



République Algérienne Démocratique et Populaire



Ministère de l'enseignement supérieur et de la recherche scientifique

Université d'El oued

Faculté des sciences et de la Technologie

Département de Génie des procédés et Raffinage

# Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

## Master Académique

Filière : Génie des Procédés

Spécialité : Raffinage et pétrochimie

*Isomérisation catalytique de fraction  
légère PI-70 du condensât*

Soutenu le 06/2014

Présenté par :

- MOUSSAOUI NASSEREDDINE
- BEN AMMAR ABEDEHAMID

Encadré par :

Mr. GUERRAM ABDEL ADJID

Année universitaire 2013/2014

## Remerciement

Louange à dieu qui nous a donné le courage, la puissance, et la patience pour terminer ce modeste travail.

Nous tenons à remercier particulièrement *Mr. GUERRAM*, notre encadreur pour nous avoir bien suivi durant notre travail et de nous faire profiter de son savoir, ainsi de ses conseils, et pour toute l'aide, les remarques constructives qui nous ont permis d'améliorer ce travail, et qui grâce à elle nous avons pu réaliser nos objectifs

Nos précieux remerciements vont au président et membres de jury pour l'honneur qu'ils nous ont donné en acceptant de juger ce travail.

Nos grands remerciements aussi s'adressent à tous les enseignants de département de génie de procédé qui ont contribué à notre formation.

Merci, à tous les amis qui nous ont soutenus et encouragés pendant toute cette épreuve.

## ***DÉDICACES***

*Ce modeste travail est dédié à:*

*Mes parents qui ont été les bougies allumant  
mon chemin vers la réussite; pour leur bonté,  
leur générosité et encouragement.*

*Mes frères : Aïsha, mohammed ,samîha ,  
mbarka , hamza,  
Khaled, sabrine*

*Mes amis: m.Elhadî, A.Elhakîme, Hmid.*

*Tous mes tantes.*

*Et tous les membres de l'École Amuri du Saint  
Coran par le Directeur de mes amis et  
étudiants au cheikh Ibrahim privée*

***NASSEREDDINE***



# *Dédicaces*

*Je dédie ce modeste travail à :*

*Mes parents qui m'ont donné la possibilité  
d'arriver là où je suis.*

*Mon oncle Abdelkader et sa femme*

*Mes frères fathi, Shafik et mes sœurs*

*A mes amis : Tarek, Ridha, Tedjani, Taki,  
Yassin, Houssin, Walid et Taleb*

*A tous les membres de familles BEN  
AMMAR*

*A tous les amis des groupes RAFF.*

*Et à tous ceux que j'aime*

*Hamid*

## Liste des figures :

<b>Numéro de figure</b>	<b>Titre des figures</b>	<b>La page</b>
<i>Figure 1.I</i>	<i>Formation de Charbon</i>	<b>03</b>
<i>Figure2.I</i>	<i>Pétrole Constituant majoritaire Exemple</i>	<b>04</b>
<i>Figure3.I</i>	<i>Constitution d'un gaz naturel brut</i>	<b>05</b>
<i>Figure4.II</i>	<i>La distillation atmosphérique</i>	<b>09</b>
<i>Figure5.II</i>	<i>Reformage catalytique -principe</i>	<b>10</b>
<i>Figure6.II</i>	<i>craquage catalytique -principe</i>	<b>11</b>
<i>Figure7.II</i>	<i>Alkylation -principe</i>	<b>12</b>
<i>Figure8.II</i>	<i>Isomérisation des essences légères -principe</i>	<b>13</b>
<i>Figure9.III</i>	<i>Schéma de procédé de l'isomérisation sur catalyseur Pt/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub></i>	<b>22</b>
<i>Figure 10.III</i>	<i>Schéma de procédé pour l'isomérisation sur catalyseur Zéolithique</i>	<b>23</b>

## Liste des tableaux :

<b>Numéro de tableau</b>	<b>Titre des tableaux</b>	<b>La page</b>
<i>Tableau III.1</i>	<i>les conditions opératoires pour les deux types de catalyseur</i>	<b>17</b>
<i>Tableau III.2</i>	<i>La charge du réacteur d'isomérisation</i>	<b>18</b>
<i>Tableau IV.3</i>	<i>Caractéristiques des bases essences</i>	<b>27</b>
<i>Tableau V. 1</i>	<i>bilan matière du réacteur d'après (UOP)</i>	<b>32</b>
<i>Tableau V. 2</i>	<i>les réactions au premier réacteur</i>	<b>33</b>
<i>Tableau V. 3</i>	<i>les réactions au deuxième réacteur</i>	<b>33</b>
<i>Tableau V.4</i>	<i>Composition du gaz à l'entrée et sortie du premier réacteur</i>	<b>36</b>
<i>Tableau V. 5</i>	<i>Récapitulatif résultats</i>	<b>43</b>
<i>Tableau V.6</i>	<i>Quantité de chaleur en fonction de température d'équilibre</i>	<b>45</b>
<i>Tableau V.7</i>	<i>Récapitulatif des résultats</i>	<b>51</b>
<i>Tableau V.8</i>	<i>Récapitulatif des résultats</i>	<b>52</b>

# *Abréviation*

**RON:** Recherche Octane Nombre

**MON:** Moteur octane Number

**NO:** Nombre Octane

**TVR:** tension de vapeur Reid

**ASTM:** Américan system tasting and martial

**API:** Américan petroleum institute

**LSRN:** Naphtalégèr

**ISO:** International organization for standardization

# SOMMAIRE

Introduction générale.....	1
<b>PARTIE THEORIQUE :</b>	
<b>Chapitre I : Généralités sur les énergies</b>	
I. Introduction.....	2
I.1. Sources d'énergie .....	2
I.1.1. Les énergies non renouvelables (fossiles) .....	2
I.1.1.1 Les énergies fossiles en chiffre :.....	2
I.1.1.2. Nature des différents combustibles fossiles :.....	3
I.1.1.3. Énergies nucléaires .....	6
I.2. Conclusion .....	6
<b>Chapitre II : Procédés d'obtention des essences</b>	
II. Introduction.....	8
II.1. Distillation .....	8
II.2. Reformage catalytique .....	9
II.3. Craquage catalytique .....	11
II.4. Alkylation .....	12
II.5. Isomérisation .....	13
II.6. Oligomérisation .....	14
<b>Chapitre III : Procédé d'isomérisation catalytique</b>	
III. Introduction.....	15
III.1. Procédé d'isomérisation des paraffines .....	15
III.1.1. Aspect thermodynamique .....	15
III.1.2 Catalyseurs .....	16
III.1.3. Conditions opératoires .....	17
III.1.4. La charge .....	17
III.1.5. Mécanismes de l'isomérisation des alcanes .....	18
A. Transformation monofonctionnelle métallique .....	18
B. Transformation bifonctionnelle .....	20
III.1.6. Description des Procédés .....	21

<b>III.2. Les différents procédés d'isomerisation</b> .....	24
III.2.1. Procédés en phase liquide sur catalyseur au chlorure d'aluminium .....	24
III.2.1.1. Procédé Isomate: (Standard Oil Co. Indiana) .....	24
III.2.1.2. Procédé en phase liquide (Shell Développement Co.).....	24
III.2.1.3. Procédé bass temperature: (Esso Research and Engineering Co) .....	24
<b>III.3. Procédé d'isomérisation en phase vapeur sur catalyseurs d'hydrogénation sur support « acide»</b> .....	25
III.3.1. Procédé pentafining (The Atlantic Refining Co) .....	25
III.3.2. Procédé iso-Kel (M. W.Kellogg Co) .....	25
III.3.3. Procédé isomérate (Pure Oil Co) .....	26
III.3.4. Procédé PENEXE (UOP) .....	26

## Chapitre IV : Les essences

<b>IV. Introduction</b> .....	27
<b>IV.1. Caractéristiques des essences</b> .....	28
IV.1.1. Distillation ASTM .....	28
IV.1.2. Indice d'octane .....	29
IV.1.3. Tension de vapeur .....	29
IV.1.4. Densité .....	29
IV.1.5. Teneur en soufre des essences .....	30
IV.1.6. Teneur en gommes des essences .....	30

## PARTIE CACULE:

### Chapitre V : calcule

<b>I. Introduction</b> .....	32
<b>II. Dimensionnement du réacteur</b> .....	32
<b>II.1 Bilan matière du réacteur</b> .....	32
<b>II.2.Bilan thermique de chaque réacteur</b> .....	34
II.2.1. La premier réacteur.....	34
A. Calcul de la quantité de chaleur à la sortie du premier réacteur .....	34
B. La température à la sortie du premier réacteur .....	36
C. Calcul de quantité de chaleur du gaz à T = 183 °C .....	37
II.2.2. Deuxième réacteur .....	37

A. Calcul de la quantité de chaleur totale à la sortie du deuxième réacteur .....	37
B. La température à la sortie du deuxième réacteur .....	38
C. La quantité de chaleur totale à la sortie du deuxième réacteur .....	38
<b>II.3. La géométrie du réacteur .....</b>	<b>39</b>
A. Calcul du volume total du mélange (charge + gaz de recyclage) .....	39
B. Calcul de la vitesse linéaire admissible (W) .....	41
C. La surface utile du réacteur .....	41
D. La hauteur du catalyseur .....	42
E. La hauteur du réacteur .....	42
F. Le diamètre du réacteur .....	42
<b>III. Dimensionnement des échangeurs de chaleur .....</b>	<b>42</b>
<b>III.1. Calcul d'Echangeur 12XE1.....</b>	<b>45</b>
A. La quantité de chaleur cédée par le fluide chaud .....	45
B. La quantité de chaleur à la sortie de l'échangeur 12XE1 .....	45
C. Détermination de la surface d'échange .....	46
D. Nombre de passe côté calandre « $n_c$ » .....	46
<b>III.2. Choix de l'appareil .....</b>	<b>47</b>
A. Calcul de la surface d'échange A .....	47
B. Détermination de la surface d'échange d'un tube .....	47
C. Le nombre de tube par calandre ( $N_T$ ) .....	47
D. Vérification de la surface d'échange .....	47
<b>III.3. Calcul de l'échangeur 12XE2 .....</b>	<b>48</b>
A. La quantité de chaleur cédée par le fluide chaud.....	48
B. La quantité de chaleur à la sortie du 2 <sup>ème</sup> échangeur .....	49
C. Détermination de la surface d'échange .....	49
D. Nombre de passe côté calandre « $n_c$ » .....	49
<b>III.4. Caractéristique de l'échangeur 12XE1 .....</b>	<b>51</b>
<b>III.4. Caractéristique de l'échangeur 12XE2.....</b>	<b>52</b>
<b>Conclusion générale.....</b>	<b>53</b>
<b>Bibliographie</b>	
<b>Annexes</b>	
<b>Résumé</b>	

## **Introduction Générale :**

La pollution de l'air atmosphérique est une conséquence de l'industrialisation de la société. En effet, la multiplication des foyers, des usines et des fumées émises par les moteurs à combustion interne entraîne le rejet dans l'atmosphère de polluants en quantités de plus en plus importantes. Certains spécialistes de prospective pensent que non seulement cette pollution de l'air est nocive pour la santé des êtres humains, mais aussi que la végétation peut être affectée et que les mécanismes météorologiques de base eux mêmes peuvent être altérés.

La réglementation plus en plus stricte en matière de protection de l'environnement exige l'utilisation de carburants à faible teneur en plomb et en aromatiques. A cet effet les raffineries algériennes doivent s'adapter à ces contraintes et produire des essences à cet objectif, l'introduction d'autres bases dans le pool essence telles que l'isomérat, l'alkylat et les produits oxygénés est obligatoire.

Notre travail a pour objectif de concevoir une unité d'isomérisation des paraffines C<sub>5</sub> et C<sub>6</sub> pour remplacer le plomb. Et pour mener à bien ce travail, nous avons structuré notre mémoire en cinq parties :

- Généralités sur les énergies.
- Procédés d'obtention des essences.
- présentation du procédé de l'isomérisation.
- les essences.
- Calcul de certains équipements qui sont deux échangeurs de chaleur, deux réacteurs catalytiques et four tubulaire.

# ***PARTIE EXPERIMENTALE***

# *Chapitre : I*

## *Généralités sur les énergies*

## **I. Introduction :**

Au cœur des questions fondamentales posées à l'ensemble de l'humanité se trouve l'énergie. Les êtres vivants ont besoin d'énergie à tout moment de leur existence, et ceci est particulièrement vrai pour les êtres humains qui consomment des quantités croissantes d'énergie non seulement pour se nourrir, se chauffer, se déplacer, se divertir, se soigner, mais aussi pour produire tous les objets manufacturés de plus en plus élaborés qui les entourent et qu'ils utilisent en permanence, en nombre toujours plus grand.

Le niveau de vie mais aussi la qualité de la vie des différents peuples des cinq continents de la terre dépendent en grande partie de l'énergie mise à leur disposition, non seulement en quantité mais aussi en qualité. Celle-ci est déterminée par le choix des modes de production, de distribution et de consommation.

Résoudre le problème crucial de l'énergie dans le monde en apportant aux hommes l'énergie dont ils ont besoin sur leur lieu d'habitation est certainement un facteur de paix. [1]

### **I.1. Sources d'énergie :**

De tout temps, l'homme a eu besoin de l'énergie pour se nourrir, se mouvoir. Celle-ci existe sous plusieurs formes. Aujourd'hui, la technologie permet d'en grande quantité, en utilisant toutes les ressources possibles (fossiles, eau, vent, soleil...). L'énergie est un enjeu majeur, tant au niveau politique, économique, scientifique qu'environnemental... [2]

Les plus utilisées sont les énergies dites fossiles (charbon, pétrole, gaz) car non renouvelables et issues d'un long processus de transformation de la matière organique, parce qu'elles sont faciles à exploiter, et rentables.

De nombreuses énergies non polluantes, ou renouvelables, ou abondantes partout à la surface du globe pourraient pourtant être utilisées par l'homme. Entre autres, on distingue l'énergie éolienne, l'énergie nucléaire, l'énergie hydroélectrique et l'énergie solaire. [3]

#### **I.1.1. Les énergies non renouvelables (fossiles) :**

##### **I.1.1.1. Les énergies fossiles en chiffre :**

80% : pourcentage des énergies fossiles dans la consommation d'énergie mondiale. Les trois principales ressources énergétiques sont aujourd'hui le pétrole (35%), le charbon (25%) et le gaz (20%). Les 20% restants sont partagés entre le bois, le nucléaire, l'hydroélectricité et les énergies renouvelables.[4]

### I.1.1.2. Nature des différents combustibles fossiles :

#### A. Le charbon :

Le charbon est une variété particulière de kérogène formée à partir de matière organique de végétaux supérieurs (arbres, fougères...). Sa pyrolyse va conduire à des composés de plus en plus riches en carbone (le bois est constitué d'environ 50% de carbone) : la tourbe (50 à 55%), le lignite (55 à 75%), la houille (75 à 90%) et l'anhracite (> 95%) qui est le charbon proprement dit (voir la figure suivante). Comme pour les autres kérogènes, la pyrolyse du charbon génère du pétrole et du gaz naturel. C'est ce dernier qui est responsable du « coup de grisou » dans les mines de charbon.

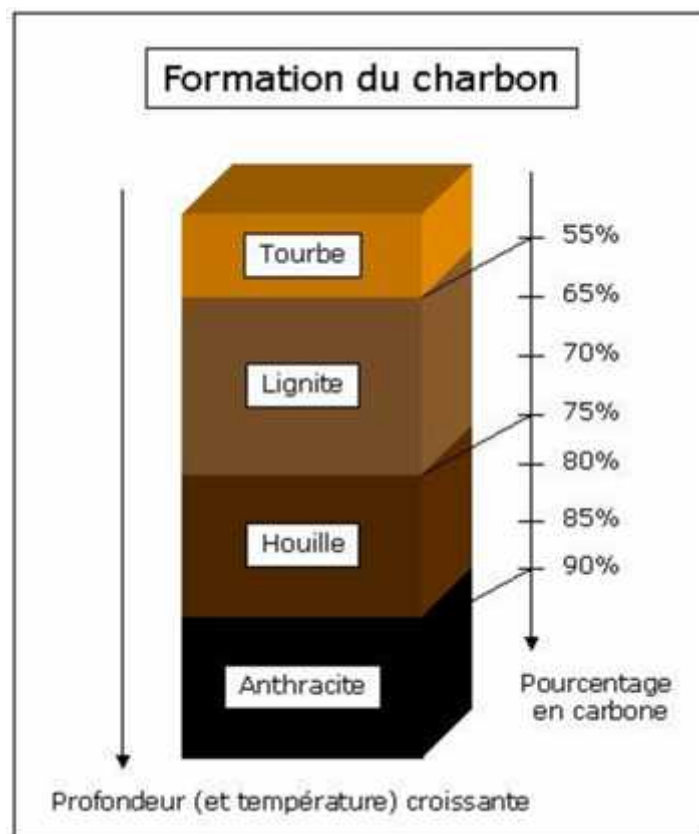
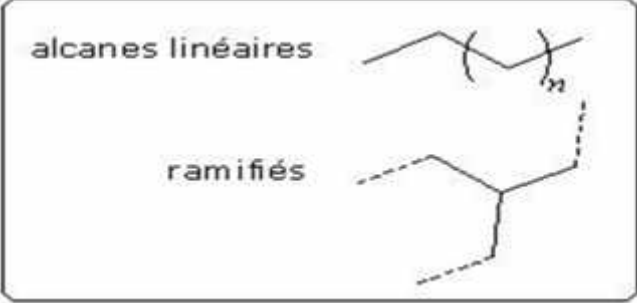
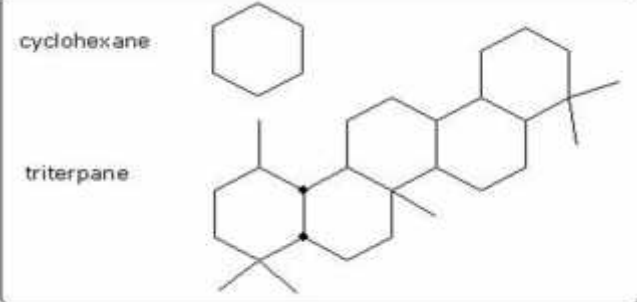
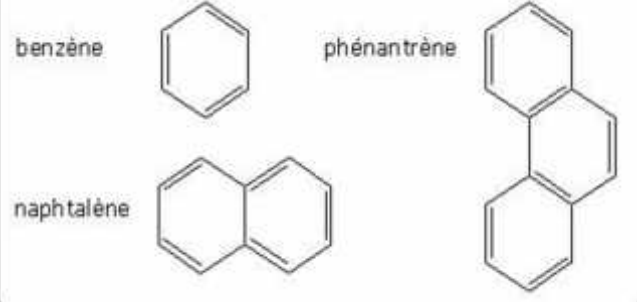


Figure 1.1 : Formation de Charbon [5]

**B. Le pétrole :**

La composition de chaque gisement est unique et dépend de son passé biologique et géologique. On y trouve plusieurs milliers de molécules différentes, essentiellement des hydrocarbures. Les pétroles sont classés en trois catégories principales en fonction de leur constituant majoritaire :

Pétrole Constituant majoritaire Exemple

paraffiniques	ils contiennent une grande quantité d'alcanes, linéaires (« paraffines ») ou ramifiés (« iso-paraffines »), non-cycliques	
naphténiques	ils contiennent une grande quantité d'hydrocarbures cycliques (cyclohexane ou « naphène » et dérivés) et polycycliques	
aromatiques	ils contiennent une grande quantité de composés aromatiques (benzène et dérivés)	

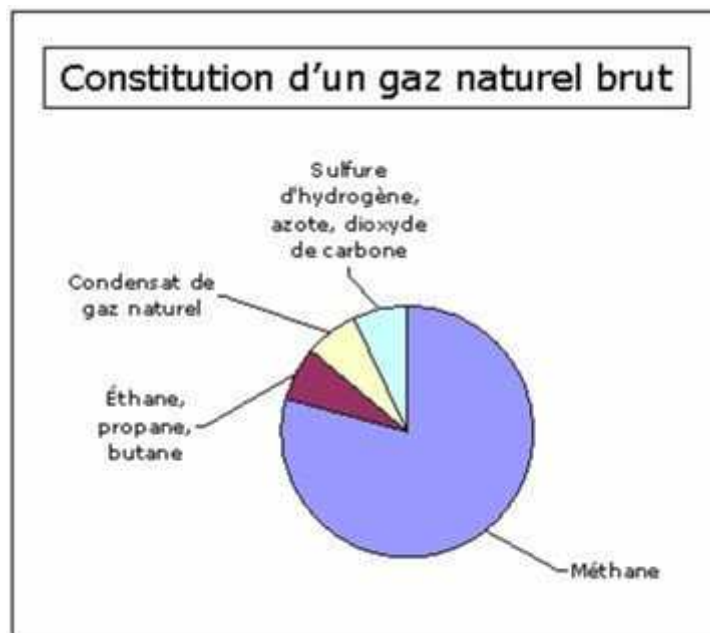
*Figure 2.1 : Pétrole Constituant majoritaire Exemple. [5]*

Le pétrole brut, c'est à dire avant raffinage, contient également des éléments autres que le carbone et l'hydrogène : le soufre est le plus abondant (à hauteur de 0,2 à 5%), viennent ensuite l'azote et l'oxygène (de 0 à 1%). On trouve également des cations métalliques complexés (vanadium, nickel).

### C. Le gaz naturel :

À grande profondeur, les hydrocarbures formés par pyrolyse peuvent subir des réactions de craquage. Ils sont alors transformés en alcanes de plus en plus légers, jusqu'au méthane  $\text{CH}_4$  : le plus simple des alcanes et principal constituant du gaz naturel (70 à 95%) (Voir la figure suivante). D'un gisement à l'autre, on peut trouver des quantités variables en

- éthane, propane et butane : alcanes gazeux à température et pression ambiante
- alcanes de 5 à 8 atomes de carbone qui se liquéfient à température ambiante et pression atmosphérique pour former le condensat de gaz naturel
- sulfure d'hydrogène. Le gisement de Lacq, en France, contenait 15% de sulfure d'hydrogène, ce qui a justifié la construction d'une unité de récupération et d'exploitation de ce gaz
- di-azote, dioxyde de carbone



**Figure 3.1 :** Constitution d'un gaz naturel brut. [5]

Il faut noter que le cinquième des réserves de gaz naturel est formé, non pas par la pyrolyse du kérogène, mais par la décomposition de la matière organique par des bactéries. On parle alors de gaz biogénique par opposition au gaz thermogénique. [5]

### I.1.1.3. Énergies nucléaires :

L'énergie nucléaire provient des structures même de la matière qui compose l'univers. La matière est composée de ce que l'on appelle des atomes, très petites particules, tellement petites qu'on ne peut même pas les voir avec un microscope classique. Il existe 92 éléments stables qui composent la matière de tout l'univers (comme l'oxygène, l'hydrogène, l'azote, le carbone, le cuivre, le fer, le zinc, l'uranium). Ces atomes sont eux-mêmes composés de particules plus petites encore : les neutrons et les protons qui forment le noyau de l'atome, et les électrons qui circulent autour du noyau. Le nombre de protons détermine le type d'atome : un seul proton, et nous avons un atome d'hydrogène.

Deux, et il s'agit d'hélium. S'il y en a huit, nous aurons de l'oxygène. Le plus gros atome existant à l'état naturel est celui de l'uranium, avec 92 protons (et entre 143 et 146 neutrons).

Pour pouvoir utiliser l'énergie nucléaire sans qu'il y ait trop de risque d'emballement de la réaction, et donc d'explosion nucléaire, il faut maîtriser tous les paramètres de ce qui s'appelle la fission nucléaire (ou plus généralement fission tout court). Pour réaliser ce processus, il faut arriver à casser des atomes en plusieurs morceaux. Plus les atomes seront gros et instables, plus il sera facile de les casser ; on utilise de l'uranium, qui est le plus gros atome parmi les 92 éléments composant la matière de l'univers. On lance alors un neutron à très grande vitesse sur un noyau d'uranium, qui se brise en plusieurs noyaux plus petits, en dégageant énormément d'énergie.[6]

### I.2. Conclusion :

Nous consommons de l'énergie à chaque instant pour nous éclairer, nous chauffer, notre civilisation moderne, notre industrialisation est grande consommatrice d'énergie. Comment assurer cet avenir?. Le charbon a encore un bel avenir. L'usage du pétrole, reste une quasi-certitude.

Des énergies fossiles :

Toutes les énergies d'origine fossile sont non renouvelables à l'échelle humaine : du charbon, du pétrole et du gaz sont en train de se former au fond des mers ou dans certains marais, mais ils ne seront disponibles que dans des millions d'années. Le charbon exploité aujourd'hui a

commencé sa formation il y a 250 à 300 millions d'années ! Les réserves d'uranium, à l'origine de l'énergie nucléaire, s'épuiseront un jour si elles sont surexploitées.

Les substances toxiques et les pollutions ne cessent de croître. La pollution chimique, fumées et gaz toxique concernent l'air, l'eau et le sol. La pollution par les hydrocarbures est due au pétrole déversé en bordure ou dans l'océan. La pollution radio active liée aux déchets nucléaires et aux explosions atomiques expérimentales peut affecter l'environnement profondément et durablement.

## **Chapitre : II**

### **Procédés d'obtention des essences**

## II. Introduction :

L'industrie du raffinage a accompagné le développement spectaculaire de l'industrie automobile au cours de la deuxième moitié du siècle dernier, en lui assurant la disponibilité de qualité des carburants dont elle a besoin.

Le raffinage a pour objet de séparer et d'améliorer la qualité des produits composant le pétrole de façon à répondre à la demande en différents produits commerciaux allant des gaz aux asphaltes et au coke à partir de brut de compositions variables.

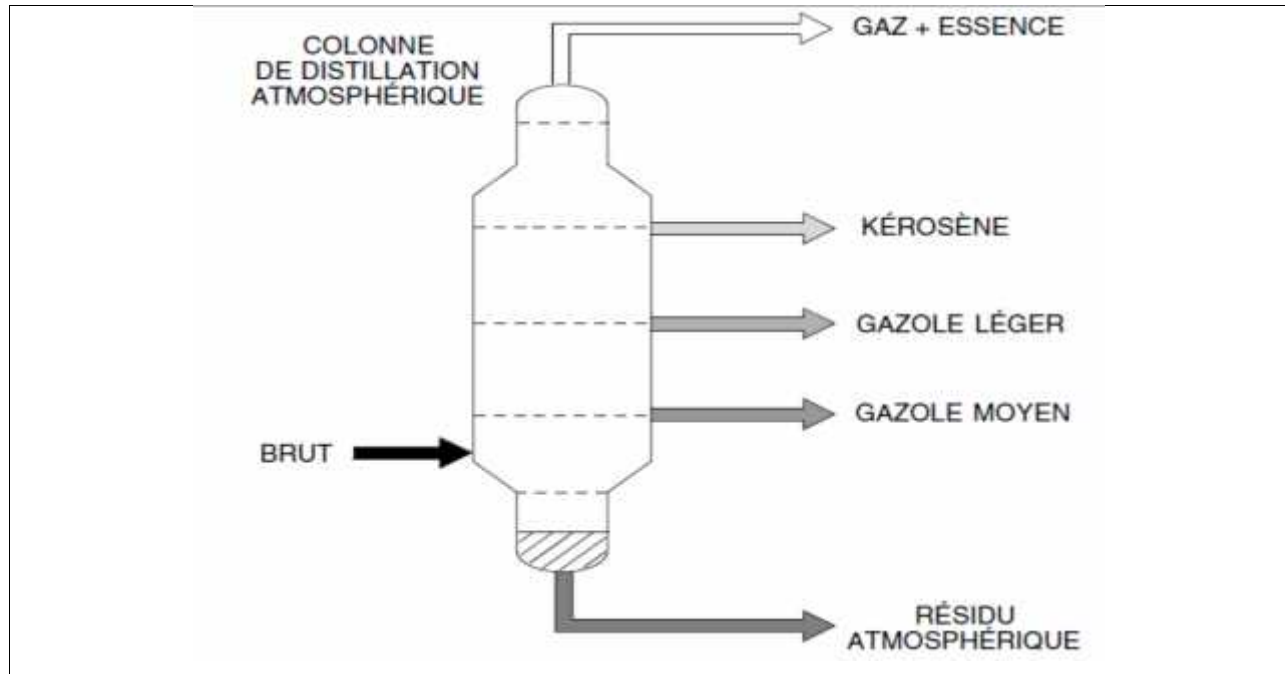
L'industrie de raffinage est une industrie de transformation .elle est dynamique donc moderne, sa structure évolue constamment pour satisfaire la demande quantitative et qualitative d'un marché de l'énergie chaque jour plus exigeant, la recherche de procédés nouveaux et l'amélioration des rendements demeurent un objectif permanent, la question est donc quels sont les procédés d'obtenir du carburant. [10]

### II.1. Distillation :

Le fractionnement initial du pétrole brut permet d'obtenir les différentes coupes pétrolières. Il est basé sur le procédé de distillation qui met en jeu les différences de volatilité entre les différents constituants des pétroles bruts.

La distillation atmosphérique associée aux colonnes de séparation des gaz et des essences permet la séparation en différentes coupes de la plus légère à la plus lourde :

- Gaz combustibles (C<sub>1</sub>, C<sub>2</sub>).
- Propane (C<sub>3</sub>).
- Butane (C<sub>4</sub>).
- Essence légère (C<sub>5</sub>—C<sub>6</sub>).
- Essence lourde (C<sub>7</sub>—C<sub>10</sub>).
- kérosène (C<sub>10</sub>—C<sub>13</sub>).
- Gasoil (C<sub>13</sub>—C<sub>20/25</sub>).
- Résidu atmosphérique (C<sub>20/25+</sub>).



*Figure 4.II : La distillation atmosphérique. [7]*

À l'issue de la distillation et de la séparation de la coupe essence globale, le raffineur dispose de deux Coupes essence :

- Une coupe essence légère qui renferme essentiellement des paraffines normales et dont l'indice d'octane est de l'ordre de 60-70.
- Une coupe essence lourde riche en paraffines normales et en naphtènes dont l'indice d'octane est comprise entre 20 et 50. [11]

## II.2. Reformage catalytique :

Le reformage catalytique est un procédé de raffinage des essences, mais il assure aussi une partie non négligeable de l'approvisionnement de la pétrochimie en hydrocarbures aromatiques, le procédé de vapocraquage de coupes pétrolières étant la deuxième voie principale de production du benzène, du toluène et des xylènes.

À l'origine, le but du reformage catalytique était essentiellement la transformation de coupes pétrolières à faible indice d'octane (40 à 60), couramment appelées naphtas, en bases pour carburant à haut indice d'octane. Cette amélioration de l'indice résultant essentiellement d'une forte augmentation de la teneur en aromatiques, on envisagea l'utilisation du procédé pour la production de ceux-ci. On opérait alors, dans des conditions particulières, sur une coupe

d'essence sélectionnée, en vue de produire plus spécifiquement des hydrocarbures destinés à la chimie.

Le procédé de reformage est hautement endothermique et les réactions chimiques qui interviennent sont déshydrocyclisation et la déshydrogénation.

Les catalyseurs utilisés sont généralement composés d'alumine chlorée imprégnée de platine. Dans les technologies récentes ce procédé opère en régénération continue des catalyseurs, à basse pression (2 à 5 bar) et à haute température (510 – 530 °C). [12]

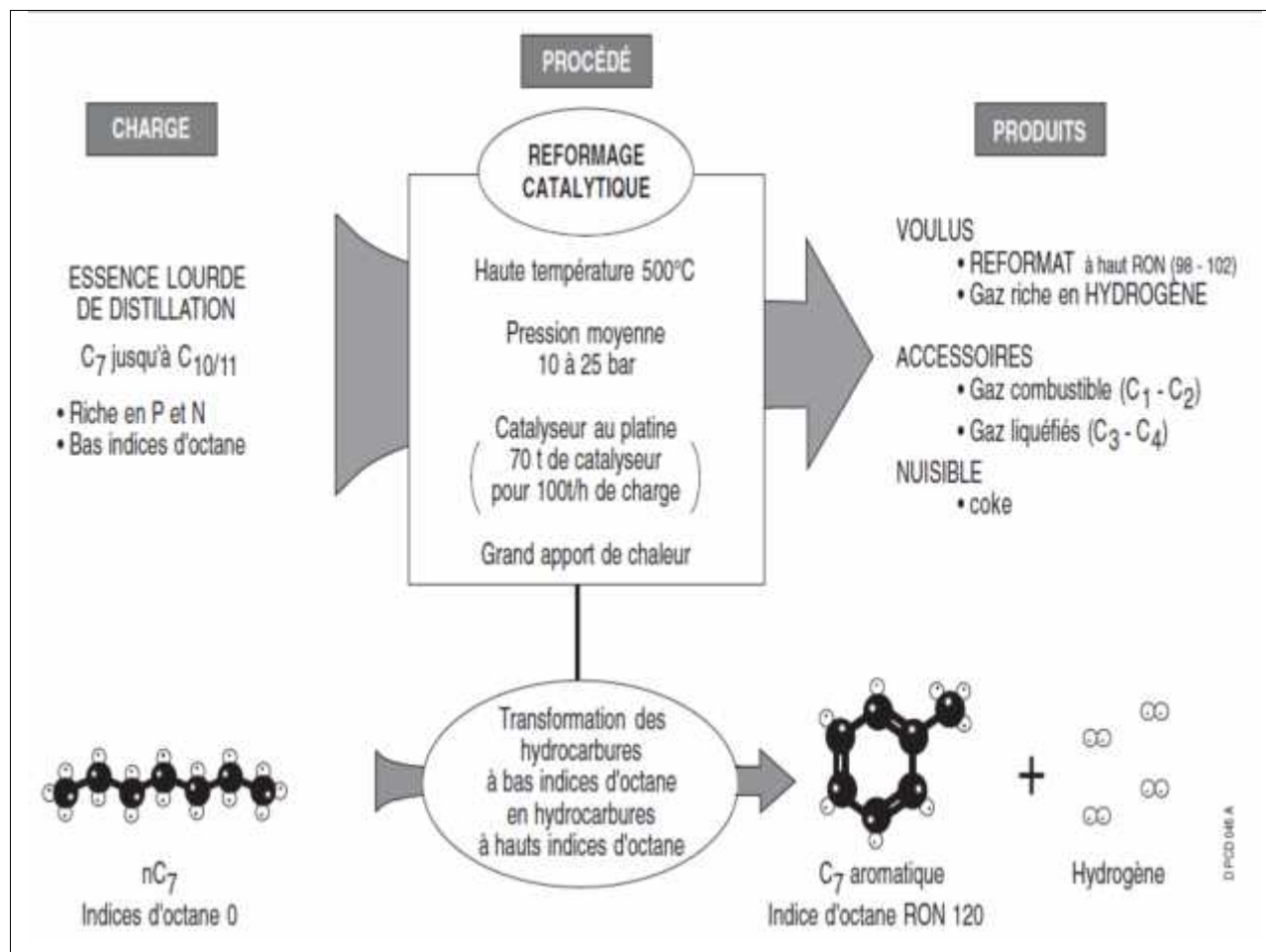


Figure 5.II : Reformage catalytique -principe- [8]

### II.3. Craquage catalytique :

Le procédé de craquage catalytique est un élément clé du raffinage dans la chaîne de production des essences et a acquis une grande importance dans l'industrie du raffinage du pétrole, c'est un moyen d'augmenter la production d'essence au pris des produits plus lourds et de moindre valeur tels que le kérosène et le fioul.

Les conditions opératoires sont les suivantes :

- température : 500 °C.
- pression : 1 à 3 bar.
- temps de contact : quelques secondes.

Les réactions impliquées dans le craquage sont très complexes, de longues molécules se décomposent en fragments, qui peuvent subir spontanément une modification ou se combiner avec d'autres fragments.

Dans les conditions normales, les principaux produits du craquage des huiles pétrolières sont des hydrocarbures de faible masse moléculaire dont la plus grande partie est constituée par une coupe essence allant de  $C_5^+$  présentant un indice d'octane élevé, principalement les composés insaturés. [10]. [11]

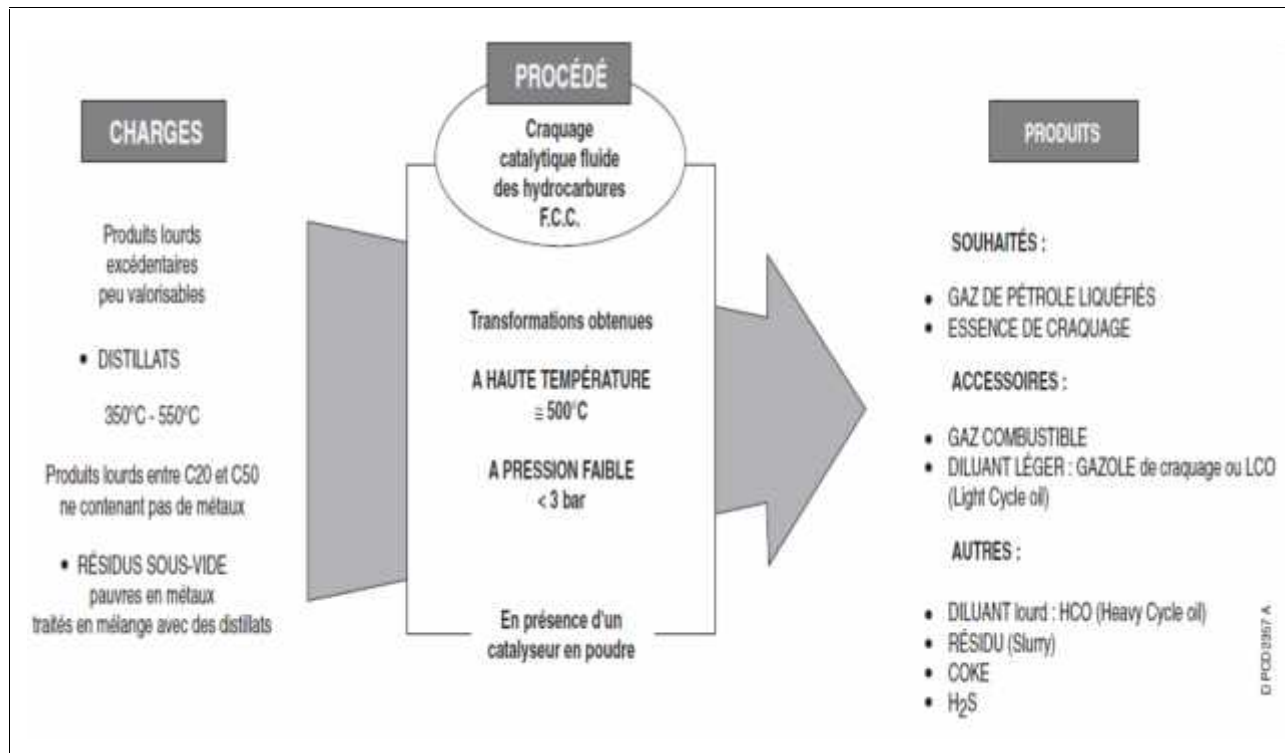


Figure 6.II : craquage catalytique -principe- [9]

#### II.4. Alkylation :

L'objet de l'alkylation est d'obtenir un mélange de carburants de grande qualité. Le terme alkylation est utilisé pour la réaction des oléfines avec l'isobutane, pour former des isoparaffines à poids moléculaire plus élevé à l'indice d'octane élevé. Le procédé implique des conditions de réaction à faibles températures conduites en présence de forts acides

L'alkylation utilise comme charges les paraffines possédant un carbone tertiaire dont la plus utilisée industriellement est l'isobutane issu généralement des coupes C<sub>4</sub> de distillation directe du pétrole brut et de reformage catalytique et des oléfines qui proviennent le plus souvent du craquage catalytique.

L'alkylation est une réaction exothermique, elle se déroule en phase liquide, à basse température et à haute pression en présence des catalyseurs acides forts. Industriellement les catalyseurs utilisés sont l'acide sulfurique (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) et l'acide fluorhydrique (HF) selon un mécanisme cationique.

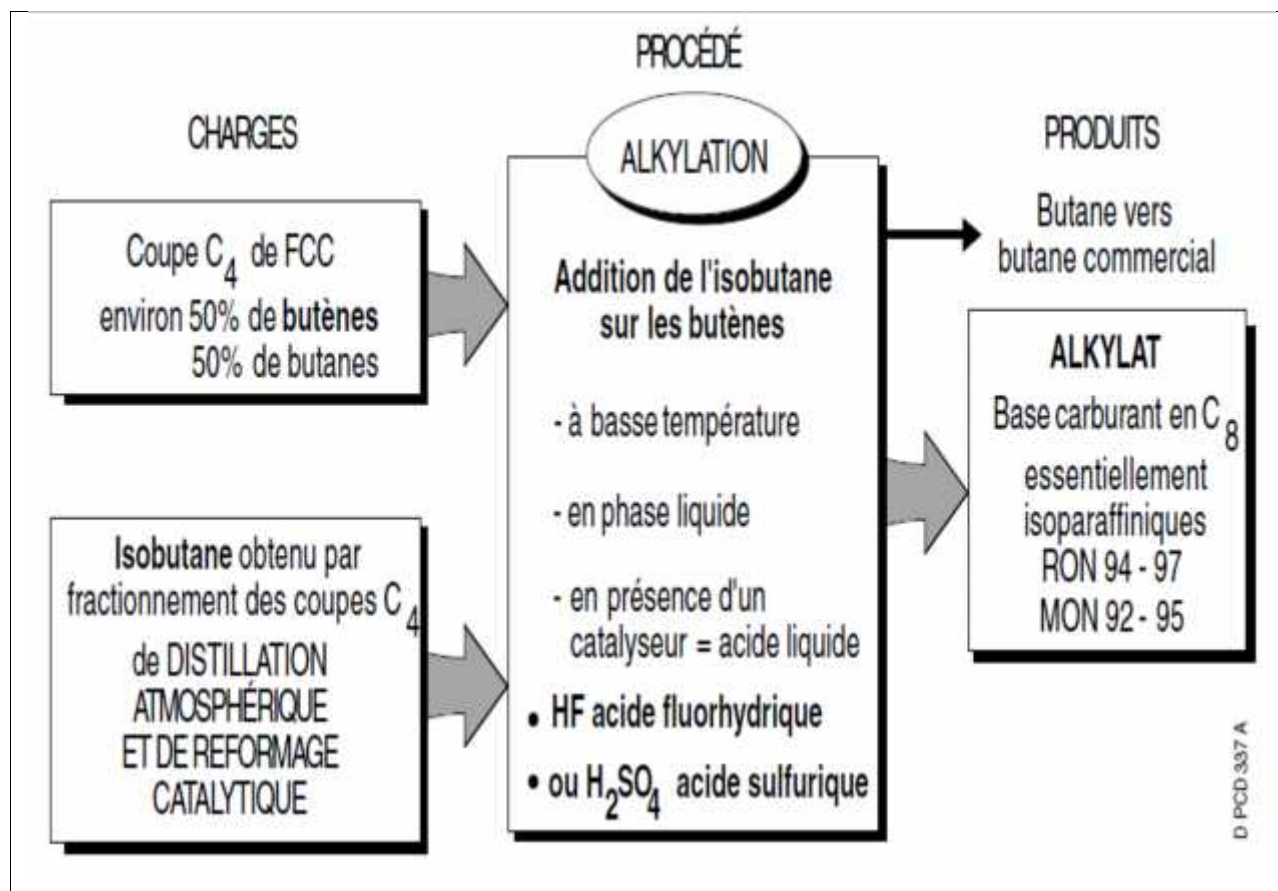


Figure 6.II : Alkylation -principe- [9]

## II.5. Isomérisation :

L'isomérisation est utilisée pour altérer la disposition d'une molécule sans rien ajouter ou retirer de la molécule d'origine. Généralement, les paraffines de faible poids moléculaire (C4 – C6) sont converties en iso-paraffines avec un indice d'octane bien plus important.

L'isomérisation des oléfines est aussi incluse dans cette section.

Les charges d'alimentation classiques des unités d'isomérisation sont des flux de charge riches en butane, ou en pentane et en hexane. Ces flux sont des naphthas hydro-traités, du naphtha léger direct, du naphtha léger provenant des hydrocraqueurs, du reformat léger, du naphtha léger de coqueur et le flux de raffinat léger provenant d'une unité d'extraction d'aromatique. Le flux de charge vers l'unité d'isomérisation de C5/C6 est généralement fractionné de manière à ce que cela inclue autant de C5/C6 que possible, tout en minimisant les heptanes et les composés les plus lourds.

Les réactions d'isomérisation se produisent en présence d'hydrogène et de catalyseur. L'atmosphère d'hydrogène est utilisée pour minimiser les dépôts de carbone sur le catalyseur, mais la consommation d'hydrogène est faible. [13]

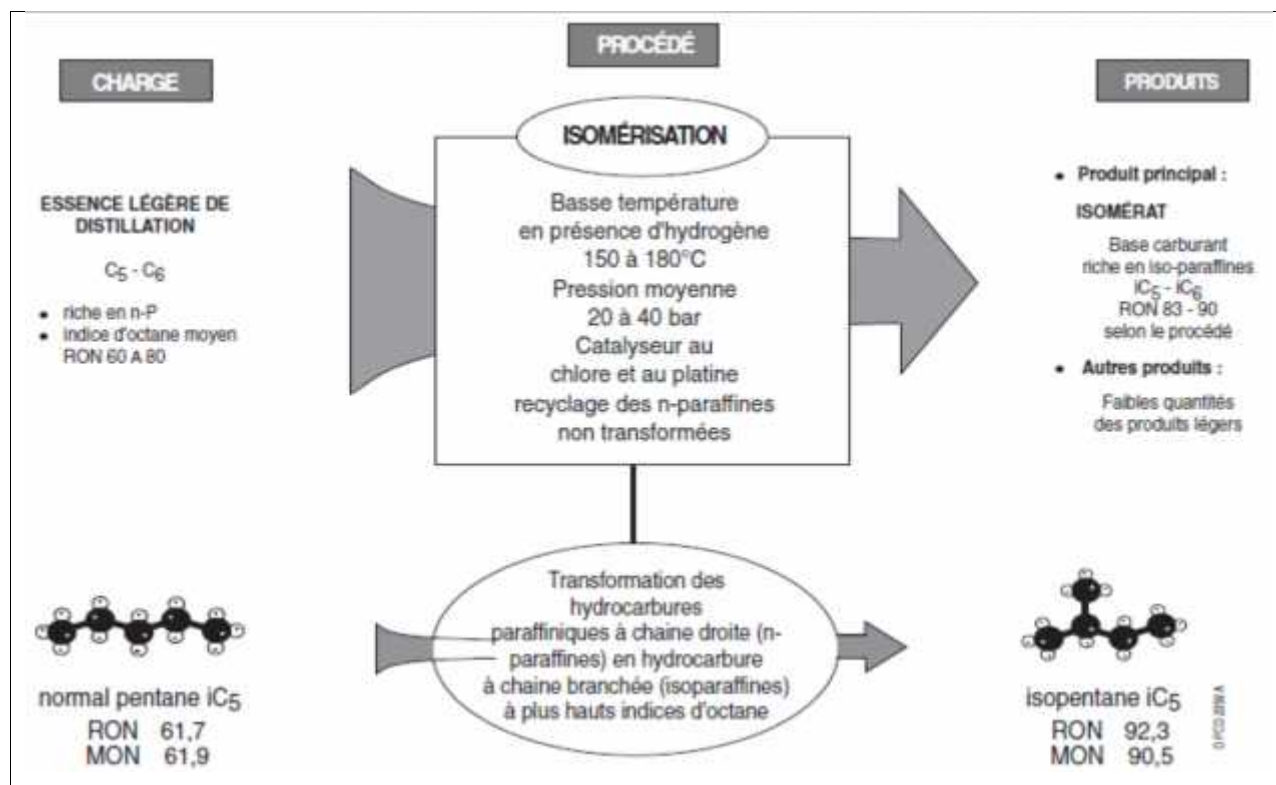


Figure 7.II : Isomérisation des essences légères -principe-[8]

**II.6. Oligomérisation :**

En raffinage, le procédé d'oligomérisation permet de produire de l'essence à partir des fractions C<sub>3</sub> contenant environ 75 % de propylène ou de fuel gaz contenant éthylène et propylène.

Ce procédé permet ainsi d'augmenter la production d'essence lorsque le propylène ne peut être utilisé en pétrochimie et récupère sous forme valorisable l'éthylène et du fuel gaz.

Les charges proviennent en majeure partie du craquage catalytique. Le système catalytique est sensible aux contaminants tels que des hydrocarbures diénique et acétylénique ou des composés polaires tels que l'eau, les composés oxygénés, l'azote basique, le soufre organique, les composés chlorés, ce qui nécessite en général un traitement préalable de purification. [10]

## *Chapitre : III*

### *Isomérisation catalytique*

### III.Introduction :

Le développement de la civilisation et de l'industrialisation se sont indéniablement accompagnés d'une consommation d'énergie de plus en plus importante. Par ailleurs, comme la majeure partie d'un baril de pétrole est consommée sous forme d'énergie, d'énormes problèmes d'environnement ont progressivement imposé des modes de consommation plus contraignants, afin de préserver les équilibres fragiles de la vie sur terre.

C'est donc dans le but de permettre l'utilisation des pots catalytiques sur les véhicules à moteurs, et de pouvoir effectuer des traitements postcombustion, visant à réduire la pollution par les gaz d'échappement que les législations des pays industrialisés ont depuis déjà longtemps décidé la suppression pure et simple des alkyls de plomb (promoteurs d'octane) dans les essences.

La solution envisagée pour compenser au moins partiellement le déficit en indice d'octane, serait de produire des essences riches en iso-paraffines. Cette décision a donné un regain d'intérêt pour les procédés d'isomérisation des paraffines normales, issues en particulier de la coupe de distillation du pétrole brut (RON 70).

Au regard de la quantité considérable de carburant consommé annuellement dans le monde, plusieurs procédés de raffinage ont été développés utilisant des catalyseurs dans le but de faciliter la conversion des hydrocarbures aliphatiques zéolithiques en base pour carburants à haut indice d'octane.

#### III.1. Procédé d'isomérisation des paraffines :

L'isomérisation des paraffines de faible poids moléculaire est industriellement utilisée depuis déjà plusieurs dizaines d'années pour augmenter l'indice d'octane des essences légères. En effet, l'évolution du nombre d'octane en fonction de la température d'ébullition montre une chute importante du RON, dans la famille des alcanes supérieurs au butane. Cette carence a été comblée par l'incorporation à l'essence d'alkyls de plomb. [14]

##### III.1.1. Aspect thermodynamique :

L'isomérisation est une réaction équilibrée et faiblement exothermique (4 à 20 kJ/mol).

La formation des structures ramifiées étant favorisée à basse température on essaie industriellement d'opérer à température aussi faible que possible. Mais quelle que soit la température, on obtient toujours à la sortie du réacteur un mélange de paraffines normales et d'iso-paraffines. [15]

### III.1.2. Catalyseurs :

En accord avec la thermodynamique de la réaction d'isomérisation, la formation des isomères présentant un indice d'octane plus important est favorisé à basse température, ce qui exige une activité suffisante et l'acidité très élevée du catalyseur qui permet la formation des carbocations reconnus comme espèces actives intermédiaires.

Il existe quatre (04) générations de catalyseurs d'isomérisation :

#### 1<sup>ère</sup>/Génération:

Catalyseur FRIEDEL et **CRAFTS(AlCl<sub>3</sub>)** qui présente une activité très élevée à faible température (**80-120 °C**). Ils sont cependant difficiles à mettre en œuvre, car ils sont sensibles aux impuretés dans la charge et générateurs de corrosion.

#### 2<sup>ème</sup>/Génération:

Ce sont des catalyseurs bifonctionnels (métal/support) et essentiellement (**Pt/Alumine**). Leur mise en œuvre a permis d'éliminer les problèmes de corrosion, de minimiser la sensibilité aux poisons et d'augmenter sensiblement leur durée de vie. Ils opèrent à haute température (**350 °C – 550 °C**), ce qui entraîne une limitation thermodynamique de la conversion par passe.

#### 3<sup>ème</sup>/Génération:

Ce sont des catalyseurs bifonctionnels métal/support (**Pt/alumine chlorée**) caractérisée par une acidité accrue permettant d'opérer à une température pratiquement équivalente à celle des catalyseurs **FRIEDEL-CRAFTS**.

Leur mise en œuvre nécessite un prétraitement de la charge. Ils sont générateurs de corrosion qui est essentiellement due à l'injection de chlore en continu dans la charge lors de la réaction à fin de maintenir leur acidité.

#### 4<sup>ème</sup>/ Génération :

Ce sont des catalyseurs zéolitiques bifonctionnels, caractérisés par une fonction acide assurée par le support (zéolite), une fonction hydro/déshydrogénant portée par un métal noble (**Pt/Pd**) dispersé sur la zéolite.

Ces catalyseurs opèrent à une température moyenne (**250 °C – 270 °C**) en présentant l'avantage d'être très faciles à mettre en œuvre et d'être résistants aux poisons, ce qui évite le prétraitement de la charge.

Actuellement les catalyseurs de 3<sup>ème</sup> et 4<sup>ème</sup> génération sont les plus utilisés.

### III.1.3. Conditions opératoires :

Les deux types de catalyseurs étant intrinsèquement différents, notamment du point de vue de l'acidité, ils sont employés dans des conditions opératoires bien distinctes.

Le tableau suivant résume les conditions opératoires pour les deux types de catalyseur.[10]

*Tableau -III.1 : les conditions opératoires pour les deux types de catalyseur [10]*

	<b>Pt sur alumine chlorée</b>	<b>Pt sur zéolithe</b>
Température ( °C )	120 -180	250 – 270
Pression (bar)	20 - 30	15 – 30
VVH (h <sup>-1</sup> )	1 - 2	1 – 2
H <sub>2</sub> / HC ( mol /mol )	0.1 - 2	2 - 4
NOR du produit	83-84	78-80

### III.1.4. La charge :

La charge du réacteur d'isomérisation peut être issue de la distillation directe ou du reformage catalytique. Le procédé d'isomérisation est d'autant plus économique que les anciennes unités de reformage catalytique peuvent être modifiées à moindre frais en unité d'isomérisation. Les conditions opératoires étant généralement moins sévères que celles du reformage (température de **230 à 300 °C**, pression de **20 à 35bar** et rapport molaire **H<sub>2</sub>/HC de 1 à 4**).

Dans le cas général, le point de coupe de distillation de la charge est maintenu autour de **70-80 °C** pour éviter la présence de quantité importante de benzène, de cyclohexane et d'hydrocarbures comprenant plus de 7 atomes de carbone.

En effet la présence de composés dans la charge de l'unité d'isomérisation entraîne des pertes en rendement ou en octane de l'isomérisat, c'est pourquoi les teneurs généralement admises dans les charges d'isomérisation sont :

2% pour le benzène, de 1 à 2% pour le cyclohexane et inférieure à 2% pour les hydrocarbures en C7+.

Tableau -III.2 : La charge du réacteur d'isomérisation [10]

composants	Masse %
Isopentane	20.0
n-pentane	29.0
Cyclopentane	1.0
2,2-Diméthylbutane	0.3
3,2-Diméthylbutane	1.5
2-Diméthylpentane	11.0
3-mythylpentane	8.0
n-hexane	19.5
méthylcyclopentane	5.0
cyclohexane	1.5
benzène	2.0
C7+	1.0

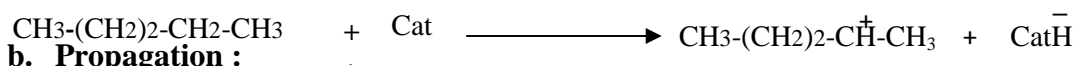
### III.1.5.Mécanismes de l'isomérisation des alcanes :

L'isomérisation des paraffines peut s'effectuer par voie monofonctionnellemétallique, monofonctionnelle acide, ou bifonctionnelle (combinant acidité etpouvoir hydrogénant).

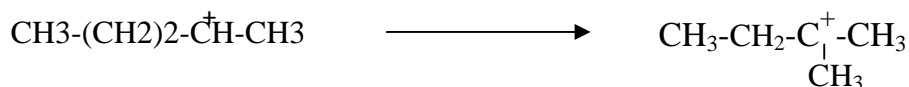
#### A. Transformation monofonctionnelle métallique :

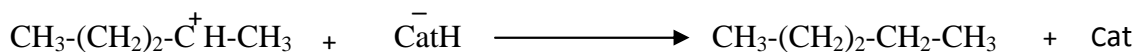
En présence de catalyseurs très acides, la réaction d'isomérisation s'effectue à travers la formation d'intermédiaires ions carbénium selon :

##### a. Initiation :



##### b. Propagation :

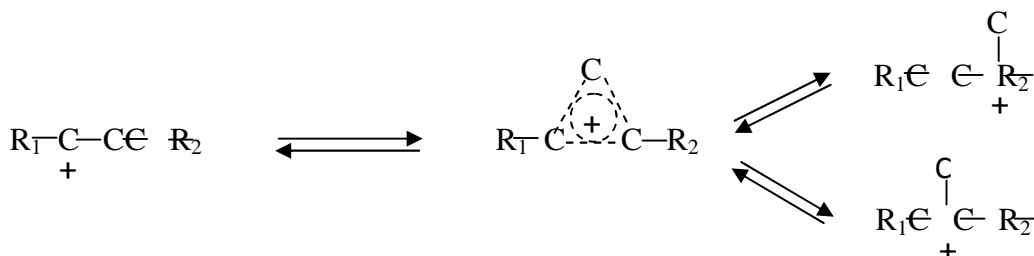


**c. Rupture :**

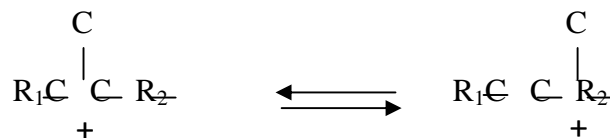
Les réarrangements de squelette que peut subir l'ion carbenium ont été classés en deux catégories qu'ils entraînent ou pas un changement de la longueur de la chaîne hydrocarbonée.

- l'isomérisation avec ramification s'effectue à travers la formation

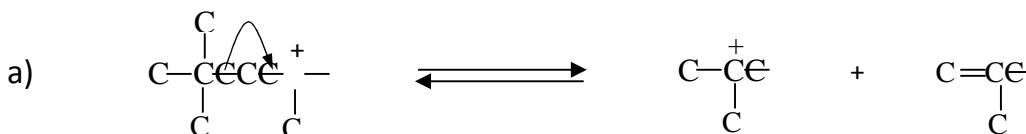
D'intermédiaire cyclopropane protoné très instable :

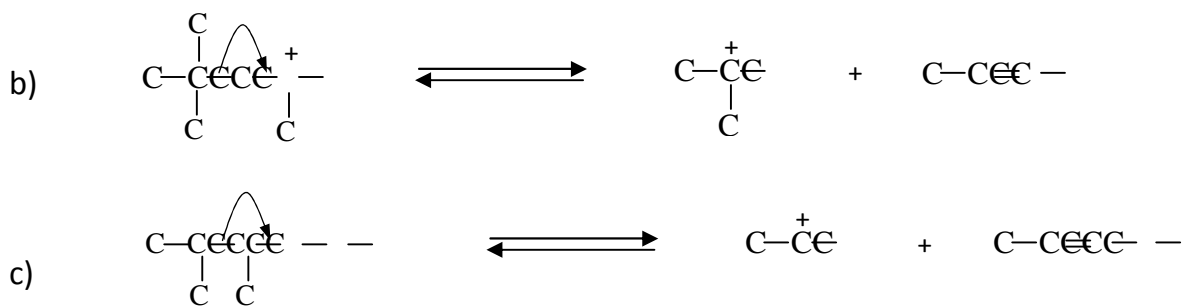


- En absence de ramifications, le réarrangement s'effectue par saut d'alkyl :



Outre l'isomérisation, les carbocations formés sur site acide peuvent se craquer par scission produisant ainsi des fragments oléfiniques et des carbocations de plus faible poids moléculaire.



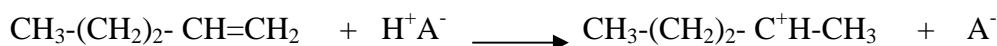


### B. Transformation bifonctionnelle :

L'isomérisation bifonctionnelle des paraffines passe par la formation d'un intermédiaire oléfinique produit par déshydrogénation d'une paraffine sur un site métallique, qui par diffusion va atteindre un site acide où elle est protonée, ce qui nécessite que ces sites soient suffisamment proches les uns des autres.

L'ion carbenium ainsi généré va subir soit des réarrangements de squelette, soit une coupure par  $\beta$ -scission, selon la force du site acide mis en jeu.

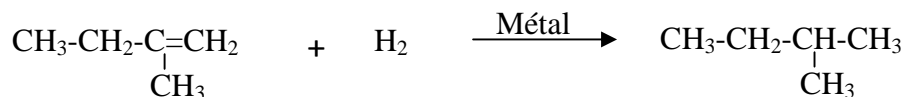
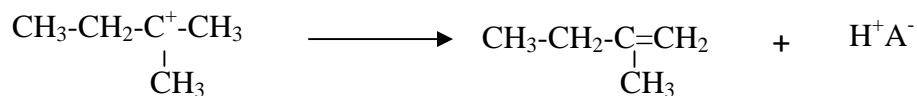
#### a. Initiation :



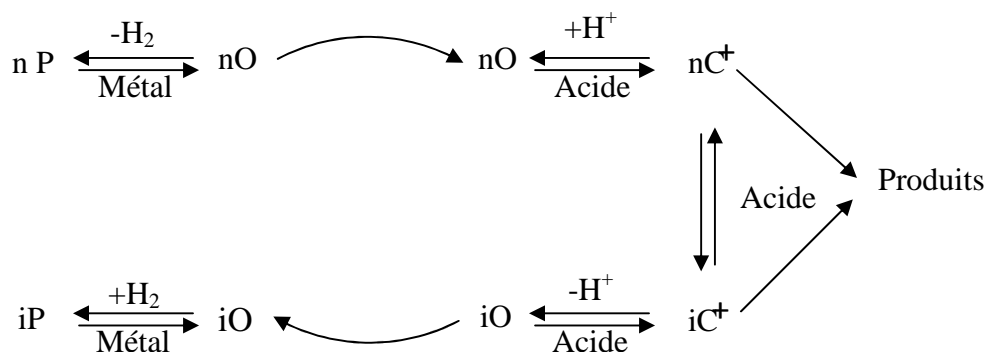
#### b. Propagation :



#### c. Rupture :



Les actions des sites acides et métalliques sont parfaitement distinctes, l'hydrogénation / déshydrogénation s'effectuent sur les sites métalliques et les réarrangements de squelette carboné sur les sites acides.



**iP**: n-paraffine; **nO**: n-oléfine; **iO**: isooléfine; **iP**: isoparaffine .

**nC** et **iC**: ion carbenium. [10], [14]

### III.1.6. Description des Procédés :

A chaque type de catalyseur correspond un schéma de procédé Figure n°1 et n°2. Avec les catalyseurs Platine sur Alumine, le procédé doit notamment comporter des sécheurs sur la charge et sur l'hydrogène et une injection du chlore en continu pour maintenir la teneur en chlore du catalyseur. Un ballon laveur est également nécessaire pour éliminer l'acide chlorhydrique présent dans les gaz.

Dans le cas des catalyseurs Zéolithiques, le procédé doit comporter un compresseur pour recycler l'hydrogène. Les procédés en une passe donnent des performances faibles en termes de qualité de l'isomérisat. Pour augmenter ces performances, on procède au recyclage des n- paraffines après séparation. Ce sont les procédés avec recyclage. [16]

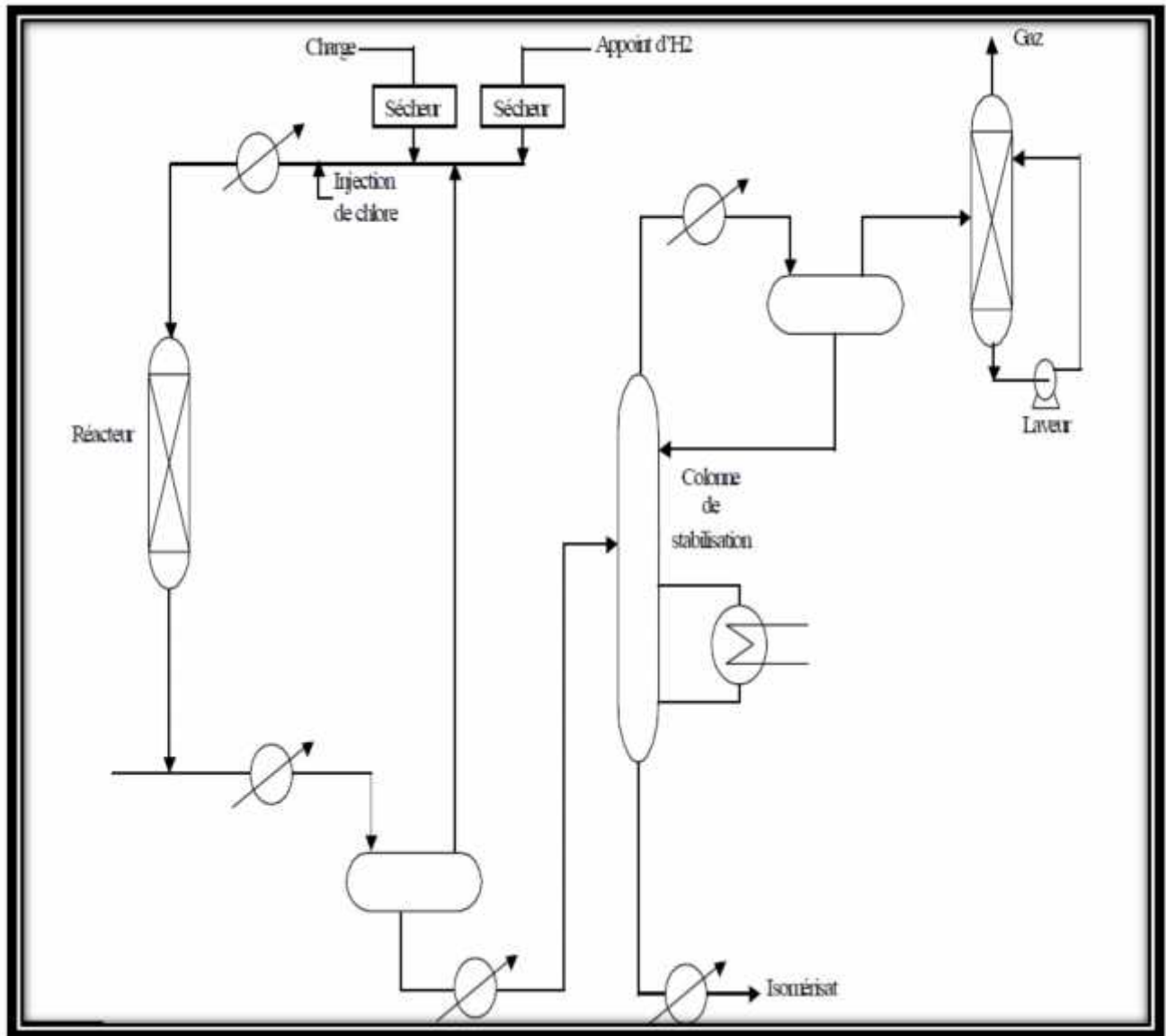


Figure 9.III : Schéma de procédé de l'isomérisation sur catalyseur Pt/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>[16]

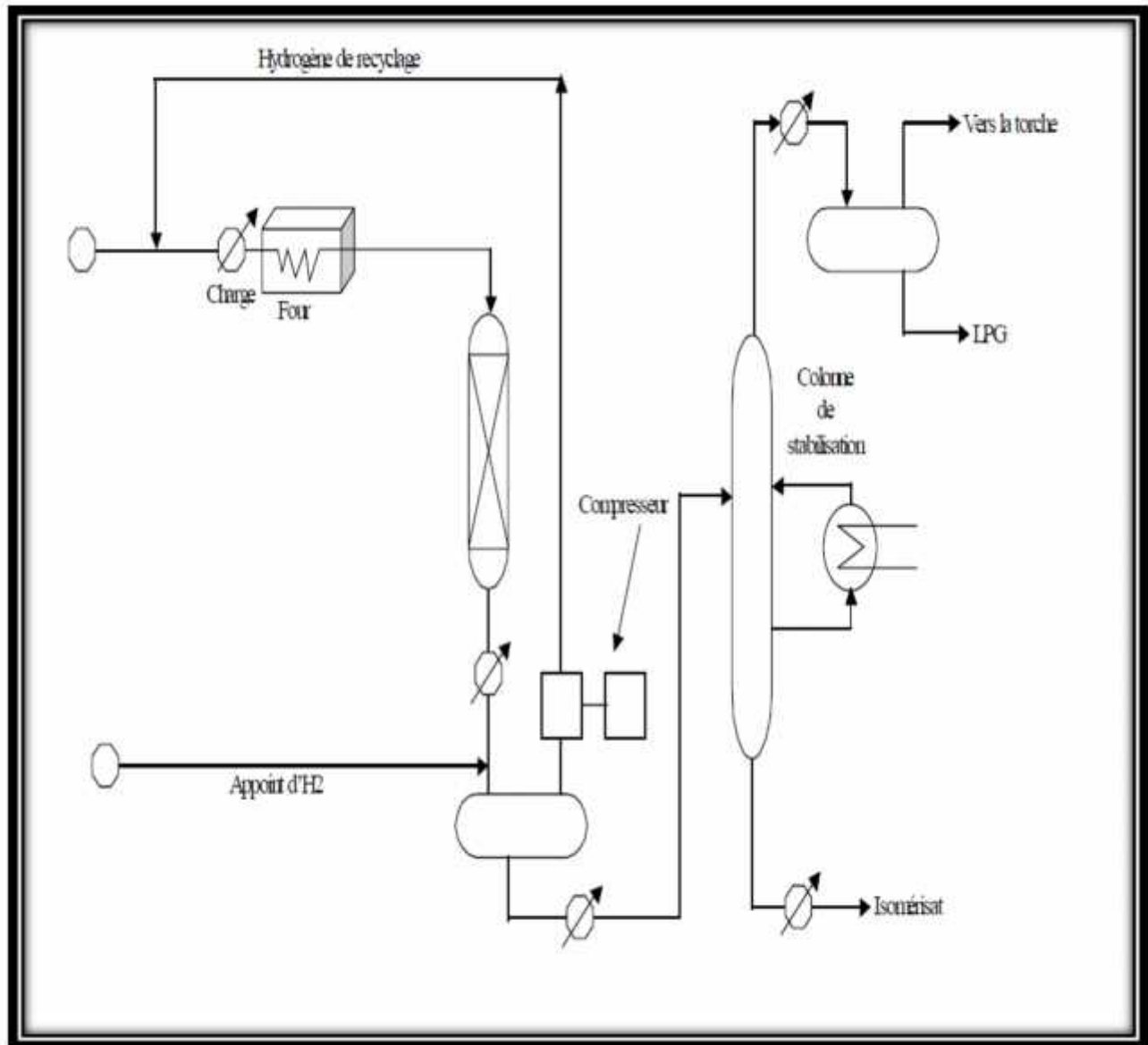


Figure 10.III : Schéma de procédé pour l'isomérisation sur catalyseur Zéolithique [16].

### III.2. Les différents procédés d'isomérisation :

Les procédés sont groupés en deux classes suivant le catalyseur qu'ils utilisent:

#### III.2.1. Procédés en phase liquide sur catalyseur au chlorure d'aluminium :

##### III.2.1.1. Procédé Isomate: (Standard Oil Co. Indiana):

Le catalyseur utilisé est un complexe, chlorure d'aluminium-hydrocarbure active par l'acide chlorhydrique anhydre.

Ce procédé travail à une température d'environ **120°C**, pression totale d'environ **50 à 60atm**, alimentation en H<sub>2</sub> : **10 à 18 m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>** de charge au réacteur. Le **NO** de produit obtenu pour une charge mixte C<sub>5</sub> et C<sub>6</sub>

**RON= 83( RON+3 cm<sup>3</sup>/gal PTE= 97) Et MON= 81( MON+3 cm<sup>3</sup>/gal PTE = 98).**

##### III.2.1.2. Procédé en phase liquide (Shell Développement Co.) :

Il est adapté à l'isomérisation du butane et au traitement des coupes **C5**. Le catalyseur utilisé est une solution de chlorure d'aluminium dans le trichlorure d'antimoine activé par l'acide chlorhydrique anhydre.

Les conditions opératoires sont :

- Température du réacteur: 80-100°C
- Pression du réacteur : 21atm
- Pression partielle d'H<sub>2</sub> :4.3atm minimum
- H<sub>2</sub> dans la charge: 1.3 (%mol)
- Hcl dans la charge: 5 (%pds)
- AlCl<sub>3</sub> dans le catalyseur: 3 (%pds)
- Rapport cat/HC: 1 volumique
- Temps de contact moyen: 12 min

Le rendement en iso paraffine dans le produit est de 97.

##### III.2.1.3. Procédé bass temperature: (Esso Research and Engineering Co):

Ce procédé dont l'annonce du développement date du 5<sup>ème</sup> congrès mondial du pétrole est assez mal connu.

La caractéristique essentielle qui en est publiée est la température d'opération de **25 à 50°C**. Ce procédé, par les hautes conversions réalisables, ne nécessiterait plus de recyclage mais il nécessite le pré traitement de la charge, les produits obtenus ont des No élevés

RON + 3 cm<sup>3</sup>/gal PTE = 98-98.5

MON + 3cm<sup>3</sup>/gal PTE = 101.0-101.5

### **III.3. Procédé d'isomérisation en phase vapeur sur catalyseurs d'hydrogénation sur support « acide» :**

#### **III.3.1. Procédé pentafining (The Atlantic Refining Co):**

Ce procédé travail avec un catalyseur à base de platine sur un support Silico- Alumine qui permettrait de supporter l'eau et les dérivés azotés qui peuvent être présents dans la charge, les conditions opératoires sont :

- Température de réaction : 430 à 480 °C
- Pression 20 à 50 atm.

Le produit obtenu à un RON : 70.4 à 76.2

RON + 3cm<sup>3</sup>/gal PTE = 91.8 à 95.

#### **III.3.2. Procédé iso-Kel (M. W. Kellogg Co):**

Ce procédé utilise un catalyseur à base de métal noble autre que le platine, il se présente sous forme de cylindre extrudés 1/16, il ne doit pas être régénéré.

Il travail avec:

- Une température entre 370-450°C
- Une pression entre 7-50 Kg/cm<sup>2</sup>
- Recyclage H<sub>2</sub> : 260-1050 m<sup>3</sup> T PN/m<sup>3</sup> de charge
- Vitesse spatiale : 1-10 (M/H/M)

Les NO des produits obtenus sont les suivants:

RON claire: 78-85.7

RON éthyle (+3cm<sup>3</sup>/gal) :95-99.6

**III.3.3. Procédé isomérate (Pure Oil Co) :**

Le catalyseur utilisé n'est pas connu dans ce procédé, mais il s'agit d'un catalyseur à base de métal non noble, c'est le seul procédé actuel qui utilise ce type de catalyseur. Les conditions opératoires sont douces:

- Température < 400 °C
- Pression < 55 Kg/cm<sup>2</sup>

Il n'y a aucun renseignement sur NO des produits obtenus.

**III.3.4. Procédé PENEXE (UOP) :**

Ce procédé est conçu pour traiter séparément les coupes C<sub>5</sub> et C<sub>6</sub> dans deux réacteur, il est le complément de l'unité de platforming...

Ce qui concerne les raisons de choix de ce procédé, le fonctionnement, les conditions opératoire et le schéma adopté à la nature de notre charge sont donnés dans le chapitre suivant.[10]

## *Chapitre : IV*

### *Les essences*

#### IV. Introduction :

L'essence désigne les carburants, les combustibles liquides et volatiles utilisés dans les moteurs à allumage par étincelle (essence 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.

En effet les bases utilisées constituant le pool d'essences, peuvent être issues de diverses opérations unitaires. Ces bases ou ces coupes incluent généralement des mélanges de butane, de naphta, de l'isomérât, de réformât, de l'alkylât ainsi que des composés oxygénés dont les principales caractéristiques sont reportés dans le tableau suivant :

*Tableau IV.1 :Caractéristiques des bases essences. [17]*

	RON	MON	Masse vol Kg/m <sup>3</sup>	TVR bar	Benzène % vol	Aromatiques % vol
Butane	94.3	90	580	4.02	0	0
Essence SR	70	70.8	653	1	0.8	0.8
Solvant léger	48	40	726	0.3	1.5	6.5
Isomérât	88	85	647	1	0	0
Reformât	98	88	739	0.35	3	70
Naphta Léger	94	84	720	0.59	1.07	18
Naphta lourd	92.5	82.5	8.50	0.01	0	70
Alkylât	96	93	710	0.4	0	0
MTBE	117	0	732.4	0.57	–	–

On conçoit qu'en matière de propriétés physico-chimiques (volatilité, indice d'octane, etc.) le comportement d'un mélange ne soit pas identique à celui que l'on pourrait prévoir par une loi d'additivité linéaire. Pour tenir compte de ces écarts par rapport à l'idéalité, on introduit la notion d'indices de mélange **M**.

#### **IV.1. Caractéristiques des essences :**

##### **IV.1.1. Distillation ASTM :**

La distillation ASTM s'effectue au laboratoire. La température à laquelle 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 du démarrage 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 à 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.

#### IV.1.2. 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 à 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.

#### IV.1.3. 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 risque en été de provoquer la formation de bouchon de vapeur, et donc l'arrêt du moteur.

$$\text{TVR} = 0.650 \text{ kg / cm}^2 \text{ en été.}$$

$$\text{TVR} = 0.800 \text{ kg / cm}^2 \text{ en hiver.}$$

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

#### IV.1.4. Densité

La masse volumique d'un corps, à une température donnée est le rapport de sa masse à son volume, exprimée en (**kg / l** ou **g / cm<sup>3</sup>**) mesurée à l'aide d'un aréomètre.

Elle varie avec la température suivant la relation :

$$\dots_t = \dots_{15} - k(t - 15)$$

Avec :  $t$  : température en °C

$\dots_7$  et  $\dots_{15}$  : masse volumique respectivement à  $t$  °C et 15°C.

$k$  : Coefficient qui dépend de la température.

La masse volumique des essences est comprise entre **0.735** et **0.765 kg /l**.

Elle est inversement proportionnelle à la température et elle augmente avec la teneur en aromatiques.

La **densité** d'un produit représente le rapport de la masse d'un certain volume d'échantillon à une température donnée et de la masse du même volume d'un corps de référence (généralement l'eau) à une température standard (4°C). La densité est donc un nombre dimensionnel, elle est identique à la masse volumique à 15°C.

La **specific gravity (Sp.Gr60/60 °F)** est une densité avec la même température pour le produit et le corps de référence (eau). Cette température est de 60°F soit 15°C.

Un autre concept est utilisé pour mesurer la densité de fractions pétrolières : le degré **API** défini par l'Américan Petroleum Institute comme étant une fonction hyperbolique de la specific gravity :

$$^{\circ}\text{API} = [ 141.5 / \text{Sp.Gr } 60 / 60 ] - 131.5$$

#### IV.1.5. 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 Tétra Ethyle : Pb (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>)<sub>4</sub>) qui améliore l'indice d'octane de l'essence.

#### IV.1.6. 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 gommes 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 gommes 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 gommes potentielle (teneur en produits de polymérisation et oxydation susceptible de s'y former en stockage prolongé). [14]

# **Chapitre : V**

## ***Partie calcule***

## I. Introduction :

Le dimensionnement d'un équipement est une opération très complexe dans la mesure où les paramètres de son fonctionnement, les caractéristiques physiques et chimiques des matières qui véhiculent ne sont pas toujours disponibles. La plus part du temps, des estimations et suppositions sont suivis par des itérations afin d'aboutir aux valeurs dimensionnelles les plus proches et donc les plus précises. Dans le cadre de notre unité d'isomérisation, (UOP PENEX) nous nous sommes limités au calcul de dimensionnement des réacteurs et échangeurs basant sur les données thermodynamiques et cinétiques des réactions d'isomérisation.

## II. Dimensionnement du réacteur :

Bien que le réacteur ne présente qu'une faible part dans l'investissement total d'une installation, il est au cœur de la production, car c'est un appareil décisif afin d'obtenir un produit de qualité optimal et rentable.

Généralement, on retrouve, lorsqu'on étudie le fonctionnement de ces réacteurs, des notions spécifiques à ce type d'équipements. Notre travail consiste à élaborer les bilans matières et thermiques des réactions, pour cela, il est nécessaire avant tous de déterminer certaines caractéristiques physiques des effluents circulant dans les réacteurs.

### II.1. Bilan matière du réacteur :

*Tableau V. 1: bilan matière du réacteur d'après (UOP)*

Constituants	% massique	Débit (kg/hr)
Entré :		
LSRN	92.95	34980
Gaz riche en H <sub>2</sub>	7.05	2651
Total	100	37631
Sortie		
Isomérat	90	33874.22
Gaz de recyclage	10	3756.78
Total	100	37631

En prenant comme hypothèse qu'avec la vitesse de réaction de chaque corps constituant la charge du réacteur, nous pouvons faire la répartition des réactions qui s'effectuent dans chaque réacteur.

L'hydrogénation du benzène est une réaction très rapide par rapport aux réactions, d'isomérisation, elle sera complète dans le premier réacteur.

Ainsi que la réaction d'isomérisation successives de 3, Methyl Pentane en 2, Methyl Pentane et de ce dernier en 2,3 Dimethyl Butane.

Les autres réactions d'isomérisation des C6 et C5 auront lieu dans le 2eme réacteur. On n'a pas pris en considération les réactions secondaires telles que le craquage catalytique, voici ci-après dans Chaque réacteur :

*Tableau V. 2 : les réactions au premier réacteur*

Composants	Produit	$\Delta H_{RI}$ Kcal/mol	y (%mol)	Yi(%pd)	Y(%mol)
Benzéne	Cyclohexane	-51.2	100	2.80	2.87
3, Methyl Pentane	2, Methyl Pentane	-0.64	30	7.78	7.23
2, Methyl Pentane	2,3 Dimethyl Butane	-0.83	09	14.00	13.02

*Tableau V. 3 : les réactions au deuxième réacteur*

Composants	produit	$\Delta H_{RII}$ Kcal/mol	y (%mol)	Yi(%pd)	Y(%mol)
n-Butane	Iso-Butane	-2.00	66	0.41	0.51
n-Pentane	Iso-Pentane	-1.92	78	26.49	29.43
n-Hexane	2, Méthyl Pentane	-1.70	30	20.51	19.08
n-Hexane	2, Methyl Pentane	-1.06	16	20.51	19.08
n-Hexane	2,3Dimethyl Butane	-4.39	36	20.51	19.08
n-Hexane	2,3Dimethyl Butane	-2.53	09	20.51	19.80
Cyclohexane	Methylcyclopentane	-3.93	58	2.65	2.52
2, Methyl pentane	2,2Dimethyl butane	-2.69	36	14.00	13.02

## II.2. Bilan thermique de chaque réacteur :

### II.2.1. La premier réacteur:

#### A. Calcul de la quantité de chaleur à la sortie du premier réacteur:

Pour déterminer la température de sortie de chaque réacteur, on calcul d'abord la quantité de chaleur à la sortie du premier réacteur ( $Q_{S1}$ )

Vu que les réactions d'isomérisation et l'hydrogénation du benzène sont exothermiques, on peut définir que la quantité de chaleur à la sortie du premier réacteur est égale à la somme de quantité de chaleur de la charge à l'entrée et la quantité de chaleur dégagée par les réactions

$$Q_{S1} = Q_{CE1} + Q_{r1}$$

- **Calcul de la quantité de chaleur à l'entrée du premier réacteur ( $Q_{CE1}$ ) :**

En tenant compte des différentes variables utilisées dans le procédé d'isomérisation par concepteurs et les détenteurs de licence, la température du service du réacteur est de 150°C

$$Q_{CE1} = Q_c \cdot H_{CE1}$$

$Q_c$ : débit de la charge  $\rightarrow Q_c = 34980 \text{ Kg/hr}$

$$K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{T_{eb}(\text{moy}) \text{ en } ^\circ R}}{d}$$

$$T_{eb}(\text{moy}) = 54.25^\circ C = 589.05^\circ R$$

$$d = 0.66$$

$$\Rightarrow K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{589.05}}{0.66} = 12$$

$$H_{CE1} = f(K_{uop}, d, T^\circ)$$

$$H_{CE1} = 150 \text{ Kcal/kg} \quad \rightarrow \text{Figure.IV (annexe)}$$

$$Q_{CE1} = Q_c \cdot H_{CE1}$$

$$Q_{CE1} = 34980 \cdot 150 = 5247000 \text{ Kcal/hr} \quad Q_{CE1} \approx 7000 \text{ Kcal/hr}$$

- **Calcul de la quantité de chaleur dégagée par les réactions du premier réacteur :**

$$Q_{RI} = (Q_C/M_C) (\Delta H_{RI} \cdot y_i \cdot Y_i)$$

$$M_C = 80 \text{ kg/Kmol}$$

$$Q_C = 34980 \text{ kg/hr}$$

$y_i$  : % molaire de chaque constituant, tiré du tableau (III-1)

$Y_i$  : taux de conversion de chaque constituant, tiré de la figure (II-2)

$\Delta H_{RI}$ : l'enthalpie de réaction

$(\Delta H_{RI} \cdot y_i \cdot Y_i)$ : 14930.05 Kcal/Kmol tiré du tableau (IV-2)

$$Q_{RI} = (34980/80) \cdot 14930.05$$

$Q_{RI} = 6528164.362 \text{ Kcal/hr}$
--

Quantité de chaleur à la sortie:

$$Q_{CSI} = Q_{CEI} + Q_{RI}$$

$$Q_{CSI} = 5247000 + 6528164.362$$

$Q_{CSI} = 11775164.362 \text{ Kcal/hr}$
--

### **B. La température à la sortie du premier réacteur :**

$$Q_{CSI} = Q_C \cdot H_{S1}$$

$$H_{S1} = Q_{CSI} / Q_C$$

$$H_{S1} = 168.66 \text{ Kcal/kg}$$

$H_{S1} = C_{PSI} \cdot T_{S1}$  avec  $C_{PSI} = \sum C_{pi} \cdot y_i$  utilisant le tableau (II) (annexes)

Alors on trouve :

$T_{S1} = 183^\circ \text{C}$
-------------------------------

### C. Calcul de quantité de chaleur du gaz à $T = 183^{\circ}\text{C}$ :

Vu que la réaction d'hydrogénation du benzène aura lieu dans le premier réacteur une quantité de gaz sera consommée :

1 mole benzène + 3 mol  $\text{H}_2$  mol cyclohexane

2.87% benzène  $\xrightarrow{8.61}$  % $\text{H}_2$

8.61 mol de  $\text{H}_2$  100 mol de charge  $\rightarrow$

X  $\rightarrow$  34980/80 mol de charge

La quantité de  $\text{H}_2$  consommée : X = 37.65 K mol/hr

- La quantité de  $\text{H}_2$  à l'entrée ( $Q_{\text{H}_2}$ ) du premier réacteur:

*Tableau V.4 : Composition du gaz à l'entrée et sortie du premier réacteur.*

Composants	M (kg/Kmol)	$y_{\text{entrée}}$ (%mol)	$Y_{\text{entrée}}$ (%pd)	$Y_{\text{sortie}}$ (%pd)
H2	2	0.8680	0.3350	0.3060
C1	16	0.0690	0.2130	0.2240
C2	30	0.0371	0.2148	0.2260
C3	44	0.0185	0.1571	0.1600
i- C4	58	0.0027	0.0302	0.0310
n- C4	58	0.00023	0.0257	0.0400
i- C5	72	0.0004	0.0055	0.0050
n- C5	72	0.0013	0.0180	0.0180

Masse molaire du gaz à l'entrée :  $M_{\text{ge}} = 5.179 \text{ Kg/Kmol}$

Masse molaire du gaz à la sortie :  $M_{\text{gs}} = 5.551 \text{ Kg/Kmol}$

$Q_{\text{geI}} = y_{\text{H}_2} \cdot Q_{\text{g}} / M_{\text{g}} = 0.868 \cdot 2651 / 5.179$

$Q_{\text{geI}} = 444.3 \text{ K mol /hr}$
--

- La quantité de chaleur du gaz à la sortie ( $Q_{H2}$ ) du premier réacteur :

$$Q_{gsI} = Q_{geI} - X$$

$$Q_{gsI} = 444.3 - 37.67$$

$$Q_{gsI} = 406.5 \text{ Kmol/hr}$$

$$Q_{gsI} = 406.5 \cdot 5.551$$

$$Q_{gsI} = 2257.35 \text{ Kg/hr}$$

$$H_{gsI} = H_i \cdot y_i \text{ à } T = 183^\circ \text{C}$$

$$H_{gsI} = H_i \cdot y_i = H_{H2} \cdot 0,3060 + H_{C1} \cdot 0,2240 + H_{C2} \cdot 0,2260 + \dots$$

$$H_{gsI} = 648.543 \text{ Kcal/kg}$$

$$Q_{gsI} = 2257.35 \cdot 648.543$$

$$Q_{gsI} = 1463992 \text{ Kcal/hr}$$

#### D. La quantité de chaleur totale à la sortie du premier réacteur :

$$Q_{TI} = Q_{CSI} + Q_{gsI}$$

$$Q_{TI} = 11775164.362 + 1463992 = 7363827 \text{ kcal/hr}$$

$$Q_{TI} = 7363827 \text{ kcal/hr}$$

### II.2.2. deuxième réacteur :

#### A. Calcul de la quantité de chaleur totale à la sortie du deuxième réacteur :

$$Q_{S2} = Q_{CE2} + Q_{R2}$$

- La quantité de chaleur de la charge à l'entrée du deuxième réacteur :

$$T = 150^\circ \text{C}$$

$$H_{CE2} = H_i \cdot y_i = 132 \text{ Kcal/kg} \quad \text{figure IV (annexe)}$$

$$Q_{CE2} = Q_c \cdot H_{CE2} \quad Q_{CE2} = 34980 \cdot 132$$

$$Q_{CE2} = 4617360 \text{ Kcal/hr}$$

- **Calcul de la quantité de chaleur dégagée par les réactions du deuxième réacteur :**

$$Q_{R2} = (Q_c/M) \cdot (H_{Rii} \cdot y_i \cdot Y_i)$$

$$Q_c = 34980 \text{ kg/hr}$$

$$M_c = 80 \text{ kg/k mol}$$

$$(H_{Rii} \cdot y_i \cdot Y_i) = 11056.52 \text{ kcal /k mol tiré du tableau (IV-3)}$$

$$Q_{R2} = 11056.52 \cdot 34980/80 = 4834463.37 \text{ kcal/hr}$$

La quantité de chaleur de la charge à la sortie du deuxième réacteur :

$$Q_{S2} = 4617360 + 4834463.37$$

$$Q_{S2} = 9451823.37 \text{ kcal/hr}$$

**B. Température à la sortie du deuxième réacteur :**

$$Q_{CS2} = H_{CS2} \cdot Q_c$$

$$H_{CS2} = Q_{CS2}/Q_c$$

$$H_{CS2} = 145.83 \text{ kcal/kg}$$

$$H_{CS2} = C_{pCS2} \cdot T_{S2} \quad \text{avec } C_{pS2} = \sum C_{pi} \cdot Y_i \quad \longrightarrow \quad \text{utilisant le tableau (II) (annexe)}$$

Alors la température :  $T_{S2} = 174^\circ \text{C}$

**C. La quantité de chaleur du gaz à la température  $T_{S2} = 174^\circ \text{C}$  :**

$$Q_{gs2} = H_{gs2} \cdot Q_g$$

$$H_{gs2} = \sum H_i \cdot Y_i \text{ à } 174^\circ \text{C}$$

$$H_{gs2} = 632.4 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_{GS2} = 2651 \cdot 632.4 = 1676492.4 \text{ kcal/hr}$$

#### D. La quantité de chaleur totale à la sortie du deuxième réacteur :

$$Q_{T2} = Q_{CE2} + Q_{R2}$$

$$Q_{T2} = 5101096.4 + 1676492.4 = 6777588.8 \text{ kcal/hr}$$

$$Q_{T2} = 6777588.8 \text{ kcal/hr}$$

#### II.3. La géométrie du réacteur :

Le volume du catalyseur est déjà calculé et il est estimé à la somme de **26.5 m<sup>3</sup>**

Et puisque qu'on a deux réacteurs de même volume de catalyseur

Le volume de catalyseur dans chaque réacteur est de **13.25 m<sup>3</sup>**

#### A. Calcul du volume total du mélange (charge + gaz de recyclage) :

$$V_{\text{total}} = V_{\text{charge}} + V_{\text{gaz}}$$

$$V_{\text{charge}} = n RTZ_1 / P$$

Calcul de  $Z_1$  :  $Z_1$  dépend de  $T_r$  et  $P_r$  (température et pression réduites)

$T_c$  : température critique, elle donné par la formule suivante :  $T_c = 1.05T_m + 160$ .....[17]

$T_m$  : température moyenne de la charge :  $T_m = (T_i + T_f) / 2$

$T_i, T_f$  : température initiale et finale de la distillation ASTM .

$$T_i = 39^\circ\text{C}, T_f = 77^\circ\text{C}$$

$$T_m = 58^\circ\text{C}$$

Alors la température critique :  $T_c = 220.9^\circ\text{C}$

$$T_c = 493.9^\circ\text{k}$$

$P_c$  : pression critique, elle donnée par la formule suivante :

$$P_c = C \cdot T_c / M_c$$

$M_c$  : Masse molaire de la charge et qui est égale a 80 kg/k mol

$C$  : Constante caractéristique du type des hydrocarbures prédominants dans le produit pétrolier considéré, elle est donnée par l'expression :

$$C = 5.53 + 0.885 \cdot \frac{T_{70\%} - T_{10\%}}{70\% - 10\%}$$

Ou  $T_{70\%}$  et  $T_{10\%}$  sont les températures d'ébullition obtenues respectivement pour **70%** et **10%** distillé, soit :  $T_{70\%} = 68^\circ\text{C}$  et  $T_{10\%} = 48^\circ\text{C}$

Alors :  **$C = 5.73 \text{ atm}$**

D'où la valeur de la pression critique est de :

$$P_c = 35.37 \text{ atm}$$

Donc la pression et la température réduite sont :

$$P_r = P/P_c = 0.56$$

$$T_r = T/T_c = 0.85$$

Avec T et P sont la température et pression des conditions opératoires

D'après le diagramme  $Z_1 = f(P_r, T_r) \rightarrow Z_1 = 0.65 \rightarrow$  figure. VI (annexe)

$$D'où : V_{\text{charge}} = \frac{34980 \cdot 0.082 \cdot (150 + 273) \cdot 0.65}{80 \cdot 19.74}$$

$$V_{\text{charge}} = 500 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{gaz}} = \frac{2651 \cdot 0.082 \cdot (150 + 273) \cdot 1}{5.179 \cdot 19.74}$$

$$V_{\text{gaz}} = 900 \text{ m}^3$$

Le volume totale :  $V_{\text{total}} = 500 + 900 = 1400 \text{ m}^3$

$$V_{\text{total}} = 1400 \text{ m}^3$$

**B. Calcul de la vitesse linéaire admissible (W) :**

Elle est donnée par l'expression suivante :  $W = A \sqrt{\frac{\rho_{\text{cat}} \cdot d}{\rho_{\text{eff}}}}$

**D** : diamètre des grains du catalyseur est égale à **1.6 mm**

**A** : coefficient qui varie entre 0.8 et 1.2 (0.8 pour les réacteurs cylindriques avec une entrée axiale et 1.2 pour les réacteurs cylindriques avec une entrée radiale)

$\rho_{\text{cat}}$  : masse volumique du catalyseur est égale à  $700 \text{ kg/m}^3$

$\rho_{\text{eff}}$  : masse volumique des effluents aux conditions de service, elle est donnée par l'expression :

$$\rho_{\text{eff}} = m_{\text{tot}} / V_{\text{total}}$$

$$m_{\text{tot}} = m_{\text{charge}} + m_{\text{gaz}}$$

$$m_{\text{tot}} = 2651 + 34980$$

$$m_{\text{tot}} = 37631 \text{ kg/hr}$$

Donc :

$$\rho_{\text{eff}} = 37631 / 1400$$

$$\rho_{\text{eff}} = 26.88 \text{ kg/m}^3$$

$$D'où W = 0.8 \sqrt{\frac{700 \cdot 0.0016}{26.88}}$$

$$W = 0.16 \text{ m/s}$$

**C. La surface utile du réacteur :**

Elle est donnée par l'expression suivante :

$$S = V_{\text{total}} / (W \cdot 3600)$$

$$S = 1400 / (0.16 \cdot 3600)$$

$$S = 2.43 \text{ m}^2$$

**D. La hauteur du catalyseur :**

Elle est donnée par l'expression suivante :

$$H_{\text{cat}} = V_{\text{cat}} / S$$

$$H_{\text{cat}} = 13.25 / 2.43$$

$$H_{\text{cat}} = 5.45 \text{ m}$$

**E. La hauteur du réacteur :**

A partir des données que nous avons sur le réacteur de l'unité 12 (12 C1) ou le catalyseur occupe 60% du volume de réacteur, et on se basant sur cette donnée, on peut déterminer la hauteur du réacteur :

$$H_{\text{réact}} = H_{\text{cat}} / 0.6$$

$$H_{\text{réact}} = 5.45 / 0.6$$

$$H_{\text{réact}} = 9 \text{ m}$$

**F. Le diamètre du réacteur :**

Il est donné par l'expression suivante :

$$V_{\text{cat}} = \pi \cdot R^2 \cdot H_{\text{cat}}$$

$$R = \sqrt{\frac{V_{\text{cat}}}{\pi \cdot H_{\text{cat}}}}$$

$$R = \sqrt{\frac{13.25}{3.14 \cdot 5.54}} \quad \longrightarrow \quad R = 0.88 \text{ m}$$

Donc  $D = 2 \cdot R$

$$D = 2 \cdot 0.88 \quad \longrightarrow \quad D = 1.76 \text{ m}$$

Tableau V. 5:Récapitulatif résultats

Type de réacteur	Réacteur catalytique à lit fixe
Débit massique de la charge (charge + gaz) à l'entrée et sortie en (kg/hr)	37631
<b>La quantité de chaleur total à l'entrée :</b>	
Du 1 <sup>er</sup> réacteur en (kcal/hr)	5247000
Du 2 <sup>eme</sup> réacteur en (kcal/hr)	4617360
<b>La quantité de chaleur totale à la sortie :</b>	
Du 1 <sup>er</sup> réacteur en (kcal/ hr)	7363827
Du 2 <sup>eme</sup> réacteur en (kcal/ hr)	6777588.8
Température d'entrée de chaque réacteur	150 °C
Température	
1 <sup>er</sup> réacteur	183 °C
2 <sup>eme</sup> réacteur	174 °C
Volume du catalyseur dans chaque réacteur	13.25 m <sup>3</sup>
<b>Dimension de chaque réacteur :</b>	
Surface du réacteur	2.43 m <sup>2</sup>
Hauteur du réacteur	9 m
Hauteur du catalyseur	5.45 m
Diamètre du réacteur	1.76 m

### III. Dimensionnement des échangeurs de chaleur :

Le cycle thermique d'une unité consiste toujours à porter l'alimentation à haute température, puis à refroidir les produits obtenus à une température suffisamment basse pour les stocker, la valeur des calories libérées au four des réchauffages de la charge, constitue souvent un des éléments prépondérants du prix de revient de la fabrication, c'est pour ça, on s'attache à réduire au maximum ce poste, en réalisant un circuit de récupération de chaleur entre l'alimentation froide et les effluents chauds sortant des réacteurs, l'équipement de récupération de chaleur est constitué par un échangeur de chaleur tubulaire, on distingue trois classes d'appareils correspondant à des fonctions très spécifiques :

- Les échangeurs et réfrigérants
- Les condenseurs
- Les rebouilleurs

Dans tout calcul d'échangeur de chaleur, le but est d'obtenir la récupération d'une certaine quantité de chaleur dans les conditions économiques optimales qui sont un compromis entre les frais d'investissement et les frais opératoires.

Notre travail est basé sur le calcul de deux échangeurs de chaleur en série 12XE1 et 12XE2 de même type (à contre courant).

- **Détermination de la température d'équilibre au point de croisement (charge + gaz) :**

La température de la charge prévenant du bac de stockage  $T = 20^{\circ}\text{C}$

Alors la quantité de chaleur de la charge à  $20^{\circ}\text{C}$  est :

$$Q_{ce} = H_{ce} \cdot Q_c$$

$$H_{ce} = 12.94 \text{Kcal/kg} \quad \text{figure IV (annexe)}$$

$$Q_{ce} = 12.94 \cdot 34980$$

$$Q_{ce} = 452641.2 \text{ Kcal/hr}$$

Le gaz riche en hydrogène au refoulement du compresseur de l'unité de reformage catalytique à une température  $T = 74^{\circ}\text{C}$

- **Calcul de la quantité de chaleur de gaz à  $74^{\circ}\text{C}$  :**

$$Q_{ge} = H_{ge} \cdot Q_g$$

$$H_{ge} = H_i \cdot Y_i(\text{à } 74^{\circ}\text{C}) = 519.62 \text{Kcal/kg}$$

$$Q_{ge} = 519.62 \cdot 2651 \quad Q_{ge} = 1377\ 512.62 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_{ge} = 1377\ 512.62 \text{ Kcal/hr}$$

## - La quantité de chaleur totale :

$$Q_{\text{cet}} = Q_{\text{ce}} + Q_{\text{ge}} = 1377\,512.62 + 452641.2$$

$$Q_{\text{cet}} = 1\,830\,153.82 \text{ Kcal/hr}$$

Pour déterminé la température d'équilibre, on trace la courbe  $Q_{\text{te}} = f(T^\circ)$  pour des températures différentes :

*Tableau IV.6: quantité de chaleur en fonction de température d'équilibre*

Température (°C)	40	50	60
Quantité de chaleur totale (Kcal/hr)	1967732.36	229280.35	2404312.90

### III.1. Calcul d'Echangeur 12XE1 :

D'après la Figure V (annexe) On trouve  $t_e = 35^\circ\text{C}$

Donc pour récapituler:

- Température d'entrée du fluide chaud côté calandre  $T_1 = 174^\circ\text{C}$
- Température de sortie du fluide chaud côté calandre  $T_2 = 60^\circ\text{C}$
- Température d'entrée du fluide froid côté tube  $t_1 = t_e = 35^\circ\text{C}$
- Température de sortie du fluide froid côté tube  $t_2 = ?$

La quantité de chaleur des effluents du 2<sup>ème</sup> réacteur à  $60^\circ\text{C}$  est :

$$Q_{T_2} = 4468132.9 \text{ kcal/h}$$

#### A. La quantité de chaleur cédée par le fluide chaud :

$$Q = Q_{T_1} - Q_{T_2}$$

$$Q = 6777588.8 - 4468132.9$$

$$Q = 2309455.9 \text{ Kcal/hr}$$

**B. La quantité de chaleur à la sortie de l'échangeur 12XE1 :**

$$Q_{t2} = Q_{t1} + Q$$

$$Q_{t2} = 1830153.82 + 2309455.9$$

$$Q_{t2} = 4139609.72 \text{ Kcal/hr}$$

Alors la température  $t_2 = 55^\circ \text{C}$  figure V (annexe)

**C. Détermination de la surface d'échange :**

$$t_1 = T_1 - t_2 \quad t_1 = 174 - 55$$

$$t_1 = 119^\circ \text{C}$$

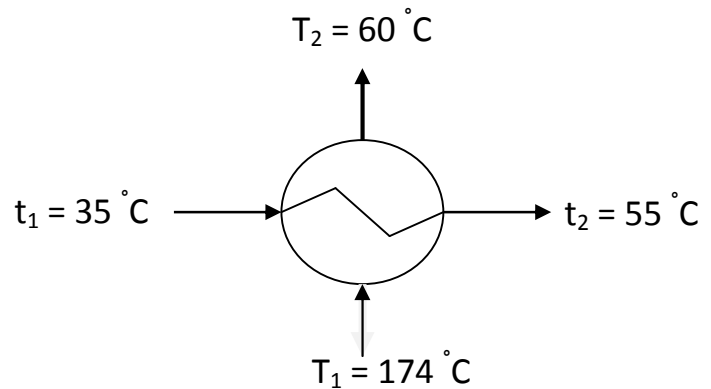
$$t_2 = T_2 - t_1$$

$$t_2 = 60 - 35$$

$$t_2 = 25^\circ \text{C}$$

$$\Delta TLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)}$$

$$\Delta TLM = \frac{119 - 25}{\ln\left(\frac{119}{25}\right)}$$



$$TLM = 60.24^\circ \text{C}$$

**D. Nombre de passe côté calandre «  $n_c$  » :**

- Calcul de facteur de l'efficacité (F) de l'appareil :

$$F = f(E, R)$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{174 - 60}{55 - 35}$$

$$R = 5.7$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$E = \frac{55 - 35}{174 - 35}$$

$$E = 0.144$$

**F = 0.9** figure VII (annexe,)

Le nombre de passe côté calandre  **$n_c = 1$**

**III.2. Choix de l'appareil :**

Le coefficient de transfert sale **Us** compris entre 200 et 370 Kcal/m<sup>2</sup>h°C

Pour un échange thermique HC léger/HC léger

On prend: **Us = 280 Kcal/m<sup>2</sup>h°C** tableau III (annexe)

**A. Calcul de la surface d'échange A :**

$$A = Q / (Us.F. TLM)$$

Q = la quantité de chaleur échangée

$$A = 2390455.9 / (280.0.9.60.24)$$

<b>A = 152.13m<sup>2</sup></b>
--------------------------------

Selon les standards de fabrication, les dimensions les plus appropriées dans la fabrication des tubes des échangeurs sont :

Longueur **L<sub>t</sub> = 6000 mm**

Diamètres  $D_t = d_0 - 19.05 \text{ mm}$

**B. Détermination de la surface d'échange d'un tube :**

$$a = \pi \cdot d_0 \cdot L_t$$

$$a = 0.359 \text{ m}^2$$

**C. Le nombre de tube par calandre ( $N_T$ )**

$$N_T = A / (a \cdot n_c)$$

$$N_T = 152.13 / (0.359 \cdot 1)$$

$$N_T = 424$$

La disposition des tubes en carré, et d'après le tableau IV (annexe) on cherche  $N_t$  le plus proche de  $N_T$  avec un pas de 2.54cm.

$$\text{Soit } N_t = 420$$

On tire le nombre de passe côté tube soit  $n_t = 6$

Avec un diamètre de la calandre  $D_c = 68.6 \text{ cm}$

Vérification de ( $U_s$ ):

$$U_s = U_{s0} \cdot N_t / N_T$$

$$U_s = 280 \cdot (420 / 424)$$

$$U_s = 277.36 \text{ Kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$$

**D. Vérification de la surface d'échange :**

$$A = N_t \cdot a$$

$$A = 420 \cdot 0.359$$

$$A = 150.72 \text{ m}^2$$

A A ce qui vérifié le dimensionnement de l'échangeur.

### III.3. Calcul de l'échangeur 12XE2 :

- Température de sortie du 1<sup>er</sup> réacteur côté calandre :  $T_1 = 183^\circ\text{C}$
- Température de sortie du fluide chaud côté calandre :  $T_2 = 150^\circ\text{C}$
- Température d'entrée du fluide froid côté tube:  $t_1 = 55^\circ\text{C}$
- Température de sortie du fluide froid côté calandre  $t_2 = ?$

La quantité de chaleur des effluents du 1<sup>er</sup> réacteur à  $150^\circ\text{C}$  :

$$Q_{T2} = 6121723 \text{Kcal/hr}$$

#### A. La quantité de chaleur cédée par le fluide chaud :

$$Q = Q_{T1} - Q_{T2}$$

$$Q = 7363827 - 6121723$$

$$Q = 1242104 \text{Kcal/hr}$$

#### B. La quantité de chaleur à la sortie du 2<sup>ème</sup> échangeur :

$$Q_{t2} = Q + Q_{t1}$$

$$Q_{t2} = 1242104 + 4139609.72$$

$$Q_{t2} = 5381713.72 \text{ Kcal/hr}$$

#### C. Détermination de la surface d'échange :

- La température qui nous donne la même quantité de chaleur à l'équilibre  $t_2 = 100^\circ\text{C}$

$$t_1 = T_1 - t_2$$

$$t_1 = 183 - 100$$

$$t_1 = 83^\circ\text{C}$$

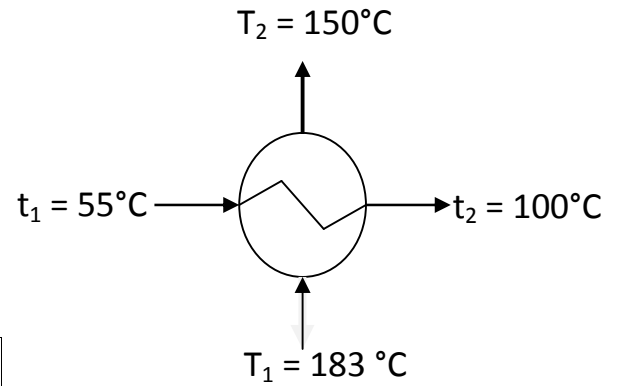
$$t_2 = T_2 - t_1$$

$$t_2 = 150 - 55 \quad t_2 = 95^\circ\text{C}$$

$$\Delta TLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln\left(\frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}\right)}$$

$$\Delta TLM = \frac{83 - 95}{\ln\left(\frac{83}{95}\right)}$$

$$\boxed{TLM = 88.86^\circ\text{C}}$$



**D. Nombre de passe côté calandre «  $n_c$  » :**

- **Calcul de facteur de l'efficacité (F) de l'appareil :**

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{183 - 150}{100 - 55} \Rightarrow R = 0.73$$

$$E = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{100 - 55}{183 - 55} \Rightarrow E = 0.35$$

**F = 0.97** figure VII (annexe,)

Le nombre de passe côté calandre :  **$n_c = 1$**

$U_s = 280 \text{ Kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$  tableau III (annexe)

$A = Q/U_s \cdot TLM \cdot F$

$$\boxed{A = 51.46\text{m}^2}$$

$N_t = A / (a \cdot n_c)$

$$N_t = 51.46 / 0.359$$

$$\boxed{N_t = 144}$$

Alors  $N_t = 142$   $n_t = 8$  et  $D_c = 43.9\text{cm}$

Vérification  $U_s = 276.11 \text{ Kcal/m}^2\text{h}^\circ\text{C}$  et  $A = 50.97\text{m}^2$

### III.4. Caractéristique de l'échangeur 12XE1 :

Tableau IV.7: Caractéristique de l'échangeur 12XE1

	Cote tube	Cote calandre
Fluide traité	Effluent du 2 <sup>ème</sup> réacteur	Charge + gaz riche en H <sub>2</sub>
Débite total (kg /hr)	37631	37631
Quantité de chaleur (Kcal/hr)	Entrée : 6777588.8	Entrée : 1830153.82
	Sortie : 4468132.9	Sortie : 4139609.72
Température (°C)	Entrée : T <sub>1</sub> = 174	Entrée : t <sub>1</sub> =35
	Sortie : T <sub>2</sub> = 60	Sortie : t <sub>2</sub> =55
Qualité de chaleur échangée (Kcal/hr)		2309455.9
Surface d'échange d'un tube (m <sup>2</sup> )		0.359
Surface d'échange total (m <sup>2</sup> )		150.78
Nombre total des tubes		424
Nombre de passe coté calandre : N <sub>c</sub>		1
Nombre de passe coté tube n <sub>t</sub>		6
Longueur des tubes (m)		6
Diamètre des tubes (m)		0.01905
Diamètre de calandre (m)		0.686
TLM en °C		60.24

### III.4. Caractéristique de l'échangeur 12XE2:

Tableau IV.8: Caractéristique de l'échangeur 12XE2

	Cote tube	Cote calandre
Fluide traité	Effluent du 1 <sup>er</sup> réacteur	Charge + gaz riche en H <sub>2</sub>
Débite total (kg /hr)	37631	97631
Quantité de chaleur (Kcal/hr)	Entrée : 7363827	Entrée: 4139609.72
	Sortie : 6121723	Sortie : 5381719.72
Température (°C)	Entrée : T <sub>1</sub> =183	Entrée : t <sub>1</sub> = 55
	Sortie : T <sub>2</sub> =150	Sortie : t <sub>2</sub> = 100
Qualité de chaleur échange (Kcal/hr)		1242104
Surface d'échange d'un tube (m <sup>2</sup> )		0.359
Surface d'échange total (m <sup>2</sup> )		50.35
Nombre total des tubes		124
Nombre de passe cote calandre: N <sub>c</sub>		1
Nombre de passe cote tube n <sub>t</sub>		8
Longueur des tubes (m)		6
Diamètre des tubes (m)		0.01905
Diamètre de calandre (m)		0.439
TLM en °C		88.86

## ***BIBLIOGRAPHIE***

- [1] :Franco Romerio, les controverses de l'énergie, 2007, page 19.
- [2] :Diane Brassard, un juste prix pour l'énergie du Québec, 1952, page43.
- [3] :Elie\_Gouzien.TPE, L'énergie solaire. 2011, page 1.
- [4] : Diane Brassard, un juste prix pour l'énergie du Québec, 1952, page45.
- [5] :Hagop Demirdjian, Les combustibles fossiles, 15/11/2005, page 4-6.
- [6] : Marina et Ane. De l'énergie à l'industrie. CEA, Consulté le: 16 novembre 2012, page 8.
- [7] : F. industrie, B5\_2procédé et unité de raffinage, 18/7/2005, page 2.
- [8]:F. industrie, B5\_4procédé et unité de raffinage, 18/7/2005, page 2,13.
- [9]:F. industrie, B5\_5procédé et unité de raffinage, 18/7/2005, page 8,13.
- [10]: X.NORMAND,procédés de transformations(Tome3). Edition TECHNIP,1998, pages 1, 2, 3, 329, 260,261.
- [11] : Chapitre I S2 Complément,Raffinage et Pétrochimie, 2009-2010, pages 2.
- [12] : Gilles FOURNIER et Jean-François JOLY,Reformage catalytique, Mise à jour de L'article d'A. Chauvel et G. Lefebvre (IFP) paru en 1988, pages 1-3.
- [13] :COMMISSION EUROPÉENNE,Raffineries de pétrole et de gaz,Février 2003, pages 11.
- [14] : Mme ROUICHI SIHAM .Etude théorique de la cinétique de l'isomérisation du n-heptane sur catalyseur zéolithiques, 23 Novembre 2006, pages 1, 4, 29,32.
- [15] : Jean-Pierre FRANCK, Isomérisation des paraffines, Doc. J 5 910-1;pages 2.
- [16] :T.Bouzit, M. Terahi, S.Bouras, B. Ait Aissa,opportunité de réalisation d'une unité d'isomerisation du n-naphta léger a la raffinerie d'Arzew,pages 6.
- [17] : Kolette Françoise ;Le raffinage du pétrole tome1,Edition TECHNIP, 1994,pages 188.

**Conclusion général :**

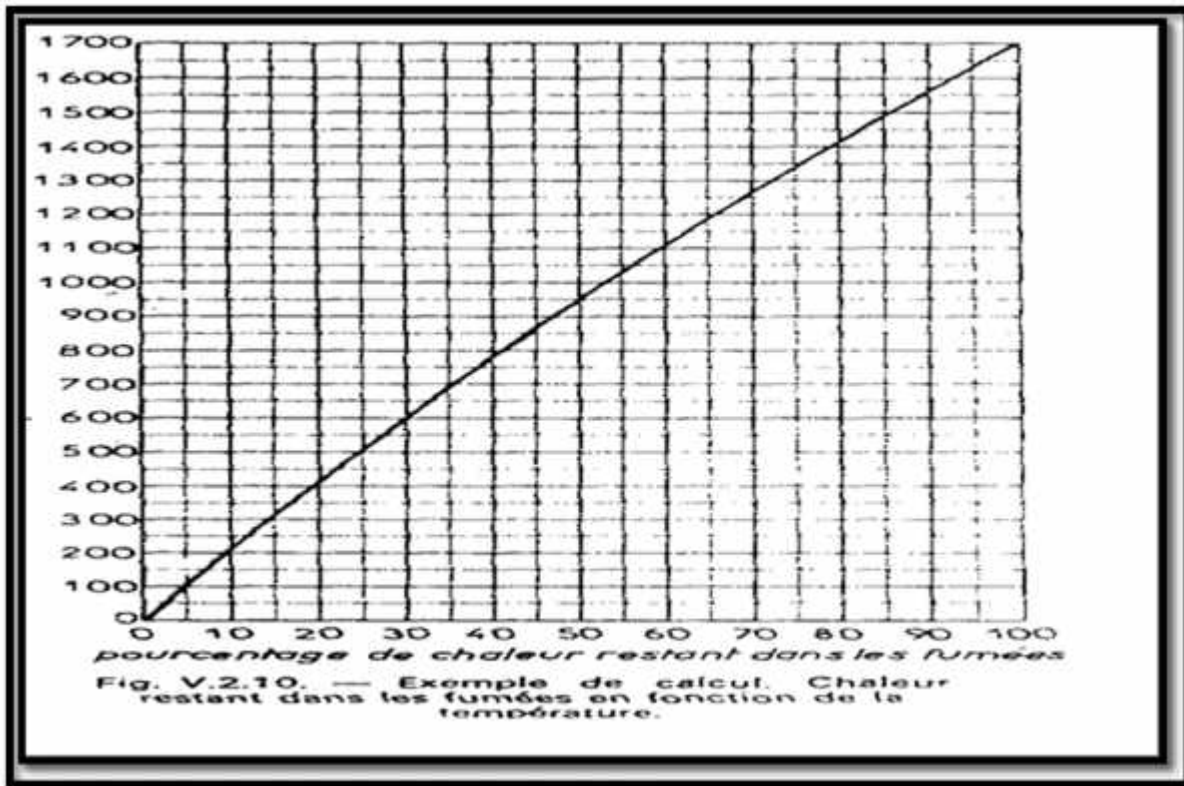
A la lumière de cette étude, il ressort que, pour satisfaire le marché en quantité et qualité d'essence répondant aux spécifications des carburants écologiques, il est nécessaire d'avoir le recours à d'autres bases moins polluantes et à haut indice d'octane.

C'est pourquoi, l'implantation d'une unité d'isomérisation de la fraction naphta légère à la raffinerie est obligatoire.

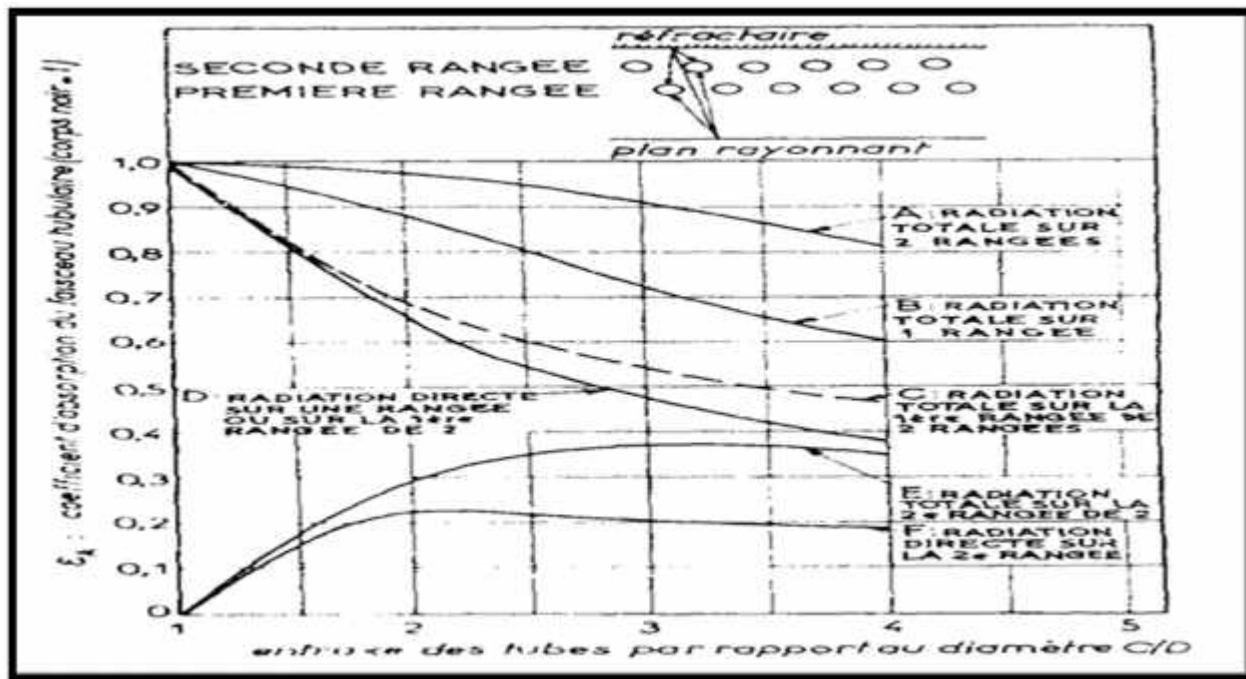
Divers procédés sont proposés dans notre partie théorique et qui se distinguent par le type de catalyseur et la présence ou non d'un recyclage, alors que notre travail, est basé sur le procédé d'UOP utilisant le catalyseur Platine sur alumine chlorée pour avoir un indice d'octane élevé.

Le bilan matière a montré que l'unité d'isomérisation peut s'insérer dans le schéma de raffinage actuel, d'ailleurs, la matière première, les réactifs et la surface nécessaire sont disponibles à la raffinerie.

On a pu dimensionner seulement les équipements principaux de notre unité qui sont (deux réacteurs catalytiques à lit fixe et deux échangeurs de chaleur à contre-courant).



-Figure VIII-



-Figure IX-

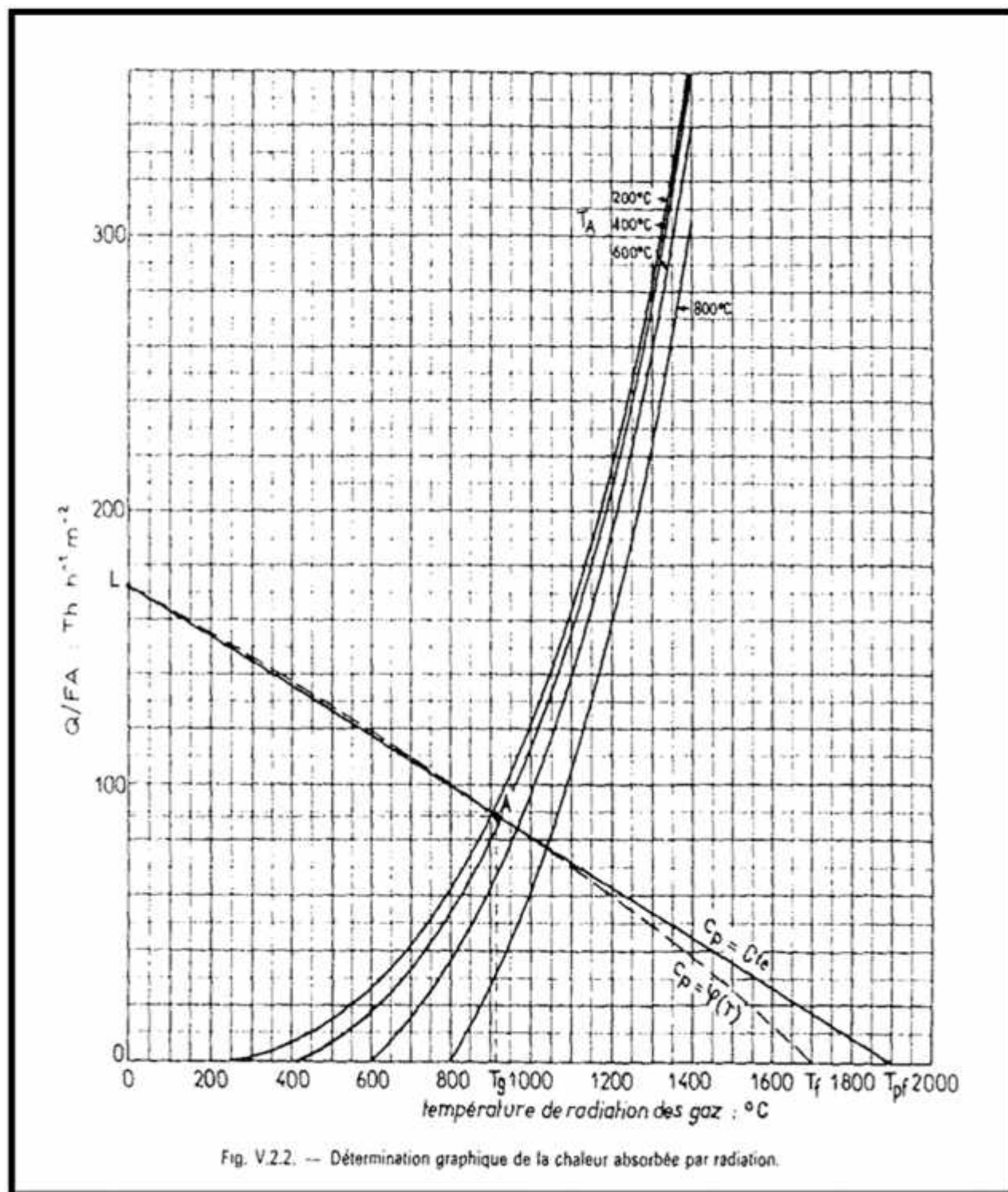
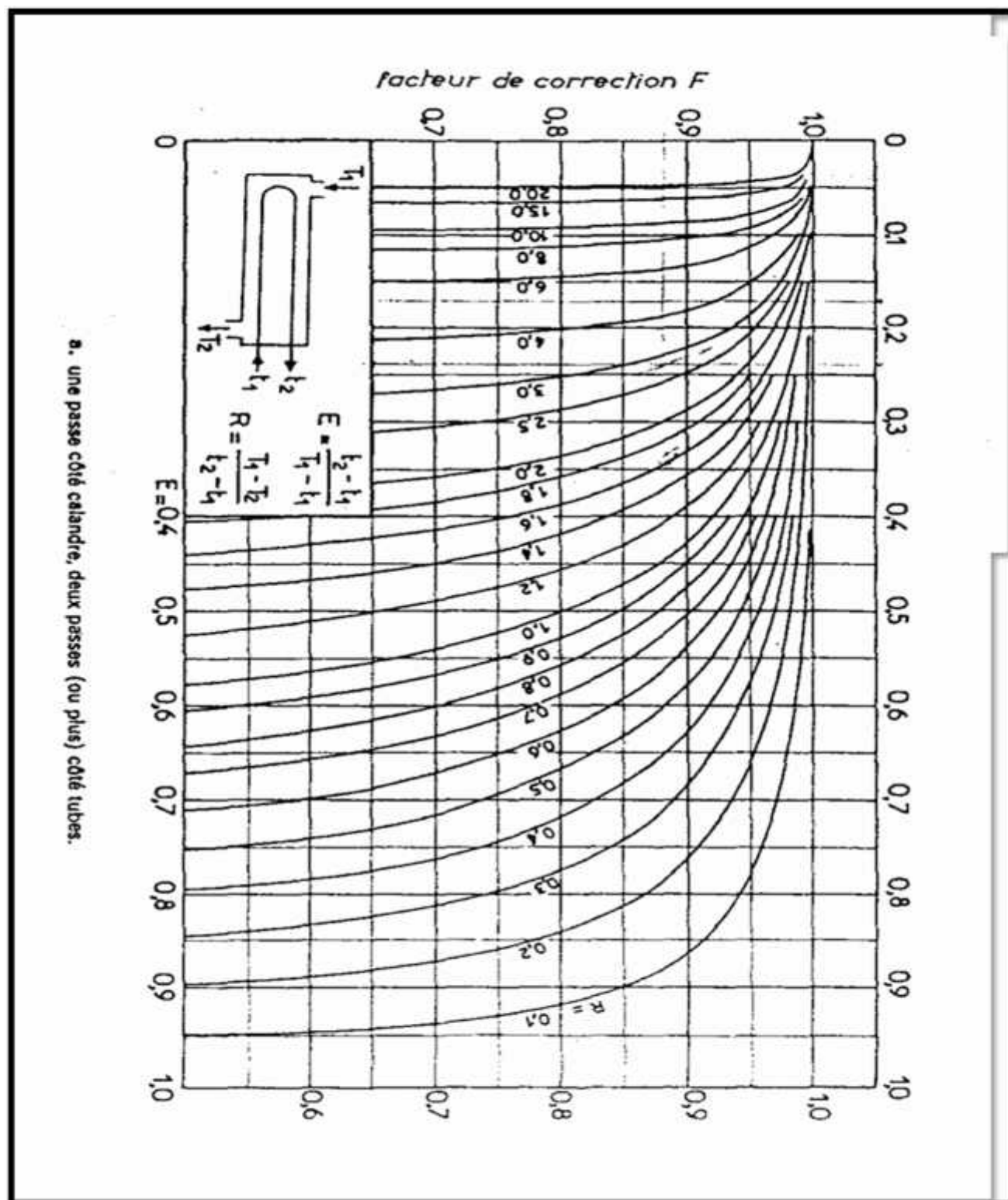
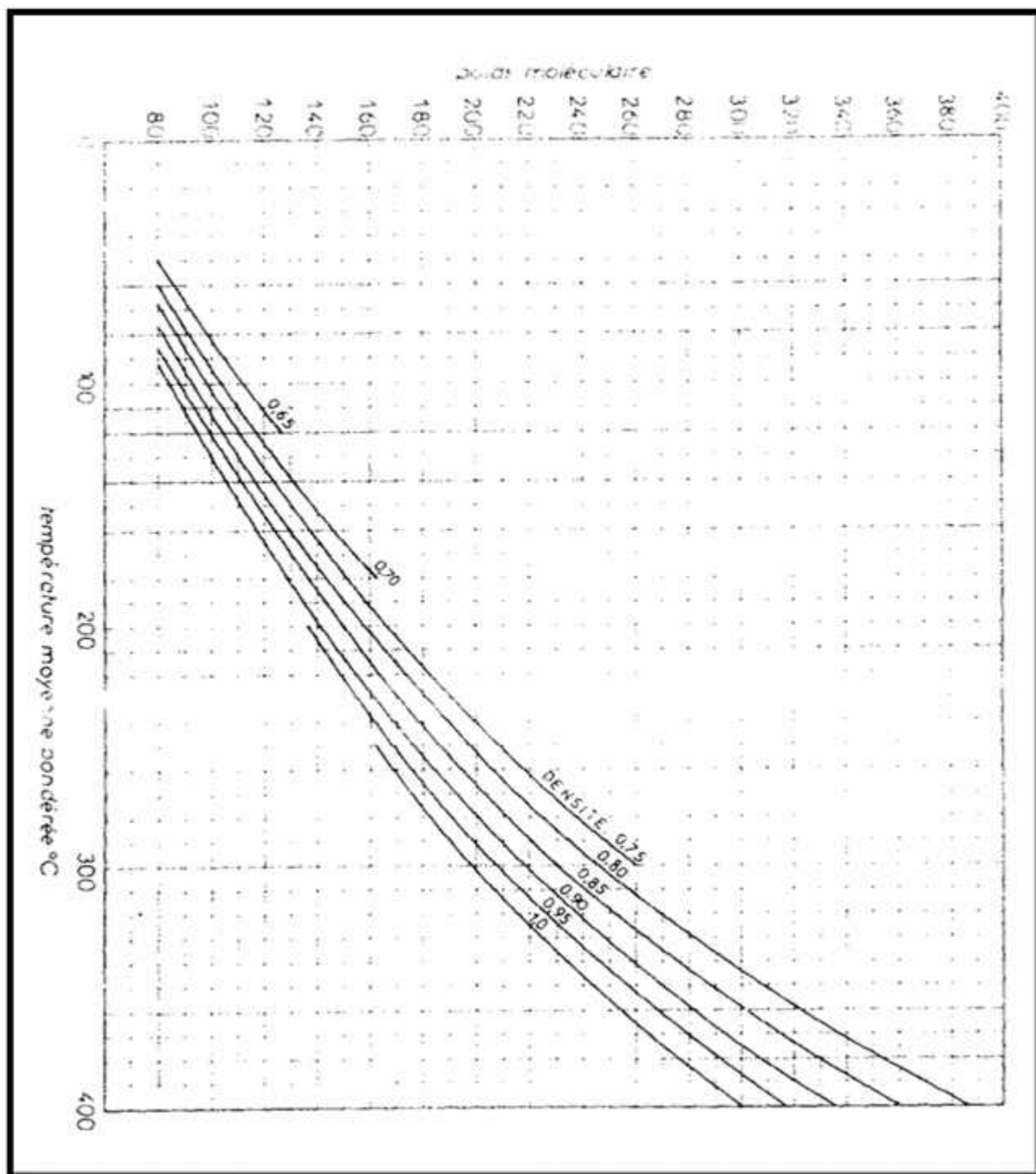


Fig. V.2.2. — Détermination graphique de la chaleur absorbée par radiation.

-Figure XII-



Figure VII Détermination du facteur de correction  $F$  en fonction de  $R$  et  $E$



**Figure III : poids moléculaire des fractions en fonction de la densité et de la température**

**Moyen ne pondérée**

DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ													
D <sub>e</sub> calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n <sub>t</sub>				nombre de passes : n <sub>t</sub>				nombre de passes : n <sub>t</sub>			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308 <sup>†</sup>	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	358	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	266	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

Tableau IV

ÉCHANGEURS		$U_i$	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m <sup>2</sup> .°C	BTU/hr. ft <sup>2</sup> .°F
Eau .....	Eau .....	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses .....	Solutions aqueuses .....	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers <sup>(1)</sup> .....	Hydrocarbures légers .....	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens <sup>(1)</sup> .....	Hydrocarbures moyens .....	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds <sup>(1)</sup> .....	Hydrocarbures lourds .....	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures lourds .....	Hydrocarbures légers .....	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers .....	Hydrocarbures lourds .....	50 - 200	10 - 40
RÉFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniac et solutions aqueuses .....	Eau .....	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers .....	Eau .....	370 - 730	75 - 150
Hydrocarbures moyens .....	Eau .....	250 - 610	50 - 125
Hydrocarbures lourds .....	Eau .....	25 - 730	5 - 75
Gaz .....	Eau .....	10 - 250	2 - 50
Eau .....	Saumure .....	500 - 1 000	100 - 200
Hydrocarbures légers .....	Saumure .....	200 - 500	40 - 100
RÉCHAUFFEURS			
Vapeur d'eau .....	Eau, méthanol, ammoniac .....	1 000 - 3 400	200 - 700
Vapeur d'eau .....	Solutions aqueuses : $\mu < 2$ cPo .....	1 000 - 3 400	200 - 700
	$\mu > 2$ cPo .....	500 - 2 500	100 - 500
Vapeur d'eau .....	Hydrocarbures légers .....	500 - 1 000	100 - 200
Vapeur d'eau .....	Hydrocarbures moyens .....	250 - 500	50 - 100
Vapeur d'eau .....	Hydrocarbures lourds .....	30 - 300	6 - 60
Vapeur d'eau .....	Gaz .....	25 - 250	5 - 50
Dowtherm .....	Gaz .....	20 - 200	4 - 40
Dowtherm .....	Hydrocarbures lourds .....	30 - 300	6 - 50

(<sup>1</sup>) Ces valeurs de  $U_i$  comprennent une résistance globale d'encrassement  $R_e = 0,0006$  h.m<sup>2</sup>.°C/kcal = 0,003 hr. ft<sup>2</sup>.°F/BTU, et correspondent à :  $0,35$  kg/cm<sup>2</sup> <  $\Delta P$  <  $0,7$  kg/cm<sup>2</sup>.

(<sup>2</sup>) Hydrocarbures légers :  $\mu < 0,5$  cPo (ainsi que : benzène, toluène, acétone, éthanol, MEK).  
Hydrocarbures moyens :  $0,5 < \mu < 1$  cPo (kérosène, gasoil chaud, huile d'absorption, bruts légers).  
Hydrocarbures lourds :  $\mu > 1$  cPo (gasoil froid, huiles, fuels-oils, brut réduit, asphalte).

Tableau VI . 8 : Coefficients transfert sale  $u_i$ <sup>(1)</sup>

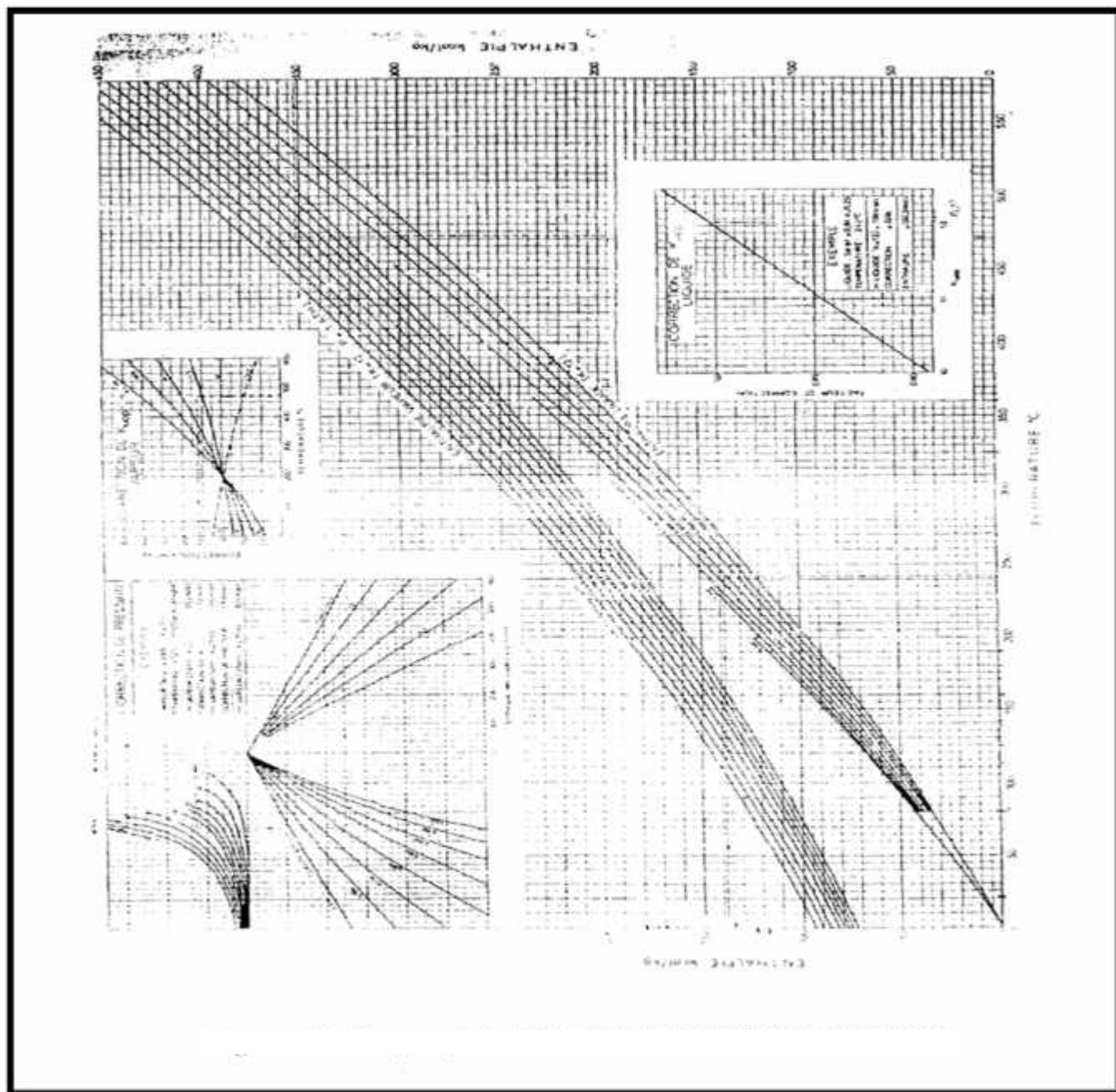


Figure IV : Abaque général d'enthalpie des fraction pétrolières

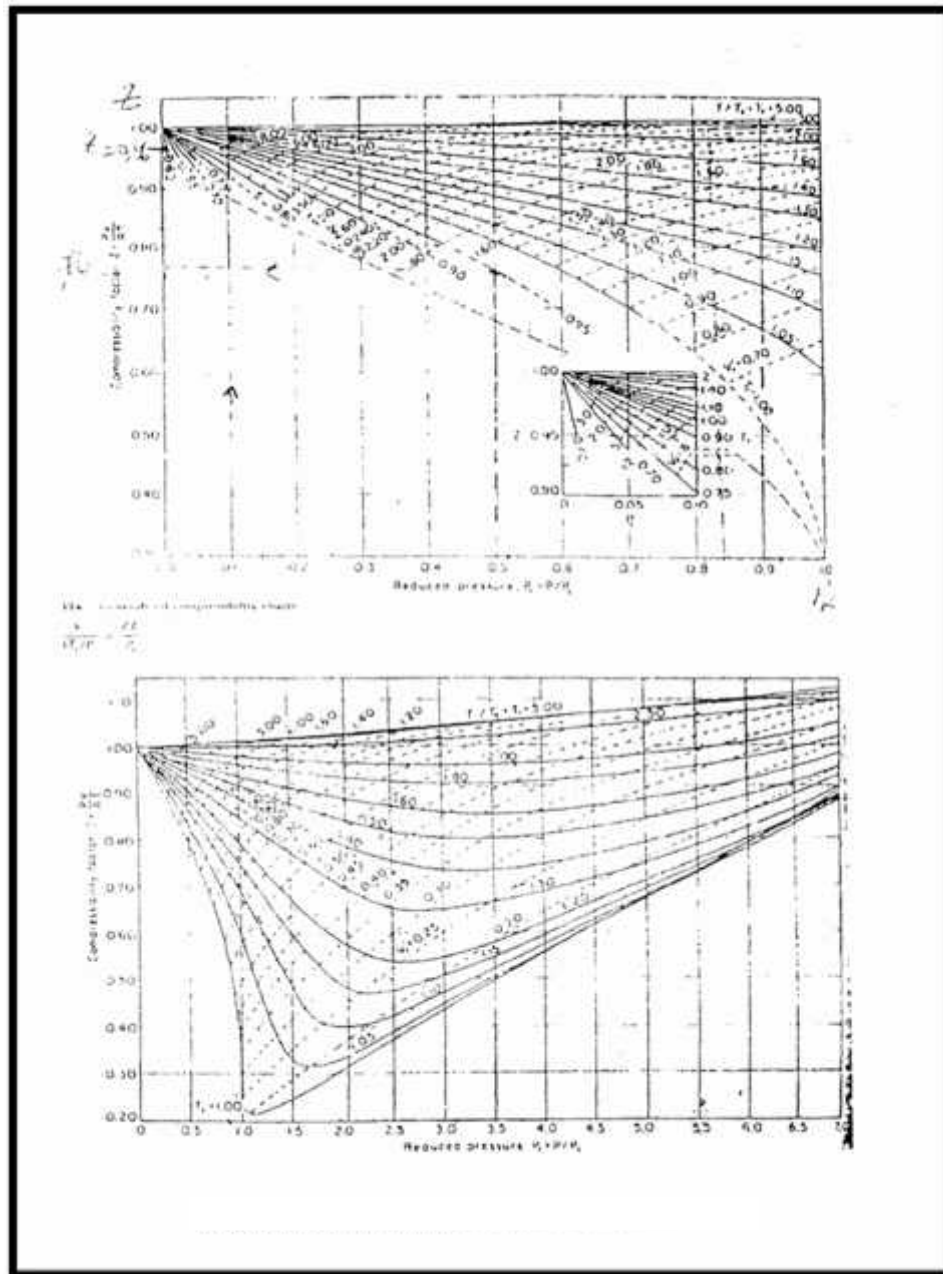


Figure VI : Determination du coefficient de compressibilité Z

Fraction n°	Temperature °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulé	Densité à 15 °C	% Volume	% Volumes cumulé	Indice de refraction à 20 °C	KUOP
Légers	<17,8	2,76	2,76	0,7816	1,12	3,82	-	-
1	17,8 - 65	3,07	5,83	0,8460	3,09	7,62	1,3760	12,79
2	65 - 70	0,54	6,37	0,6733	0,64	8,26	1,3882	12,60
3	70 - 75	0,94	7,31	0,6771	1,11	9,37	1,3902	12,50
4	75 - 80	1,44	8,75	0,6845	1,69	11,06	1,3950	12,52
5	80 - 85	2,17	10,92	0,7192	2,12	13,58	1,3977	12,47
6	85 - 90	2,45	13,07	0,6986	2,49	16,07	1,3984	12,52
7	90 - 95	0,33	13,40	0,7194	0,37	16,44	1,4093	12,08
8	95 - 100	0,23	13,73	0,7145	0,36	16,80	1,4120	12,05
9	100 - 105	0,46	14,19	0,7247	0,51	17,31	1,4122	12,10
10	105 - 110	1,04	15,23	0,7158	1,25	18,46	1,4128	12,13
11	110 - 115	1,69	16,92	0,7307	1,65	20,31	1,4159	12,11
12	115 - 120	1,03	17,95	0,7355	1,12	21,43	1,4196	12,08
13	120 - 125	1,66	19,61	0,7385	1,29	23,22	1,4200	12,08
14	125 - 130	1,03	20,64	0,7413	1,11	24,33	1,4227	12,08
15	130 - 135	1,22	21,86	0,7444	1,31	25,64	1,4230	12,08
16	135 - 140	1,28	23,14	0,7406	1,37	27,01	1,4258	12,07
17	140 - 145	2,56	25,70	0,7502	2,72	29,73	1,4268	12,09
18	145 - 150	0,29	25,99	0,7509	0,31	30,04	1,4312	12,00
19	150 - 155	0,46	26,45	0,7653	0,46	30,52	1,4350	11,95
20	155 - 160	0,58	27,03	0,7678	0,61	31,13	1,4362	11,95
21	160 - 165	1,38	28,41	0,7689	1,44	32,57	1,4369	11,98
22	165 - 170	1,85	30,26	0,7721	1,91	34,50	1,4380	11,98
23	170 - 175	1,78	32,04	0,7755	1,94	36,34	1,4398	11,97
24	175 - 180	0,75	32,79	0,7783	0,77	37,11	1,4411	11,97
25	180 - 185	0,79	33,58	0,7800	0,81	37,92	1,4428	11,99

Tableau I : Distillation TBP de brut de la raffinerie d'arziw

	a	b . 10 <sup>3</sup>	c . 10 <sup>4</sup>	d . 10 <sup>4</sup>	INTERVALLE DE TEMPERATURE
Méthane	4,75	1,2	0,303	- 2,63	273-1500°K
Ethane	1,11	4,124	- 1,51	1,74	
Propane	- 0,058	7,179	- 3,35	7,50	
n-Butane	0,945	8,073	- 4,38	8,33	
Isobutane	- 1,69	9,936	- 5,495	11,01	
n-Pentane	- 0,18	10,85	- 5,36	13,11	
Isopentane	- 2,273	12,434	- 7,097	15,86	
Néopentane	- 3,865	13,305	- 8,018	18,83	
n-Hexane	1,657	13,19	- 6,844	13,78	
Ethylène	0,944	3,735	- 1,952	4,12	
Propylène	- 0,153	5,691	- 2,91	5,88	
1-Butène	0,24	8,65	- 5,11	12,07	
Isobutène	1,65	7,702	- 3,981	8,02	
Butène-2	- 1,778	8,078	- 4,074	7,89	
Butène-2-trans	2,34	7,72	- 3,51	6,07	
Cyclopropane	- 1,441	8,303	- 5,577	15,6	
Cyclopentane	- 12,957	15,087	- 7,147	16,1	
Méthylcyclopentane	- 12,114	15,38	- 8,915	20,03	
Cyclohexane	- 15,935	16,454	- 9,203	19,27	
Méthylcyclohexane	- 15,07	18,972	- 10,989	24,09	
Benzène	- 8,65	11,578	- 7,54	18,51	
Toluène	- 8,213	13,157	- 6,33	15,2	
Ethylbenzène	- 8,388	15,935	- 10,003	23,95	
Styrène	- 0,998	14,354	- 9,15	22,03	
Cumène	- 0,5	18,683	- 11,391	28,6	
o-Xylène	- 3,785	14,251	- 8,004	18,6	
m-Xylène	- 6,533	14,905	- 8,831	20,05	
p-Xylène	- 5,734	14,22	- 7,984	17,03	
Acétylène	5,21	2,2008	- 1,559	4,349	
Méthylacétylène	4,31	4,073	- 2,192	4,713	
Diméthylacétylène	1,1	5,811	- 2,71	4,974	
Propadiène	2,23	4,693	- 2,781	6,484	
Éthynol-1-2	- 1,79	8,35	- 5,582	14,24	
Isoprène	- 0,44	10,116	- 6,762	16,00	

	a	b . 10 <sup>3</sup>	c . 10 <sup>4</sup>	d . 10 <sup>4</sup>	INTERVALLE DE TEMPERATURE
Azote	6,903	- 3,753	19,3	- 6,861	273-1800°K
Oxygène	6,085	36,31	- 17,39	3,133	273-1800°K
Air	6,713	4,697	11,47	- 4,656	273-1800°K
Hydrogène	6,852	- 4,576	9,563	- 2,079	273-1800°K
Oxyde de carbone	5,725	4,001	12,73	- 5,077	273-1800°K
Ox. carbonique	6,316	142,85	- 93,82	17,84	273-1000°K
Vapeur d'eau	7,7	4,594	25,21	- 8,587	273-1800°K
Soufre biomoléculaire S <sub>2</sub>	2,109	52,98	- 38,88	9,52	273-1800°K
Anhydride sulfurique SO <sub>2</sub>	8,171	109,4	- 61,01	20,57	273-1800°K
Anhydride sulfurique SO <sub>3</sub>	3,918	348,3	- 247,5	77,44	273-1500°K
H <sub>2</sub> O	7,07	31,28	- 13,64	- 7,867	273-1800°K
Sulfure de carbone	7,29	148,9	- 109,8	27,7	273-1800°K
Désulfure de carbone	6,212	153,5	- 105,8	25,6	273-1000°K
Fluor	6,115	58,54	- 41,06	9,757	273-2000°K
Chlore	6,074	57,095	- 51,07	115,17	273-1500°K
Brome	3,51	24,62	- 21,17	6,406	273-1500°K
Iode	6,566	13,139	- 0,686	3,125	273-1800°K
HF	7,201	- 13,78	15,76	- 3,76	273-2000°K
HCl	7,244	- 18,2	31,7	- 10,36	273-1500°K
HBr	7,169	- 16,04	33,14	- 11,61	273-1500°K
HI	6,702	4,546	12,16	- 4,813	273-1900°K
NO	6,461	23,58	- 7,705	0,8729	
N <sub>2</sub> O	5,758	140,04	- 85,08	25,26	
NO <sub>2</sub>	5,48	136,5	- 84,1	18,8	
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	7,9	446	- 271	0	
Carbone	9,82	148,58	- 65,71		273-1500°K
Acide cyanhydrique	6,34	93,75	- 26,11		273-1000°K

Tableau II : chaleur spécifique à pression constante

$$C_p = a + bT + cT^2 + dt^2 \quad (\text{cal/mol} \cdot ^\circ\text{K})$$


		MANUEL DE PROGRAMATION CARBURANTS MELANGE DES ESSENCES COMPOSITION DES MELANGES								Rev: 1	
		RESEARCH BLENDING NUMBERS (RBN)								Date: mars 82	
Nombre octane Research		Dixièmes d'un nombre d'octane									
		0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
41	47.2	47.3	47.3	47.3	47.3	47.4	47.4	47.4	47.4	47.5	
42	47.5	47.5	47.6	47.6	47.6	47.6	47.7	47.7	47.7	47.5	
43	47.8	47.8	47.8	47.8	47.9	47.9	47.9	48.0	48.0	48.0	
44	48.0	48.1	48.1	48.1	48.1	48.2	48.2	48.2	48.2	48.3	
45	48.3	48.3	48.3	48.4	48.4	48.4	48.4	48.5	48.5	48.5	
46	48.6	48.6	48.6	48.6	48.7	48.7	48.7	48.7	48.8	48.8	
47	48.8	48.9	48.9	48.9	48.9	49.0	49.0	49.0	49.0	49.1	
48	49.1	49.1	49.1	49.2	49.2	49.2	49.2	49.3	49.3	49.3	
49	49.3	49.4	49.4	49.4	49.4	49.5	49.5	49.5	49.6	49.6	
50	49.6	49.6	49.7	49.7	49.7	49.7	49.8	49.8	49.8	49.8	
51	49.9	49.9	49.9	49.9	50.0	50.0	50.0	50.0	50.0	50.1	
52	50.1	50.1	50.1	50.2	50.2	50.2	50.2	50.3	50.3	50.3	
53	50.3	50.4	50.4	50.4	50.4	50.5	50.5	50.5	50.5	50.5	
54	50.6	50.6	50.6	50.6	50.7	50.7	50.7	50.7	50.8	50.8	
55	50.8	50.8	50.9	50.9	50.9	50.9	50.9	51.0	51.0	51.0	
56	51.1	51.1	51.1	51.1	51.1	51.2	51.2	51.2	51.2	51.3	
57	51.3	51.3	51.3	51.3	51.4	51.4	51.4	51.4	51.5	51.5	
58	51.5	51.5	51.6	51.6	51.6	51.6	51.7	51.7	51.7	51.7	
59	51.7	51.8	51.8	51.8	51.8	51.8	51.9	51.9	51.9	51.9	
60	52.0	52.0	52.0	52.0	52.0	52.1	52.1	52.1	52.1	52.1	
61	52.2	52.2	52.2	52.2	52.3	52.3	52.3	52.3	52.4	52.4	
62	52.4	52.4	52.4	52.5	52.5	52.5	52.5	52.6	52.6	52.6	
63	52.6	52.7	52.7	52.7	52.7	52.8	52.8	52.8	52.8	52.9	
64	52.9	52.9	52.9	52.9	53.0	53.0	53.0	53.0	53.1	53.1	
65	53.1	53.1	53.1	53.2	53.2	53.2	53.3	53.3	53.3	53.3	
66	53.3	53.4	53.4	53.4	53.4	53.5	53.5	53.5	53.6	53.6	
67	53.6	53.6	53.7	53.7	53.7	53.7	53.8	53.8	53.8	53.8	
68	53.9	53.9	53.9	53.9	54.0	54.0	54.0	54.0	54.1	54.1	
69	54.1	54.1	54.2	54.2	54.2	54.2	54.4	54.3	54.3	54.3	
70	54.4	54.4	54.4	54.5	54.5	54.5	54.6	54.6	54.6	54.6	
71	54.7	54.7	54.7	54.8	54.8	54.8	54.8	54.9	54.9	54.9	
72	55.0	55.0	55.5	55.0	55.1	55.1	55.1	55.1	55.2	55.2	
73	55.2	55.3	55.3	55.3	55.3	55.4	55.4	55.4	55.5	55.5	
74	55.5	55.6	55.6	55.6	55.7	55.7	55.7	55.8	55.8	55.8	
75	55.9	55.9	55.9	55.9	56.0	56.0	56.0	56.1	56.1	56.1	
76	56.1	56.2	56.2	56.2	56.3	56.3	56.3	56.4	56.4	56.5	
77	56.5	56.5	56.6	56.6	56.6	56.7	56.7	56.7	56.8	56.8	
78	56.8	56.9	56.9	56.9	57.0	57.0	57.0	57.1	57.1	57.1	
79	57.2	57.2	57.2	57.3	57.3	57.3	57.4	57.4	57.5	57.5	
80	57.5	57.6	57.6	57.6	57.7	57.7	57.8	57.8	57.8	57.9	

Tableau VII


		MANUEL DE PROGRAMATION								
		CARBURANTS MELANGE DES ESSENCES COMPOSITION DES MELANGES								
		RESEARCH BLENDING NUMBERS (RBN)								
nombre octane research	Dixièmes d'un nombre d'octane									
	0.0	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
81	57.9	57.9	58.0	58.0	58.1	58.1	58.1	58.2	58.2	58.3
82	58.3	58.3	58.4	58.4	58.5	58.5	58.5	58.6	58.6	58.7
83	58.7	58.7	58.8	58.8	58.9	58.9	59.0	59.0	59.0	59.1
84	59.1	59.2	59.2	59.3	59.3	59.4	59.4	59.5	59.5	59.5
85	59.6	59.6	59.7	59.7	59.8	59.8	59.9	59.9	60.0	60.0
86	60.0	60.1	60.1	60.2	60.2	60.3	60.3	60.4	60.4	60.5
87	60.5	60.6	60.6	60.7	60.7	60.8	60.8	60.9	60.9	61.0
88	61.0	61.1	61.1	61.2	61.2	61.3	61.3	61.4	61.4	61.5
89	61.5	61.6	61.6	61.7	61.7	61.8	61.8	61.9	62.0	62.0
90	62.1	62.2	62.2	62.3	62.4	62.4	62.5	62.5	62.6	62.6
91	62.7	62.7	62.8	62.9	62.9	63.0	63.0	63.1	63.1	63.2
92	63.3	63.3	63.4	63.5	63.5	63.6	63.7	63.7	63.8	63.9
93	63.9	64.0	64.1	64.2	64.3	64.3	64.4	64.5	64.6	64.6
94	64.7	64.8	64.9	65.0	65.0	65.1	65.2	65.3	65.4	65.5
95	65.5	65.6	65.7	65.8	65.9	66.0	66.0	66.1	66.2	66.3
96	66.4	66.5	66.6	66.7	66.8	66.9	66.0	67.1	67.2	67.3
97	67.4	67.5	67.6	66.7	67.8	67.9	68.0	68.1	68.2	68.3
98	68.4	68.5	68.8	66.7	68.8	68.9	69.0	69.1	69.2	69.3
99	69.5	69.6	69.7	69.8	69.9	70.0	70.1	70.2	70.4	70.5
100	70.6	70.6	70.6	70.7	70.8	70.9	71.0	71.1	71.1	71.2
101	71.2	71.4	71.4	71.5	71.6	71.6	71.7	71.7	71.8	71.9
102	71.9	72.0	72.1	72.2	72.2	72.3	72.4	72.5	72.5	72.6
103	72.7	72.8	72.8	72.9	73.0	73.1	73.2	73.2	73.3	73.4
104	73.5	73.6	73.7	73.7	73.8	73.9	74.0	74.1	74.2	74.3
105	74.4	74.5	74.6	74.6	74.7	74.8	74.9	75.0	75.0	75.1
106	75.2	75.3	75.3	75.4	75.4	75.5	75.6	75.7	75.7	75.8
107	75.9	75.9	76.0	76.0	76.1	76.1	76.2	76.3	76.3	76.4
108	76.4	76.5	76.5	76.6	76.7	76.7	76.3	76.8	76.9	76.9
109	77.0	77.0	77.1	77.2	77.2	77.3	77.3	77.4	77.4	77.5
110	77.5	77.6	77.6	77.7	77.7	77.8	77.8	77.9	77.9	77.9
111	78.0	78.1	78.1	78.2	78.2	78.2	78.3	78.4	78.4	78.5
112	78.5	78.6	78.6	78.6	78.7	78.8	78.8	78.9	78.9	79.0
113	79.0	79.0	79.1	79.1	79.2	79.2	79.3	79.3	79.4	79.4
114	79.5	79.6	79.6	79.7	79.7	79.8	79.8	79.9	80.0	80.0
115	80.1	80.1	80.2	80.3	80.3	80.4	-	-	-	-
116	80.8	-	-	-	-	-	-	-	-	-
117	81.7	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tableau:



---

---

								11.9
								8
								11.9
								2
								11.9
								7
								11.9
								7
								11.9
								9

**Tableau I : Distillation TBP du brut de la raffinerie d'Arzew**

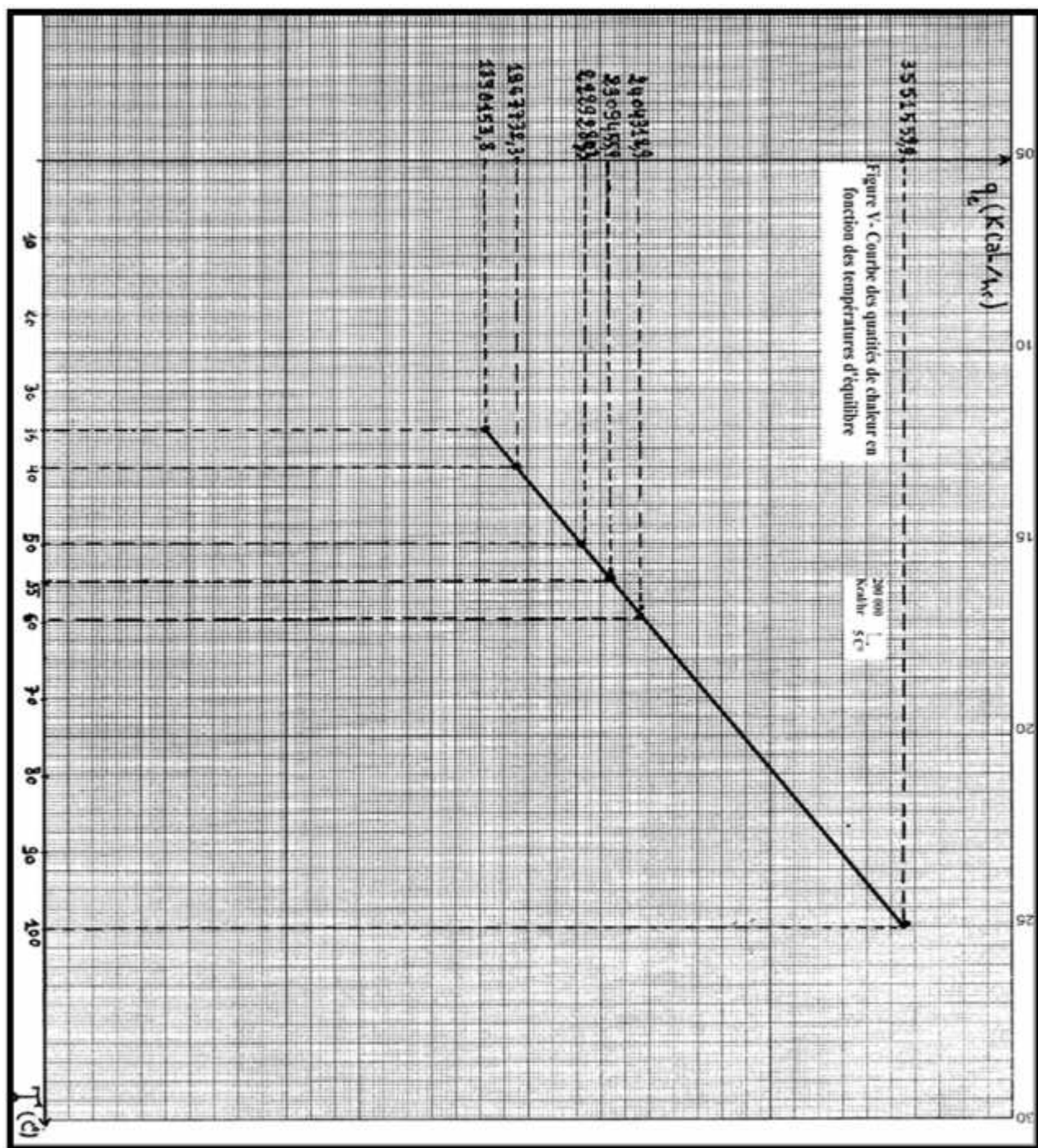


Figure V

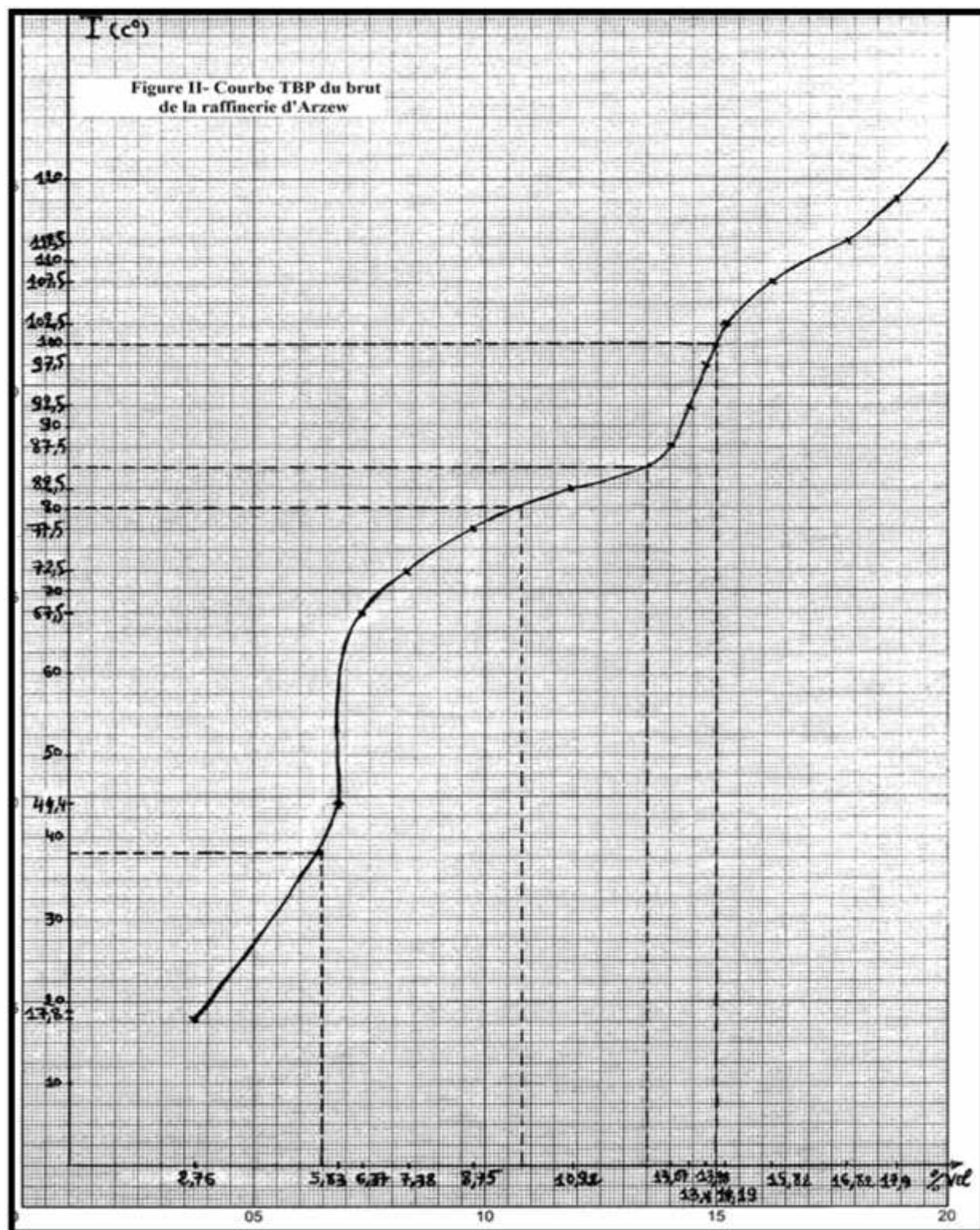


Figure II

## Résumé:

Devient l'utilisation de l'essence dans la vie quotidienne de l'homme est nécessaire, surtout dans les moteurs tels usages est nécessaire pour causer de la pollution de l'océan, selon la qualité et la quantité de ce dernier , maintenir l'homme de l'océan vise à améliorer la qualité de l'essence en augmentant l'indice d'octane de l'essence pour cela on utilisant le procédé d'isomérisation impliquant l'essence légère ( $C_5$  et  $C_6$ ).

Notre étude consiste un travail sur le procédé d'isomérisation catalytique pour but d'amélioré l'indice d'octane de l'essence, cette amélioration fait par une transformation de nparaffine en iso-paraffine.

Nous avons dimensionné seulement les équipements principaux de notre unité qui sont (deux réacteurs catalytiques à lit fixe et deux échangeurs de chaleur à contre-courant).

**MOTS-CLES: PARAFFINE, INDICE D'OCTANE, ECHANGEUR, RAFFINERIE, RÉACTEUR.**

:

أصبح استعمال الوقود في الحياة اليومية للإنسان ضروريا خاصة في محركات المركبات هذا الاستعمال يسبب تلوث المحيط حسب نوعية وكمية هذا الأخير وللمحافظة على المحيط يسعى الإنسان إلى تحسين نوعية الوقود بزيادة مؤشر الاوكتان الوقود باستعمال طريقة المماكية الخاصة بالوقود الخفيف ( $C_5$  .  $C_6$ ).

في عملنا هذا وضحنا طريقة عمل المماكية من اجل هدف تحسين الانديز دوكتان الوقود . هذا التحسين يتم بتحويل البارافين العادي إلى ازو- بارافين.

نحن فقط قمنا بدراسة الأجهزة الأساسية لهذه الوحدة التي هي ( مفاعلين و محولين للحرارة ).

الكلمات المفتاحية : البارافين ، الانديز دوكتان ، ، ، .