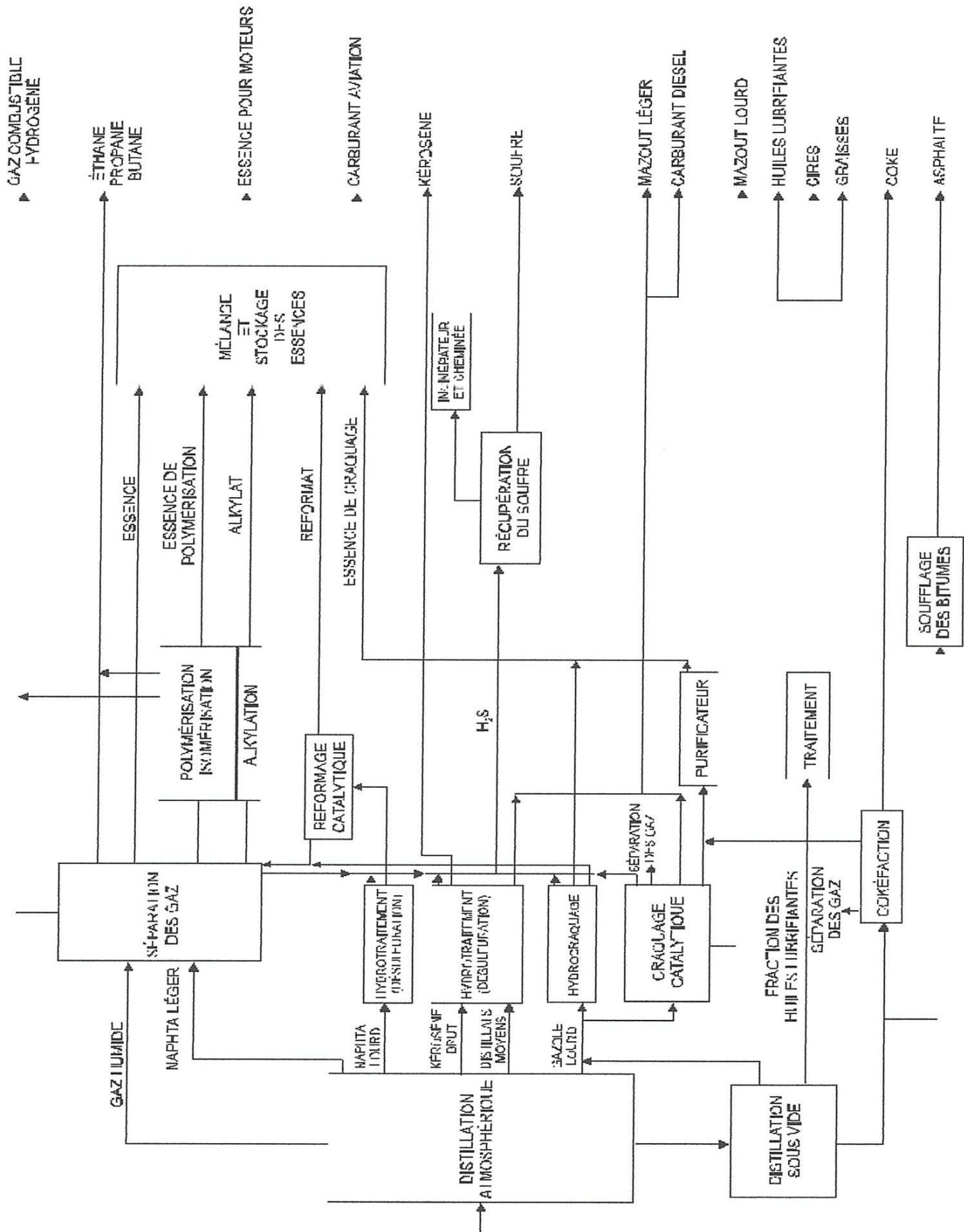


Fig. I.1 : Schéma représentatif d'une installation de raffinage du pétrole

- Reformeur catalytique :

Il y a la transformation du naphta en un produit à un haut indice d'octane. C'est un produit pour les unités pétrochimiques et pour le mélange d'essences. Il y a là la conversion des essences de la raffinerie.

- Craqueur thermique :

La haute température permet de séparer les molécules de l'essence et du gazole.

- Désulfuration d'essence ou de diesel :

Depuis ces derniers temps, il est obligatoire d'avoir dans une raffinerie une unité qui assure la diminution de la teneur en soufre des produits de la raffinerie pour respecter les nouvelles normes fédérales X internationales.

### **I.3.4. Colonne de distillation**

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

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

a- Zone d'alimentation ou zone de flash :

C'est la zone d'injection de la charge chauffée à une température de 350 °C, où s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. Elle doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois contre l'érosion. Pour cela, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement. Elle est comprise entre le 5<sup>ème</sup> et le 6<sup>ème</sup> plateau.

b- Zone de rectification :

On effectue la rectification grâce à des plateaux dont le nombre varie entre 42 à 46 plateaux. Cette zone permet d'obtenir des produits légers par le stripage et les soutirages latéraux allant du gaz jusqu'au gas-oil lourd.

c- Zone d'épuisement :

Elle se trouve à la partie basse de la colonne et comprend environ cinq (5) plateaux. A partir de cette zone, on obtient le résidu atmosphérique qui est utilisé comme matière première à la distillation sous vide pour la production des huiles lubrifiantes, avec l'injection de vapeur d'eau surchauffée et sous basse pression pour éliminer les constituants les plus volatiles restant dans le résidu. Pour que la colonne fonctionne normalement et pour l'augmentation de la qualité des produits, on utilise :

### 1. Stripping :

En général, les produits soutirés soient au fond de la colonne, soit latéralement, ne sont pas corrects en leur point initial, ce qui incite à effectuer une opération de correction pour ses soutirages et ce, afin de limiter la teneur en hydrocarbures légers, par l'injection de la vapeur d'eau surchauffée à 400 °C et à basse pression. Le stripping du kérosène et le solvant lourd qui nécessitent une absence totale d'eau se fait par rebouilleur.

### 2. Soutirage :

Les soutirages latéraux, à partir de la partie inférieure de la colonne vers le haut ont pour fonction d'absorber une quantité de la chaleur. Avec le kérosène, gas-oil léger, gas-oil lourd.

### 3. Reflux :

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

#### ° Reflux de tête :

Il est injecté au sommet de la colonne. Ce sont les vapeurs de tête à l'état liquide après une condensation à une température qui varie généralement entre 40-45 °C, ce qui permet de régler la température en tête de la colonne. La quantité de reflux de tête varie de 2 à 4 fois plus grand que la quantité d'essence légère

#### ° Reflux chaud :

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

#### ° Reflux circulant intermédiaire et reflux circulant intérieur :

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

- Une fraction entre le gas-oil léger et le kérosène.
- Une fraction entre le gas-oil léger et le distillat.

#### - Avantages :

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

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

#### - Inconvénients :

- On prévoit des plateaux supplémentaires car 2 ÷ 3 plateaux travaillent comme échangeurs de chaleur.

- Diminution de la qualité des soutirages latéraux encadrant ces reflux.

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

- GPL < 28 °C.
- Naphta A 28 – 65 °C.
- Naphta B 65 – 150 °C.
- Naphta C 150- 180 °C.
- Kérosène 180 – 225 °C.
- Gas-oil léger 225 – 360 °C.
- Gas-oil lourd 320 – 360 °C.
- Résidu > 360 °C.

#### **I.4. Types d'installation de distillation de pétrole :**

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

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

##### a- Distillation atmosphérique avec une seule colonne :

Ce type d'installation est destiné généralement pour des pétroles bruts peu sulfureux et lourds.

##### - Avantages :

- Le schéma est simple.
- On peut utiliser les basses températures ( $330 < t < 380$  °C), pour la rectification du pétrole. La vaporisation des fractions lourdes s'effectue en présence des coupes légères.

##### - Inconvénients :

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

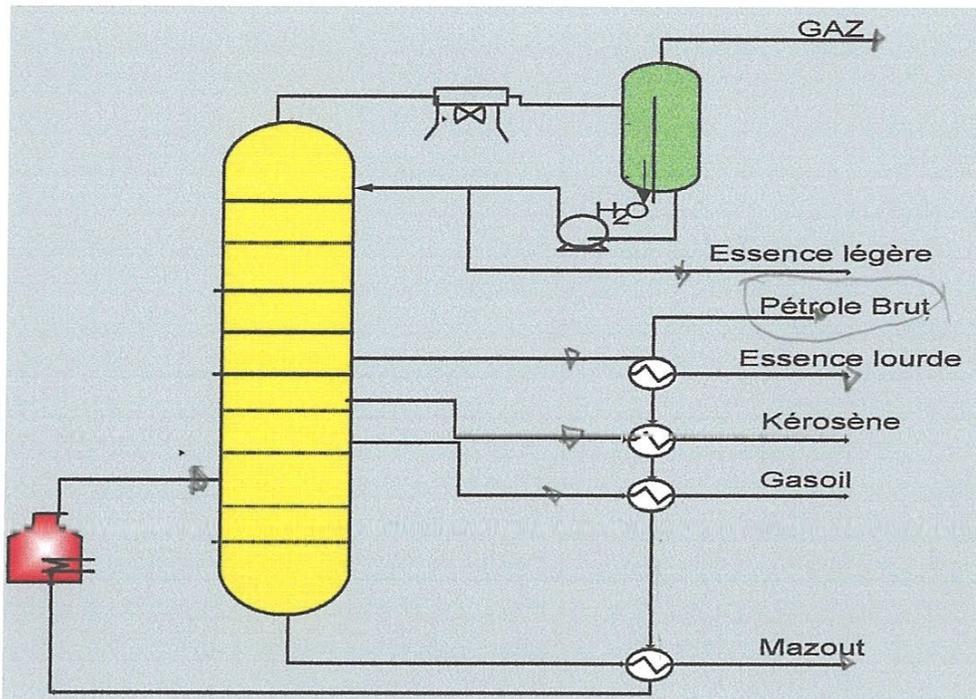


Fig. I.2 : Unité de distillation atmosphérique avec une seule colonne.

*b. Distillation avec unité de pré-distillation :*

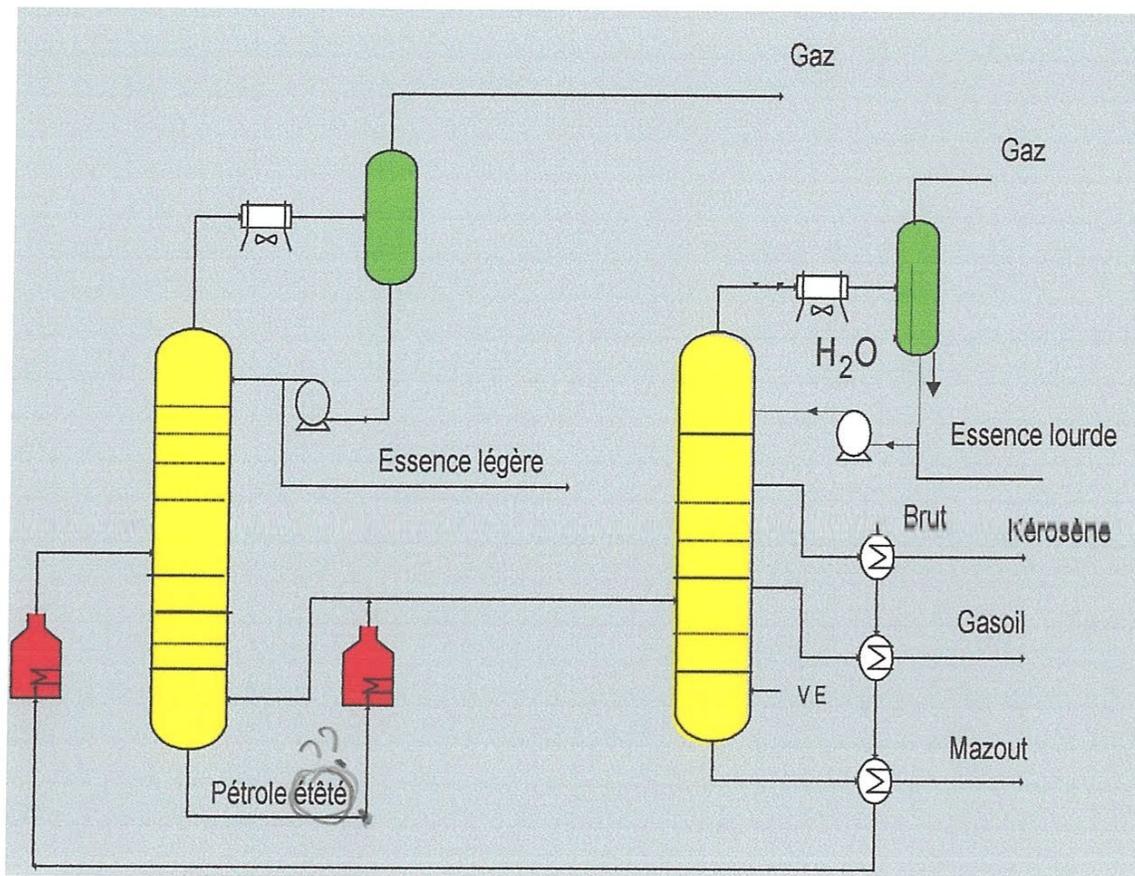
→ Ce schéma permet de traiter les pétroles bruts riches en gaz dissous, riche en fraction légères et avec une teneur en soufre de 0.5% massique et plus.

- Avantages :

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

- Inconvénients :

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



**Fig. I-3 : Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation**

*c. Distillation atmosphérique avec évaporation préalable (procédé avec un ballon de flash) :* Cette installation permet de traiter les pétroles légers, contenant des gaz dissous jusqu'à 1.5% massique au maximum. Toutefois, il ne peut être employé pour des pétroles bruts riches en composés sulfurés.

- Avantages :

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

- Inconvénients :

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

Selon les propriétés du pétrole brut choisi, et tenant compte de sa classification (industrielle et technologique), le schéma approprié pour son traitement est celui de la colonne de distillation précédé par une colonne de pré distillation.

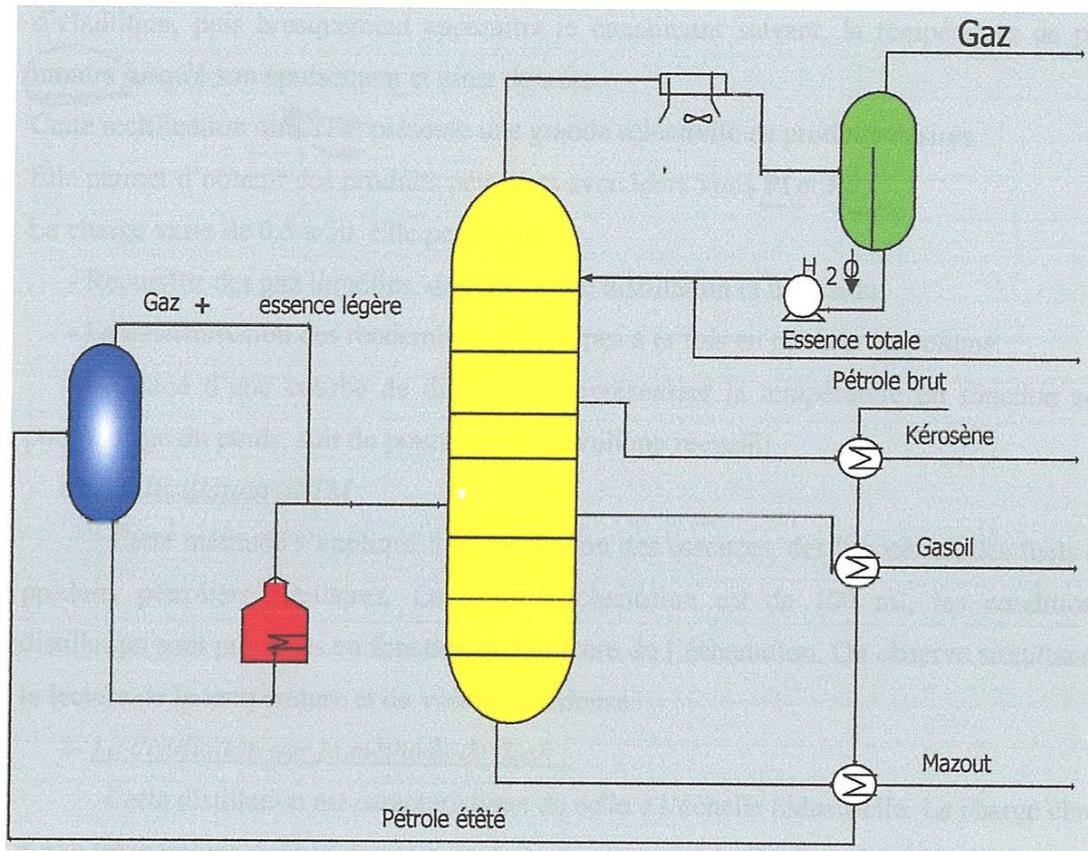


Fig. I.4 : Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash.

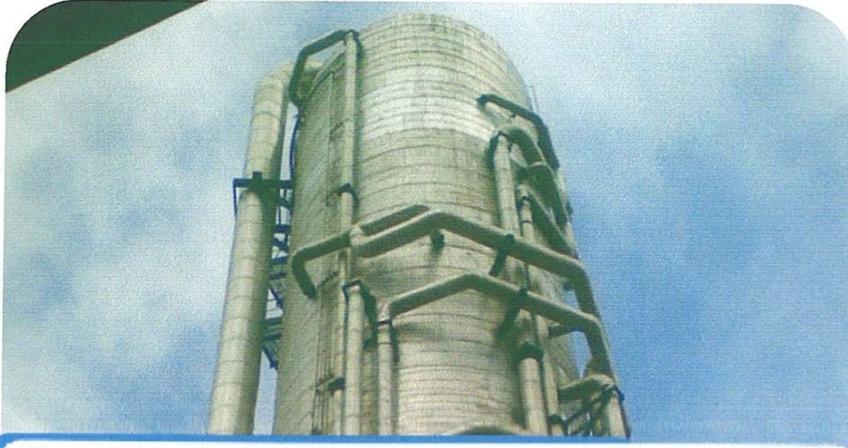
### I.5. Distillations au laboratoire :

On distingue les distillations préparatoires destinées à séparer des fractions pour des analyses ultérieures et les distillations analytiques non préparatifs destinés à caractériser la charge elle-même. Tout comme en raffinerie, la distillation au laboratoire est très souvent la toute première opération à être menée, puisque c'est elle qui donnera les rendements en différentes coupes : essence, kérosène ... etc, et permettra ultérieurement la détermination des caractéristiques des ces coupes.

La distillation est la base fondamentale du raffinage. Il s'effectue quatre types de distillation au laboratoire :

#### a- La distillation parfaite (TBP) :

C'est la distillation ASTM avec rectification, elle s'effectue dans une colonne à garnissage qui équivaut environ à 10 plateaux théoriques et fonctionne avec un reflux de 5 et pouvant traiter 100 litres de brut. Au sommet de cette colonne passe tout d'abord la totalité des constituants purs par ordre de volatilité. Dans ces conditions tant que passera le constituant le plus volatil, sa température de passage demeure constante et égale à sa température



# **Chapitre II**

## **Produits du raffinage**



## II. Produits du raffinage

### Introduction:

Parmi les produits de raffinage on distingue les essences et le gaz du pétrole liquéfié.

### II.1. Les essences

#### II.1.1. Définition :

L'essence désigne les carburants, les combustibles liquides et volatiles utilisés dans les moteurs à allumage par étincelle (essence pour moteur). Elle n'est généralement pas une fraction simple obtenue en raffinerie ; mais un mélange de produits provenant de divers procédés auxquels on ajoute des additifs pour leur permettre de satisfaire les exigences du marché. Les essences produites en raffineries sont des liquides incolores fortement inflammables. Ce sont des fractions du pétrole de température d'ébullition comprise entre 30°C et 200°C allant de C<sub>4</sub> à C<sub>10</sub>. Elles sont obtenues à partir de divers procédés qui en donnent différentes qualités.

#### II.1.2. Procédés d'obtention des essences :

##### II.1.2.1. La distillation initiale du pétrole brut :

La première opération subie par le pétrole brut est la distillation initiale. Ce procédé permet d'obtenir des fractions pétrolières constituant la matière première des installations ultérieures. Elle fournit :

- l'essence légère ;
- solvant léger et lourd ;
- kérosène ;
- le gas-oil ;
- le résidu atmosphérique.

##### II.1.2.2. Le reformage catalytique :

Il sert à produire à partir des coupes « naphtha » constituées principalement par les essences de distillation directe, des bases pour carburants à haut indice d'octane. Par ailleurs il fournit l'hydrogène nécessaire dans la raffinerie pour les hydrotraitements des autres coupes.

### II.1.2.3. Le craquage catalytique :

Le craquage catalytique est une opération qui consiste à fragmenter sur un catalyseur acide à une température voisine de 500°C et basse pression, des hydrocarbures de masse moléculaire élevée situés dans une fraction distillant au dessus de 350°C environ, en hydrocarbures de masse moléculaire plus faible dont la plus grande partie est constituée de par une coupe essence allant de C<sub>5</sub>+ à 200 ou 220°C.

### II.1.2.4. Isomérisation des fractions légères :

La gazoline stabilisée provenant du procédé de topping à des limites d'ébullition généralement comprise entre 35 et 80°C et contenant que de très petites quantités de naphènes susceptibles d'être transformés en aromatiques. L'objectif de l'isomérisation catalytique est de transformer les hydrocarbures à chaînes linéaires ( n-paraffines ) à 5 et 6 atomes de carbone, présentant de faibles indices d'octane, en isomère ( iso paraffines ) présentant des indices d'octane plus élevés.

### II.1.2.5. Alkylation :

Le procédé d'alkylation consiste à traiter les charges oléfiniques provenant surtout du procédé de craquage catalytique, pour maximiser la production des essences automobiles.

### II.1.2.6. Polymérisation :

Les réactions d'addition des oléfines sont connues depuis fort longtemps et exploitées industriellement pour la production des polymères liquide essentiellement. Ce procédé a beaucoup contribué à la fabrication de quantité massive de carburant d'aviation pendant la 2<sup>ème</sup> guerre mondiale.

De nos jours, ce procédé a été délaissé à d'autres. Toutefois en pétrochimie il est devenu un des points clés de la fabrication des polymères solides : caoutchoucs, plastique...

### II.1.2.7. La cokéfaction :

L'objectif principal de procédé est la conversion des résidus lourds en produits blancs, le coke est alors utilisé comme combustible. Les unités de cokéfaction sont généralement alimentées par des résidus lourds, tels que :

- résidu sous vide ;
- résidu de craquage catalytique ;

- résidu de viscoréduction ;
- asphalte ou extraits d'huiles lubrifiantes.

### II.1.2.8. Hydrocraquage :

C'est un procédé de craquage catalytique sous pression d'hydrogène des hydrocarbures lourds en composés plus valorisables de poids moléculaire plus faible. Il permet la conversion de distillats moyens en naphtha et gaz de pétrole liquéfié.

### II.1.3. Caractéristiques des essences :

#### II.1.3.1. Indice d'octane :

L'indice d'octane est une caractéristique essentielle qui détermine la qualité de l'essence et ces conditions optimales d'utilisation sont liées au rendement thermodynamique du moteur qui lui, augmente quand le taux de compression augmente. Mais ce rendement a une limite au-delà de laquelle il y a apparition d'un cognement appelé cliquetis « Knock ».

Il caractérise les propriétés antidétonantes d'une essence. La détermination de l'indice d'octane est obtenue avec un moteur d'essai monocylindrique (CFR) dans lequel le carburant de référence est un mélange d'isooctane et de n-heptane.

- l'isooctane (2,2, 4- triméthylpentane) : pas détonant NO=100.
- n-heptane : très détonant NO =0.

On dira qu'une essence a un NO=X si dans ce moteur elle se comporte au point de vue détonation comme un mélange étalon composé de X% volumique d'isooctane et de (100-X%) de n-heptane.

#### II.1.3.2. Tension de vapeur :

Elle caractérise la volatilité de l'essence et par conséquent la teneur en éléments légers.

Ces derniers favorisent le démarrage en hiver mais risquent en été de provoquer la formation de bouchon de vapeur, et donc l'arrêt du moteur.

TVR= 0.650 kg / cm<sup>2</sup> en été.

TVR= 0.800 kg / cm<sup>2</sup> en hiver.

La TVR conditionne directement les fuites et les pertes pendant le stockage.

### II.1.3.3. La densité :

La densité est le rapport du poids d'un certain volume d'échantillon à une température T°C au poids du même volume d'eau à une température standard.

Elle caractérise dans une certaine mesure la puissance du moteur et la consommation en carburant. Si la densité diminue, la consommation spécifique augmente inversement. Pour l'essence super on prend la densité de 0.77 et pour la normale 0.73 ; hors de ces limites la puissance diminue.

### II.1.3.4. Distillation ASTM (American Society for Testing and Materials):

La distillation ASTM s'effectue au laboratoire. La température à laquelle <sup>on</sup> distille un certain volume d'essence, nous permet d'obtenir des points qui se réunissent entre eux en donnant la courbe de distillation ASTM.

La courbe de distillation ASTM donne une idée suffisante des proportions relatives d'hydrocarbures légers, moyen, et lourds contenus dans un produit.

La courbe ASTM de l'essence caractérise la composition de ce dernier à savoir les facilités des démarrages du moteur et la dilution de l'huile de carter et l'usure des chemises. Le mélange carburant composé de 15 à 16 parties d'air et une partie de vapeur d'essence est injecté dans le cylindre du moteur. Pour former ce mélange, l'essence doit être vaporisée dans les conditions de température qui existent dans le carburateur. Mais ces conditions sont différentes au moment du démarrage et au moment du plein régime du moteur.

Au démarrage du moteur, la température de l'air dans le carburateur est très basse en hiver, mais l'essence doit avoir une bonne vaporisation.

Pour assurer la formation du mélange carburé :

- Le Point 10% distillé d'essence d'après l'ASTM, varie entre 50 et 70°C, ce qui correspond à une teneur minimale en fraction léger ayant une bonne vaporisation qui doit assurer le démarrage à froid du moteur.

Si le point 10% distillé est plus bas, la formation des bouchons tampons à lieu dans le circuit d'alimentation et l'essence n'est pas injectée dans le carburateur et le moteur s'arrête.

Si le point 10% est plus élevé, l'essence se vaporise insuffisamment, et le moteur ne démarre pas (l'essence risque de ne pas se vaporiser et elle n'est pas injecté dans le carburateur.

- Le point 50% distillé assure une bonne combustion permettant de tirer le maximum de puissance. Ce point de 50% varie entre 100 et 140°C.

- Le point 95% à distillé est avant 195°C, le PF  $\leq$  205°C et le résidu doit être  $\leq$  3% (2,5%), si non, on aura une mauvaise vaporisation de la queue de l'essence, une combustion donnant lieu à un important dépôt carbonneux et une dilution de l'huile de carter.

#### II.1.3.5. Teneur en gommages des essences :

On distingue :  
- les gommages actuelles ;  
- les gommages potentielles

L'opération d'un échantillon d'essence à 160°C sous un courant d'air chauffé, laisse un résidu d'aspect verni. Le poids de ce résidu rapporté au volume de l'échantillon représente la teneur en gommages actuelles qui doit être inférieure à 10mg/100cm<sup>2</sup> (inférieure à 4 mg pour essence d'aviation et inférieure à 5 mg pour l'essence auto).

Ce sont des molécules condensées par oxydation des oléfines. La conséquence serait la formation d'un point chaud des tubulures d'admission et sur les tiges de soupape. Le réservoir peut se tapisser d'une pellicule plus ou moins importante qui, en se détachant risque de boucher les conduites d'essence. La mesure de la teneur en gommages actuelle s'effectue juste avant l'emploi.

Dans le cas où on envisage de stocker l'essence pendant plusieurs mois on détermine la teneur en gommages potentielle (teneur en produits de polymérisation et oxydation susceptible de s'y former en stockage prolongé).

#### II.1.3.6. Teneur en soufre des essences :

Elle se détermine par brûlage de l'essence dans une petite lampe ou dans un tube à combustion. On dose l'anhydride sulfureux formé par oxydation en anhydride sulfurique et précipitation à l'état de sel de baryum.

La présence de l'anhydride sulfureux et sulfurique en présence de vapeur d'eau forme le H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> qui est très corrosif. Pendant le fonctionnement du moteur, les fumées acides et nocives polluent l'atmosphère. A l'arrêt du moteur quand la température diminue, et par condensation, les produits acides attaquent le métal (chemise). Enfin le soufre diminue la susceptibilité du PTE (Plomb Tétréthyle : Pb (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>)<sub>4</sub>) qui améliore l'indice d'octane de l'essence.

## II.2. Le gaz du pétrole liquéfié « GPL »

### II.2.1. Définition de GPL :

Le gaz du pétrole liquéfié est un mélange gazeux composé essentiellement de Butane et propane à température ambiante et pression atmosphérique, mais il peut demeurer à l'état liquide sous des pressions relativement basses (4 -18 bars).

La composition chimique de G.P.L. est variable selon les normes et ses utilisations dans différents pays (50%,50% en France et 95%,5% aux états-unis). Il peut contenir ; le propylène, butène, et une faible quantité de méthane, éthylène, pentane, et exceptionnellement d'hydrocarbures tels que le butadiène, l'acétylène et le méthylacrylique.

Le G.P.L. est également utilisé comme carburant efficace pour les véhicules, et dans différents domaines tels que la pétrochimie, la production électrique, et la climatisation...etc.

### II.2.2 Les sources des GPL :

Les gaz de pétrole liquéfié (GPL) sont produits principalement :

- Dans les raffineries de pétrole brut, soit au cours de la distillation du pétrole ; soit pendant le craquage thermique ou reforming catalytique des produits en vue de la production des essences.
- Dans les unités de traitement et de séparation du gaz naturel (GN) qui a pour but de séparer et de recueillir les condensats (propane, butane, essences légères etc.....)
- Par récupération directe des gaz séparés du brut.

### II.2.3. Les propriétés du GPL :

Les GPL raffinés sont en général presque inodores et extrêmement inflammables, étant donné leur grande volatilité, ils peuvent donner, au contact de l'air, des mélanges explosifs. Pour mieux les reconnaître ou détecter d'éventuelles fuites, on leur donne une odeur au moyen de substances appropriées (mercaptans).

Les GPL ne sont pas vraiment toxiques, ils présentent tout au plus un léger pouvoir anesthésiant s'ils sont inhalés longtemps et provoquent des migraines et des maux d'estomac.

Produits du raffinage

→ Le GPL lorsqu'il se <sup>al</sup>répond sous sa forme, hors d'un container sous pression produisant du froid : au contact de la peau, il provoque des brûleurs caractéristiques appelées « brûlures froides ». <sup>liquide</sup>  
<sup>brûlures</sup>

- Le poids spécifique du GPL est environ la moitié de celui de l'eau.
- Le gaz propane à une densité de 1,5 fois de l'air.
- Le GPL n'est ni toxique ni corrosif vis à vis des aciers.
- Le GPL <sup>n'a</sup>n'est pas de propriétés lubrifiantes et ceci doit être pris en considération lors du dimensionnement des compresseurs et des pompes.

Les produits du commerce sont très différents les uns des autres, En outre, leur tension de vapeur, leur poids spécifique et leurs propriétés antidétonantes sont très sensibles aux variations de la température ambiante.

Le pouvoir calorifique du GPL est pratiquement égal à celui de l'essence, si on l'exprime en kilocalories par kilo de carburant, mais ces valeurs seront très différentes si elles sont exprimées en kilocalories par litre de carburant liquide à 15°C <sup>cette</sup> provient de la différence des densités entre le GPL et l'essence, en moyenne, la densité à 15°C d'un GPL est de 0,555 Kg/litre.

<sup>RON</sup> → Le GPL est caractérisé par un indice d'octane recherché (RON) naturellement élevé atteignant aisément 98. Cette propriété découle en fait directement <sup>de</sup> des valeurs de RON de chacun de ces constituants. Par ailleurs, son indice d'octane moteur (MON) est, lui aussi <sup>légèrement</sup> plus élevé que celui des essences classiques.

**II.2.4. Avantages et inconvénients techniques de GPL :**

- L'homogénéité du mélange air- GPL donne une meilleure régularité du couple moteur aux bas régimes mais perd environ de 5% de puissance à haut régime, les reprises se font plus souples. Le fonctionnement du moteur est plus silencieux et les vibrations diminuent contrairement aux carburants classiques la combustion du GPL ne laisse aucun dépôts (calamine) et procure au moteur et au lubrifiant une longévité accrue. Les révisions peuvent être espacées tous les 30000 Km.
- La surconsommation du GPL est de l'ordre de 15 à 20% par rapport aux carburants traditionnels.

Il existe un inconvénient majeur à l'encombrement, le réservoir peut amputer le volume du coffre. Toutefois les constructeurs proposent dès la conception de leurs modèles une version GPL avec réservoir intégré.

- Pollution évitée.
- Les gaz d'échappements sont exempts de poussières, de plomb et de soufre.
- Les émissions en oxyde de carbone sont réduites principalement en circulation urbaine.
- Le GPL carburant répond bien aux problèmes de pollution des villes.

## II.2.5. Domaine d'utilisation de propane et butane :

### II.2.5.1. Utilisation du GPL dans la pétrochimie :

#### *1. Propane :*

Le propane est oxydé en acétaldéhyde, formaldéhyde, acide acétique et acétone. Lors de la pyrolyse du propane il se forme l'éthylène, et le propylène, tandis que le nitro-méthane, le nitro-éthane et le nitro-propane sont issus de la réaction de nitration, les produits de chloration n'ont pas trouvés jusqu'à présent d'application industrielle, portant il est bien connu que le propane, à côté du méthane et d'éthane sont utilisés dans la fabrication de l'acétylène.

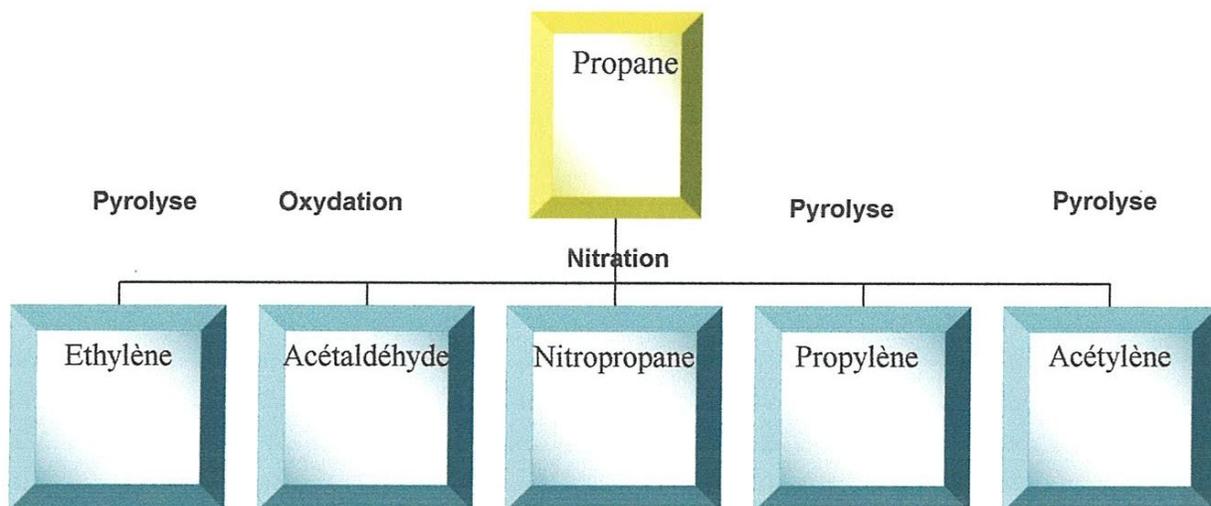


Fig. II.1: Principales transformations du propane

### II.2.5.2. Autres utilisations du propane et du butane :

Les utilisations du propane et du butane sont très nombreuses et leurs domaines extrêmement variés, elles peuvent néanmoins être classées en quatre grandes catégories :

#### a. Utilisations domestiques :

- La production d'eau chaude.
- Le chauffage et la climatisation des locaux.

#### b. Utilisations collectives :

Ses utilisations rapprochant par leur nature des utilisations domestique mais elles répondent à des besoins beaucoup plus importants

→ En outre, leurs secteurs sont très variés ; ils comprennent aussi bien les services publics ou privés ayant à résoudre les professionnelles, artisanales, Agricoles ou industrielles, pour lesquelles l'amélioration du confort est un facteur de productivité.

#### c. Utilisations industrielles et artisanales :

Le propane intervient dans de nombreux travaux de fabrication, manuels ou mécaniques .il convient aussi bien aux grands ensembles de production d'un automatisme poussé qu'aux installations les plus modestes.

Exemples :

#### d. Industrie chimique:

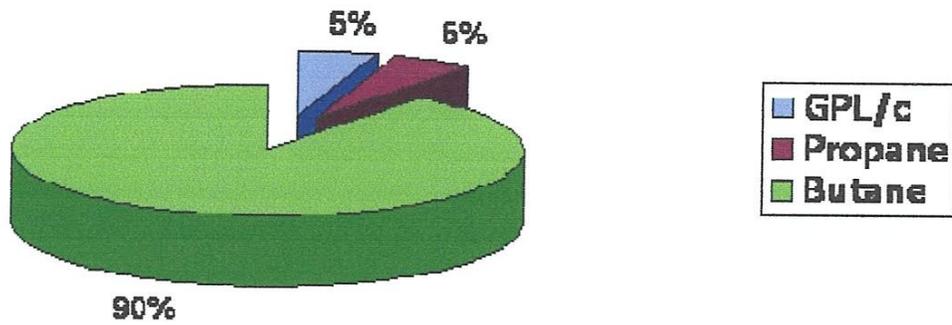
- Chauffage de bacs d'acide
- Fabrication de produits insecticides.
- fabrication de caoutchouc synthétique.
- Aérosols.
- Production de gaz inerte.

#### e. Matières plastiques :

- Ramollissement avant formage.
- Chauffage d'objets métalliques avant enrobage ; cuisson avant enrobage
- Travail au chalumeau.

### II.2.6. La demande nationale de GPL :

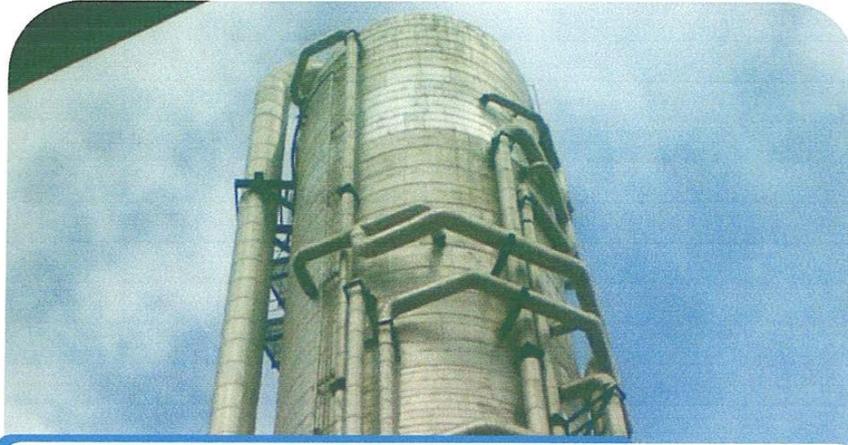
Le niveau de la demande nationale de GPL est de L'ordre 1,4 millions de tonnes (sources NAFTAL 2007) dont 90% de butane, 5% de propane et 5% de GPL carburant (GPL/c).



**Fig. II.3 : demande nationale en GPL**

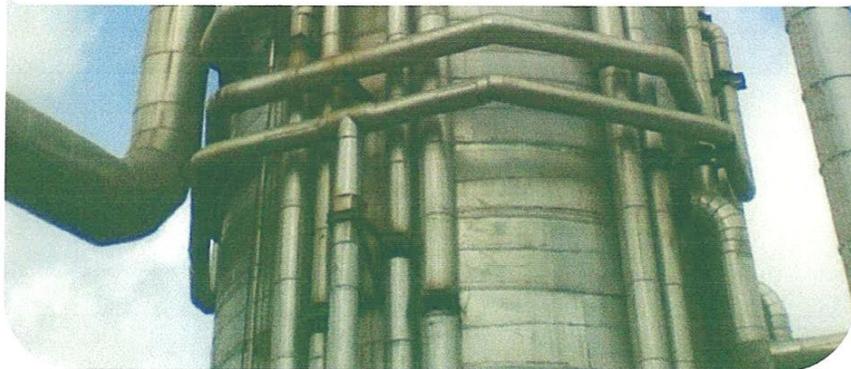
Elle réparti<sup>use</sup> comme suit :

- ⇒ 336.000 tonnes dans la région Ouest (24%).
- ⇒ 516.000 tonnes dans la région Est (37%)
- ⇒ et en fin 401.000 tonnes dans la région centre (29%).



# **Chapitre III**

## **La distillation**



### III. La Distillation

#### III.1. Dessalage et distillation atmosphérique

Le pétrole arrivant à la raffinerie doit absolument être caractérisé quant à sa teneur en soufre, en sels, en minéraux et autres contaminants. Une courbe de distillation doit aussi être tracée afin de mieux connaître ses propriétés en vue de son raffinage. Des données concernant la viscosité et la densité doivent elles aussi être connues afin de déterminer son prix et son traitement lors de sa transformation. Une fois ces propriétés connues, il est possible d'acheminer le pétrole brut dans les premières unités de la raffinerie. Le pétrole sera d'abord dessalé et distillé afin de fractionner ce même brut en diverses coupes d'hydrocarbures.

##### III.1.1. Technologie choisie

Le mélange de ce pétrole se fait par une combinaison des débits de sortie des différents réservoirs d'entreposage. Ce pétrole passe dans une série d'échangeurs de chaleur (premier train d'échangeurs), afin d'augmenter sa température à 135°C et de réduire sa viscosité avant son passage à l'étape du dessalage. Le dessalage du pétrole, ou tout simplement lavage, est effectué par deux dessaleurs électrostatiques installés en série ou chacun des deux possède un temps de rétention de 30 minutes. Cette étape a pour but de débarrasser le brut de son contenu en sels et en métaux. Une fois dessalé, le pétrole passe encore une fois dans une série d'échangeurs (deuxième train d'échangeur), afin d'en augmenter encore une fois la température avant la colonne à distiller. Un four est situé juste avant la colonne à distiller atmosphérique afin de s'assurer que la bonne température d'alimentation, 370°C, soit atteinte. Une fois mélangé, dessalé et préchauffé, le pétrole passe à l'étape de la distillation atmosphérique afin d'être fractionné en diverses coupes d'hydrocarbures. Pour ce faire, une colonne à distiller atmosphérique à plateaux est employée.

##### III.1.2. Le procédé et les équipements nécessaires

Le parc de réservoirs du pétrole brut comprend des réservoirs possédant un double toit (un souple et un rigide) afin d'éviter les fuites d'hydrocarbures vers l'atmosphère et aussi pour supporter le poids de la neige en hiver. Ces réservoirs sont de plus chauffés par temps froid par des lignes de vapeur y circulant afin d'abaisser la viscosité du brut facilitant ainsi sa manutention vers les étapes subséquentes (pétrole maintenu à une température minimale de 15°C). Connaissant les propriétés des différents pétroles bruts de chacun des réservoirs, le mélange de pétrole acheminé au procédé est réglé par les débits sortant de chacun de ces réservoirs. En

acheminant constamment vers le procédé un mélange de pétrole aux propriétés constantes, on peut espérer une opération plus stable de la raffinerie.

Une fois le mélange effectué, le pétrole doit être préchauffé afin de diminuer sa viscosité et de permettre une meilleure efficacité d'opération à l'étape du dessalage. C'est par une série d'échangeurs de chaleur (train A) avec les produits sortant de la colonne atmosphérique et/ou avec un préchauffeur de pétrole (au moment d'un démarrage) que ce préchauffage se fait. La température que ce dernier doit atteindre est de  $135^{\circ}\text{C}$  pour une opération optimale de dessalage. Un appoint d'eau est ajouté au pétrole brut avant et après le premier train d'échangeurs afin de dissoudre les sels ( $\text{NaCl}$ ,  $\text{MgCl}_2$  et  $\text{CaCl}_2$ ) qui se trouvent sous forme de cristaux dans le brut (lavage du pétrole). Le mélange pétrole/eau maintenant préchauffé passe au travers d'une vanne de mélange afin de bien mélanger les phases et de former une émulsion avant d'entrer dans le premier stage (deux stages en série en tout) de dessalage.

Le dessaleur est l'équipement qui, par le principe de coalescence électrostatique, sépare le pétrole de la saumure (eau + sels) par décantation. L'électro coalescence donne une charge positive et une charge négative aux gouttelettes de saumure, ce qui leur permet de s'agglutiner les unes aux autres, d'augmenter leur masse et de décanter au fond du dessaleur. Le pétrole dessalé est, quant à lui, récupéré dans le haut du dessaleur. Une pression d'opération entre 10 et 15 atm. est nécessaire afin de s'assurer d'opérer uniquement en phase liquide évitant ainsi la vaporisation partielle du pétrole. L'efficacité d'un tel équipement de séparation joue entre 85 et 90 %, mais peut facilement atteindre 95 % lorsque deux dessaleurs sont installés en série avec possibilité d'en utiliser un seul des deux dans le cas où l'un des deux ferait défaut (temps de rétention élevé). Chacun des dessaleurs possède un temps de rétention de plus de 30 minutes pour un volume  $780 \text{ m}^3$ .

Une fois le pétrole dessalé, un appoint de  $\text{NaOH}$  est ajouté pour transformer le restant des sels de magnésium et de calcium en sels de chlorure afin d'éviter les problèmes de corrosion acide en tête de colonne atmosphérique. Cette corrosion acide est causée principalement par le  $\text{MgCl}_2$  et le  $\text{CaCl}_2$  puisqu'ils s'ionisent aux températures d'opération de la colonne alors que le  $\text{NaCl}$  s'ionise à plus de  $1000^{\circ}\text{C}$ . La partie chlorure des sels ionisés se lie très facilement avec l'hydrogène présent en grande quantité dans la colonne pour former de l'acide chlorhydrique qui corrode la tête de colonne. Il y a donc de très grands avantages à optimiser le dessalage du pétrole, tant d'un point de vue économique qu'opérationnel.

Paramètres de réglage du dessaleur :

- Niveau d'interface eau/brut
- Température (135°C)
- Taux d'eau de lavage (5-10%)
- Point d'injection de l'eau de lavage
- Nature de l'eau de lavage
- Perte de charge dans la vanne de mélange
- Nature et taux de désémulsifiant

Le suivi et le contrôle des performances de l'unité de dessalage sont réalisés à partir de cinq types de mesures :

- Teneur en sels du brut de charge et du brut dessalé
- Teneur en sodium du résidu atmosphérique
- Teneur en chlorure des eaux de tête de la distillation atmosphérique
- Teneur en eau du brut dessalé
- Teneur en hydrocarbures des eaux issues du dessaleur

Le pétrole entre maintenant dans un deuxième train d'échangeurs (train B) servant à retirer la chaleur des deux recirculations de la colonne atmosphérique, de la recirculation de la colonne sous vide, des rejets atmosphériques et des résidus sous vide afin d'augmenter la température du pétrole au maximum (environ 250°C). La température d'alimentation de la colonne étant de 370°C, il est nécessaire d'utiliser une fournaise au mazout ou au gaz naturel, juste après le deuxième train d'échangeurs afin de faire grimper la température du brut à ce niveau.

La distillation atmosphérique est l'unité de base du raffinage du pétrole brut. En plus d'être l'unité traitant la plus grande quantité de produits, la colonne permet de fractionner les différents constituants dans le pétrole brut. Les produits directs de cette distillation sont les gaz de pétrole liquéfiés (GPL), l'essence, le kérosène, les gazoles (lourd et léger) et le mazout.

Le contrôle d'une colonne à distiller se fait à partir des paramètres suivants :

- la pression
- le débit de distillat
- le débit de reflux
- le débit de résidu
- le débit de fluide de rebouillage
- le niveau des ballons de tête et de fond

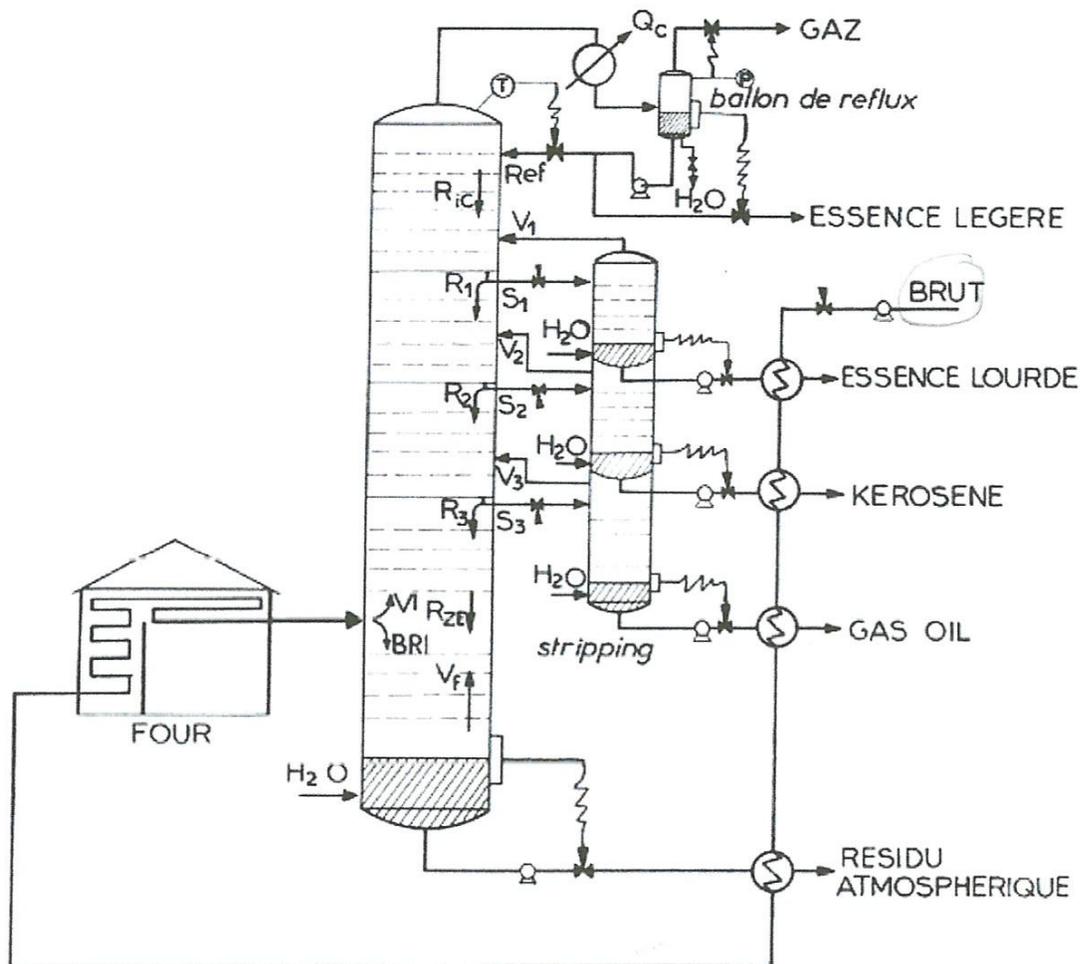


Fig. III.1 : schéma représentatif de la colonne de distillation

Au départ, la distillation atmosphérique est utilisée pour produire un certain nombre de coupes légères et un résidu qui contient entre 30 et 50 % du poids initial du brut. Les unités disponibles sur le marché peuvent produire entre 300 000 et 10 millions de tonnes par an. Le coût d'une unité traitant 10 Mt/an se situe entre 120 et 150 millions de dollars. De façon générale, une telle unité de séparation produit différentes coupes :

- Coupe GPL (gaz de pétrole liquéfiable)
- Coupe Naphtas lourds et légers (essence et industrie pétrochimique)
- Coupe Kérosène (carburant pour l'aviation)
- Coupe Gazoles (légers et lourds) pour le diesel et l'huile à chauffage
- Coupe Résidus atmosphériques dirigée vers la colonne sous vide

*a. La coupe GPL :*

La coupe GPL sort en tête de colonne avec la coupe naphta et est séparée de cette dernière au niveau du condenseur de tête de colonne. Ces gaz formés de méthane, d'éthane, de butane et de propane sont en grande partie envoyés au traitement des GPL afin de les purifier par une série de colonnes à distiller pressurisée.

*b. La coupe Naphtas (légers et lourds) :*

La coupe Naphtas (légers et lourds) sort en tête de colonne avec la coupe GPL et est séparée de cette dernière au niveau du condenseur de tête de colonne sortant sous forme liquide. La coupe Naphtas, formée de molécules contenant de 5 à 10 atomes de carbone, est envoyée à l'hydrodésulfuration (HDS) avant d'en réduire la teneur en soufre pour ainsi respecter les normes gouvernementales. Une autre partie de la coupe Naphta est retournée à la colonne (reflux) afin d'optimiser la qualité du produit sortant en tête de colonne.

*c. La coupe Kérosène :*

La coupe Kérosène est acheminée à un stripper afin de purifier la coupe et de respecter les normes de qualité de ce combustible. À la sortie du stripper, le kérosène est acheminé lui aussi à l'hydrodésulfuration (HDS) afin de réduire son contenu en soufre. La fraction vapeur du stripper est, quant à elle, retournée à la colonne. Le stripper de kérosène est en fait une colonne où de la vapeur est injectée au bas de l'équipement afin de contrôler la température interne et d'atteindre les spécifications du produit.

*d. La coupe Gazoles (lourds et légers) :*

La coupe Gazoles formée de molécules de 10 à 20 atomes de carbone, est acheminée à un stripper afin de purifier la coupe et de respecter les normes de qualité de ce combustible. À la sortie de ce stripper, le gazole est acheminé vers le craquage catalytique où ces grosses molécules seront fractionnées pour ainsi former des produits d'une plus haute valeur commerciale (essence et produits pour l'industrie pétrochimique). La fraction vapeur du stripper est, quant à elle, retournée à la colonne. Le stripper de gazole est en fait une colonne où de la vapeur est injectée au bas de l'équipement afin de contrôler la température interne et d'atteindre les spécifications du produit.

*e. La coupe Résidus atmosphériques :*

La coupe Résidus atmosphériques est en fait les produits de bas de colonne composés de très longues chaînes hydrocarbonées. Cette coupe forme l'alimentation de la colonne sous vide où la fraction des composés plus légers qu'elle contient sera extraite. Le pétrole de base, étant considéré comme lourd, cette partie du procédé de raffinage a été conçue pour traiter une grande quantité de cette coupe de distillation.

Deux recirculations latérales (*pump around*) permettent d'améliorer la qualité de la distillation en limitant l'entraînement de grosses molécules vers le haut de la colonne. Ces deux recirculations latérales reviennent refroidies dans la colonne à distiller, après avoir transmis leur chaleur au pétrole brut dans le train d'échangeur B, en début de procédé.

Bien que la température d'alimentation de la colonne à distiller atmosphérique soit de 370°C, les températures varient grandement entre le bas et la tête de colonne. Les différentes coupes étant caractérisées par leur point d'ébullition, chaque zone de soutirage possède donc une température caractéristique. Une température supérieure à 110°C doit absolument être maintenue en tête de colonne afin d'éviter que la fraction d'eau ne condense dans la colonne, risquant ainsi de faire effondrer les plateaux supérieurs. Une température entre 370°C et 400°C caractérise le bas de la colonne puisque le phénomène non désiré du craquage thermique survient à des températures de 400°C et plus.

### **III.1.3. Alimentation :**

L'alimentation du dessaleur et de la colonne à distiller atmosphérique est composée de pétrole brut lourd, d'eau de lavage, de NaOH, de désémulsifiant, de vapeur ainsi que d'huile et de gaz naturel. Le pétrole constitue la matière première de la raffinerie et passe à travers des dessaleurs avant d'être fractionné à l'intérieur de la colonne à distiller atmosphérique. L'eau de lavage est ajoutée à l'étape du dessalage afin de dissoudre les sels présents sous forme de cristaux dans le pétrole brut. Le NaOH est, quant à lui, ajouté après le dessalage et a comme rôle de transformer les sels de calcium et les sels de magnésium en sels de sodium moins dommageables en tête de colonne. Un désémulsifiant est ajouté avec l'eau afin de faciliter la séparation eau/pétrole à l'étape du dessalage. La vapeur est utilisée au niveau des réservoirs afin de maintenir une certaine température du pétrole brut par temps froid (15°C et plus).

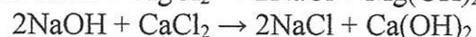
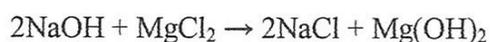
**Tableau III-1 : Coupes du pétrole brut et usages**

Nom de la fraction	Nombre d'atomes de carbone	Intervalle de température d'ébullition	Usage principal
Gaz de pétrole liquéfié (GPL)	1-4	En dessous de 40°C	Gaz domestique (gaz comprimé)
Naphta léger	5-6	40 – 100°C	Essence
Naphta lourd	7-10	100 – 160 °C	Essence – Produits chimiques
Kérosène	11 – 16	160 – 250 °C	Carburacteur, charge pour craquage
Gazole	17 – 25	250 – 350 °C	Diesel, charge pour craquage
Résidus	>25	> 350°C	Charge pour craquage, bitume, cire, huile résiduelle

La vapeur est également utilisée afin de préchauffer le pétrole brut avant le dessalage lorsque le train d'échangeur A ne fonctionne pas (démarrage). L'huile et le gaz naturel sont par ailleurs brûlés au niveau de la chaudière précédant la colonne à distiller atmosphérique afin de faire augmenter la température du pétrole brut juste avant son entrée dans la colonne.

#### III.1.4. Les réactions en jeu :

Les seules réactions chimiques de cette partie du procédé se retrouvent au niveau du dessalage du pétrole lors de la dissolution des sels contenus dans le pétrole. L'entreposage du pétrole, le préchauffage, le dessalage ainsi que la distillation utilisent simplement des procédés de chauffage et de séparation sans réaction chimique. Cependant, le NaOH ajouté en appoint au pétrole après la séquence de dessalage transforme les sels de calcium et de magnésium en sels de sodium par les équations suivantes :



### III.1.5. Les conditions d'opération :

La température des réservoirs d'entreposage du brut est maintenue entre 15 et 20°C afin d'éviter que le pétrole soit trop visqueux pour être pompé. De cette façon, la viscosité du pétrole est assez faible pour que ce dernier soit pompé.

Opérant à 135°C, sous une pression entre 10 à 15 atmosphères, les deux stages du dessalage du pétrole possèdent un temps de rétention de 30 minutes. Un appoint en eaux de lavage de 5 à 10 % est aussi fait à chaque étape de dessalage. À la sortie, c'est un appoint de 5 % en NaOH qui est ajouté au pétrole afin de transformer les sels de calcium et de magnésium en sels de sodium.

La colonne à distiller atmosphérique opère entre 1 et 2 atm avec une température d'entrée de 370°C. À son entrée, un flash se produit au niveau du plateau d'alimentation et les phases légères sont entraînées vers les niveaux supérieurs, alors que les longues chaînes hydrocarbonées sont entraînées au fond de la colonne. Des recirculations latérales sont présentes afin de réduire la température du courant et d'aller chercher les longues chaînes pouvant être entraînées par le courant ascendant créé par les coupes légères.

### III.1.6. Procédure démarrage et arrêt :

L'unité de distillation atmosphérique est la base de la raffinerie. Lorsque cette unité est arrêtée, toutes les autres devront aussi être arrêtées à plus ou moins court terme, faute d'alimentation. Aussi, elle comprend la plus vaste gamme de produits de la raffinerie, allant des GPL aux résidus lourds et visqueux. Il est donc normal que l'on retrouve une vaste gamme de dispositifs de sécurité à l'intérieur de cette unité. Étant donné qu'il est primordial que cette unité fonctionne en tout temps, la distillation atmosphérique est l'endroit où l'on retrouve le plus d'équipements doublés et le plus de contournements dans la raffinerie.

Par ailleurs, comme la composition du pétrole acheté par la raffinerie varie d'un arrivage à un autre, il est important d'avoir une procédure pour mitiger les impacts d'un changement de pétrole brut. Cette procédure consiste à introduire 10 % du nouveau pétrole dans l'alimentation quelques heures avant d'épuiser le pétrole présentement traité. Ceci sera suffisant pour effectuer en avance les changements opérationnels nécessaires pour une transition en douceur et obtenir les produits voulus dès l'introduction du nouveau pétrole.

#### a. Démarrage :

1. Effectuer une vérification pré opérationnelle (VPO) de chaque équipement avant de débiter la procédure de démarrage.

2. Effectuer un lavage à l'eau des lignes pour enlever toutes traces de débris dans celles-ci.
3. Retirer l'eau des lignes en utilisant les drains situés aux points hauts et aux points bas de celles-ci.
4. Effectuer une purge des équipements et des lignes avec de l'azote.
5. Vérifier la présence de fuites sur les équipements et les lignes par une inspection visuelle et/ou en utilisant les jauges de pression.
6. Alimenter en vapeur l'échangeur. Étant donné que la série d'échangeurs de chaleur servant à préchauffer le brut avant les dessaleurs et la colonne atmosphérique n'est pas disponible pour le démarrage de l'unité, car ceux-ci sont alimentés par les courants de sortie, il faut utiliser l'échangeur de réserve fonctionnant à la vapeur pour préchauffer le brut à 135 °C qui est la température d'opération du dessaleur.
7. Ouvrir la valve d'injection d'eau fraîche et de désémulsifiant située entre l'échangeur de chaleur et les dessaleurs.
8. Mettre sous tension les dessaleurs avant l'arrivée du brut préchauffé dans ceux-ci pour effectuer l'électro coalescence.
9. Démarrer le four, en allumant les pilotes d'abord. Démarrer ensuite les brûleurs du four en réglant progressivement l'admission d'air et les excès.
10. Démarrer la pompe
11. Faire fonctionner le four à une puissance maximale pour chauffer le brut le plus possible puisque le train d'échangeurs de chaleur n'est pas encore disponible pour réchauffer celui-ci.
12. Démarrer la pompe du condenseur.
13. Fermer les valves de sortie de la colonne à distiller pour créer un reflux total dans la colonne.
14. Alimenter lentement le brut à la colonne pour être certain que la préchauffe puisse bien s'effectuer.
15. Laisser la colonne se remplir lentement tout en laissant le four de la colonne fonctionner à sa capacité maximale jusqu'à ce que les températures des différentes coupes soient en régime permanent.
16. Une fois le niveau du premier « stripper » (gazoles) atteint, démarrer les pompes, les valves et l'échangeur. Garder le stripper en mode reflux total jusqu'à l'obtention du régime permanent. L'échangeur aidera donc à réchauffer le brut entrant dans la colonne ce qui diminuera le temps nécessaire pour faire augmenter la température dans la colonne.

17. Une fois le niveau du deuxième « stripper » (kérosène) atteint, démarrer les pompes, les valves et l'échangeur de ce niveau. Garder le stripper en mode reflux total jusqu'à l'obtention du régime permanent.
18. Une fois le régime permanent atteint, ouvrir toutes les valves des différentes sorties et les pompes associées à celles-ci pour ainsi alimenter les autres unités de la raffinerie.
19. L'ouverture des valves occasionnera le démarrage des échangeurs de chaleur servant au préchauffage du brut donc celui-ci entrera plus chaud dans la colonne, il faut donc maintenant diminuer la puissance du four pour obtenir les températures cibles.

b. Arrêt d'urgence :

La décision d'arrêter cette colonne est donc une décision très difficile à prendre puisque les conséquences sont énormes sur la raffinerie. Dans le cas d'un arrêt, les autres unités ne pourront pas produire très longtemps avant d'être obligé d'arrêter. L'élément le plus critique de l'unité est probablement le four qui chauffe la colonne puisque les dangers de bris sont plus présents en raison de la grande chaleur qui y règne. Voici donc les étapes à suivre pour effectuer l'arrêt d'urgence de l'unité.

1. Fermer l'alimentation aux dessaleurs pour éviter d'alimenter plus de carburant en cas d'incendie.
2. Arrêter les brûleurs du four pour éviter qu'il y ait contact entre la flamme et les hydrocarbures dans le cas d'une fuite.
3. Mettre la colonne à distiller atmosphérique en reflux total en fermant toutes les valves de sortie de la colonne.
4. Fermer les échangeurs pour ne pas refroidir les produits de la colonne.
- 5. Aussitôt qu'il est établi, l'arrêt sera plus long que le temps nécessaire pour que le produit pour se refroidisse sous la viscosité minimale acceptable, vidanger tous les équipements non tracés ou non isolés en suivant les étapes suivantes :
  - a. Arrêter les pompes de recirculation de la colonne
  - b. Ouvrir les sorties de la colonne vers les réservoirs hors spécifications et fermer les sorties habituelles.
  - c. Arrêter la pompe ayant servi à vidanger les équipements.
6. Vider toutes les tuyauteries et les équipements de l'unité.

### III.2. Distillation sous vide

Les produits lourds sortant de la colonne de distillation atmosphérique doivent être séparés de nouveau. Pour effectuer cette séparation, une colonne de distillation sous vide est employée. La pression peu élevée permet d'abaisser la température d'ébullition des composés en jeu dans la colonne. Par conséquent, l'énergie requise pour le chauffage de la colonne sous vide ainsi que les températures d'opération seront relativement faibles. La température en bas de colonne oscille autour de 750°F (400°C)<sup>1</sup>. Cette température d'opération permet de minimiser le coking, phénomène qui survient lorsque la température des produits est élevée.

Le coking est indésirable, car il engendre le coke, un produit néfaste pour les équipements, qui provoque l'encrassement des systèmes en plus d'être peu viable économiquement. Par conséquent, la faible pression, de l'ordre de 2-13 KPa en pression absolue, permet un abaissement suffisant de la température d'ébullition pour éviter le coking.



Fig. III-2 : Colonne distillation sous vide

#### III.2.1. Technologie choisie pour la distillation sous vide:

Le design de la colonne est peu conventionnel, c'est-à-dire que sa forme permet l'optimisation du fractionnement ainsi que la minimisation du surchauffage qui causerait le coking. La forme élargie au centre et étroite dans les extrémités permet d'obtenir moins de gaz à la sortie. L'étroitesse du bas de la colonne permet de diminuer le temps de résidence du produit entrant et, ainsi, de limiter la possibilité de craquage, qui peut survenir lorsque le fluide entrant demeure trop longtemps sous les conditions du bas de la colonne. La partie centrale et large de la colonne contient trois niveaux de garnissage. Chaque niveau est complété par une recirculation qui permet d'améliorer le rendement de la colonne ainsi que de réutiliser l'énergie fournie à la colonne.

La colonne de distillation sous vide permet de récupérer certains produits économiquement rentables. Il existe deux soutirages sur cette colonne, les gazoles légers et les gazoles lourds en plus de deux autres sorties principales, le résidu gazeux et le résidu lourd.

Les gazoles légers et lourds sont de nouveau mélangés ensemble après la séparation. Ils sont dirigés vers l'unité de viscoréduction pour être traités.

Ils seront par la suite redirigés vers les unités de transformation adéquates. Les résidus sont utilisés pour la production d'asphalte et de « bunker ».

La séparation des gazoles lourds et légers n'est pas nécessaire en soit, seule la séparation entre le gazole et les résidus est nécessaire. Par contre, la séparation des deux types de gazoles permet de maximiser la récupération d'énergie grâce aux recirculations employées. Cette énergie récupérée est directement employée pour chauffer le brut qui est envoyé dans la colonne de distillation atmosphérique. Les deux types de gazoles sont par la suite envoyés à l'unité de craquage catalytique.

### III.2.2. Conditions d'opération :

Avant d'atteindre l'échangeur de chaleur, l'entrée de la colonne de distillation sous vide se situe à 362°C et 304 kPa. Par la suite, les conditions d'opération sont optimisées pour l'entrée dans la colonne et se situent à 398°C et 304 kPa. À l'entrée de la colonne, la pression chute grandement pour atteindre 20 kPa. Les paramètres de la colonne sont différents tout au long de celle-ci. Les paramètres de pression et de température du rebouilleur sont de 20 kPa et 398°C et de 2 kPa et 125°C pour le condenseur. Les températures et pressions varient pour chacun des plateaux de la colonne. Afin de parvenir à faire converger la colonne, certaines données ont été posées pour limiter le nombre de degrés de liberté. La température de la tête de la colonne, ainsi que la température du fond de colonne ont été spécifiées selon les données tirées de la littérature. deux échangeurs de chaleur permettent de récupérer l'énergie. Plusieurs pompes ont été ajoutées à certaines sorties de la colonne de distillation sous vide. Le mélangeur assurera un débit sortant pour l'envoi à l'unité HDS. De plus, une pompe dirige le fluide de bas de colonne vers l'unité de viscoréduction. Cette pompe pressurise le fluide pour assurer une entrée adéquate au viscoréducteur. Il s'agit ici d'une pompe de bonne dimension ayant une puissance d'environ 160 chevaux-vapeur.

### III.2.3. Procédures démarrage et arrêt :

#### *a. Démarrage :*

1. Effectuer des vérifications pré opérationnelles de toute la tuyauterie et de tous les équipements de l'unité une fois l'installation complétée.
2. Purger toute la tuyauterie avec de l'eau afin de les libérer des débris pouvant s'y trouver.

3. Retirer l'eau présente dans les lignes à l'aide des drains situés à tous les points bas de la tuyauterie de l'unité.
4. Effectuer une purge des équipements et des lignes avec de l'azote.
5. Introduire dans la colonne à distiller un mélange ressemblant au mélange qu'elle aura à séparer en opération normale.
6. Utiliser la ligne de démarrage pour alimenter le four avec le mélange présent dans la colonne.
7. Démarrer le four, en allumant les pilotes d'abord. Démarrer ensuite les brûleurs du four en réglant progressivement l'admission d'air et les excès.
8. Utiliser la ligne de démarrage pour alimenter le four avec le mélange présent dans la colonne.
9. Démarrer la pompe et ouvrir complètement la vanne vers la colonne afin d'uniformiser la température au maximum pendant le chauffage des produits dans la colonne.
10. Démarrer le four, en allumant les pilotes d'abord. Démarrer ensuite les brûleurs du four en réglant progressivement l'admission d'air et les excès.
11. Démarrer le rebouilleur et le condenseur, en retournant tout ce qui leur est alimenté dans la colonne.
12. Lorsque la température du système en recirculation (four et colonne à distiller) atteint 75 % de la valeur voulue, démarrer les échangeurs.
13. Démarrer l'injection de vapeur dans la colonne de distillation.
14. Ouvrir les vannes.
15. Démarrer les pompes.
16. Fermer la ligne de démarrage pour cesser d'alimenter le four avec le mélange présent dans la colonne.
17. Commencer à ouvrir la vanne d'alimentation de l'unité au même rythme que les produits sortent de la colonne.
18. Diriger les produits sortant de l'unité vers les réservoirs de produits hors spécifications jusqu'à ce que les tests de composition révèlent que les produits rencontrent les normes. À ce moment, acheminer les produits vers leurs destinations normales.

*b. Arrêt d'urgence :*

La procédure d'arrêt d'urgence de l'unité de distillation sous vide doit être établie en fonction d'éliminer le plus rapidement tout risque pour la santé et la sécurité du personnel. Ensuite, on doit éliminer les risques de bris matériels. Le point le plus critique à surveiller lors

## IV. Calcul de la colonne de distillation atmosphérique

### IV.1. Description de la colonne à étudier C-1:

La colonne de distillation étudiée dans notre travail est une colonne se trouvant à la raffinerie de Skikda, à l'unité "Topping" U-11

Notre étude consiste à redimensionner cette colonne et comparer les résultats trouvés avec les dimensions de celle existante. Les paramètres calculés sont: la pression, la température, le diamètre et la hauteur. Ces paramètres sont calculés à partir du bilan matières et thermique de la colonne ainsi que le nombre de plateaux existants.

La colonne de distillation atmosphérique ou TOPPING est une grande tour métallique sert à fractionner physiquement le pétrole brut en ses divers coupes pétrolières par une opération de séparation simple, et sous des conditions opératoires bien déterminées.

Elle est considérée comme équipement statique, elle n'a aucune partie ou pièce travaillant en mouvement, donc sa fonction est réalisée à partir de la forme et de la disposition de ses plateaux. Elle est construite d'une virole cylindrique de 8.1m de diamètre au dessus de niveau de l'alimentation, et converge au dessous de ce dernier jusqu'à un diamètre constant de 3.6m au dessus de 5ème plateau jusque le fond, la hauteur entre le fond et le niveau de 5ème plateau est de 7.24m. La colonne est d'un fond ellipsoïde de 0.9m d'hauteur. la hauteur de la convergence entre le 5ème plateau et le niveau d'alimentation est de 4m. Ce qui reste est la hauteur entre le niveau de l'alimentation et sommet de la colonne est de 42.91m, ce qui fait que la hauteur totale de la colonne est de :  $7.24+4+42.91=54.15\text{m}$ .

La charge liquide alimente la colonne tangentiellement à travers d'un tubulure de 1200mm de diamètre a une circulation uniforme réalisée par distributeur (diffuseur), et se trouve dans un espace suffisant de réaliser la séparation des phases, également les vapeurs du ballon de pré-flash entrent à un niveau un peu plus haut que l'alimentation liquide, l'amalgamation s'effectue, le transfert de chaleur et de matière se réalise de sorte que les vapeurs se montent vers le haut et le liquide se descend vers le fond. le moyen niveau requis du liquide est de 1.55m du fond. Les cinq plateaux du fond sont de double passe, Le 1er plateau à 3.09m du fond, et l'hauteur entre un plateau et autre de ses 5 plateaux est de 0.61m.

la hauteur

ML

## IV.2. Calcul de la température des produits soutirés:

### IV.2.1. Méthodes de courbe de distillation sous pression ATM (méthodes grapho-analytiques):

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

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

- ✓ Courbe TBP (True Boiling Point).
- ✓ Courbe de vaporisation progressive simple ou ASTM.
- ✓ Courbe de flash.

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

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

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

La courbe de flash, bien qu'elle ne soit pas une courbe de distillation, est très importante et présente un intérêt pour les procédés de vaporisation continue. La courbe de flash est la plus difficile à réaliser par la méthode expérimentale car elle exige un temps d'opération assez long et des quantités de produits importantes.

Ces trois méthodes sont étroitement liées. Toute anomalie sur une courbe se répercutera sur les autres. C'est pourquoi différentes méthodes grapho-analytiques ont été mises au point pour établir des corrélations permettant de déterminer une courbe à partir d'une autre, et en particulier la courbe de flash à partir soit de la TBP, soit de l'ASTM.

#### IV.2.1.1. Méthode D'OBRYADTCHIKOV-SMIDOVITCH:

Dans cette méthode les étapes suivantes sont nécessaires:

- 1) On détermine la tangente de l'angle d'inclinaison de la courbe TBP à l'aide de la formule suivante :

$$tg_{\alpha}^{TBP} = \frac{t_{70\%}^{TBP} - t_{10\%}^{TBP}}{60} \quad (TV - 1)$$

Où :

- $t_{70\%}^{TBP}$  : température de 70% vaporisé de la courbe TBP.
- $t_{10\%}^{TBP}$  : Température de 10% vaporisé de la courbe TBP.

L'expérience a montré que la courbe TBP comporte un tracé qui représente une droite, et ce tracé est compris entre 10% et 70%. On représente le triangle dont le côté adjacent correspond à la différence 70%-10% et le côté opposé correspond à la différence  $t_{70\%} - t_{10\%}$ .

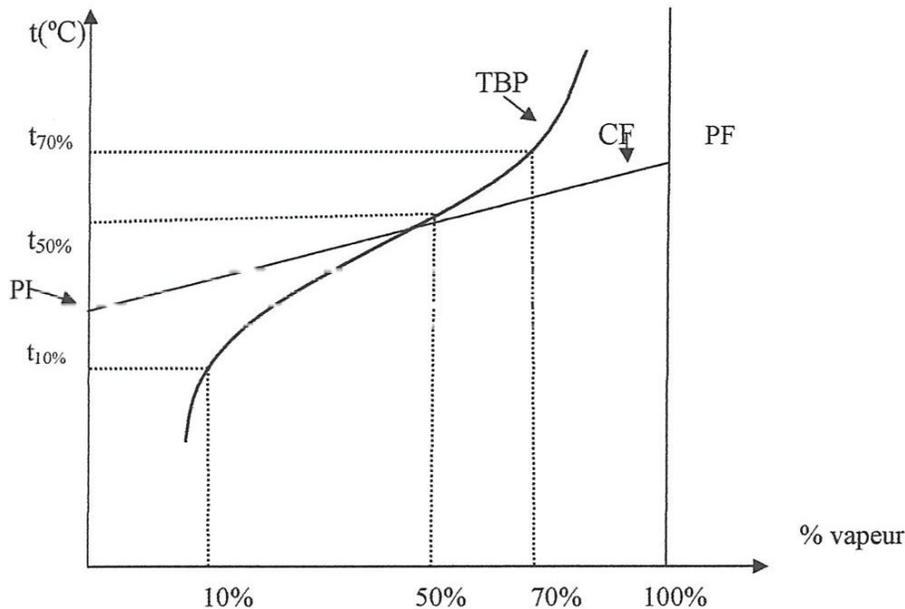


Figure IV.1 : la courbe TBP et CF

- 2) on détermine  $t_{50\%}^{TBP}$ .
- 3) on utilise le diagramme d'obryadtchikov-smidovitch

Ce diagramme met en évidence les rendements correspondant aux PF (point final) et PI (point initial) de la courbe de flash et  $tg_{\alpha}^{TBP}$  pour différents  $t_{50\%}^{TBP}$ .

Soit  $tg_{\alpha}^{TBP} = m$  et  $t_{50\%}^{TBP} = 150^{\circ}\text{C}$ .

→ On porte la valeur de  $tg_{\alpha}^{TBP}$  (m) sur l'axe des  $tg_{\alpha}^{TBP}$ . On fait la projection de ce point obtenu sur la courbe de  $t_{50\%}^{TBP}$  correspondant à  $150^{\circ}\text{C}$  et on projette les points obtenus sur l'axe des ordonnées pour obtenir les points P et Q, qui représentent respectivement les % vaporisé correspondant aux PF et PI de la courbe de flash. On porte ces points sur l'axe des abscisses de la courbe TBP, et la projection sur la courbe TBP de ces points nous donne sur l'axe des ordonnées les PI et PF de la CF. On joint les PI et PF pour obtenir notre courbe de flash qui est une droite.

#### IV.2.1.2. Méthode de W.L.NELSON, R.J.HARVY :

On détermine comme précédemment la  $tg_{\alpha}^{TBP}$ .

- 1) On détermine toujours selon la courbe TBP,  $t_{50\%}^{TBP}$ .

- ✓ Déterminer la pente de la courbe de flash  $tg_{\alpha}^{CF}$  à partir de la pente  $tg_{\alpha}^{TBP}$  et la courbe des tangentes.
- ✓ Déterminer la température 50% distillés et la courbe de flash  $t_{50\%}^{CF}$  à partir du point  $t_{50\%}^{TBP}$  et la courbe de température d'ébullition.
- ✓ Déterminer les points (PI) et (PF) par les formules suivantes :

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

(IV-2)

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

(IV-3)

Puis on trace la courbe de flash qui sera une droite.

#### IV.2.2. Méthode de courbe de distillation sous une pression différente de la pression ATM :

*voir graphique Annexe B.2.*

En première approximation et pour de faibles variations autour de la pression atmosphérique, PIROONOV et BEISWENGER estiment que la courbe de vaporisation a une pente constante et qu'il suffit de lui faire subir une translation dont l'amplitude est évaluée sur le diagramme 'COX chart'; par le déplacement de point d'intersection de la courbe de flash avec la courbe TBP.

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

##### a. Courbe TBP du pétrole brut :

Pour trace la courbe TBP il suffit de rapporter le point final de la fraction étroite au % cumulé, (voir annex tableau 1)

##### b. Courbe de Flash :

On trace la courbe de flash à 1 atm de brut et des fractions pétrolières, (les résultats sont présentés dans le tableau IV.1).

Tableau IV.1: Données de la courbe de flash

Produit	$t_{10\%}^{TBP}$	$t_{50\%}^{TBP}$	$t_{70\%}^{TBP}$	$tg_{\alpha}^{TBP}$	$tg_{\alpha}^{CF}$	$t_{50\%}^{CF}$	$P_i^{CF}$	$P_f^{CF}$
Pétrole brut	43	229	341	4.96	3.45	227	54.5	399.5
Essence	62	102	122	1	0.38	104.7	85.7	123.7
Kérosène	184	195	202	0.3	0.02	193	192	197
Gasoil légère	233	258	272	0.65	0.27	248	234.5	261.5
Gasoil lourd	291	325	336	0.75	0.30	307.5	292.5	322.5

### IV.3. Masse Moléculaire des Fractions :

Elle est déterminée par la formule de VOINOV :  $M = a + b \cdot t_m + C \cdot t_m^2$

$t_m$  : température moyenne de la fraction [C°], elle est déterminée comme suit :

$$t_m = \frac{PI + PF}{2} \quad (IV-4)$$

$PI$  : point initial de la fraction.

$PF$  : point finale de la fraction.

$a, b, c$  : des coefficients qui dépendent du facteur de caractérisation  $k_{uop}$  de la société UOP (universal oil products) représenté par la formule suivante:

$$k_{uop} = \frac{\sqrt[3]{t_m(^{\circ}R)}}{SG^{60/60}}, \text{ Ou : } k_{uop} = \frac{1.21 \sqrt[3]{T_m(^{\circ}K)}}{\rho_{15}^{15}} \quad (IV-5)$$

Où :

- $t_m(^{\circ}R)$  : est la température moyenne de ébullition exprimée en degré RANKINE.
- $T_m(^{\circ}K)$  : est la température moyenne de ébullition exprimée en degré KELVIN.
- $SG^{60/60}$  : Specific gravity à 60 °F.
- $\rho_{15}^{15}$  : Densité à 15 °C.

Le tableau suivant présente les valeurs des  $a, b, c$  en fonction de ' $k_{uop}$ ' :

Tableau IV.2: valeurs des  $a, b, c$  calculées en fonction de  $k_{uop}$ 

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

1. Pour les fractions légères (vapeur de tête), la formule de VOINOV S'applique comme précédemment écrite c à d :  $M = 60 + 0.3 t_m + 0.001 t_m^2$ .
2. Pour les fractions lourdes gasoil et kérosène on doit chercher leur  $k_{uop}$ .
3. Pour le résidu on applique la formule de KRAIGUE suivant :

$$M = \frac{44.29 * \rho_{15}^{15}}{1.03 - \rho_{15}^{15}}$$

(IV-6)

4. Pour le brut flashé on applique la formule suivant:

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

(IV-7)

Le tableau suivant donne les valeurs de  $t_m$ , et les masses molaires (PM) :

**Tableau IV.3:** les valeurs de  $t_m$ , et les masses molaires (PM) calculées:

les fractions	$\rho_{15}^{15}$	$t_m$	$k_{uop}$	PM (g/mol)
Essence stabilisée	0.7213	101.5	12.09	101
Essence légère	0.6722	68.5	12.58	85
Coupe intermédiaire	0.7325	119	12.09	110
Essence lourd	0.7695	158	11.87	132
Kérosène	0.7901	197.5	11.91	152
Gasol légère	0.8234	252.5	11.86	193
Gasol lourd	0.8495	307.5	11.88	241
résidu	0.9005	-	-	308

- Bilan Matière de la Colonne :

La capacité de l'installation est égale à 1170 m<sup>3</sup>/hr (938382 kg/hr), (voir tableau IV.7)

(IV.4)

Tableau IV.4 : Bilan matière

produits		% Volume	% poids	Débit massique kg/h	Débit molaire K.mole/hr
Brut		100	100	938382	--
Vapeur de tête (TI-180°C)	GPL	5.06	3.94	37045	699
	Essence légère	8.90	7.55	70910	834.23
	Coupe intermédiaire	15.82	14.64	137390	1249
	Essence lourde	11.87	11.52	108180	819.5
soutirages latéraux	kérosène (180-235)	12.25	12.22	114708	754.6
	Gasolil légère (235-310)	16.20	16.86	158250	819.95
	Gasolil lourde (320-360)	6.83	7.32	68769	285.35
fond	Résidu ≥ 360°C	22	25.90	243130	789.3

#### IV.4. Calcul des différentes températures dans la colonne de distillation atmosphérique:

##### a- Température dans la Zone de Flash ( $T_{ZF}$ ):

D'habitude la température dans zone de flash varie entre 330° et 360°. Pour préciser la température dans la zone de flash il est nécessaire de connaître le taux de vaporisation nécessaire  $e_n$  du pétrole brut dans cette zone.

Comme :

$$e_n = e_{vap\ tête} + e_{ker} + e_{gle} + e_{glo}$$

Donc :  $e_n = 0.3765 + 0.1222 + 0.1686 + 0.0732 = 0.7405$  (ces valeurs)?

Déterminons maintenant la pression partielle dans la zone de flash :

$$P_e^{zf} = \pi_{zf} \frac{N_v}{N_{ve} + N_v}$$

$N_v$ : Nombre de kmoles/h d'hydrocarbures traversant la zone de flash.

$N_{ve}$ : Nombre de kmoles/h de la vapeur d'eau injectée au fond de colonne.

$\pi_{zf}$ : Pression dans la zone de flash, pratiquement la pression dans la zone de flash varie entre

(1.5 - 2.5 atm), on prend  $\pi_{zf} = 2.2\text{atm}$ .

On a :

$$N_v = N_{vap\ tête} + N_{kér} + N_{gle} + N_{glo} = 3413.34 + 754.65 + 819.94 + 285.34$$

Donc :  $N_v = 5273.24$  k.moles/hr

$N_{ve}$  : En pratique la quantité de vapeur surchauffée pour la colonne atmosphérique varie entre (1.2% - 4%) en masse 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, donc :

$$N_{ve} = \frac{309666 \cdot 0.03}{18} = 516.11 \text{ k.moles/hr}$$

Donc:

$$P_e^{zf} = 2.2 \frac{5273.24}{516.11 + 5273.24} = 2 \text{ atm}$$

Selon le taux de vaporisation  $e_n$  et la courbe de flash tracée à la pression partielle  $P_e^{zf}$  On trouve la température est égale à  $T_{zf} = 342$  °C (voir la courbe de flash de pétrole brut)

*b- Température au Sommet de la Colonne :*

La température de la tête de la colonne correspond à la température de rosée du mélange de hydrocarbures traversant la tête de tour à leur pression partielle dans le mélange hydrocarbures, elle est déterminée graphiquement à partir de la courbe de flashe tracée à la pression partielle de ce mélange et le point final de cette courbe est considéré comme la température au somme de la colonne. Toutefois pour régler cette température à la valeur choisie on doit agir sur le débit du reflux froid.

*- Quantité du Reflux Froid  $G_{rf}$  :*

On a  $G_{rf} = (G_{essence})(1.5 \text{ à } 3)$ , on prend 1.5

Avec :  $G_{rf} + G_{essence} = 316480 \text{ kg/h}$  (quantité de vapeur de tête)

Donc :  $G_{rf} = 189888 \text{ kg/h}$

$$N_{rf} = \frac{189888}{101} = 1880 \text{ k.moles/h}$$

*- Pression Partielle des Vapeurs D'essence au Sommet de la Colonne :*

$$P_e^{ess} = \pi_s \frac{N_{ess} + N_{rf} + N_{gaz}}{N_{ess} + N_{rf} + N_{gaz} + N_{ve}}$$

$$\text{Donc : } P_e^{glé} = 1.92 \frac{820+615}{820+615+4238.11} = 0.49 \text{ atm}$$

Le point initial de la courbe de flash de gasoil léger tracée à la pression de 0.49 atm correspond à une température de 220°C (voire la courbe TBP de gasoil léger).

- Température de Soutirage de Gasoil lourd :

Le soutirage de gasoil lourd se fait au niveau du 15<sup>ème</sup> plateau :

La pression partielle du gasoil lourd au dessous du plateau de soutirage est égal à :

$$P_e^{glo} = \pi_s^{glo} \frac{N_{glo} + N_{ringlo}}{N_{glo} + N_{ringlo} + N_{incond}}$$

Où :

$\pi_s^{glo}$  : La pression de service de gasoil lourd.

$N_{ringlo}$  : Le nombre de kmole/h de reflux interne au niveau de soutirage de gasoil lourd.

$N_{incond}$  : Le nombre de kmole/h de vapeur incondensable au niveau de soutirage de gasoil lourd.

$$\pi_s^{glo} = 2.2 - \frac{10 * 7}{760} = 2.10 \text{ atm}$$

Le taux de reflux interne :

$$k_{glo} = \frac{G_{ringlo}}{G_{ess} + G_{kéro} + G_{glo} + G_{glé}} = 0.05 \div 0.4$$

Donc :

$$G_{ringlo} = 0.4 (G_{ess} + G_{kéro} + G_{glé} + G_{glo}) = 0.4(658207) = 263282.8 \text{ kg/hr} \approx 3.8 G_{glo}$$

$$\text{Alors : } N_{ringlo} = 3.8 N_{glo} = 3.8 \frac{68769}{241} = 1084 \text{ kmoles/hr}$$

$$N_{incond} = N_{kéro} + N_{ess} + N_{ve} + N_{glé} = 5058.11 \text{ kmoles/h}$$

Donc :

$$P_e^{glo} = 2.1 \frac{285.3 + 1084}{285.3 + 1084 + 5058.11} = 0.45 \text{ atm}$$

Le point initial de la courbe de flash de gasoil lourd tracée à la pression de 0.45 atm correspond à une température de 255°C (voire la courbe TBP de gasoil lourd).

- Température au Fond de la Colonne :

D'après les données pratiques, cette température est inférieure à celle dans la zone de flashe de 10 à 25°C.

$$T_{fond} = T_{zf} - 10 = 342 - 10 = 332^\circ\text{C}$$

Cette température peut être déterminée plus précisément comme le point initial de la courbe de Flashe tracée à la pression partielle des hydrocarbures au fond de la colonne, ou bien elle peut être calculée par le bilan thermique du fond de tour.

- Pression au Fond de la Colonne :

$$P_{fond} = \pi_{zf} + \frac{n \cdot \Delta P}{760}$$

$n$  : nombre de plateaux dans la zone épuisement = 5

Donc :

$$P_{fond} = 2.2 + \frac{5 \cdot 7}{760} = 2.246 \text{ atm}$$

- Bilan thermique de la colonne:

Le bilan thermique est un équilibre entre la quantité de chaleur entrant dans la colonne et la quantité de chaleur sortant de la colonne.

La différence entre la quantité de chaleur à l'entrée de la colonne et celle à la sortie est extraite par le reflux circulant intermédiaire (PAS et PAI).

$$\Delta Q = \text{entrée} - \text{sortie} = 0.75 \cdot 10^8 \text{ kcal/h}$$

#### IV.5. Dimensionnement de la colonne atmosphérique :

##### IV.5.1. Diamètre de la colonne :

Pour calculer le diamètre de la colonne atmosphérique, il faut déterminer le débit volumique des vapeurs dans chaque section de la colonne ainsi que la vitesse admissible des vapeurs puis à partir de ces deux valeurs maximales, on calcule le diamètre de la colonne.

a- Débit volumique de vapeur au sommet de la colonne :

Il est déterminé d'après la formule suivante :

$$V_V^s = 22.4 \sum N_i * \frac{t_s + 273}{273} * \frac{1}{\pi_s} * \frac{1}{3600} \quad \left( \frac{m^3}{s} \right)$$

Où :

$\pi_s$  : Pression de service au sommet la colonne ou la Pression de service de fraction étudiée

$t_s$  : Température de soutirage de fraction étudiée.

Pour cela il faut calculer :

Tableau IV.5 : bilan thermique de la colonne :

produits	$G_i \left( \frac{kg}{hr} \right)$	$\rho_{15}^{15}$	$t_m (^{\circ}C)$	Enthalpie (kcal/kg)		Quantité de chaleur (kcal/hr)
				$q^l$	$q^v$	
<u>Entrée :</u>						
Brut :				--	259.6	$1.8 \cdot 10^8$
Vapeur	694871.9	0.839	350	201	--	$4.9 \cdot 10^7$
Liquide	243510.13	0.9	350	--	769,5	$7.15 \cdot 10^6$
Vapeur d'eau	9290	--	380	69,76010	--	$1.32 \cdot 10^7$
Reflux froid (liq)	189888	0.721	130			
total	1422392	--	--	--	--	$2.5 \cdot 10^8$
<u>Sortie :</u>						
Essence total	353525	0.721	143	--	151.3	
Kérosène	114708	0.790	197	107,0055	--	$5.3 \cdot 10^7$
Gasoil léger	158250	0.823	219	118,697	--	$1.22 \cdot 10^7$
Gasoil lourd	68769	0.849	255	140,111	--	$1.87 \cdot 10^7$
Résidu	243130	0.9	365	211,926	--	$9.63 \cdot 10^6$
Vapeur d'eau	9290	--	143	--	145	$5.15 \cdot 10^7$
Reflux froid (vap)	189888	0.721	143	--	151.3	$1.35 \cdot 10^6$
						$2.87 \cdot 10^7$
total	1422392	--	--	--	--	$1.75 \cdot 10^8$

- Quantité de vapeur au sommet de la colonne :

$$G_V^S = G_{ess} + G_{ve} + G_{rch} \text{ (kg / h)}$$

$G_{rch}$ : La quantité de reflux chaud au dessous du premier plateau.

$$G_{rch} = G_{rf} \frac{q_V^{143} - q_l^{130}}{q_V^{143} - q_l^{143}}$$

$$G_{rch} = 189888 \frac{151.3 - 69.76}{151.3 - 77.62}$$

$$\text{Donc : } G_{rch} = 2.1 \cdot 10^5 \text{ kg/h}$$

Donc :  $G_V^S = 189888 + 9290 + 210000 = 409178 \text{ kg/h}$

- Nombre de kilo moles au sommet de la colonne :

$$\sum N_i = N_{ess} + N_{rch} + N_{ve} = 3601.7 + 2079 + 516.11 = 6197 \text{ kmole/h}$$

Donc :  $V_V^S = 22.4(5912.7) \frac{143+273}{273} \frac{1}{1.76} \frac{1}{3600} = 33.38 \text{ m}^3/\text{s}$

b- Débit volumique de vapeur au niveau du kérosène :

- Quantité de vapeur au niveau du kérosène :

$$G_V^k = G_{ess} + G_{kéro} + G_{rink} + G_{ve} = 353525 + 114708 + 646782 + 9290 \\ = 1124305 \text{ kg/hr}$$

- Nombre de kilomoles au niveau de kérosène :

$$\sum N_i = 3601.7 + 754.6 + 4151 + 516.4 = 9023.3 \text{ kmole/h}$$

Donc :  $V_V^k = 22.4(9023.7) \frac{197+273}{273} \frac{1}{1.82} \frac{1}{3600} = 53.11 \text{ m}^3/\text{s}$

c- Débit volumique au niveau de gasoil léger :

- Quantité de vapeur au niveau du gasoil léger :

$$G_V^{glé} = G_{ess} + G_{ke} + G_{glé} + G_{riglé} + G_{ve} \\ = 353525 + 114708 + 158250 + 235775 + 9290 = 871548 \text{ kg/hr}$$

- Nombre de kilo mole au niveau du gasoil léger :

$$\sum N_i = 3601.7 + 754.6 + 820 + 615 + 516.11 = 6307.41 \text{ kmol/h}$$

Donc :  $V_V^{glé} = 22.4(6307.41) \frac{219+273}{273} \frac{1}{1.92} \frac{1}{3600} = 36.83 \text{ m}^3/\text{s}$

d- Débit volumique au niveau du gasoil lourd :

- Quantité de vapeur au niveau du gasoil lourd :

$$G_V^{glo} = G_{ess} + G_{ke} + G_{glé} + G_{glo} + G_{riglo} + G_{ve} \\ = 353525 + 114708 + 158250 + 68769 + 263282.8 + 9290 = 967824.8 \text{ kg/h}$$

- Nombre de kilo mole au niveau du gasoil lourd :

$$\sum N_i = 3601.7 + 754.6 + 820 + 285.35 + 1141.4 + 516.11 = 7124.15 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Donc : } V_V^{glo} = 22.4(7124.15) \frac{255+273}{273} \frac{1}{2.10} \frac{1}{3600} = 40.8 \text{ m}^3/\text{s}$$

e- Débit volumique au niveau de la zone de flash :

- Quantité de vapeur dans la zone de flash :

$$\begin{aligned} G_V^{zf} &= G_{ess} + G_{ke} + G_{glé} + G_{glo} + G_{ve} \\ &= 704542 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

- Quantité de kilo mole dans la zone de flash :

$$\sum N_i = 3601.7 + 754.6 + 820 + 285.35 + 516.11 = 5977.76 \text{ kmol/h}$$

Donc :

$$V_V^{zf} = 22.4(5977.76) \frac{342+273}{273} \frac{1}{2.2} \frac{1}{3600} = 38.08 \text{ m}^3/\text{s}$$

Donc la plus grande valeur est celle de kérosène.

Comme le débit de vapeur de kérosène est le plus élevé, on calcule le diamètre de la colonne d'après le débit de kérosène à partir de la formule suivante :

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

D'où :

$W_{max}$  : La vitesse maximale linéaire d'après la formule empirique de SOUDERS et BROWN :

$$W_{max} = \frac{0.305}{3600} C_{max} \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

D'après les données pratiques, cette vitesse pour les colonnes atmosphériques varie entre 0.5 et 0.8 m/s.

Où :

- $\rho_l$  : masse volumique du liquide à la température de soutirage  $t_s = 197^\circ\text{C}$

$$\rho_l^{t_s} = \rho_4^{20} - 0.000805(t_s - 20)$$

$$\Rightarrow \rho_l^{197} = \rho_4^{20} - 0.000805(197 - 20)$$

$$\text{Avec : } \rho_{15}^{15} = \rho_4^{20} - 0.000805(15 - 20)$$

$$\Rightarrow \rho_4^{20} = \rho_{15}^{15} + 0.000805(-5) = 0.7901 - 0.004 = 0.786 \text{ g/cm}^3$$

$$\text{Donc : } \rho_l^{197} = 0.786 - 0.000805(197 - 15) = 0.639 \text{ g/cm}^3$$

- $\rho_v$  : masse volumique des vapeurs à la température de soutirage  $t_s = 197^\circ\text{C}$

Elle est égale à :

$$\rho_v^{197} = \frac{G_v^k}{V_v^k \cdot 3600} = \frac{1124305}{53.11 \cdot 3600} = 5.88 \text{ kg/m}^3$$

Calculons maintenant le coefficient  $C_{max}$  :

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

Et Comme les plateaux sont à clapets :  $K_1 = 1.15$  ,  $K_2 = 1$  ,  $C_1 = 850$  (d'après la fig T : la distance entre les plateaux = 700 mm) ,  $C_2 = 4$

Le coefficient  $\lambda$  est déterminé d'après la formule :

$$\lambda = \frac{0.655 \cdot L_e}{P} \sqrt{\frac{K_1 \cdot C_1}{V_v \cdot 3600} \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}}$$

- $L_e$  : Débit volumique du liquide sur le plateau ( $\text{m}^3/\text{h}$ ).
- $V_v$  : Volume des vapeurs dans la section considérée ( $\text{m}^3/\text{h}$ ).
- $P$  : Nombre de passes du liquide sur le plateau.

D'où :

$$L_e = \frac{G_{rch}}{\rho_l^{ts}} = \frac{250000}{639} = 391.2 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Donc :

$$\lambda = \frac{0.655 \cdot 391.2}{2} \sqrt{\frac{1.15 \cdot 765}{53.11 \cdot 3600} \sqrt{\frac{639 - 5.88}{5.88}}} = 28$$

Donc :  $C_{max} = K_1 \cdot K_2 \cdot C_1 - C_2(\lambda - 35) = 1.15 * 850 - 4(28 - 35) = 1006$

Donc : la Vitesse maximale des vapeurs sera:

$$W_{max} = \frac{0.305}{3600} 1006 \sqrt{\frac{639 - 5.88}{5.88}} = 0.88$$

Alors : le diamètre de la colonne d'après (5.32) égal à :

$$D = \sqrt{\frac{4 * 53.11}{3.14 * 0.88}} = 8.7 \text{ m}$$

Dans ce cas, la vitesse réelle dans le niveau calculé est égale à :

$$W_r = \frac{4V_v}{\pi D^2} = \frac{4 * 53.11}{3.14 * 8.7^2} = 0.9 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Le volume du liquide dans une passe sera :

## CONCLUSION

Une étude théorique sur le raffinage ainsi que sur le calcul théorique des différents paramètres d'une colonne de distillation atmosphérique ont été présentés dans ce travail.

Notre travail s'est basé sur une unité de raffinage du pétrole brut comprenant particulièrement une colonne de distillation atmosphérique. En fait nous avons procédé à un calcul de vérification globale prenant en compte les modifications constatés au niveau des paramètres opératoires tels que la température, la pression le diamètre de la colonne ainsi sa hauteur.

Le calcul nous a révélé une accordance acceptable avec les données du design et on trouve que la température calculée de la zone flash varie de la valeur du design actuel de 2%, la température calculée en tête de la colonne varie de la valeur du design actuel de 31%, la température calculée du soutirage du kérosène varie de la valeur du design actuel de 9%, la température calculée du soutirage du gasoil léger varie de la valeur du design actuel de 22% , la température calculée du soutirage du gasoil gasoil lourd varie de la valeur du design actuel de 29% , la température calculée du soutirage du résidu varie de la valeur du design actuel de 1%, la pression calculée au niveau de la zone flash varie de la valeur du design actuel de 0.2%, la pression calculée en tête de la colonne varie de la valeur du design actuel de 0.04 % , la pression calculée au fond de la colonne varie de la valeur du design actuel de 0.2 % , le diamètre calculé de la colonne varie de la valeur du design actuel de 0.6%, la hauteur calculée de la colonne varie de la valeur du design actuel de 5.65% .

Ce projet de fin d'étude nous a permis d'acquérir des connaissances très importantes sur le domaine de raffinage et d'approfondir les concepts essentielles vis-à-vis de la mise en œuvre d'un brut.

## BIBLIOGRAPHIE

- J. P. WAUQUIER. – Le raffinage du pétrole. (Tome I). Edition TECHNIP, IFP.
- P. WUITHIER. – Raffinage et génie chimique. (Tome I Edition TECHNIP, IFP.
- R. ABDOULLAVE , V. KOSSIAKOV– Théorie et calcul de rectification des mélange complexe ( BOUMERDES 1977)
- G. OTMANINE., S. MUSTAFAEF; calcul du topping, SECOND EDITION, Boumerdès, 2000.
- TECHNIQUE DE L'INGENIEUR «édition du centre français du copyright mars 1992

## **LISTE DES FIGURES**

**Fig. I.1 : Schéma représentatif d'une installation de raffinage du pétrole**

**Fig. I.2 : Unité de distillation atmosphérique avec une seule colonne.**

**Fig. I-3 : Unité de distillation atmosphérique avec une colonne de prédistillation**

**Fig. I.4 : Unité de distillation atmosphérique avec un ballon de flash.**

**Fig. II.1: Principales transformations du propane**

**Fig. II.2: Principales transformations du butane**

**Fig. II.3 : demande nationale en GPL**

**Fig. III.1 : schéma représentatif de la colonne de distillation**

**Fig. III-2 : Colonne distillation sous vide**

**Figure IV.1 : la courbe TBP et CF**

# LISTE DES TABLEAUX

**Tableau III.1 : Coupes du pétrole brut et usages**

**Tableau IV.1: Données de la courbe de flash**

**Tableau IV.2: Valeurs des a, b, c calculées en fonction de *kuop***

**Tableau IV.3: Les valeurs de  $t_m$ , et les masses molaires (PM) calculées**

**Tableau IV.4 : Bilan matière**

**Tableau IV.5 : Bilan thermique de la colonne**

**Tableau IV.6 : L'espace entre les plateaux**

**Tableau IV.7 : Comparaison entre les paramètres calculés et celles de design**

## ANNEXE A

**Tableau 1: distillation atmosphérique de brut (TBP)**

Temperature(°C)	% poids cumulé	% volume cumulé	$k_{uop}$
≤ 12.8	4.64	6.14	--
65	10.18	12.95	12.78
70	11.51	14.47	12.31
75	12.08	15.11	12.01
80	12.62	15.71	12.01
85	13.38	16.56	12.09
90	14.39	17.69	12.13
95	16.09	19.56	12.06
100	18.12	21.75	11.89
110	19.6	23.35	11.96
115	20.74	24.59	12.03
120	22.03	25.98	12.07
125	23.39	27.43	12.03
130	24.51	28.61	11.86
135	25.73	29.89	11.9
140	26.52	30.72	11.94
145	27.08	31.3	11.98
150	28.91	33.22	12
155	29.78	34.13	11.93
160	30.83	35.22	11.8
165	31.99	36.42	11.8
170	33.54	38.02	11.9
175	34.83	39.35	11.93
180	35.45	39.99	11.9
185	36.14	40.69	11.89
190	36.93	41.55	11.91
195	38.33	42.92	11.93
200	39.27	43.86	11.96
205	40.03	44.63	11.98
210	40.84	45.45	12.01
215	41.99	46.16	12.04
220	42.95	47.58	11.9
230	45.92	50.52	11.92
235	47.13	51.71	11.85
240	47.85	52.41	11.86
250	49.73	54.24	11.86
260	51.38	55.03	11.9
270	53.52	57.89	11.94
280	55.22	59.53	11.98
290	56.86	61.11	12.05
300	58.89	63.06	12.05

310	60.8	64.89	12.05
320	62.4	66.41	12.05
330	64.19	68.1	12.05
340	65.98	69.78	12.01
350	69.91	73.44	11.98
360	71.32	74.75	12.02
370	72.32	75.85	12.06
375	73.02	76.31	12.02
400	76	79.03	12.08
480	84.31	86.5	12.02
530	88.72	90.41	12.12
+ 530	100	100	12

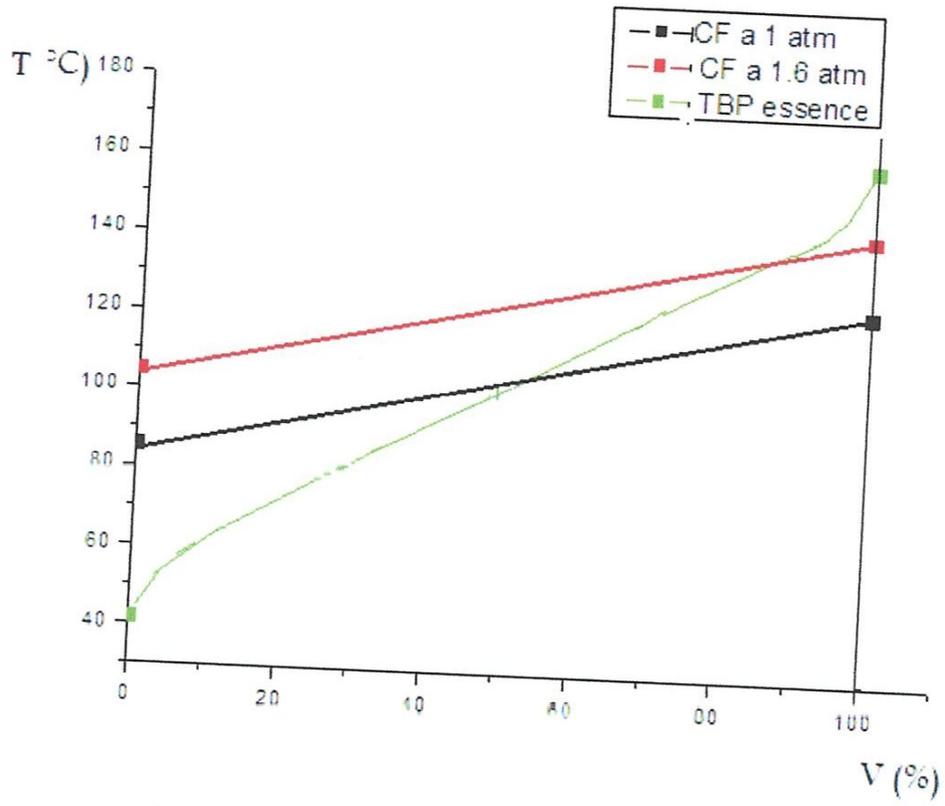
**Tableau.2:** Chromatographie du gaz :

composé	% poids	% volume	Poids moléculaire
C <sub>2</sub>	0.00	0.00	30
C <sub>3</sub>	0.19	0.29	44
n-C <sub>4</sub>	0.26	0.37	58
i-C <sub>4</sub>	1.97	2.67	58
n-C <sub>5</sub>	1.09	1.37	72
i-C <sub>5</sub>	1.13	1.44	72

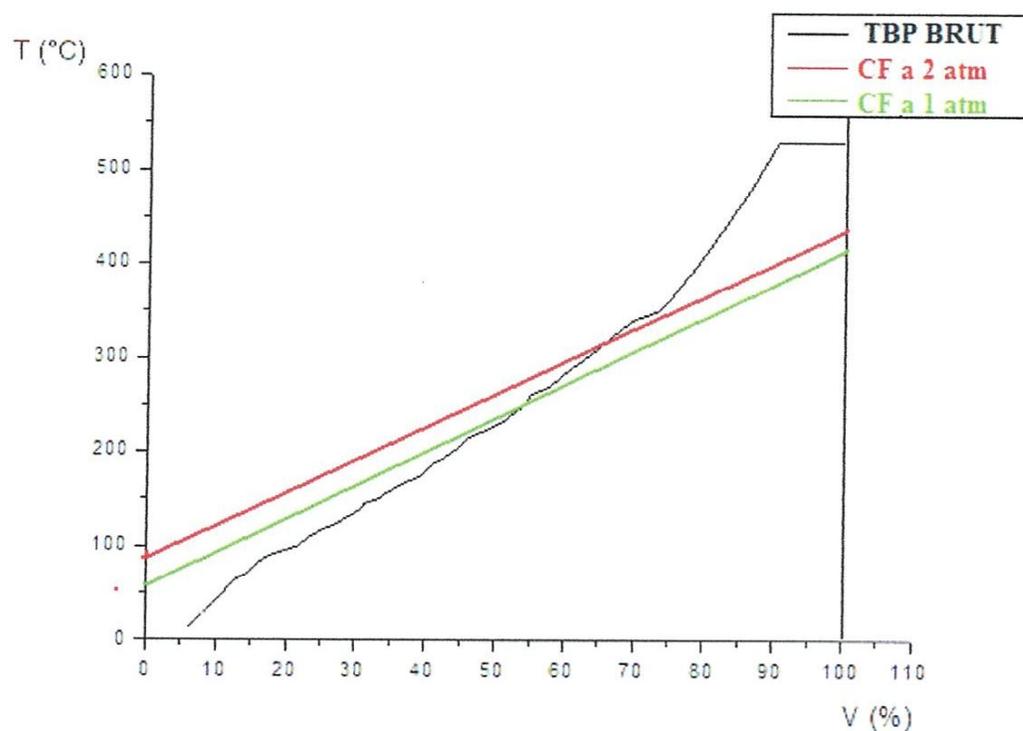
**Tableau.3:** La distillation TBP des Produits soutirés :

	Essence stabilisé	Naphta B (coupe intermédiaire)	Naphta C (essence lourde)	kérosène	Gasol légère	Gasol lourd	
$\rho_{15}^{15}$ (kg/l)	0.7213	0.7325	0.7695	0.7901	0.8234	0.8495	
Distillation TBP (°C)	PI	42	77	143	171	195	250
	5%	56	91	149	181	224	281
	10%	62	93	150	184	233	291
	30%	83	105	152	189	247	313
	50%	102	113	154	195	258	325
	70%	122	121	157	202	272	336
	90%	141	133	163	209	288	349
	95%	145	139	166	213	297	356
PF	161	151	173	224	310	365	

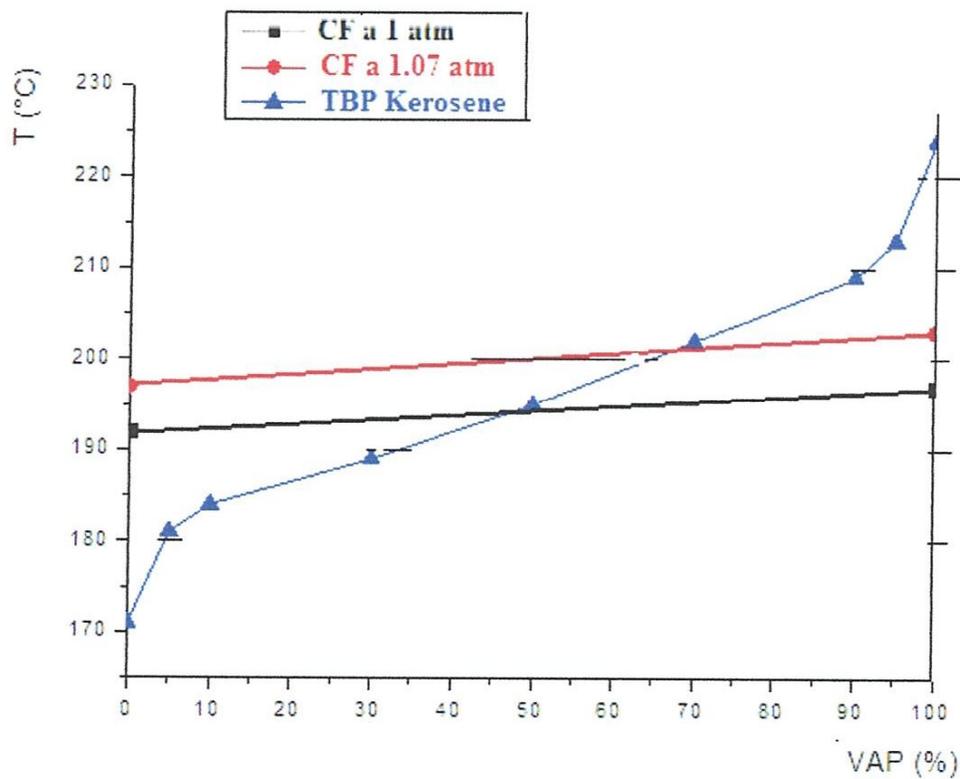
## ANNEXE B



**Fig.1 : La courbe TBP et CF pour l'essence**



**Fig. 2 : La courbe TBP et CF pour le pétrole brut**



**fig. 3 : La courbe TBP et CF pour Kérosène**

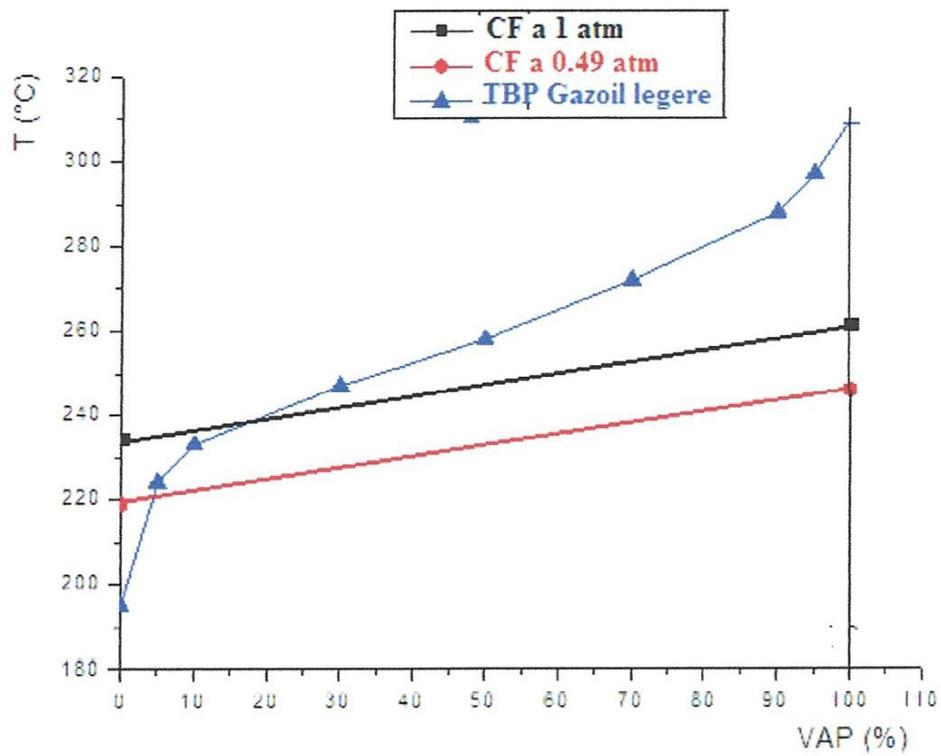


fig. 4 : La courbe TBP et CF pour gazoil léger

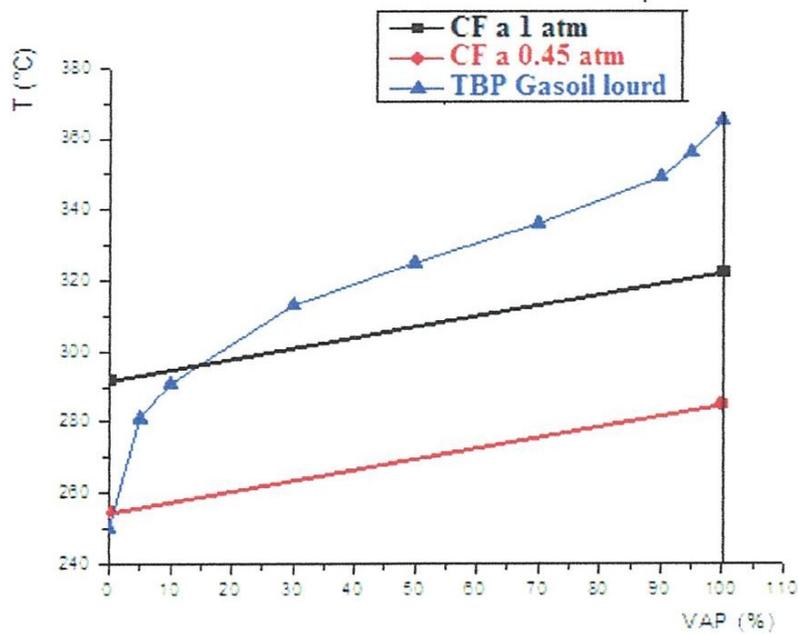
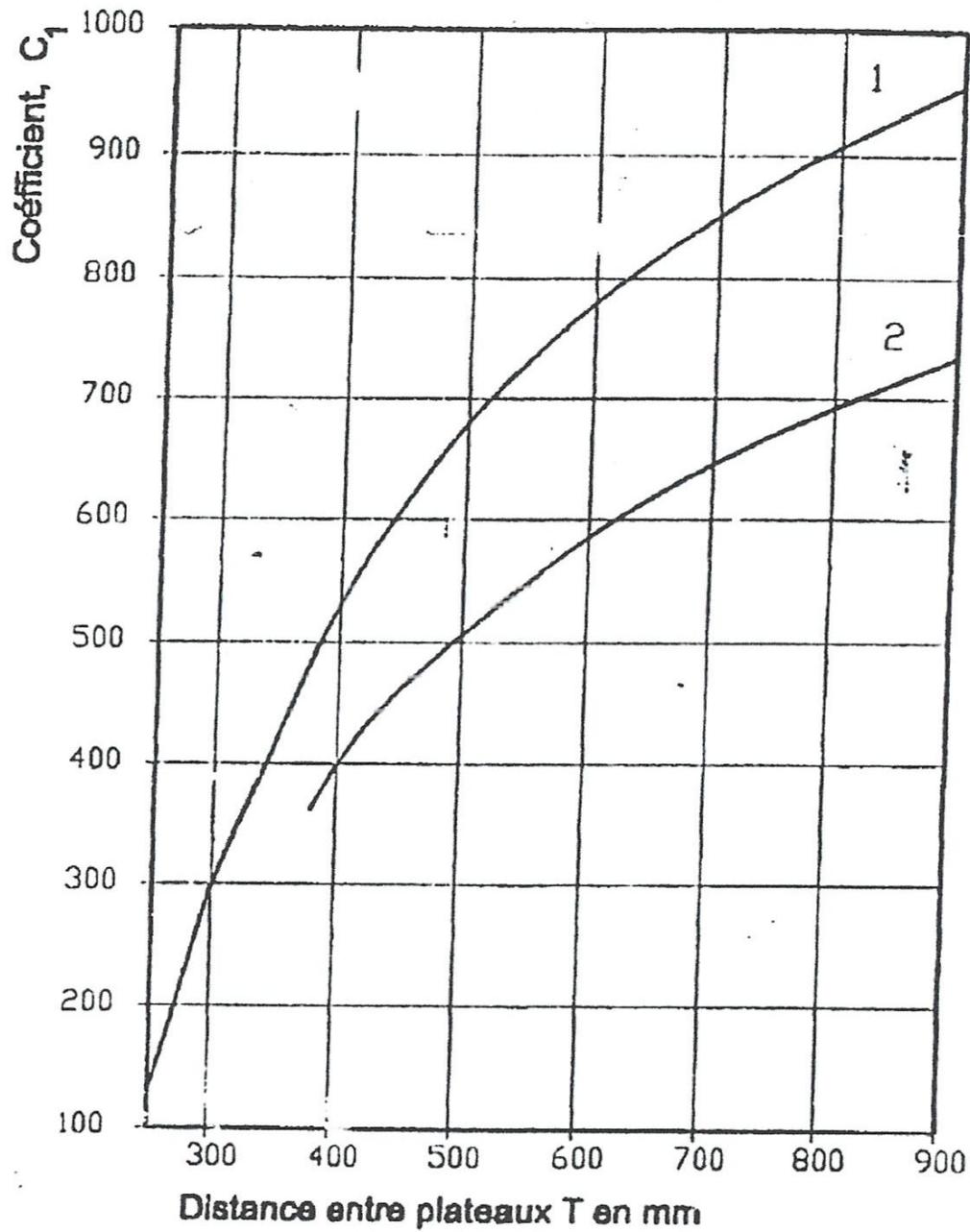


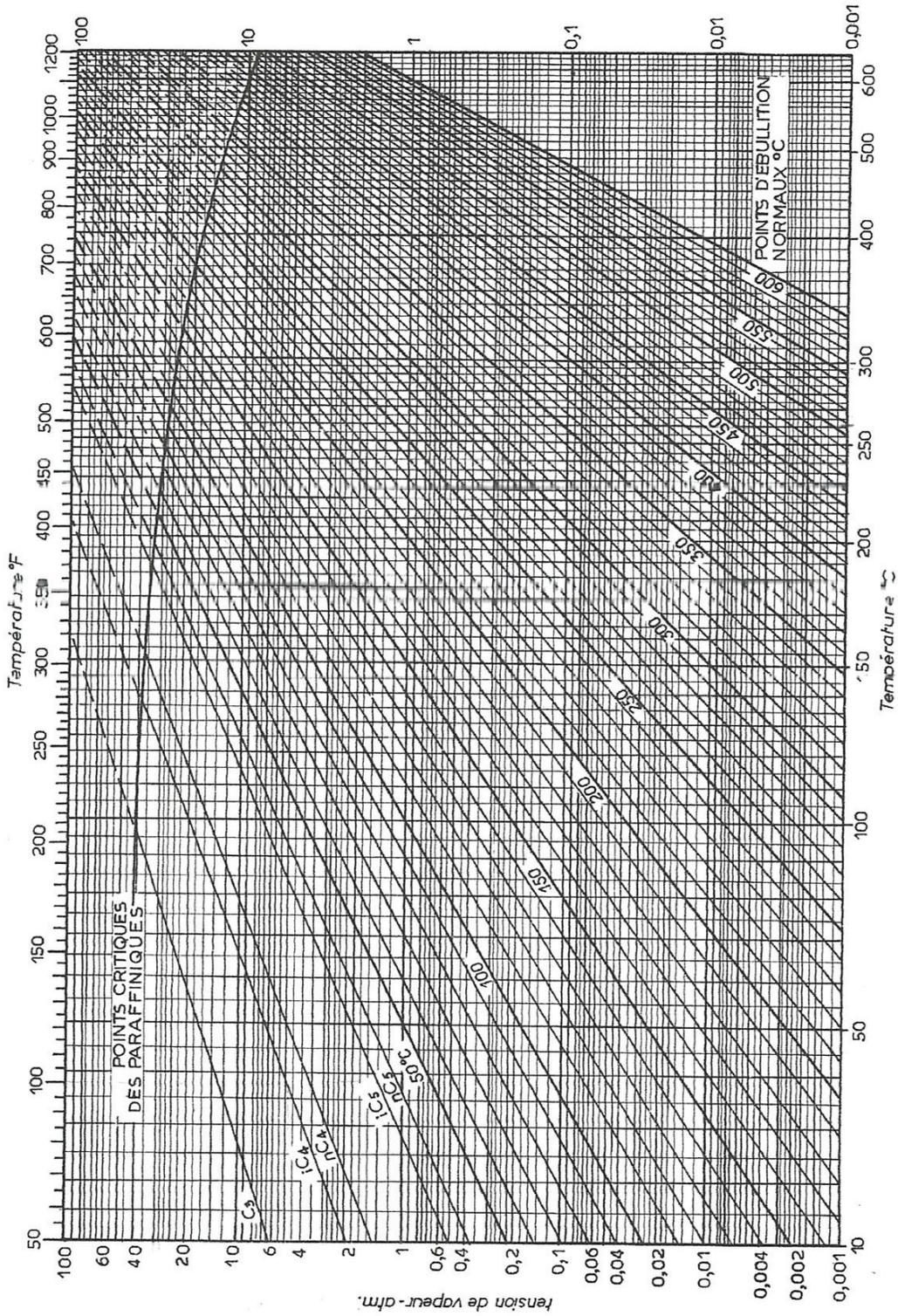
fig. 5 : La courbe TBP et CF pour Gazoil lourd

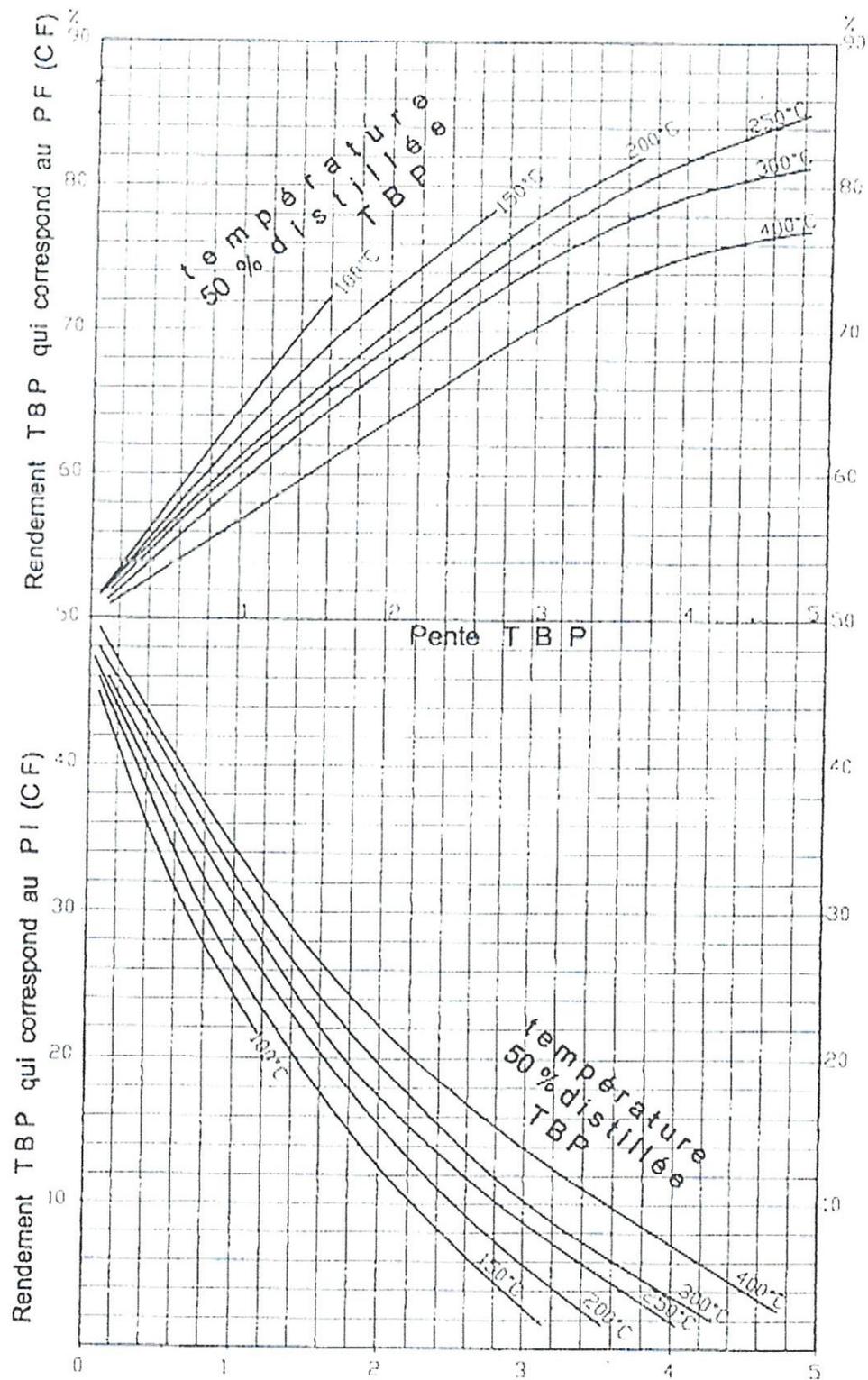


1 : pour les colonnes sous pression ATM.  
 2 : pour les colonnes sous vide.

coefficient d'entrainement  $C_1$  en fonction de l'espacement entre plateaux et de la tension superficielle

diagramme de COX





Construction CF d'après la méthode d'OBRYADTCHIKOV-SIMIDOVITCH