



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur
et de la Recherche Scientifique



Université Echahid Hamma Lakhdar-El Oued
Faculté de la Technologie

Mémoire de Fin d'Etude
En vue de l'obtention du diplôme de
MASTER ACADEMIQUE

Domaine: Sciences et Technologies
Filière: Industrie pétrochimique
Spécialité: Raffinage et Pétrochimie

Présenté par:
AZZOUZ Abbes
MEHELLOU Khadidja
RAMDANI Soumaia

Thème

**Conception d'une unité d'isomérisation de
l'essence légère à la raffinerie d'Arzew pour la
production d'essence sans plomb**

Soutenu le: 27/05/2017

Devant le Jury:

Président:	ROUAHNA Nouredine	M.A.A	Université d'El Oued
Examineur:	BOUGHEZAL Abdelsalam	M.A.A	Université d'El Oued
Directeur de mémoire:	GUERRAM Abdelmadjid	M.A.A	Université d'El Oued

2016/2017

Remerciements

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

Merci au personnel administratif de l'employé le plus petit à leur gestionnaire.

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

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail :

*À mon père et ma mère, pour leur amour inconditionnel
et leurs encouragements incessants*

*À mes frères et sœurs : Fatiha, Messaoud, Salima, Leila,
Karima, Messaouda, Kamel; Djamila, Haroune, Et Ines*

Et à tous mes proches de près et de loin

*À mes trinômes: Abbas et Soumaia pour tous les efforts
qu'ils ont fournis pour ce travail*

*À mon cher professeur: GURRAM pour son aide et
soutien continus*

*À Mes amies : Yamina, Dalila, Nesrine
Et mon collègue de travail BAYAT Ammar*

Et spécial : M K

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail :

*À mon père et ma mère, pour leur amour inconditionnel
et leurs encouragements incessants*

À mes frères et sœurs Farse, Ritage, Darine, Nihde

Et à tous mes proches de près et de loin

*À mes trinômes: Khadidja et Soumaia pour tous les
efforts qu'ils ont fournis pour ce travail*

*À mon cher professeur: GURRAM pour son aide et
soutien continus*

Merci à mon ami et l'a remercié pour ses efforts:

Said ,Brahim,Mahmoud,Asyda,Abdrhmane,Taiabe,Amine

Nouri, Walide 1/2, Chaouki, Toufik, Bilkasme, Kadidja,

Spécial R-T

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail :

*À mon père et ma mère, pour leur amour inconditionnel
et leurs encouragements incessants*

*À mes frères et sœurs : Aziza, Chouaib Allah yarhmou ,
Djafar, Nacira, Hichem , Hanaa et Fatma*

Et à tous mes proches de près et de loin

*À mes trinômes: Abbas et Khadidja pour tous les efforts
qu'ils ont fournis pour ce travail*

*À mon cher professeur: GURRAM pour son aide et
soutien continus*

À Mes amies : Djihad ,Saida , Nasayem et Soumia

*Aux enfants de mes amies : Aljabri Ahmed ,Alfares
Mohammed ;Alfares Yazen ;Boudjabi Azz Eddine*

À Mohamed Ali AMRI

Liste des figures :

Numéro de tableau	Titre des figures	La page
Figure -I.1	<i>Lacartegéographiquedelaraffineried'ArzewRAI/Z</i>	14
Figure-II.1	<i>Principe du procédé d'isomérisation.</i>	16
Figure – II.2	<i>Répartition thermodynamique en phase vapeur des isomères de C₅ et C₆ en fonction de la Température</i>	20
Figure -II.3	<i>Schéma de procédé de l'isomérisation sur catalyseur Pt/Al₂O₃</i>	23
Figure -II.4	<i>Schéma de procédé pour l'isomérisation sur catalyseur Zéolithique</i>	25
Figure –II.5	<i>Isoméristion avec le maximum de recyclage des effluents</i>	30
Figure -II.6	<i>Schéma de principe du procédé (TIP) d'isomérisation</i>	29
Figure -II.7	<i>Isoméristion avec le maximum de recyclage des effluents</i>	30
Figure -III.1	<i>Schéma de principe du procédé UOP. PENEX</i>	36
Figure -III.2	<i>Schéma descriptif d'une unité d'isomérisation</i>	38

Liste des tableaux :

Numéro de tableau	Titre des tableaux	La page
Tableau -I.1	<i>Spécifications des essences plombées sur le marché intérieur</i>	6
Tableau -I.2	<i>Capacités annuelles de production des différentes unités</i>	12
Tableau-II.1	<i>Réactions au premier réacteur</i>	15
Tableau-II.2	<i>Réactions au deuxième réacteur</i>	15
Tableau-II.3	<i>Conditions opératoires du procédé d'isomérisation selon le type de catalyseur</i>	17
Tableau -II. 4	<i>Indice d'octane des hydrocarbures purs</i>	19
Tableau -II.5	<i>Les performances typiques obtenues avec le catalyseur Pt/alumine et le catalyseur zéolithique</i>	24
Tableau -II.6	<i>Procédé TIP charge et effluent (%massique)</i>	27
Tableau -II.7	<i>Octane de l'isomérisation obtenu par les procédés (IFP)</i>	27
Tableau -II.8	<i>Octane de l'isomérisation obtenue par les procédés (UOP)</i>	28
Tableau -IV.1	<i>Les différentes constituants de la charge</i>	40
Tableau -IV.2	<i>Distillation ASTM du LSRN</i>	41
Tableau -IV.3	<i>Composition du gaz circulant</i>	42
Tableau -IV.4	<i>Caractéristiques principes de l'isomérisat</i>	43
Tableau -IV.5	<i>La nouvelle formulation de l'essence normale sans plomb à la raffinerie d'Arzew</i>	45
Tableau -IV.6	<i>La nouvelle formulation de l'essence super sans plomb à la raffinerie d'Arzew</i>	45
Tableau -IV.7	<i>Formulation des essences</i>	46
Tableau V-1	<i>Bilan matière du réacteur d'après (UOP)</i>	47
Tableau V-2	<i>Les réactions au premier réacteur</i>	48
Tableau V-3	<i>Les réactions au deuxième réacteur</i>	48
Tableau V-4	<i>Composition du gaz à l'entrée et sortie du premier réacteur</i>	50
Tableau V-5	<i>Recapitulative des résultats.</i>	55
Tableau V-6	<i>Quantité de chaleur en fonction de température d'équilibre</i>	56
Tableau V-7	<i>Récapitulatif des résultats de l'échangeur 12XE1</i>	61
Tableau V-8	<i>Récapitulatif des résultats de l'échangeur 12XE2</i>	62

Liste des Abréviations

AFNOR : Association Française de Normalisation.

ASTM: Américaine Society for Testing and Material.

BRI : Brut Réduit Importé.

BTS : Bas teneur de soufre.

CFR : Cooperative fuel research

D : Densité.

DAO: Distillation très visqueux.

DIH: Diohexaseur.

GPL : Gaz pétrole liquifié.

HGO : Heavy Gas Oil.

HSRN : Heavy Strught Run Naphta.

HTS : Haut teneur de soufre.

IPA : Institut Pétrochimie Américaine.

LGO : Light Gas Oil.

LNHT : Hydrotraitement.

LSRN : Light Strught Run Naphta.

MMt : Methyl cyclopentadienyle manganèse tricarbonyl. $C_9H_7MnO_3$.

MON : Motor Number Octane.

MTBE : méthyle-tertiobutyle éther $CH_3OC(CH_3)_3$.

NA : Norme Algérienne

NF : Norme Française.

NO : Octane Number.

PF : Point finale.

PI : Point initial.

PP : Planing et Programme.

PTE :Tetra-ethyle du plomb .

PTM :le tétra méthyle de plomb.

RBN : Recherche Blending Number.

RON : Recherche Octane Number.

RSV : Résidu Sous vide.

SPO : Spindle Oil.

TVR : Tension de Vapeur Reid

SOMMAIRE

Introduction générale.....	1
----------------------------	---

PARTIE THEORIQUE :

Chapitre I : Généralités sur les énergies

I-1 Introduction.....	2
I-2 Définition de l'essence.....	2
I-3 Les types d'essences.....	2
I-4 Les principales caractéristiques des essences pour automobiles.....	3
I-4-1 Propriétés des essences.....	3
I-4-1-1 Propriétés physiques	3
I-4-1-2 Propriétés thermiques.....	4
I-5 Formule caractéristique de l'essence en Algérie.....	6
I-6 Procédés d'obtention des essences.....	6
I-7 Le complexe de la raffinerie d'Arzew.....	10

Chapitre II : l'isomérisation des paraffines

II-1 Introduction.....	13
II-2 Historique.....	13
II-3 Isomérisation des paraffines	13
II-3-1 But	14
II-3-2 Thermodynamique de la réaction	15
II-3-3 Les catalyseurs.....	16
II-3-4 Condition opératoire.....	17
II-3-5 Mécanisme de la réaction.....	21
II-3-6 Aspect cinétique	21
II-4 Les charges.....	22
II-5 Les procédés d'isomérisation mettant en œuvre le catalyseur Pt/alumine chlorée.....	22
II-6 Procédés mettant en œuvre le catalyseur Pt/zéolithe.....	24
II-7 Procédés d'isomérisation avec recyclage.....	26
II-8 Les différents procédés d'isomérisation.....	31

CHAPITRE III : Procédé UOP/ PENEX

III-1 Le procédé d'isomérisation choisi.....	33
III-2 Description du procédé UOP/ PENEX.....	33
III-3 Fonctionnement de l'unité UOP/PENEX.....	33
III-4 Catalyseur utilisés dans le procédé UOP/PENEX.....	34
III-5 Les avantages du procédé PENEX.....	34
III-6 Le choix du procédé UOP/PENEX.....	35
III-7 Présentation du problème.....	36
III-8 Schéma de l'unité d'isomérisation.....	37
III-8-1 Description du schéma technologique de l'unité.....	37
III-8-2 Provenance de la charge.....	38

PARTIE CALCUL

CHAPITRE IV : Préparation des données de base

IV-1 Préparation des données de base.....	39
IV- 2 Détermination de la quantité de charge a traite avec un taux de charge de 130%.....	39
IV- 2-1 Caractéristiques de la charge (LSRN).....	40
IV- 2-2 Calcul de la masse molaire de la charge.....	41
IV-2-3 Calcul de la quantité d'hydrogène nécessaire à l'unité d'isomérisation.....	41
IV- 2-4 Caractéristique de l'isomérat	43
IV- 3 Calcul de la quantité de catalyseur nécessaire pour le procède UOP/ PENEX.....	43
IV- 4 Besoins en utilités.....	43
IV-4-1 Calcul des mélanges d'essences.....	44
IV- 5 Détermination de la composition d'une essence sans plomb à base d'isomérat.....	44
IV- 5-1 Les gains qu'apport ce projet.....	45

Chapitre V : calcule des équipements

V-1 Introduction.....	47
V-2 Dimensionnement du réacteur	47
V-2-1 Bilan matière du réacteur	47
V-2-2 Bilan thermique de chaque réacteur	48
V-2-2-1 La premier réacteur.....	48
V-2-2-2 Deuxième réacteur	51
V-3 La géométrie du réacteur.....	52
A. Calcul du volume total du mélange (charge + gaz de recyclage)	52
B.Calcul de la vitesse linéaire admissible (W)	53
C.La surface utile du réacteur	54
D.La hauteur du catalyseur	54
V-4 Dimensionnement des échangeurs de chaleur	55

V-4-1 Calcul d'Echangeur 12XE1	57
A. La quantité de chaleur cédée par le fluide chaud	57
B. La quantité de chaleur à la sortie de l'échangeur 12XE1	57
C. Détermination de la surface d'échange	57
D. Nombre de passe côté calandre « n_c »	58
V-4-2 Choix de l'appareil.....	58
A. Calcul de la surface d'échange A	58
B. Détermination de la surface d'échange d'un tube	58
C. Le nombre de tube par calandre (N_T)	58
D. Vérification de la surface d'échange	59
V-4-3 Calcul de l'échangeur 12XE2	59
V-4-3-1 Caractéristique de l'échangeur 12XE1	61
V-4-3-2 Caractéristique de l'échangeur 12XE2	62

Conclusion générale.....	63
---------------------------------	-----------

Bibliographie

Annexes

Résumé

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.

La Raffinerie d'Arzew traite actuellement 115% = (244375 t/an)BPSD de pétrole brut dans l'unité de distillation atmosphérique et prévoit atteindre 130% (276250t/an)BPSD ,toute en respectant la qualité exigée conformément aux normes internationales .Ce projet consistait en:

- L'augmentation de capacité de topping et gaz-plant.
- L'acquisition de la nouvelle unité d'isomérisation pour la production des essences sans plomb(Unité12).

Notre travail a pour objectif de concevoir une unité d'isomérisation des paraffines C₅ et C₆ pour remplacer le plomb. Et pour mener à bien ce travail, nous avons structuré notre mémoire en cinq parties :

- Généralité sur les énergies.
- L'isomérisation des paraffines.
- Procédé de UOP/PENEX.
- Préparation des données de base.
- Calcul de certains équipements qui sont deux échangeurs de chaleur ,et deux réacteurs catalytiques.

Chapitre : I

Généralités sur les énergies

I-1 Introduction

L'essence est le carburant le plus vendu dans le monde. Il se compose de fractions légères tirées de la distillation du brut à des températures (35°C à 180°C). La plus grande part de ces fractions subira encore d'autres traitements, puis seront mélangées pour donner de l'essence pour moteur. À partir de ce distillat, on produit également de l'essence pour avions (carburant d'un indice d'octane particulièrement élevé pour avions légers), ainsi que des essences spéciales pour l'industrie chimique.

Pour utiliser l'essence comme carburant, ces fractions de la distillation subiront encore divers traitements d'amélioration de qualité. Dans la chambre de combustion du moteur, le mélange air-essence est soumis à une forte compression et à l'auto-allumage.

Les essences alimentent les moteurs d'automobile à allumage commandé par étincelle dits, de façon impropre, à explosion. À cette catégorie se rattachent le GPL et des produits à usage spécial, qui alimentent les motocycles, les avions munis de moteur à piston et les voitures de compétition.

Les essences sont utilisées en quantité massive dans le monde entier, avec des consommations annuelles de l'ordre de 385 millions de tonnes (Mt) aux États-Unis, 113 Mt en Europe dont 12 Mt en France.

Les États-Unis consomment deux fois plus d'essence en masse que de gazole. En revanche, en France, où les véhicules Diesel sont très largement diffusés, la situation est complètement inversée puisque la consommation de gazole est supérieure à 30 Mt et le rapport essence/gazole est maintenant inférieur à 0,40. [1]

I-2 Définition de l'essence

L'essence est un liquide inflammable, issu de la distillation du pétrole, utilisé comme carburant dans les moteurs à combustion interne. C'est un mélange d'hydrocarbures, auxquels peuvent être ajoutés des additifs. On y trouve en moyenne :

20% à 30% d'alcane, hydrocarbure saturé de formule $C_n H_{2n+2}$.

5% de cycloalcane, hydrocarbure saturé cyclique.

30% à 45% d'alcène, hydrocarbure insaturé.

30% à 45% d'hydrocarbure aromatique, de la famille du benzène.

I-3 Les types d'essences

Les différents types d'essences présentent généralement des caractéristiques physiques proches les unes des autres, mais diffèrent par leur composition chimique et leur teneur en additifs.

Les différents types d'essences présentent sur le marché international sont:

- **L'essence ordinaire:** dont le RON ne dépasse pas 93-94, ne se vend pratiquement qu'en Allemagne et dans les pays sous-développés.
- **Le supercarburant classique:** caractérisé par des valeurs minimales de RON et de MON, respectivement de 97 et 86. Il contient de faibles quantités d'alkyles de plomb (0.15g/l), ce qui permet d'atteindre commodément et à coût les valeurs requises d'indices d'octane.
- **Les sans plomb:** apparus en 1985 en Europe, les sans plomb sont depuis l'essence de référence. Il est obligatoire pour les véhicules essence équipés d'un pot catalytique. À l'inverse, il n'est pas nécessaire d'avoir un véhicule catalysé pour utiliser une essence sans plomb. Désormais, l'addition de plomb dans les essences est interdite en vue de réduire la pollution et pour permettre un fonctionnement satisfaisant des pots catalytiques.[2]

I-4 Les principales caractéristiques des essences pour automobiles

I-4-1 Propriétés des essences

Le supercarburant et l'essence ordinaire présentent des propriétés physiques très voisines, imposées par le mode d'alimentation et les conditions d'utilisation du moteur à allumage commandé. Les deux types de produits diffèrent cependant par leurs constitutions chimiques et leurs comportements au cours du processus de combustion.

I-4-1-1 Propriétés physiques

La densité, la courbe de distillation et la pression de vapeur constituent les caractéristiques physiques du carburant les plus importantes pour obtenir en toute circonstance un fonctionnement satisfaisant du véhicule.

a)- Densité

Un moyen utile d'identification d'un carburant, est le rapport d'un volume d'essence à 15°C sur la masse du même volume d'eau à 4°C, cette propriété est capitale pour la détermination des quantités en raffinerie.[3]

b)- La masse volumique:

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/cm³) mesurée à l'aide d'un aréomètre. Elle varie avec la température suivant la relation:

$$\rho_t = \rho_{15} - k(t - 15)$$

ρ_t et ρ_{15} : masses volumiques 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.

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 d'un 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.

c)- Volatilité :

La volatilité des essences est une caractéristique importante pour la connaissance des performances des moteurs, ces derniers fonctionnent dans des conditions différentes et à des températures très variées, vu que l'essence est un mélange de plusieurs hydrocarbures avec chacun son point d'ébullition, sa tendance à se vaporiser est caractérisée par une série de températures auxquelles diverses fractions de cette essence ont été évaporées, ceci est connu sous le nom de distillation ASTM. Une autre caractéristique de vaporisation est la tension de vapeur Reid qui représente une pression exercée par la vapeur d'essence qui s'est vaporisée à une température de 100°F.

d)- Distillation ASTM D86 :

Elle s'effectue au laboratoire, permet de tracer l'évolution de la température en fonction de la fraction distillée.

Cette méthode qui représente la norme ASTM D86 a pour but de déterminer les températures de distillation par rapport aux volumes de produits distillés des produits pétroliers en général.

e)- Tension de vapeur Reid (TVR) ASTM D323

Cette caractéristique a une grande importance dans le comportement du carburant dans le moteur.

La tension de vapeur est la pression développée par les vapeurs des produits pétroliers. Cela sert à déterminer la pression qui peut dégager un carburant à température donnée. [4]

I-4-1-2 Propriétés thermiques :

a)- Chaleur de vaporisation :

La chaleur de vaporisation constitue théoriquement une caractéristique importante pour la préparation du mélange carburé. En fait, cette grandeur reste sensiblement constante pour tous les carburants classiques de l'ordre de 335 (J/g).

b)- Pouvoir calorifique :

Le pouvoir calorifique varie généralement peu pour l'ensemble des carburants classiques. Exprimé en volume, il est le plus souvent de 2 à 3% plus élevé pour le supercarburant que pour l'essence ordinaire. Les valeurs moyennes sont de l'ordre de 32500 kJ/l et 31700 kJ/l pour chacun des deux types de qualité respectivement.

A l'intérieur d'une même catégorie de produit, les écarts extrêmes de pouvoir calorifique volumique dépassent rarement 3%. [2]

c)- Propriétés chimiques :

Avant de décrire les propriétés chimiques, il est nécessaire de rappeler les différents mécanismes possibles de combustion dans les moteurs automobiles.

En fonctionnement normal, c'est-à-dire sans cliquetis, la combustion du mélange air-essence initiée par l'étincelle de la bougie, se propage en ondes concentriques avec une vitesse d'avance du front de flamme de l'ordre de quelques mètres par seconde.

d)- Cliquetis :

On détermine la qualité de combustion du carburant et ses conditions optimales d'utilisation par son aptitude à résister aux dépressions élevées. Or, il existe une limite supérieure à cet accroissement, limite au-delà de laquelle le rendement décroît avec apparition d'un bruit de cognement métallique, appelé cliquetis. Sans rentrer dans les détails de combustion du moteur automobile utilisé précédemment, ils s'agit dans ce cas, des gaz non brûlés dans les conditions de température et de pression élevées favorisant la formation de composés instables qui se décomposent brutalement, provoquant une explosion ou une détonation, caractérisée par une très grande vitesse de propagation de l'onde qui heurte la culasse et le piston, avec la force et le bruit d'un coup de marteau.

e)- Indice d'octane (NO) ASTM D2699 :

Nombre d'octane (ou indice d'octane) est la caractéristique essentielle des carburants utilisés dans les moteurs à allumage commandé, elle détermine les qualités de combustion du carburant et ses conditions optimales d'utilisation, elle est mesurée dans un moteur de référence proposé dès 1930 par le coopératifuel Research aux Etats-Unis et connus sous le nom de moteur CFR.

Les carburants commerciaux étant composés par un mélange d'un grand nombre d'hydrocarbures, ceux-ci réagissent différemment aux paramètres influençant la détonation, à savoir, pression et température.

Il ne sert donc qu'à être qu'une valeur scientifique résultant d'une compression de référence. Les carburants de référence sont le normal heptane (n-heptane), qui est très

détonant, et l'iso-octane qui l'est très peu. Par convention, l'isooctane est coté à une valeur de 100, et l'heptane à 0.

« Un carburant à un nombre d'octane égale à X si, dans le moteur CFR, il se comporte comme un mélange de X partie en volume d'isooctane et $(100-X)$ de n-heptane ».

L'indice d'octane est une valeur empirique reflétant les propriétés anti-détonantes des carburants automobiles. Ainsi si cette propriété est trop basse, il en résulte un « cliquetis », bruit caractéristique dans les moteurs causé par une auto-inflammation du carburant et qui a pour conséquences une perte de rendement, une augmentation de consommation de fuel avec des sévères usures prématurées des moteurs. [4]

I-5 Formule caractéristique de l'essence en Algérie

Tableau-I-1: Spécifications des essences plombées sur le marché intérieur. [5]

Caractéristiques	Méthode	Essence normale	Essence super
Densité à 15°C	NA417	0.710–0.765	0.730–0.770
Distillation (°C)	NA1445		
10(% vol)		70max	70max
50(% vol)		140 max	140 max
95(% vol)		195 max	195 max
PF (°C)		205 max	205 max
Résidu		2max	2max
Tension de vapeur Reid (bar)	NA422		
07/05 au 19/06		0.800max	0.800max
07/05 au 19/05		0.650max	0.650max
Nombre d'octane	NA2653	89min	96min
Teneur en plomb (g/l)	NA2803	0.40max	0.40max
Teneur en soufre (% poids)	NA11046	0.15max	0.15max
Corrosion à la lame de cuivre	NA566	1bmax	1bmax

I-6 Procédés d'obtention des essences :

Les essences peuvent être obtenues à partir des procédés suivants :

1-Distillation atmosphérique

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 (C₁, C₂).
- Propane (C₃).
- Butane (C₄).
- Essence légère (C₅—C₆).
- Essence lourde (C₇—C₁₀).
- kérosène (C₁₀—C₁₃).
- Gasoil (C₁₃—C_{20/25}).
- Résidu atmosphérique (C_{20/25}+).

À l'issue de la distillation et de la séparation de la coupe essence globale ; le raffineur dispose de deux coupes essences :

- 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. [6]

2-Reformage catalytique

Le reformage catalytique est un procédé de raffinage des essences, pour essentiellement la transformation de coupes pétrolières à faible indice d'octane (40 à 60), couramment appelées naphthas, en bases pour carburant à haut indice d'octane. Cette amélioration de l'indice résulte essentiellement d'une forte augmentation de la teneur en aromatiques, on envisage également 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 le 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). [2]

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 prix 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. [2]

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_4 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 de catalyseurs acides forts. Industriellement les catalyseurs utilisés sont l'acide sulfurique (H_2SO_4) et l'acide fluorhydrique (HF) selon un mécanisme cationique. [7]

5-Cokéfaction :

La cokéfaction est un procédé par lequel les résidus lourds issus de la distillation du pétrole ainsi que ceux issus du craquage sont transformés en produits pétrolier légers et en coke. Ce procédé peut être considéré comme un type de craquage en permettant de transformer une partie des produits lourds en produits légers plus intéressants du point de vue économique. Le reste des résidus est transformé en produit solide, le coke, appelé aussi coke vert (green coke en anglais) ou coke de pétrole.

C'est un procédé qui a été inventé par Abraham Darby en 1709. C'est notamment grâce à la cokéfaction que la production de fonte européenne est passée au XVIII^{ème} siècle de 150 000 tonnes par an à 180 000.

Le procédé consiste à faire passer les résidus dans un four entre 400 à 500 °C puis dans un silo où les éléments solides sont récupérés par lavage du flux à l'eau alors que les composés gazeux sont évacués pour traitement et récupération. Le procédé est intéressant du point de vue économique pour son faible investissement comparé aux installations de craquage conventionnelles. Le coke issu de ce procédé est ensuite principalement utilisé comme combustible ou matériau pour électrode en fonction de sa teneur en impuretés métalliques.[8]

6-Polymérisation :

La polymérisation désigne la réaction chimique ou le procédé par lesquels des petites molécules (par exemple des hydrocarbures de deux à dix atomes de carbone) réagissent entre elles pour former des molécules de masses molaires plus élevées. Les molécules initiales peuvent être des monomères ou des pré-polymères ; la synthèse conduit à des polymères.

En général, en présence de réactifs et de catalyseurs, et sous l'action de la chaleur et de la pression, il se forme des chaînes macromoléculaires constituées de motifs de répétition identiques (homopolymère synthétisé) ou différents (copolymère obtenu), liés de façon covalente.

- On obtient des polymères, de masses molaires éventuellement plus élevées : monodimensionnels (linéaires ou ramifiés) car issus de monomères bivalents.

- ou tridimensionnels, issus de la polymérisation de monomères dont la valence moyenne est supérieure à deux, ou de la réticulation de polymères monodimensionnels.

On distingue les polymères synthétiques comme le polyéthylène, par opposition aux polymères d'origine naturelle tels la cellulose et les artificiels (comme l'acétate de cellulose) qui sont préparés par modification chimique de polymères d'origine naturelle.

7-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 (C_4 – C_6) sont converties en iso-paraffines avec un indice d'octane bien plus important.

L'isomérisation des oléfines se trouve 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, d'un naphtha léger direct, d'un naphtha léger provenant des hydrocraqueurs, d'un reformat léger, d'un naphtha léger de coke et du flux de raffinat léger provenant d'une unité d'extraction d'aromatique. Le flux de charge vers l'unité d'isomérisation de C_5/C_6 est généralement fractionné de manière à ce que celui-ci inclue autant de C_5/C_6 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. [9]

I-7 Le complexe de la raffinerie d'Arzew :

I-7-1 Description du complexe:

La raffinerie d'Arzew présente une diversité de production se classe au premier rang des complexes édifiés sur le territoire national. Elle a été implantée dans le cadre quinquennal 1970-1973 par la société Japan Gasoline Company (JGC) et s'est étendue par une extension de ces unités de production de bitumes en 1975; ainsi elle a été suivie par une autre extension des unités de lubrifiants en 1983. Depuis 1987, la raffinerie d'Arzew est gérée par la société NAFTEC.

La raffinerie d'Arzew s'étend sur une superficie de 150 hectares, au niveau de la zone industrielle. Le démarrage des unités a été réalisé à partir de juillet 1972, et la mise en service était pour mars 1973.

En 1978, suite aux besoins importants de lubrifiants, la réalisation d'un ensemble intégré de production d'huiles de base fut lancée.

La raffinerie est divisée en deux unités de

production:

Production 1 qui englobe les zones: 03, 04, 06, 07 et 10; Production 2 englobe la zone: 05, 19 et 3000.

I-7-2 Situation géographique :

La raffinerie d'Arzew est implantée dans la zone industrielle à 2 km d'Arzew; elle est située sur le plateau de la localité d'El Mohganau carrefour de la route nationale

N°11 (Oran–Arzew) et la route Nationale N°13 (Arzew–Sidi-Bel-Abbès) et à environ 40 km d'Oran



Figure I-1: La carte géographique de la raffinerie d'Arzew RAI/Z. [2]

I-7-3 Capacités de production :

La raffinerie dispose d'une capacité de traitement de 2,5 millions de tonnes d'huile de pétrole brut saharien (HASSI-MESSAOUD) et de 280.000 tonnes de brut réduit importé (BRI) pour satisfaire les besoins de consommations internes en carburants, lubrifiants, bitumes et aussi exporter les produits excédentaires (Naphtha, Kérosène, Fiouls). La production de la raffinerie est très diversifiée, elle se compose comme suit:

Tableau-I-2: Capacités annuelles de production des différentes unités. [2]

Produits	Tonnes/an
Propane	27747
Butane	86163
Essence normal	229289
Essence super	213540
Naphta	351391
Fuel BTS	711120
Fuel HTS	59205
Kérosène	83589
Gazole	1151171
Huile finis	140431
Huile de base	143460
Graisse	2413
Paraffine	246
Bitume routier	184144
Bitume oxydé	21153

Chapitre : II

L'isomérisation des paraffine

II-1 Introduction

La conversion des paraffines normales en isoparaffines est une réaction de plus en plus recherchée par le raffineur pour obtenir un bon indice d'octane sans ajout d'additifs.

Les paraffines allant du butane à l'hexane peuvent être isomérisées en utilisant des catalyseurs modernes, très actifs à base de platine.

L'Algérie est un pays producteur du condensat, parmi les voies étudiées pour sa valorisation, l'isomérisation catalytique de ces fractions légères est toujours indiquée pour obtenir une base d'essence à haut indice d'octane de bonne qualité.

Les objectifs de l'isomérisation légère de naphte ont traditionnellement été d'augmenter l'octane de naphte léger et de réduire le contenu de benzène.

II-2 Historique

L'unité d'isomérisation est constituée de deux sections : section LNHT

(Hydrotraitement) et section Penex. Le premier démarrage de cette unité a été effectué en mars 2012, le catalyseur utilisé est le catalyseur UOP monométallique de type I-82.

🚧 Capacité de l'unité : 8100 BPSD.

🚧 Conditions opératoires

* TEMPERATURE DE SERVICE : 120 à 180 °C

* PRESSION DE SERVICE : 20 à 30 bars

* RAPPORT MOLAIRE H_2/HC : 0,1 à 2

* VITESSE SPATIALE (LHSV) : 1 à 2 h^{-1}

II-3 Isomérisation de paraffines légères:

L'isomérisation des essences légères n'intéresse pas la faible sensibilité (RON-MON) des produits qu'elle fournit, malgré un indice d'octane recherché (RON), modeste en comparaison des produits issus des autres procédés (Reformage, alkylation.....).

La réaction d'isomérisation permet de transformer les paraffines normales à 5 et 6 atomes de carbone, présentant de faibles indices d'octane, en isoparaffines présentant des indices d'octane plus élevés.

➤ Principe du procédé:

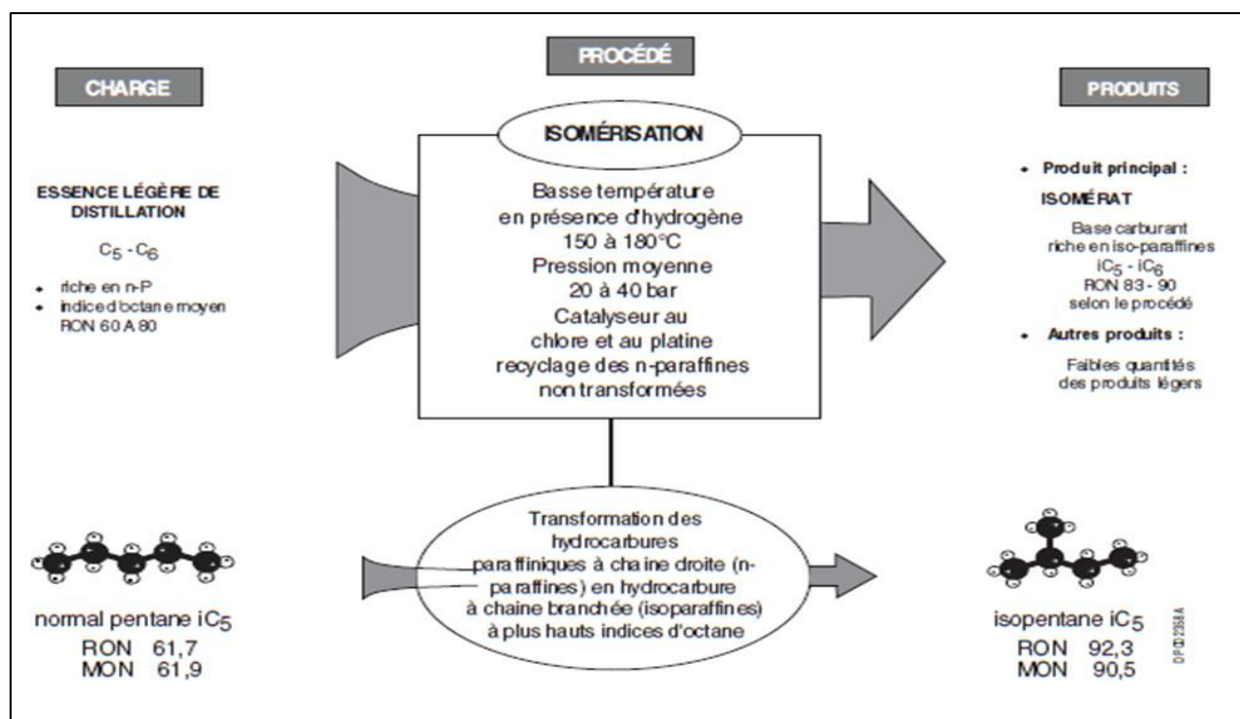


Figure II-1: Principe du procédé d'isomérisation. [2]

II-3-1 But du procédé:

L'objectif de ce procédé est d'améliorer l'indice d'octane recherché et l'indice d'octane moteur de la charge naphtha légère (principalement C₅/C₆) avant le mélange dans le pool des essences (gazoline pool).

La fraction de naphtha légère est en général riche en isomères à chaîne normale résultant en un indice d'octane bas (en général < 68). Le procédé d'isomérisation convertit une proportion d'équilibre de ces isomères normaux à bas indice d'octane en leurs isomères à chaîne ramifiée possédant un indice d'octane plus élevé.

Ce procédé est composé de deux réacteurs à lit adiabatique, de réactions d'isomérisation C₅/C₆ effectuées dans les deux réacteurs.

Les réactions d'isomérisation sont effectuées sur un lit fixe de catalyseur chloré dans un environnement d'hydrogène.

Les conditions de fonctionnement ne sont pas sévères étant reflétées par une pression de service modérée, une température basse, une basse pression partielle d'hydrogène et une haute vitesse spatiale du catalyseur.

Ces conditions opératoires favorisent la réaction d'isomérisation, minimisent l'hydrocraquage et les coûts d'investissement.

II-3-2 Thermodynamique de la réaction d'isomérisation

La réaction d'isomérisation est une réaction légèrement exothermique, le tableau ci-dessous indique les valeurs de l'exothermicité des réactions de formation des isomères à partir des composés linéaires. C'est une réaction équilibrée, qui s'effectue sans variation du nombre de moles, n'est donc pas influencée par des variations de pression.

Les réactions d'isomérisation successives de 3, Méthyle Pentane en 2, Méthyle Pentane puis en 2,3 Diméthyle Butane se font au niveau du premier réacteur.

Tableau II-1: Réactions au premier réacteur

Composants	Produits	ΔH Kcal/mole
Benzène	Cyclohexane	-52.2
3, Méthyl Pentane	2, Méthyl Pentane	-0.64
2, Méthyl Pentane	2,3 diméthyl Butane	-0.83

Les autres réactions d'isomérisation des C5 et C6 auront lieu dans le 2^{ème} réacteur.

Tableau II-2: Réactions au deuxième réacteur

Composants	Produits	ΔH Kcal/mole
n-butane	Isobutane	-2.00
n-pentane	Iso-pentane	-1.92
n-hexane	2, Méthyl Pentane	-1.70
n-hexane	3, Méthyl Pentane	-1.06
n-hexane	2,2 Diméthyl butane	-4.39
n-hexane	2,3 Diméthyl butane	-2.53
cyclohexane	Méthyl cyclopentane	-3.93
2, Méthyl Pentane	2,2 Diméthyl butane	-2.69

Les courbes d'équilibre thermodynamiques montrent que les isomères les plus intéressants, de point de vue d'indice d'octane, sont favorisés à basse température.

Dans le cas du pentane, l'équilibre dont il faut tenir compte, est celui du méthyle-2 butane avec le n-pentane, le néo-pentane ne se formant pas.

La composition du mélange en fonction de la température est présentée.

Dans le cas de l'hexane, l'abaissement de la température favorise surtout la formation du diméthyle-2,2 butane, isomère particulièrement intéressant du point de vue du nombre d'octane.

Ces considérations thermodynamiques conduisent donc à rechercher les catalyseurs qui seront actifs à la plus basse température possible afin d'obtenir la conversion la plus élevée en structure ramifiée.

Les nombres d'octane des mélanges à l'équilibre des pentanes et des hexanes en fonction de la température sont données.

II-3-3 Les catalyseurs :

De nos jours, on distingue deux principaux types de catalyseurs :

- Catalyseurs bi-fonctionnels métal/support : le métal utilisé est du platine déposé sur un support d'alumine. Ce type de catalyseur nécessite une halogénéation au chlore. Ces catalyseurs se caractérisent par une activité élevée, ce qui permet d'opérer à des températures relativement basses (120 à 160°C). Ces catalyseurs nécessitent le pré-traitement de la charge. Les catalyseurs actifs pour les réactions d'isomérisation sont des catalyseurs à caractère fortement acide permettant la formation d'espèces intermédiaires très actives qui conduisent aux structures isomérisées recherchées.

Ils sont constitués :

- d'alumine de grande surface fortement chlorée (8 à 15 % en masse) qui apporte l'acidité exigée pour l'isomérisation.
- de platine (0,3 à 0,5 % en masse) dispersé sur l'alumine qui en présence d'hydrogène, limite la formation d'hydrocarbures lourds assimilables au coke sur la surface du catalyseur.

Ils présentent un certain nombre de servitudes :

- Ils sont très sensibles aux poisons que sont en particulier l'eau et le soufre. Cela nécessite une purification préalable et séchage rigoureux de la charge. [2]

Ils imposent l'injection continue d'un composé chloré pour maintenir le taux de chlore sur le catalyseur. Le chlore est en effet en partie élu sous forme HCl par les effluents gazeux et liquides de l'unité qui doivent subir un traitement de neutralisation.

- Ils doivent travailler en présence d'hydrogène pour préserver l'activité catalytique en empêchant le « coke ».
- Catalyseurs zéolithiques bi fonctionnels : l'utilisation de ces catalyseurs moins actifs nécessite d'opérer à des températures moyennes (250 à 270°C), cependant ils présentent l'avantage d'être résistants aux poisons tels que le soufre et l'eau, ce qui évite le pré traitement de la charge.

Les zéolithes sont des silices aluminées cristallisées auxquelles on peut conférer un caractère très acide. Ces catalyseurs contiennent du platine dispersé et sont mis en œuvre sous atmosphère d'hydrogène.

Moins exigeants que les aluminés chlorés vis à vis de la présence d'impuretés (eau, soufre), ces catalyseurs sont cependant moins actifs et doivent en conséquence être utilisés à des températures plus élevées de l'ordre de 250°C pour obtenir des vitesses de réaction acceptables.

Il en résulte une conversion plus faible des nP en iP qui conduit, le plus souvent à mettre en œuvre le recyclage des nP non transformées pour atteindre des indices d'octane suffisamment élevés.

II-3-4 Conditions opératoires :

Les deux types de catalyseurs étant intrinsèquement différents, notamment du point de vue de l'acidité, ils sont employés dans des conditions bien distinctes. Le tableau suivant résume et donne les performances obtenues, en matière de RON du produit.

Tableau II-3 : conditions opératoires du procédé d'isomérisation selon le type de catalyseur. [2]

Type de catalyseur	Platine sur Alumine chlorée	Platine sur Zéolithe
Température (°C)	120 – 180	250 – 270
Pression (bar)	20 – 30	15 – 30
VVH (h ⁻¹)	1 – 2	1 – 2
H ₂ / HC (mol / mol)	0,1 – 2	2 – 4
RON du produit	83 – 84	78 – 80

Le catalyseur platine sur alumine chlorée peut être opéré en phase gazeuse ($H_2 / HC > 0,5$; $P = 20$ bar), soit en phase mixte ($H_2 / HC < 0,1$; $P = 30$ bar), ces dernières conditions ne nécessitant pas de compresseur de recyclage sur l'hydrogène conduisent à une meilleur économie de procédé.

Le catalyseur platine sur alumine chlorée, travaillant à des températures plus faibles, conduit à des indices d'octane plus élevés d'environ 5 points que les catalyseurs zéolithiques, en particulier parce qu'il produit des quantités plus importantes d'isomères à haute indice d'octane, tels que l'iso pentane et 2, 2- diméthylbutane.

Tableau II- 4: Indice d'octane des hydrocarbures purs [2]

Hydrocarbure	T _{eb} (°C)	RON	MON
Isobutane	-12.2	100	99
n-butane	-0.6	94	89.1
Isopentane	27.8	92.3	90.3
n-pentane	36.1	61.7	61.9
Diméthyl-2,2 butane	50	91.8	93.4
Diméthyl-2,3 butane	58	100.5	94.3
Méthyl-2 pentane	60	73.4	73.5
Méthyl-3 pentane	63	74.5	74.3
n-hexane	69	24.8	26
Diméthyl-2,2 pentane	89.5	92.8	93
Diméthyl-2,3 pentane	-	91.1	89
Diméthyl-2,4 pentane	90	83.1	82
Diméthyl-3,3 pentane	86	80.8	84
Méthyl-2 hexane	-	42.4	45
Méthyl-3 hexane	91.4	52	55.8
Ethyl-3 pentane	-	65	69.3
Triméthyl-2,2,3 butane	81	112.1	101
n-heptane	-	0	0
Benzène	80	108	98
Toluène	110.6	120	103
Ethyl-benzène	132	107	98
Xylènes	-	103-118	110-115
Cumène	152	132	99
Pentène-2	-	98	80
Hexènes	-	96	80
Heptène-3	-	90	78.8

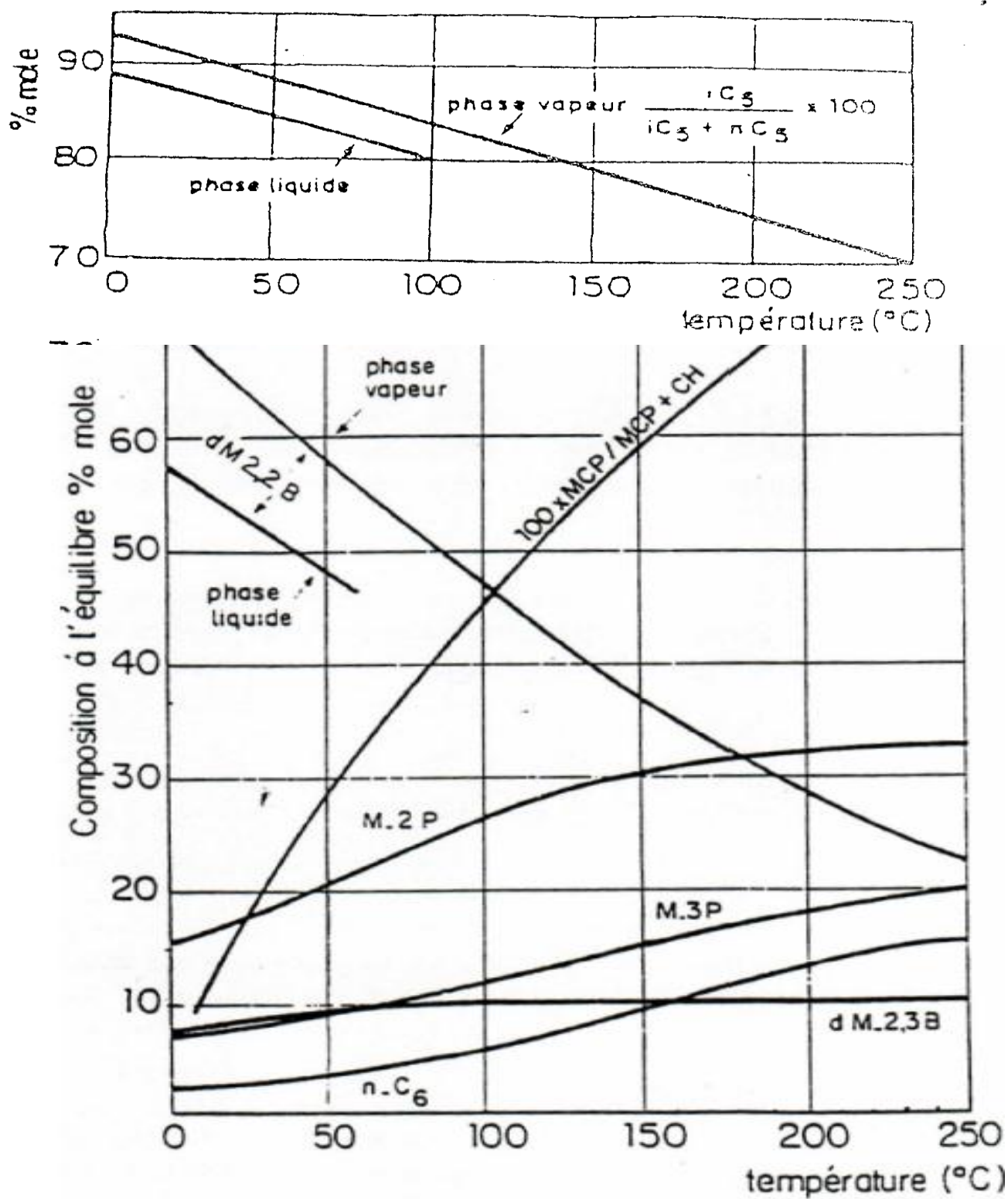
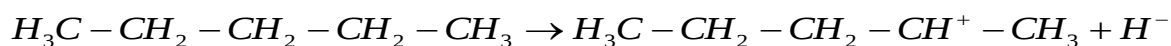


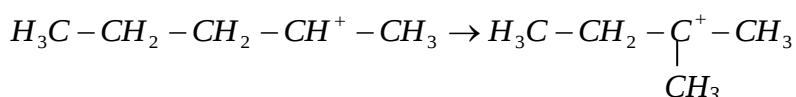
Figure II-2: Répartition thermodynamique en phase vapeur des isomères de C_5 et C_6 en fonction de la Température.[7]

II-3-5 Mécanisme de la réaction : [10]

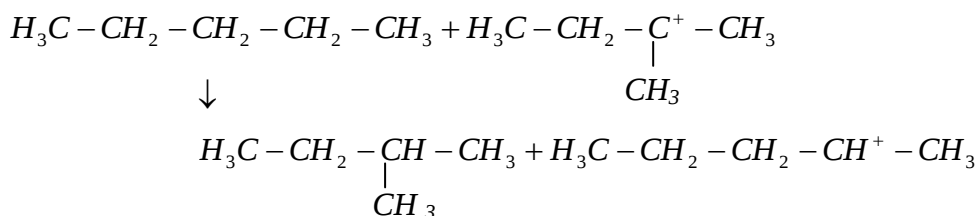
Quel que soit le type de catalyseur utilisé, l'intermédiaire de la réaction est un carbocation, cependant, le mécanisme réactionnel dépend de la nature du catalyseur. Pour les catalyseurs très acides, il est admis que le mécanisme est mono fonctionnel acide et que dans ce cas la formation du carbocation se fait par arrachement d'hydrure à la paraffine suivant le schéma ci-dessous:



Réarrangement du carbocation secondaire en un carbocation tertiaire plus stable:



Formation de l'iso paraffine par transfert d'hydrure H



II-3-6 Aspect cinétique :

L'étude cinétique de réaction d'isomérisation montre que:

- Le mécanisme mono fonctionnel acide est caractérisé par des valeurs d'énergies d'activation de l'ordre de 40 à 50 KJ/mole, par un ordre apparent en hydrocarbures égale à 1 et par un ordre apparent en hydrogène nul.
- Le mécanisme bifonctionnel est caractérisé par des valeurs d'énergies d'activation de l'ordre de 105 à 135 KJ/mole, par un ordre en H₂ compris entre 0 et 1.

Par ailleurs, suivant le type de mécanisme invoqué, les sélectivités obtenues sont différentes, ainsi dans le cas de n-héxane, lorsque l'isomérisation procède par un mécanisme Mono fonctionnel acide, seul le 2,2-diméthylbutane apparaît comme produit secondaire, le 2,3-diméthylbutane et les méthypentanes apparaissant comme produits primaires. Par contre, lorsque l'isomérisation s'effectue par mécanisme bifonctionnel, seuls les méthypentanes apparaissent comme produits primaires de réaction. [11]

II-4 Les Charges :

Les procédés d'isomérisation sont relativement flexibles vis-à-vis des charges utilisées. Les charges C₅/C₆ utilisées sont issues de la distillation directe du pétrole brut. En générale le point de coup de distillation de la charge est maintenu autour de 70°C, 80°C pour éviter la présence de quantité importante de benzène, de cyclohexane et d'hydrocarbures contenant plus de 7 atomes de carbone. En effet, la présence de ces composés dans la charge de l'unité d'isomérisation entraînent des pertes en rendement ou en octane de l'isomérisat, c'est pourquoi les teneurs généralement admises dans les charges sont de 2% pour le benzène, de 1% à 2% pour le cyclohexane et inférieure à 2% pour les hydrocarbures en C₇⁺. [11]

II-5 Les procédés d'isomérisation mettant en oeuvre le catalyseur Pt/alumine chlorée :

Les conditions opératoires du catalyseur utilisées pour ces procédés sont:

$$T^{\circ} = 150-180^{\circ}\text{C}$$

$$P = 20-30\text{bar}$$

$$\text{VVH} = 1-2\text{h}$$

$$\text{H}_2/\text{HC} = 0.1-2 \text{ mol/mol}$$

Dans ces conditions les NO obtenus sont de l'ordre de 83-84, suivant les charges. Le schéma du procédé d'isomérisation est présenté par la figure (II.2). Il faut essentiellement remarquer les sécheurs de La charge et de l'hydrogène, l'injection de chlore en continu pour maintenir l'espèce active à la surface du catalyseur en utilisant le CCl₄ (UOP et IFP) ou le HCl, et le ballon laveur permettant d'éliminer le HCl présent dans le gaz.

Dans le procédé UOP la chloration du catalyseur est faite ex-situ ce qui nécessite de prendre des précautions particulières au moment du changement.

Les effluents typiques obtenus avec ce procédé sont données dans le tableau (II .2) on les remarque les quantités importantes produites d'iso pentane est de 2.2 diméthylbutane .

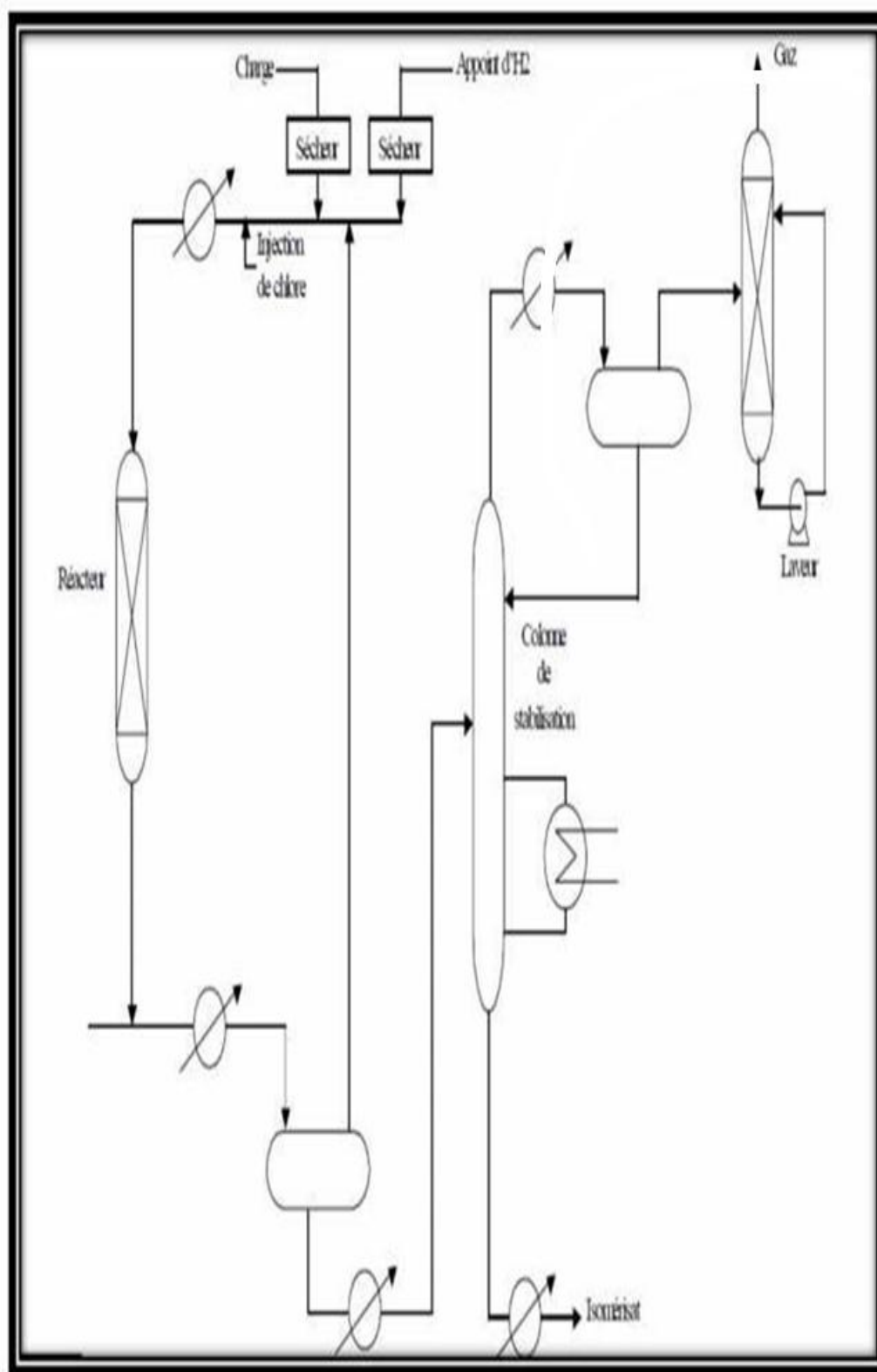


Figure -II .3: Schéma de procédé de l'isomérisation sur catalyseur Pt/Al₂O₃[2]

Tableau II-5: les performances typiques obtenues avec le catalyseur*Pt/alumine et le catalyseur zéolithique [12]*

	Catalyseur Pt/alumine		Catalyseur zéolithique	
Composant	Charge (%pds)	Isomérait	Charge (%pds)	Isomérait
Butane	0.4	1.8	0.7	1.8
Iso pentane	21.6	34.9	24.1	40.0
N pentane	26.5	14.0	39.6	23.1
Cyclopentane	1.4	1.4	2.4	2.1
Dim 2.2-butane	0.9	13.4	1.3	6.6
Dim 2.3-butane	2.2	4.6	2.0	2.7
M 2-pentane	13.1	13.7	13.1	11.0
M 3-hexane	10.2	7.8	7.5	7.2
n-héxane	18.6	5.1	7.8	4.9
M-cyclopentane	2.8	1.6	0.9	0.6
Cyclohexane	0.4	1.4	0.2	-
Benzène	1.9	0	0.4	-
C7	0	0.3	-	-
Densité à 15°C	0.652	0.646	0.643	0.640
ON	70	83	73	81

II-6 Procédés mettant en œuvre le catalyseur Pt/zéolithe:

Les conditions opératoires du catalyseur sont

$T^{\circ} = 250 - 270^{\circ}\text{C}$

$P = 15-30\text{bar}$

$VVH = 1-2\text{h}^{-1}$

$\text{H}_2/\text{HC} = 2-4\text{ mol/mol}$

Dans ces conditions les NO obtenus sont de l'ordre de 78-80 suivant les charges. Le schéma du procédé est présenté par la figure (II.3), il faut ici remarquer l'absence des sécheurs de la charge et de l'hydrogène, d'appoint en chlore et de ballon laveur. Par ailleurs on note la présence d'un compresseur permettant de recycler l'hydrogène.

Les effluents typiques obtenus avec ce catalyseur sont donnés dans le tableau (II.2), on notera l'indice d'octane plus faible obtenu avec ce type de procédé lié à une production plus

faible d'iso pentane et de 2,2 diméthylbutane (limitation thermodynamique due à une température de fonctionnement plus élevée).

Si ces procédés donnent en une passe des performances moyennes, il est possible pour obtenir le maximum d'octane, de recycler les n paraffines non converties voir même les isomères mono branchés de plus faible indice d'octane figures (II.4 et II.5), avec un arrangement le plus complet on peut atteindre des indices d'octane de 9 au détriment, bien évidemment, de l'économie du procédé.

C'est l'arrangement avec deisohexaniseur qui donne le meilleur compromis, en effet il permet d'obtenir après recyclage du n-héxane non transformé et des méthypentanes, des NO pratiquement équivalents avec les deux types de catalyseurs. Cet arrangement est d'autant plus intéressant que la charge contenant beaucoup de C₆.

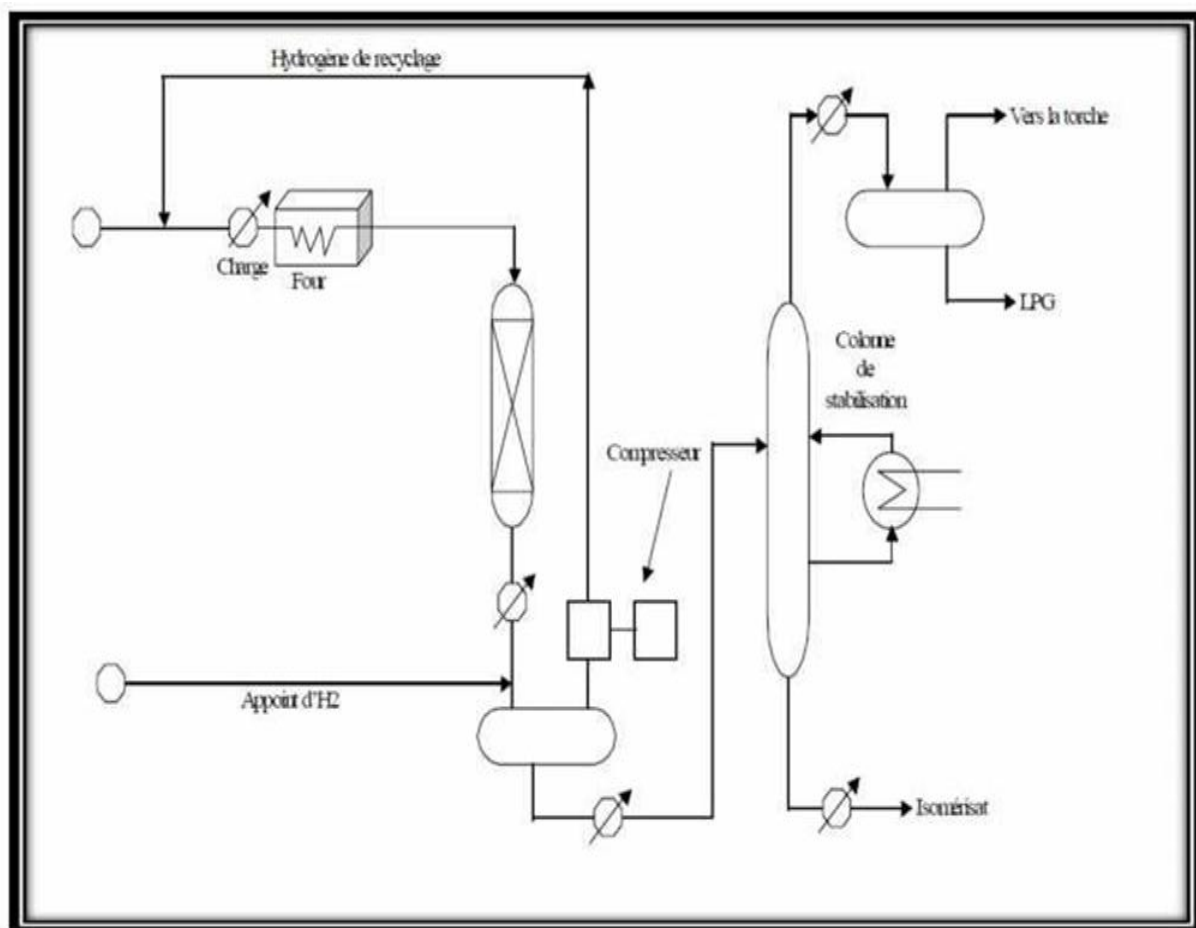


Figure II-4 : Schéma de procédé pour l'isomérisation sur catalyseur Zéolithique [2]

II-7 Procédés d'isomérisation avec recyclage:

Pour pouvoir recycler les n-paraffines non transformés et éventuellement comme dans l'arrangement décrit précédemment, les isomères mono branchés, il faut séparer ces composés des isomères débranchés.

La séparation peut être effectuée soit par distillation avec des colonnes de distillation de taille importante (dépentaniser, deisohexaniseur...) consommant de grandes quantités d'énergie, ou par adsorption sur tamis moléculaires, UOP présente un schéma de procédé intégrant une section d'isomérisation avec un catalyseur Pt/zéolithe et une section séparation n/iso sur tamis moléculaire, c'est TIP (total isomérisation process) dont l'influent type et le schéma du procédé sont respectivement présentés dans le tableau (II.3) et figure (II.4)

La désorption des n-paraffines adsorbés sur le tamis est réalisée à l'aide d'hydrogène chaud.

Le TIP Figure (II-6) opère en phase vapeur à des pressions relativement faibles (14-35 bar) et à des températures entre 200 et 340°C, cette intégration est irréalisable dans le cas des procédés utilisant les catalyseurs Pt/alumine chlorée justement à cause de cette température relativement élevée.

Récemment, l'IFP a mis au point deux procédés de séparation sur tamis moléculaire IPSORB Figure (II-7) qui peut être utilisé après une section d'isomérisation comprenant soit le catalyseur zéolithique, soit le Pt/alumine chlorée.

La désorption du tamis moléculaire est réalisée par l'effluent sortant en tête du déisopentaniseur et non plus par de l'hydrogène (figure II.5) l'existence d'isopentane, les conditions opératoires utilisées sont beaucoup plus souples que dans le cas du TIP, en partant d'une charge de ON = 70, on obtient un effluent de ON = 90 avec l'alumine chlorée et un RON = 88 avec le catalyseur zéolithique.

La deuxième version des procédés IFP: 1-IEORB (figure II.8) qui utilise la même technique de séparation sur tamis moléculaire, mais pour la désorption des paraffines linéaires adsorbées par le tamis, l'hexane est utilisé.

Tableau II-6 : procédé TIP charge et effluent (%massique)

	Charge (% Pds)	Produits stabilité (%pds)
Butane	3.2	1.6
i- butane	22.6	5.8
n- butane	29.5	1.5
Cyclopentane	2.5	2.2
Dirn 2,2,butane	0.5	9.1
Dim 2, 3butane	1.8	44
M 2-pentane	12.3	15.5
M 3-pentane	8.0	10.2
n-hexane	13.7	0.1
M cyclopentane	3.9	2.4
Cyclohexane	0.4	0.7
Benzène	1.5	0.0
C7	0.1	0.5
RON clear	72	89
MON clair	69	86

Les tableaux (II.7 et II.8) donnent les ON d'isomérisation obtenues par les différents procédés d'IFP et d'UOP utilisant les deux types de catalyseur.

Tableau II-7: Octane de l'isomérisation obtenu par les procédé (IFP)

Type	Description	NO de l'isomérisation		Δ NO
		Pt/alumine	Pt/zéolithe	
1	Isomérisation sans recyclage	83	80	3
2	Ajout d'un déisopentane	84	82	2
3	Convention à l'IPSORB	90	88	2
4	Convention à l'HEXORB	92	90	2

Tableau II-8: Octane de l'isomérisation obtenue par les procédés (UOP)

Type	Description	NO de l'isomérisation		Δ NO
		Pt/alumine	Pt/zéolithe	
1	Isomérisation sans recyclage	81-84	76-79	5
2	Convention à TIP*	90	88	2
3	Isomérisation sans recyclage +DIH*	89	86	3
4	PENEX-DIH pentane PSA+	90	94	3

* : charge à NO 70

+ : convention à PENEX+ déisohexaniseur avec la séparation du pentane par adsorption pour recyclage.

On remarque qu'avec une même charge qui a un indice d'octane de 70, traitée avec le Pt/alumin l'isomérisation obtenue à un indice d'octane différent à celle qui a été traitée avec le Pt/zéolithe, la différence est due aux conditions opératoires qui sont moins sévères dans le premier cas.

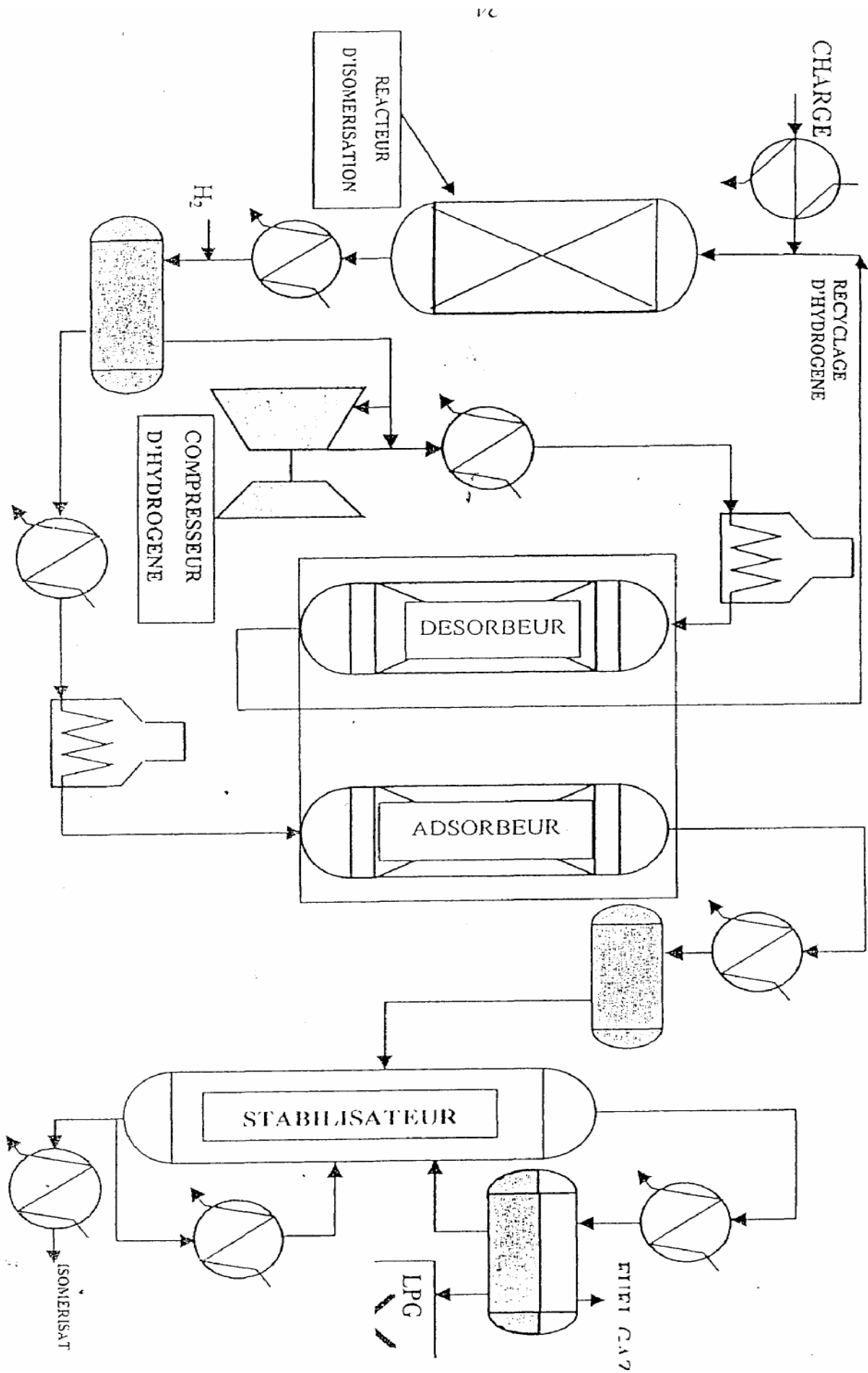


Figure II-6 Schéma de principe du procédé (TIP) d'isomérisation

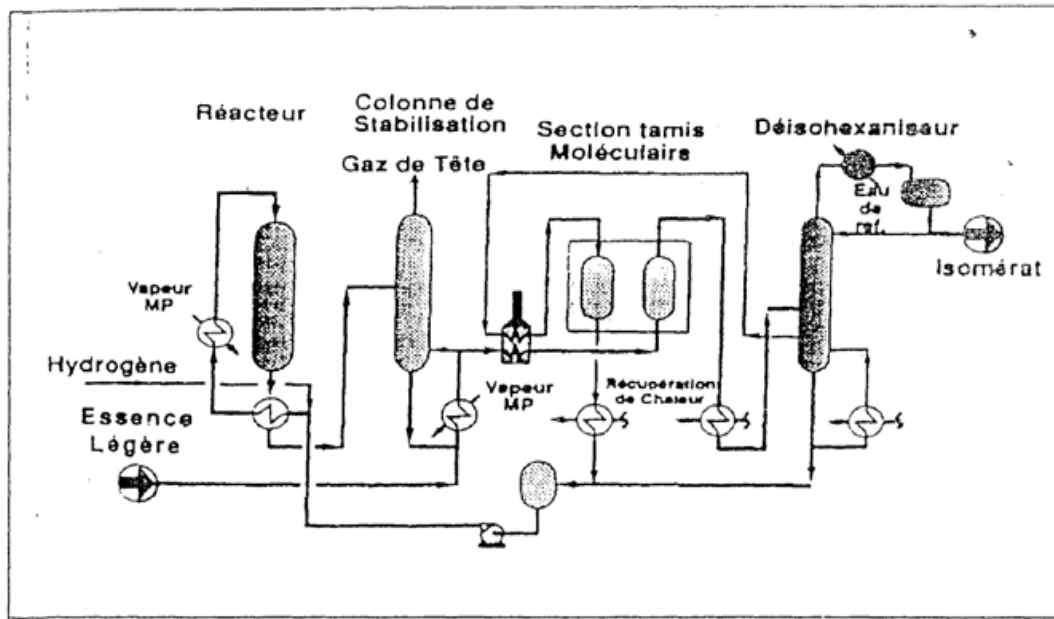


Figure -II.5: Isomérisation avec le maximum de recyclage des effluents

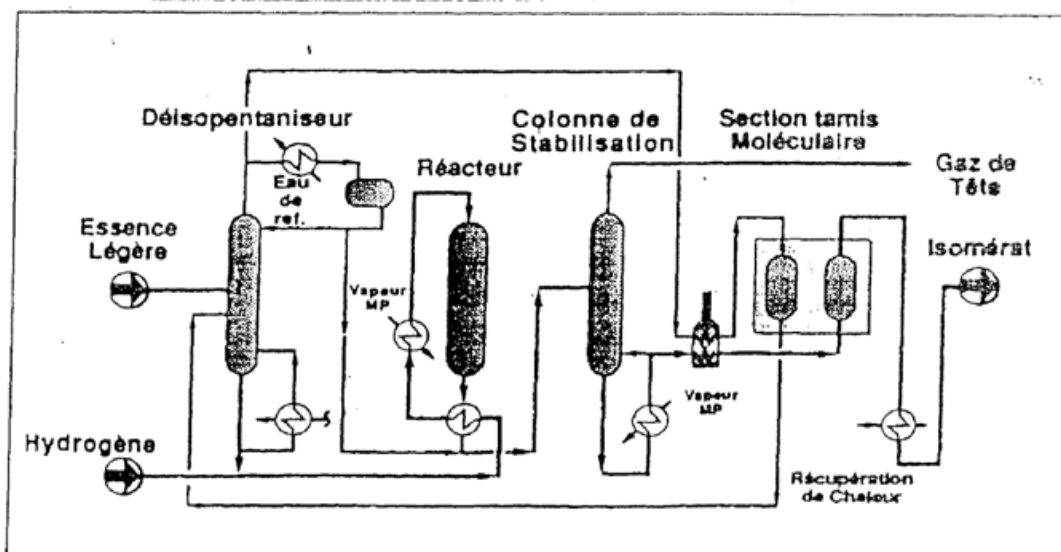


Figure -II.7: Isomérisation avec le maximum de recyclage des effluents

II-8 les différents procédés d'isomérisation:

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

II-8-1 Procédés en phase liquide sur catalyseur au chlorure d'aluminium

II-8-1-1 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 60 atm, alimentation en H₂ : 10 à 18 m³/m³ de charge au réacteur. Le NO de produit obtenu pour une charge mixte C₅ et C₆ RON= 83(RON+3 cm³/gal PTE= 97)
Et MON= 81(MON+3 cm³/gal PTE = 98).

II-8-1-2 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: 80-100C
- Pression du réacteur : 21atm
- Pression partielle d'H₂ :4.3atm minimum
- H₂ dans la charge: 1.3 (%mol)
- HCL dans la charge: 5 (%pds)
- AlCl₃ 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.

II-8-1-3 Procédé bass temperature: (Esso Research and Engineering Co):

Ce procédé dont l'annonce du développement date du 5ème 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 cm³/gal PTE = 98-98.5

MON + 3cm³/gal PTE = 101.0-101.5

II-8-2 Procédé d'isomérisation en phase vapeur sur catalyseurs d'hydrogénation sur support « acide »

II-8-2-1 Procédé pentafining (The Atlantic Refining Co):

Ce procédé travaille 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 a un RON : 70.4 à 76.2

$$\text{RON} + 3\text{cm}^3/\text{gal PTE} = 91.8 \text{ à } 95.$$

II-8-2-2 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 extrudé 1/16, il ne doit pas être régénéré.

Il travaille avec:

- Une température entre 370-450°C
- Une pression entre 7-50 Kg/cm²
- Recyclage H₂ : 260-1050 m³ T PN/m³ de charge
- Vitesse spatiale : 1-10 (M/H/M)

Les NO des produits obtenus sont les suivants:

RON clair: 78-85.7

RON éthyle (+3cm³/gal) : 95-99.6

II-8-2-3 Procédé isomérat (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/Cm²

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

II-8-2-4 Procédé PENEXE (UOP) :

Ce procédé est conçu pour traiter séparément les coupes C₅ et C₆ dans deux réacteurs, il est le complément de l'unité de platforming. Ce qui concerne les raisons de choix de ce procédé, le fonctionnement, les conditions opératoires et le schéma adopté à la nature de notre charge sont donnés dans le chapitre suivant.

Chapitre : III

Procédé UOP/PENEX

III-1 Le procédé d'isomérisation choisi :

Parmi les procédés d'isomérisation décrits jusqu'à maintenant, le procédé choisi pour l'amélioration de la quantité du naphta légère de la raffinerie d'Arzew est celui de UOP connu sous le nom PENEX utilisant le catalyseur Pt/Alumine.

Les raisons de ce choix sont données à la suite de la description du procédé.

III-2 Description du procédé UOP/ PENEX :

Le procédé PENEX d'UOP (*figure III-1*) est spécialement désigné pour l'isomérisation catalytique en continu des pentanes, hexanes et mélange des deux, les réactions prennent place dans une atmosphère hydrogénée et un lit catalytique fixe et avec des conditions opératoires qui favorisent l'isomérisation et minimise l'hydrocraquage. Les charges avec des concentrations plus que 5 % du volume peuvent être traitées dans le procédé UOP PENEX plus ce dernier est un procédé simple en opération et conception. Les conditions opératoires sont moins sévères et sont assurées par une pression modérée avec une basse température d'où la conversion maximale des n-paraffine en iso paraffines, possédant un indice d'octane élevé. Pour une charge typique l'équilibre limite le produit à 82-84 de RON en un seul passage; cela nécessite un recyclage vers le réacteur des composants ayant un indice d'octane bas cela si la charge à traiter est en grande quantité.

III-3 Fonctionnement de l'unité UOP/PENEX :

L'unité PENEX possède deux réacteurs qui sont les équipements vitaux de la transformation de la charge, L'isomérisation et l'hydrogénation du benzène sont deux réactions qui dégagent de la chaleur d'où augmentation de la température au sein des deux réacteurs donc on impose un refroidissement entre les deux réacteurs par échange de chaleur avec l'effluent du réacteur et la charge pour assurer un taux maximum d'isomérat. UOP a développé la conversion en une seule passe en réduisant le coût en éliminant le compresseur et le séparateur. Les tests de l'unité pilote ont commencé en 1987 et ont été standardisé en 1988.

L'injection du chlorure organique en continu comme promoteur du catalyseur converti en acide chlorhydrique dans le réacteur est éliminé par un ballon laveur. La quantité de gaz dans la colonne de stabilisation est minimale due à la grande sélectivité du catalyseur qui permet un hydrocraquage minimal. Les gaz de tête continu sont en excès de l'hydrogène qui contrôle l'unité et une certaine quantité de C₁ à C₃. L'acide chlorhydrique est nettoyé par la soude dans le ballon laveur et les autres gaz sont utilisés comme combustibles. [12]

Les produits de fond sont stockés pour le mélange essence. Plusieurs configuration sont destinées à transformer les charges combinées avec l'unité PENEX par recyclage du produit tel que une séparation par adsorption sélective (MOLEX-PENEX), colonne de fractionnement(DEISOHEXANISEUR) ou combinaison de l'adsorption et fractionnement (PENEX / DEISOHEXANISEUR/PENTANE)

III-4 Catalyseur utilisés dans le procédé UOP/PENEX:

III-4-1 Le catalyseur (1.8) :

Catalyseur à support alumine chloré et métal platine, il a été installé en 1981 dans 7 unités. Il est caractérisé par sa grande activité et sélectivité. Il est opère à des températures variant de 150 à 170 C° et il est de forme extrudée cylindrique de diamètre de 1.6mm, de masse volumique 700g/l

Les procédés utilisant ce catalyseur sont :

- Procédé PENEX à une seule passe.
- PENEX DEISOHEXANISEUR
- PENEX/MOLEX.
- PENEX DEISOHEXANISEUR / DEPENTANISEUR [2]

III-4-2 Le catalyseur (HS-1 O) zéolithique :

Installé en 1968 et utilisé par 40 unités, il est caractérisé par une basse activité mais une grande résistance aux impuretés, il opère à des températures de (250-280C°) et est de forme extrudée cylindrique de diamètre (1.6mm) et de masse volumique 673 Kg/m³

Les procédés utilisant ce catalyseur :

- Unité en une seule passe.
- Unité PENEX TIP.

III-5 Les avantages du procédé PENEX :

- La haute activité du catalyseur.
- Le procédé PENEX utilise le catalyseur le plus commercialement disponible.
- L'activité de ce catalyseur permet de fonctionner à basse température que n'importe quel autre catalyseur.
- Le fonctionnement favorise l'équilibre à des hauts isomères dans la production des C₅/C₆ ceci résulte pour des octanes supérieurs qui peuvent être atteint avec le procédé à simple passage.

Les conditions d'opérations modérées minimisent le craquage, raison pour laquelle s'expliquent les hauts rendements du produit obtenu avec le procédé PENEX égale à 98% minimum garantie.

✓ ***Catalyseur prêt pour usage :***

Les catalyseurs et les absorbants utilisés par le procédé PENEX sont fabriqués par UOP et sont fournis prêts pour usage.

✓ ***Sans recyclage de gaz :***

Les basses caractéristiques de la carbonisation (coking) du catalyseur PENEX ont permis à UOP d'inventer le cycle d'hydrogène en une seule passe, ou l'hydrogène n'a pas besoin d'être recyclé.

✓ ***L'approche à l'équilibre :***

Les bas niveaux d'hydrocraquage et une proportion de carbone permettent au catalyseur PENEX. D'être opérationnel aux conditions qui fondent une approche à l'équilibre thermodynamique sans craintes d'endommager le catalyseur.

✓ ***Faible coût de la construction :***

La non corrosivité du système de catalyseur a été largement démontrée depuis 1959 dans l'utilisation de l'isomérisation butane est confirmée dans l'utilisateur de l'isomérisation des C₅/C₆. La métallurgie des aciers au carbone est utilisée dans toute l'unité réduisant le coût d'investissement.

✓ ***Epreuve de fonctionnement :***

La longévité du catalyseur et l'efficacité du circuit ajouté au design spécial du réacteur ont largement prouvé leur effet à travers les unités installées.[2]

III-6 Le choix du procédé UOP/PENEX :

On a choisi ce type de procédé d'isomérisation pour les raisons suivantes:

1. Le catalyseur utilisé dans ce procédé est très actif, sélectif, stable et sa mise en œuvre est facile.
2. La condition opératoire de ce procédé ne nécessite pas un grand chauffage de la charge, pas une grande pression, alors pas de grande énergie électrique consommée.
3. la quantité d'Hydrogène, la superficie de l'unité et les besoins en utilités sont disponibles à la raffinerie.
4. cette unité est la suite de l'unité de Reformage catalytique ce qui rend facile à la piloter par les opérateurs.

5. Le rendement de l'installation est élevé ce qui donne un indice d'octane de l'isomérisat plus élevé surtout avec recyclage.

III-7 Présentation du problème :

La demande en produit finis de qualités répondant aux spécifications et aux normes de pollution de en plus sévères, fait que les procédés d'hydrotraitement se trouvent sans cesse améliorés et intégrés dans les schémas de raffinage.

Pour être au rendez-vous des exigences de qualités des essences, les responsables de «NAFTEK », devront investir sur des unités d'isomérisation et ainsi se mettre au même niveau de spécifications mondiales.

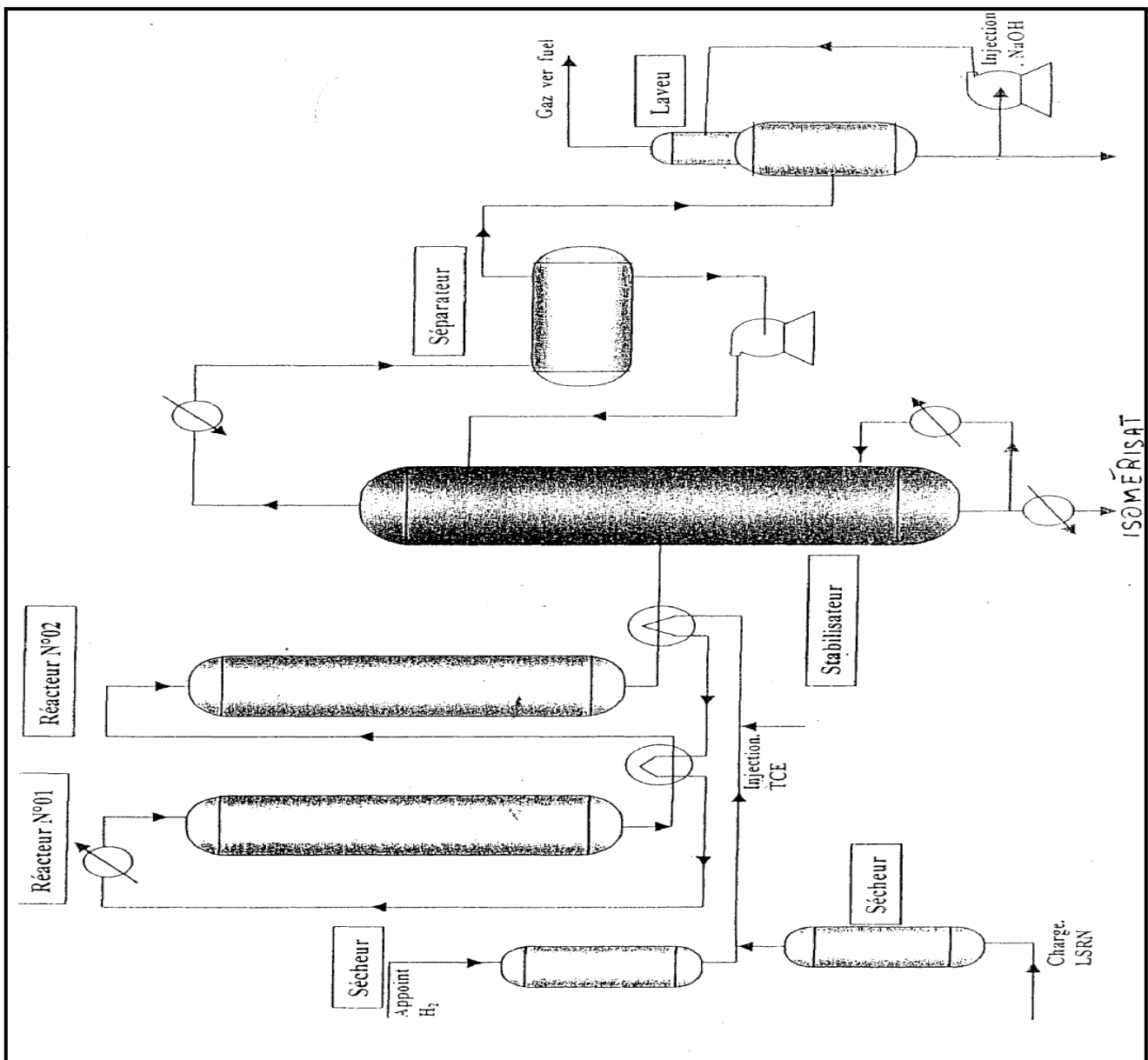


Figure III-1:Schéma de principe du procédé UOP/ PENEX

III-8 schéma de l'unité d'isomérisation :

Puisque le procédé d'isomérisation est parmi les procédés qui font appel à un traitement par hydrogène il faut penser à assurer l'approvisionnement en hydrogène pour cette unité, pour cela nous avons choisi ce schéma (*figure III-2*).

III-8-1 Description du schéma technologique de l'unité :

Le naphta léger (LSRN) est aspiré du bac par la pompe 12XG1 dont le débit de traitement est mesuré par la van 12 X FRC1, une fois combiné avec le gaz de recyclage avec une quantité bien déterminé contrôlé par la van 12XFRC2, le mélange formé traverse une série d'échangeur 12XE1 et 12XE2 la température de sortie atteint au niveau des échangeur est 100°C, cette dernière représente la température d'entrée au four 12XF1 nécessaire pour porter ce mélange à une température de 150°C (la température de la réaction d'isomérisation). La réaction s'effectue dans les réacteurs 12XC1 et 12XC2, suite à l'exothermicité des réactions, le fluide sort à une température de 183°C du réacteur 12XC1 qui va être refroidi en cédant ces calories dans l'échangeur 12XE2 pour atteindre 150°C (température d'isomérisation) à l'entrée du réacteur 12XC2 et qui va sortir à 174°C, qui va aussi céder ces calories dans l'échangeur 12XE1 en passant par le côté tubes. Après la sortie de l'échangeur la charge passe par un stabilisateur 12XC3 où on va récupérer le produit fini (l'isomérat) en bat de colonne, et le produit de tête passe dans un ballon séparateur 12XD1. La partie gazeuse est aspirée par la pompe et envoyée dans le ballon laveur pour éliminer HCL, tandis que la partie liquide s'écoule pour alimenter la colonne 12XC3.

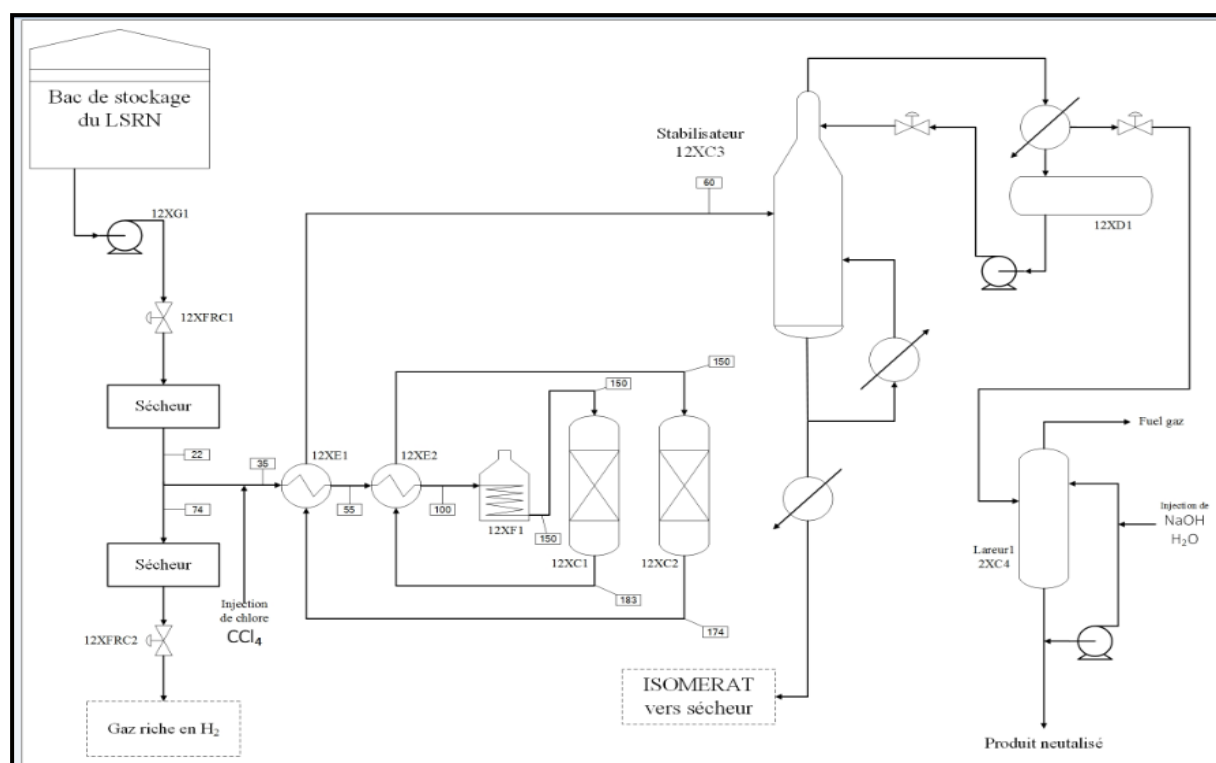


Figure III-2: Schème de l'unité d'isomérisation

III-8-2 Provenance de la charge :

L'unité de distillation atmosphérique traite le pétrole brut algérien pour produire les coupes pétrolières suivantes:

- BRA (résidu atmosphérique)
- HGO (gasoil lourd)
- LGO (gasoil léger)
- KEROSEN
- HSRN (essence lourd)
- LRSN (essence léger)
- GPL (gaz de pétrole liquide)

Le brute subit d'abord un réchauffage dans une batterie d'échangeur de (11E1) jusqu'à (11E6) par l'intermédiaire des produits soutirés de la colonne principale (11C1) finalement le four (F1) complète le chauffe à 332°C, pour entrer dans la zone de flache de la colonne (11C1) d'où nous soutirons en tête.

Mélange constitue des coupes HSRN, LRSN, et GPL qui sont dirigés vers la section stabilisation, au fond coupe de BRA et trois soutirage latéraux.

Chapitre : IV

Préparation des données de base

IV-1 Préparation des données de base:

La quantité de pétrole brut de HASSI MASSAOUD traitée dans l'unité de distillation atmosphérique est désignée pour un taux de charge de 100% est de 2500000 tonne/an, avec une densité de $d_4^{20} = 0.8046$, mais depuis quelques années, cette unité fonctionne avec un taux de charge de 115% pour répondre aux besoins de marché en carburant.

On va dimensionner notre unité d'isomérisation avec un taux de charge de 130%.

IV-2 Détermination de la quantité de charge à traité avec un taux de charge de 130%:

On détermine le pourcentage de la charge LSRN du brut de la raffinerie par

Le pourcentage du LSRN est de $14 - 5.5 = 8.5\%$.

La quantité de brut traité par an est : 2500000 t/an.

Alors la quantité de LSRN à traité est de $2500000 \cdot 0,085 = 212500$ t/an.

Cette quantité à traité pour un taux de charge de 100%.

pour un taux de charge de 130% :

$Q(\text{LSRN}) = 212500 \cdot 1,3 = 276250$ t/an.

$Q(\text{LSRN}) = 276250000 \text{ kg/an} = 829.5796 \text{ kg/jour} = 1268.36526 \text{ m}^3/\text{j}$ $Q(\text{LSRN}) = 1268365.26$
 $\text{l/j} = 7977.14 \text{ baril/j}$

Dans notre calcul, on va fixer la charge à 8000 baril/j.

IV-2-1 Caractéristiques de la charge (LSRN) :

Les différents constituants de la charge sont donnés sur le tableau suivant :

Tableau IV-1: Les différentes constituants de la charge

	COMPOSANTS	% massique
PARAFFINES	n- butane	0.41
	i- pentane	13.74
	n- pentane	26.49
	2,2, dimethyl butane	1.77
	2, methyl pentane	14.00
	3, methyl pentane	7.78
	n- hexane	20.51
	2,2, dimethyl pentane	0.08
	2,4, dimethyl pentane	0.15
	2, 2,3, trimethyl pentane	0.07
	2, methyl hexane	0.34
	2,3, dimethyl pentane	0.09
	2,4, dimethyl hexane	0.04
	2,2, dimethyl hexane	0.02
	3, ethyl pentane	0.07
	n- heptane	0.36
	3, methyl hexane	0.32
NAPHTENES	Cyclopentane ,2,3 dimethyl butanes	3.73
	Methyl cyclopentane	4.10
	Cyclohexane	2.65
	l- trans, 3, dimethyl cyclopentane	0.07
	l- trans, 2, dimethyl cyclopentane	0.12
	Methyl, cyclopentane	0.16
	l- 1, dimethyl cyclopentane	0.07
AROMATIQUE	Benzène	2.8

- La densité de LSRN $d_4^{15} = 0.660$.
- Tension de vapeur Reid TVR = 0.650 kg/cm².

- Indice d'octane recherché RON= 68.
- Distillation ASTM.

Tableau IV-2 :Distillation ASTM du LSRN

%	PI	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	95	PF
T°C	39	49	48	50	52	54	56	59	62	64	69	72	77

- distillat = 99.5% volumique.
- résidu = 0.2 % volumique.
- perte = 0.3 % volumique.

IV-2-2 Calcul de la masse molaire de la charge :

La température moyenne pondérée (t_{mvp})

$$Pente = \frac{t_{70\%} - t_{10\%}}{70\% - 10\%} = \frac{62 - 48}{70 - 10}$$

$$Pente = 0,23$$

$$t_{mvp} = \frac{t_{10\%} + 2t_{50\%} + t_{90\%}}{4} = \frac{48 + (2 \times 56) + 69}{4}$$

$$t = 57.25^\circ\text{C}$$

La masse molaire de la charge dépend de t_{mvp} , et la densité

$$M = 80 \text{ kg/k mole tirée}$$

IV-2-3 Calcul de la quantité d'hydrogène nécessaire à l'unité d'isomérisation :

Etant donné que les réactions d'isomérisation de C_5 et C_6 passent dans une atmosphère hydrogénée et vue que l'unité de reformage catalytique produit de l'hydrogène en excès, on doit vérifier que cette Quantité est disponible pour notre unité.

Cette quantité a été calculée et elle est estimée $11560 \text{ Nm}^3/\text{hr}$ ce qui constitue la quantité d' H_2 nécessaire au procédé d'isomérisation, cette quantité représente l'excès produit dans le ballon 12D1 de l'unité de reformage catalytique et qui est envoyée vers le ballon de stockage 35 Dl de la zone des utilités.

$$Q = 11560 \text{ Nm}^3/\text{hr} \text{ ce qui donne une quantité d'hydrogène pure de } 10034.08 \text{ Nm}^3/\text{hr}$$

- calcul du débit volumique du gaz.
- les conditions opératoires de fonctionnement sont:

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

$$P = 20 \text{ bars}$$

$$VVH = 2 \text{ h}^{-1}$$

$$H_2/HC = 1$$

$$\text{On a } H_2/HC = \frac{Q_v * Y * M}{22.4 * \lambda * Q_{vc}}$$

Q_v : débit volumique des gaz en Nm^3/hr .

Q_{vc} : débit volumique de la charge en m^3/hr .

Y : fraction molaire de l'hydrogène dans le gaz.

M : masse molaire de la charge en $kg/Kmol$.

$$\text{Pour } H_2/HC = 1 \longrightarrow Q_v = \frac{22.4 * \lambda * Q_{vc}}{Y * M}$$

$$Q_v = \frac{22.4 * 660 * 53}{0.868 * 80} = 11283.87 Nm^3 / hr$$

Q_m : débit massique du gaz.

$$Q_m = Q_v * \sqrt{\frac{d_d}{d_r}} * \sqrt{\frac{p_r + 1.03}{p_d + 1.03}} * \sqrt{\frac{t_d}{t_r}} * d_4^{15}$$

D_d : densité de design = 0.221.

d_r : densité réelle = 0.302.

P_r : pression réelle 3.5 kg/cm^2 .

p_d : pression de design = 4.5 kg/cm^2 .

t_d : température design = $38^\circ\text{C} = 311^\circ\text{K}$.

t_r : température réelle = $35^\circ\text{C} = 308^\circ\text{K}$.

$$\text{Donc } Q_m = 11283.87 \sqrt{\frac{0.221}{0.302}} * \sqrt{\frac{3.5 + 1.03}{4.5 + 1.03}} * \sqrt{\frac{311}{308}} * 0.302$$

$$Q_m = 2651 \text{ kg/hr}$$

Tableau IV-3 : Composition du gaz circulant

Composant	Masse molaire	% molaire	% massique
H2	2	0.868	0.335
C1	16	0.069	0.213
C2	30	0.0371	0.2148
C3	44	0.0185	0.1571
i-C4	58	0.0027	0.0302
n-C4	58	0.0023	0.0257
i-C5	72	0.0004	0.0055
n-C5	72	0.00013	0.0180

IV-2-4 Caractéristique de l'isomérait :

Les caractéristiques principales de l'isomérait du procédé utilisé, en utilisant le catalyseur platine sur alumines chlorées sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau IV-4 : Caractéristiques principales de l'isomérait

d_4^{15}	RON	MON	TVR (psia)	Q (kg/hr)
0.646	89	87	10,71	33874.22

Ces caractéristiques sont des estimations données par les documents techniques du bayeur de licence (UOP)

IV-3 Calcul de la quantité de catalyseur nécessaire pour le procédé

UOP/PENEX :

Ce procédé fonctionne avec une vitesse spatiale $VVH = 2 \text{ h}^{-1}$

$$VVH = Q_c / V_{cat}$$

$$V_{cat} = Q_c / VVH$$

$$V_{cat} = 53/2 = 26.5 \text{ m}^3$$

Le volume du catalyseur étant très important ce qui explique l'utilisation de deux réacteurs de même volume de catalyseur égale à 13.25 m^3 .

IV-4 Besoins en utilités :

Les utilités nécessaires au fonctionnement du procédé d'isomérisation UOP/ PENEX sont effectivement une part importante à considérer dans l'investissement préconisés, mais cela ne constitue pas pour les services techniques de la raffinerie une préoccupation majeure étant donné que les installations actuelles en matières d'utilités offrent un excédent largement suffisant.

Néanmoins, pour confirmer cette hypothèse et certifier donc que le coût impartie à l'investissement des utilités ne sera qu'un plus réduit de l'investissement globale, nous avons vérifié cet aspect, en recherchant parmi les procédés UOP/PENEX actuellement en application et à travers la documentation en matière de consommation d'utilités.

Les valeurs estimées des besoins en utilités sont:

- Charge traitée: 8000 baril /jour.
- Puissance électrique : 400KW/hr.
- Vapeur moyenne pression: 11740 kg/hr.
- Vapeur basse pression: 20700kg/hr.
- Agent chlorhydrique : 235 kg/jour.

IV-4-1 Calcul des mélanges d'essences :

L'indice d'octane ne varie pas linéairement avec la composition volumique des composants du mélange, c'est-à-dire :

$$(RON)_a V_a + (RON)_b V_b + (RON)_c V_c + (RON)_d V_d = (RON)_{\text{mélange}} V_{\text{mélange}}$$

Où le RON : l'indice d'octane recherché.

- V_a, V_b, V_c, V_d fraction volumique du composants a, b, c, d dans le mélange.

Un indice empirique « ResearchBlendingNumber » ou indice de mélange RBN dérivé du RON et qui varie avec la composition volumétrique des composants est employé pour le calcul des mélanges d'essences :

$$(RBN)_a V_a + (RBN)_b V_b + (RBN)_c V_c + (RBN)_d V_d = (RBN)_{\text{mélange}} V_{\text{mélange}}$$

Un abaque de correspondance entre l'indice d'octane «RON » et l'indice de mélange « RBN ».

IV-5 Détermination de la composition d'une essence sans plomb à base d'isomérat :

A partir des spécifications des constituants on peut déterminer les quantités deconstituant à mélanger. Par la résolution du système d'équation d'écrit –ci- après :

- L'équation du volume :

$$V_a + V_b + V_c = V_m$$

- L'équation du RBN :

$$(RBN)_a V_a + (RBN)_b V_b + (RBN)_c V_c = (RBN)_{\text{mélange}} V_{\text{mélange}}$$

- L'équation de la densité :

$$D_a V_a + D_b V_b + D_c V_c = D_{\text{mélange}} V_{\text{mélange}}$$

- L'équation de la TVR :

$$(TVR)_a V_a + (TVR)_b V_b + (TVR)_c V_c = (TVR)_{\text{mélange}} V_{\text{mélange}}$$

V_a = volume de reformat .

V_b = volume de butane.

V_c = volume de isomérat.

V_m = volume de mélange.

D'après la résolution du système d'équation la nouvelle formulation de l'essence sans plomb normal et super dans la raffinerie d'Arzew à base de l'isomérat est donnée dans les tableaux suivants :

Tableau IV-5 : La nouvelle formulation de l'essence normale sans plomb à la raffinerie d'Arzew

composants	Reformat	Butane	Isomérat	Vérification
% volumique	17,50	1,00	81,50	
Densité	0,7848	0,579	0, 646	0,710
TVR (kg/cm ²)	0,35	4	0,75	0,713
NO	98	93,5	89	91
RON	98	93,5	89	91
RBN	68,4	64,3	61,5	62,70

Tableau IV-6 : La nouvelle formulation de l'essence super sans plomb à la raffinerie d'Arzew

Composants	Reformat	Butane	Isomérat	Vérification
% volumique	17,50	6,30	38.30	
Densité	0,7848	0,579	0, 646	0,732
TVR (kg/cm ²)	0,35	4	0,75	0,773
NO	98	93,5	89	95
RON	98	93,5	89	95
RBN	68,4	64,3	61,5	65,5

IV-5-1 Les gains qu'apport ce projet :**IV-5-1-1 Valorisation du gain de l'élimination du plomb :**

La raffinerie produit une essence normale et super avec un taux d'éthylation de 0.35 g/l.

Avant de faire le calcul des conversions être faites comme suit :

La raffinerie d'Arzew produit :

- Essence normale : 490 000 tonnes /ans.
- Essence super : 70 000 tonnes /ans.

Conversion en litre :

La densité des essences :

- Essence normale : 0.720.
- Essence super : 0.730.

Application :

- Essence normale = « $(490000 \cdot 10^3) / (0,72) \gg 6,806 \cdot 10^8$ litres.
- Essence super = « $(70000 \cdot 10^3) / (0,73) \gg 9,589 \cdot 10^7$ litres.

La quantité du plomb utilisée = 0,35. « $(6,806 \cdot 10^8) + (9,589 \cdot 10^7) \gg 271756088,3g$.

IV-5-1-2 Détermination de la quantité gagnée en reformat :

Après avoir étudié les résultats de l'étude de choix de procédé, on a pu avoir la formulation des essences normale et super (sans plomb) et les comparant avec l'ancienne formulation, les résultats sont résumés dans le tableau.

Pour un m³ d'essence normale on gagne 0,356 m³

Pour un m³ d'essence super on gagne 0,293 m³

Donc sur an on gagne

$$(680555,556 \cdot 0,356) + (95890,411 \cdot 0,293) = 270373,668 \text{ m}^3$$

Conversion en tonne :

La densité de reformat = 0,778.

La quantité gagnée en reformat = $270373,668 \cdot 0,778 = 210350,714$ tonnes/an.

Tableau IV-7: Formulation des essences

Les composants		Reformat	Butane	LSRN	Isomérat	total
Essence normale avec un taux d'éthylation 0,35g/1	%volumique	53,08	5,00	41,92	-	100
	NO	98	93,5	70	-	91
Essence super avec un taux d'éthylation 0,35g/1	%volumique	84,69	5,00	10,31	-	100
	NO	98	93,5	70	-	96
Essence normale sans plomb	%volumique	17,50	1,00	-	81,50	100
	NO	98	93	-	89	91
Essence super sans plomb	%volumique	55,40	6,30	-	38,30	100
	NO	98	93,5	-	89	95

Chapitre : V

Calcule des équipements

V-1 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, échangeurs et le four basant sur les données thermodynamiques et cinétiques des réactions d'isomérisation.

V-2 Dimensionnement du réacteur :

Bien que le réacteur ne présente qu'une faible part dans l'investissement total d'une installation, il est au coeur 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.

V-2-1 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 ₂	7.05	2651
Total	100	37631
Soritié		
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 pouvant 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	ΔH_{Ri} Kcal/mol	y (%mol)	Yi(%pd)	Y(%mol)
Benzène	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	ΔH_{Ri} 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

V-2-2 Bilan thermique de chaque réacteur:

V-2-2-1 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

$$Q_{s1} = Q_{E1} + Q_{r1}$$

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

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

$$Q_{CEI} = Q_c * H_{CEI}$$

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

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

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

$$d = 0.66$$

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

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

$$H_{CEI} = 150 \text{ Kcal/kg} \longrightarrow \text{Figure .IV (annexe)}$$

$$Q_{CEI} = Q_c * H_{CEI}$$

$$Q_{CEI} = 34980 * 150 = 5247000 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_{CEI} = 5247000 \text{ Kcal/hr}$$

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

$$q_R = (Q_c/M_c) \sum (\Delta H_{RI} * y_i * Y_i)$$

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

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

$$Y_i : \% \text{ molaire de chaque constituant, tire du tableau III-1 (annexe)}$$

$$Y_i : \text{taux de conversion de chaque constituant, tiré de la figure II-2 (annexe)}$$

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

$$\sum (\Delta H_{RI} * y_i * Y_i): 1493.05 \text{ Kcal/Kmol tiré du tableau V-2 (annexe)}$$

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

Quantité de chaleur à la sortie:

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

$$Q_{CSI} = 5247000 + 652835$$

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

B. La température à la sortie du premier réacteur:

$$Q_S = Q_c * H_{S1}$$

$$H_{S1} = Q_{SI} / Q_c$$

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

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

Alors on trouve :

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

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

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 $\text{H}_2 \longrightarrow$ mol cyclohexane

2.87% benzene $\longrightarrow$ 8.61 % H_2

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

X $\longrightarrow$ 34980/80 mol de charge

La quantité de H_2 consommée : $X = 37.65 \text{ K mol/hr}$

➤ La quantité de H_2 à l'entrée (Q_{H_2}) du premier réacteur:

Tableau V-4: composition du gaz à l'entrée et sortie du premier réacteur.

Composants	M (kg/K mol)	$Y_{\text{entrée}} (\% \text{mol})$	$Y_{\text{entrée}} (\% \text{pd})$	$Y_{\text{sortie}} (\% \text{pd})$
H_2	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 : $M_{\text{ge}} = 5.179 \text{ Kg/K mol}$

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

$$Q_{\text{gs1}} = y_{\text{H}_2} * Q_{\text{m}} / M_{\text{g}} = 0.868 * 2651 / 5.179$$

$$Q_{\text{gs1}} = 444.3 \text{ K mol /hr}$$

➤ La quantité du gaz à la sortie du premier réacteur

$$Q_{\text{gs1}} = 444.3 - 37.67$$

$$Q_{\text{gs1}} = 406.5 \text{ K mol/ hr}$$

$$Q_{\text{gs1}} = 406.5 * 5.551$$

$$Q_{\text{gs1}} = 2257.35 \text{ Kg/hr}$$

$$H_{\text{gs1}} = \sum H_i * y_i \text{ à } T = 183 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$H_{\text{gs1}} = \sum H_i * y_i = H_{\text{H}_2} \cdot 0,3060 + H_{\text{C1}} \cdot 0,2240 + H_{\text{C2}} \cdot 0,2260 + \dots$$

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

$$Q_{gsI} = 2257.35 * 648.543$$

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

d)- La quantité de chaleur totale à la sortie du premier réacteur:

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

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

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

V-2-2-2 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 :

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

$$H_{CE2} = \sum H_i * y_i = 132 \text{ Kcal/ kg} \longrightarrow \text{figure. IV (annexe)}$$

$$Q_{CE2} = Q_c * H_{CE2}$$

$$Q_{CE2} = 34980 * 132$$

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

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

$$Q_{R2} = (Q_c/M) \sum (\Delta H_{RI} * y_i * Y_i)$$

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

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

$$(\Delta H_{RI} * y_i * Y_i) = 1106.3154 \text{ kcal /k mol} \longrightarrow \text{tiré du tableau IV-3(annexe)}$$

$$Q_{R2} = 1106.3154 * 34980/80 = 483736.4 \text{ kcal/hr}$$

- **La quantité de chaleur de la charge à la sortie du deuxième réacteur**

$$Q_{S2} = 4617360 + 483736.4$$

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

B. Température à la sortie du deuxième réacteur :

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

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

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

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

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

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

$$Q_{GS2} = H_{GS2} * Q_g$$

$$H_{GS2} = \sum H_i * Y_i \text{ à } 174^\circ\text{C}$$

$$H_{GS2} = 632.4 \text{ kcal/kg}$$

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

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

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

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

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

V-3 La géométrie du réacteur:

Le volume du catalyseur est déjà calculé et il est estimé à la somme de **26.5 m³**. Et puisque qu'on a deux réacteurs de même volume de catalyseur.

Le volume de catalyseur dans chaque réacteur est de **13.25 m³**

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 : $T_c = 1.05 t_m + 160$

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 :

$$P_c = C * T_c / M_c$$

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 :

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

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 $T_{10\%} = 48^\circ\text{C}$

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

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)

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

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

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

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

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

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

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

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

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)

p_{cat} : masse volumique du catalyseur est égale à 700 kg/m³

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

$$p_{eff} = m_{tot} / V_{total}$$

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

$$2651 + 34980$$

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

Donc :

$$p_{eff} = 37631 / 1400$$

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

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

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

C. La surface utile du réacteur:

Elle est donnée par l'expression suivante :

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

$$S = 1400 / (0.16 * 3600)$$

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

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 :

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

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

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

$$\text{Donc } D = 2 * R$$

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

Tableau V-5: Récapitulative des 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
La quantité de chaleur total à l'entrée : Du 1 ^{er} réacteur en (kcal/hr) Du 2 ^{eme} réacteur en (kcal/hr)	5247000 4617360
La quantité de chaleur totale à la sortie : Du 1 ^{er} réacteur en (kcal/ hr) Du 2 ^{eme} réacteur en (kcal/ hr)	7363827 6777588.8
Température d'entré de chaque réacteur	150°C
Température 1 ^{er} réacteur 2 ^{eme} réacteur	183°C 174°C
Volume du catalyseur dans chaque réacteur	13.25 m ³
Dimension de chaque réacteur	
Surface du réacteur	2.43 m ²
Hauteur du réacteur	9 m
Hauteur du catalyseur	5.45 m
Diamètre du réacteur	1.76 m

V-4 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°C est :

$$Q_{ce} = H_{ce} * Q_e$$

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

$$Q_{ce} = 12.94 * 34980$$

$Q_{ce} = 452\,641.2 \text{ Kcal/hr}$

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°C :**

$$Q_{ce} = H_{ge} * Q_g$$

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

$$Q_{ce} = 519.62 * 2651 \rightarrow Q_{ce} = 1\,377\,512.62 \text{ Kcal/hr}$$

- **La quantité de chaleur totale:**

$$Q_{cet} = Q_{ce} + Q_{ge} = 1\,377\,512.62 + 452\,641.2$$

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

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

Tableau V- 6: Quantité de chaleur en fonction de température d'équilibre.

Température ($^{\circ}\text{C}$)	40	50	60
Quantité de chaleur totale (Kcal/hr)	1967732.36	229280.35	2404312.90

V-4-1 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^{ème} réacteur à 60°C est

$$Q_{T2} = 4468132.9 \text{ kcal/h}$$

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

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

$$Q = 6777588.8 - 4468132.9$$

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

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

$$Q_{t2} = Q_1 + Q$$

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

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

Alors la température $q_{t2} = 55^\circ\text{C} \rightarrow$ figure V (annexe)

C. Détermination de la surface d'échange:

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta t_1 = 174 - 55$$

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

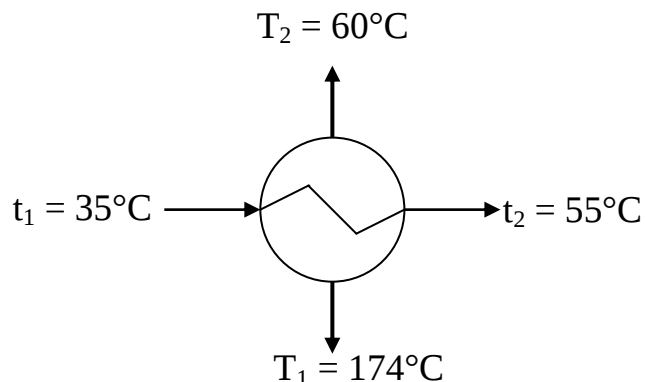
$$\Delta t_2 = T_2 - t_1$$

$$\Delta t_2 = 60 - 35$$

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

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

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



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

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 $n_c = 1$

V-4-2 Choix de l'appareil :

Le coefficient de transfert sale U_s compris entre 200 et 370 Kcal/m²h°C

Pour un échange thermique HC léger/HC léger

On prend: $U_s = 280$ Kcal/m²h°C → tableau III (annexe)

A. Calcul de la surface d'échange A :

$$A = q / (U_s \cdot F \cdot \Delta T_{LM})$$

q = la quantité de chaleur échangée

$$A = 2390455.9 / (280 \cdot 0.9 \cdot 60.24)$$

$A = 152.13 \text{ m}^2$

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

Longueur $L_t = 6000$ mm

Diamètres $D_t = d_0 = 19.05$ 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 pat de 2.54 cm.

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

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)

$$U_s = U_s * N_t / N_t$$

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

D. Vérification de la surface d'échange :

$$A = N_t * a$$

$$A = 420 * 0.359$$

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

$A \approx A$ ce qui vérifié le dimensionnement de l'échangeur.

V- 4- 3 Calcul de l'échangeur 12XE2 :

- Température de sortie du 1^{er} 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^{er} réacteur à 150°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^{ème} échangeur n°01:

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

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

$$Q_2 = 5381713.72 \text{ Kcal/hr}$$

C. Détermination de la surface d'échange :

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

$$\Delta t_1 = T_1 - t_2$$

$$\Delta t_1 = 183 - 100$$

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

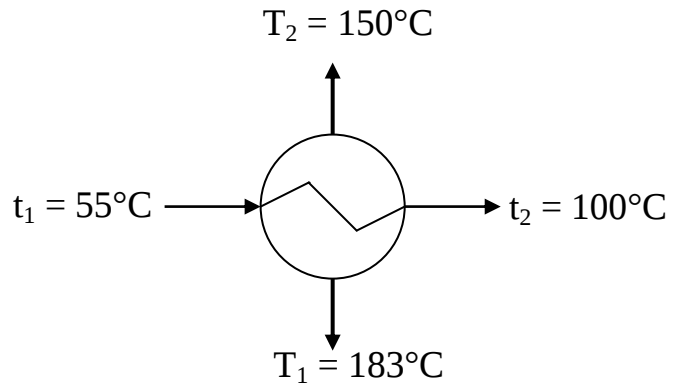
$$\Delta t_2 = T_2 - t_1$$

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

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

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

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

**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)

$$A = q / U_s * \Delta TLM * F$$

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

$$N_t = A / (a * n_c)$$

$$N_t = 51.46 / 0.359$$

$$N_t = 144$$

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

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

V-4-3-1 Caractéristique de l'échangeur 12XE1:*Tableau V- 7: Récapitulatif des résultats de l'échangeur 12XE1*

	Cote tube	Cote calandre
Fluide traité	Effluent du 2 ^{ème} réacteur	Charge + gaz riche en H ₂
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 ₁ = 174	Entrée : t ₁ = 35
	Sortie : T ₂ = 60	Sortie : t ₂ = 55
Qualité de chaleur échangée (Kcal/hr)	2309455.9	2309455.9
Surface d'échange d'un tube (m ²)	0.359	0.359
Surface d'échange total (m ²)	150.78	150.78
Nombre total des tubes	424	424
Nombre de passe coté calandre : N _c	1	1
Nombre de passe coté tube n _t	6	6
Longueur des tubes (m)	6	6
Diamètre des tubes (m)	0.01905	0.01905
Diamètre de calandre (m)	0.686	0.686
ΔTLM en °C	60.24	60.24

V-4-3-2 Caractéristique de l'échangeur 12XE2:*Tableau V- 8: Récapitulatif des résultats de l'échangeur 12XE2*

	Cote tube	Cote calandre
Fluide traité	Effluent du 1 ^{er} réacteur	Charge + gaz riche en H ₂
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 ₁ =183	Entrée : t ₁ = 55
	Sortie : T ₂ =150	Sortie : t ₂ = 100
Qualité de chaleur échange (Kcal/hr)	1242104	1242104
Surface d'échange d'un tube (m ²)	0.359	0.359
Surface d'échange total (m ²)	50.35	50.35
Nombre total des tubes	124	124
Nombre de passe cote calandre: N _c	1	1
Nombre de passe cote tube n _t	8	8
Longueur des tubes (m)	6	6
Diamètre des tubes (m)	0.01905	0.01905
Diamètre de calandre (m)	0.439	0.439
ΔTLM en °C	88.86	88.86

Conclusion générale

Pour satisfaire les besoins en carburants, à l'échelle nationale, dans la raffinerie d'Arzew, il nous a été confié la tâche d'étudier l'évaluation des performances de l'unité isomérisation de la raffinerie d'Arzew.

Depuis la création de la zone des carburants, la fabrication des essences à la raffinerie d'Arzew s'effectuait sans avoir recours à l'isomérisation. L'amélioration des indices d'octane est accomplie par l'incorporation du plomb tétraéthyle en quantité relative avoisinante des valeurs limites. La prise en compte des contraintes environnementales nationales et internationales, la réduction voire même l'élimination totale du plomb tétraéthyle sera l'idée maîtresse d'un nouveau programme. La raffinerie d'Arzew sera donc confrontée à cette préoccupation pour répondre aux nouvelles attentes qualitatives et quantitatives en matière de consommation d'essence.

Pendant l'élaboration de ce travail, nous avons pu suivre le procédé d'isomérisation catalytique du naphta léger à travers les différentes sections (hydrotraitement et isomérisation) et nous avons pu relever :

- Les différents paramètres de marche des sections de production de l'isomérat.
- L'acheminement des produits fabriqués à partir du traitement de la charge (Naphta léger) jusqu'à l'obtention de l'isomérat.

La récolte des informations concernant les différents paramètres de marche de chaque section (débit = 8000 baril/j., température = 150°C), nous a été indispensable pour entamer la phase de calcul.

Ces présentations sont consacrées au calcul des performances de l'unité isomérisation catalytique de la raffinerie d'Arzew, et qui amènent aux conclusions suivantes :

- Le rendement en isomérat d'après l'UOP, pour un indice d'octane NO = 88 est de 96% pds, pour notre cas le rendement pour un indice d'octane NO = 87 est de 95% pds.
- À partir de la température moyenne pondérée des réacteurs (WAIT) calculée, nous avons pu constater que le catalyseur actuel I-82 a perdu (150°C) d'activité par rapport au catalyseur neuf, une perte qui peut devenir préoccupante à moyen terme.
- Le catalyseur I-82 se désactive avec une vitesse de **1,85 fois**, presque double par rapport au cas du design. Cette désactivation est expliquée par :

-L'augmentation de température pour le maintien de l'indice d'octane, ce qui entraîne le dépôt de coke et le frittage des particules de platine.

-la baisse de pression qui facilite le dépôt de coke.

-L'élévation de la température WAI qui augmente l'indice d'octane mais favorise en même temps les réactions thermiques parasites.

L'écart des rendements des familles hydrocarbures dans les deux réacteurs est due à :

-Une conversion rapide et presque totale des naphthalènes et des paraffines dans le premier réacteur, traduisant l'isomérisation successive de 3-Méthyl Pentane en 2-Méthyl Pentane puis en 2,3-Diméthyl Butane et l'ouverture des cycles naphthéniques par hydrogénation.

-Une conversion importante des aromatiques dans les deux réacteurs due à leur saturation par hydrogénation, en vue d'être convertis en produits isomères.

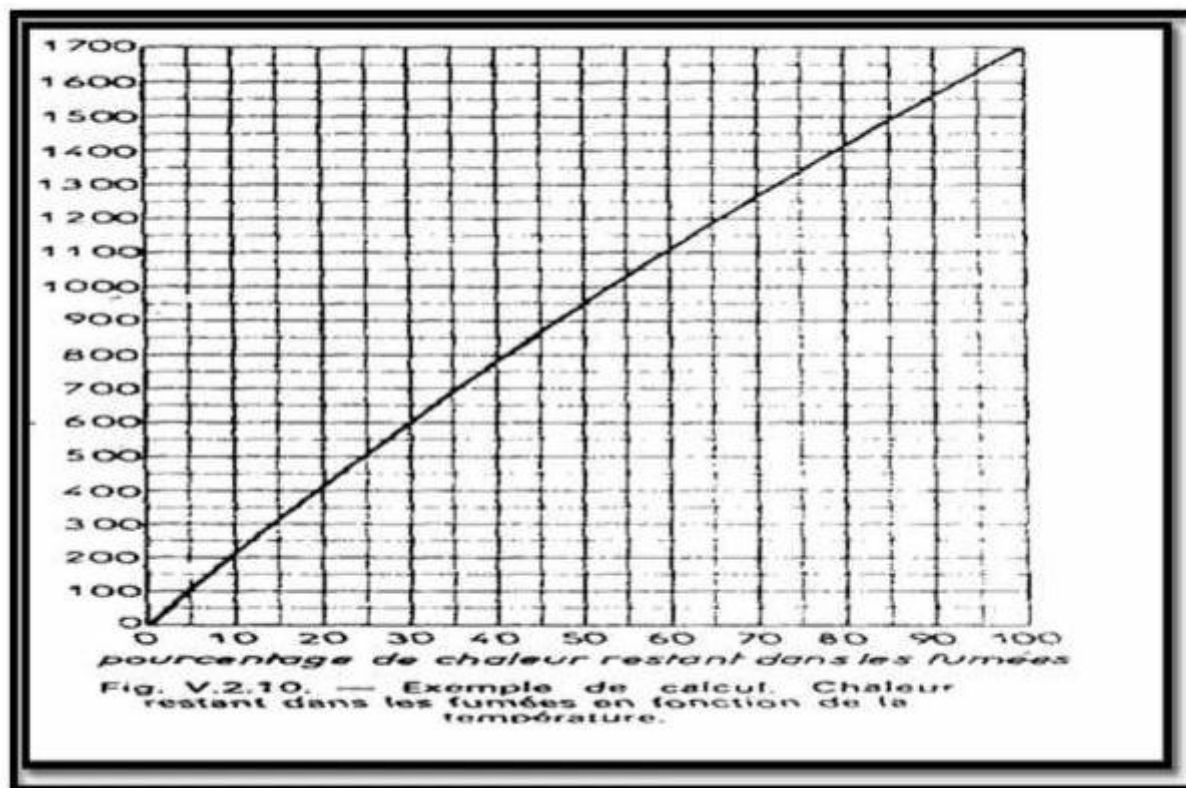
Les paramètres de fonctionnement de l'unité (rapport $H_2/HC = 1$ mole/mole, $VVH = 2 \text{ h}^{-1}$) sont du même ordre que le design.

En fin, nous pensons que parmi tous les facteurs étudiés, la vitesse de désactivation du catalyseur semble être préoccupante et relativement élevée pour une nouvelle charge récemment installée. Même si la staff technique du complexe la considère comme une valeur tolérable, en attendant une meilleure stabilisation de la masse catalytique, nous conseillons de prendre au sérieux toute évolution suspectée de ce paramètre. Il présente un indice important de l'épuisement accéléré du catalyseur et se traduit, le plus souvent, par une atténuation rapide du cycle de vie.

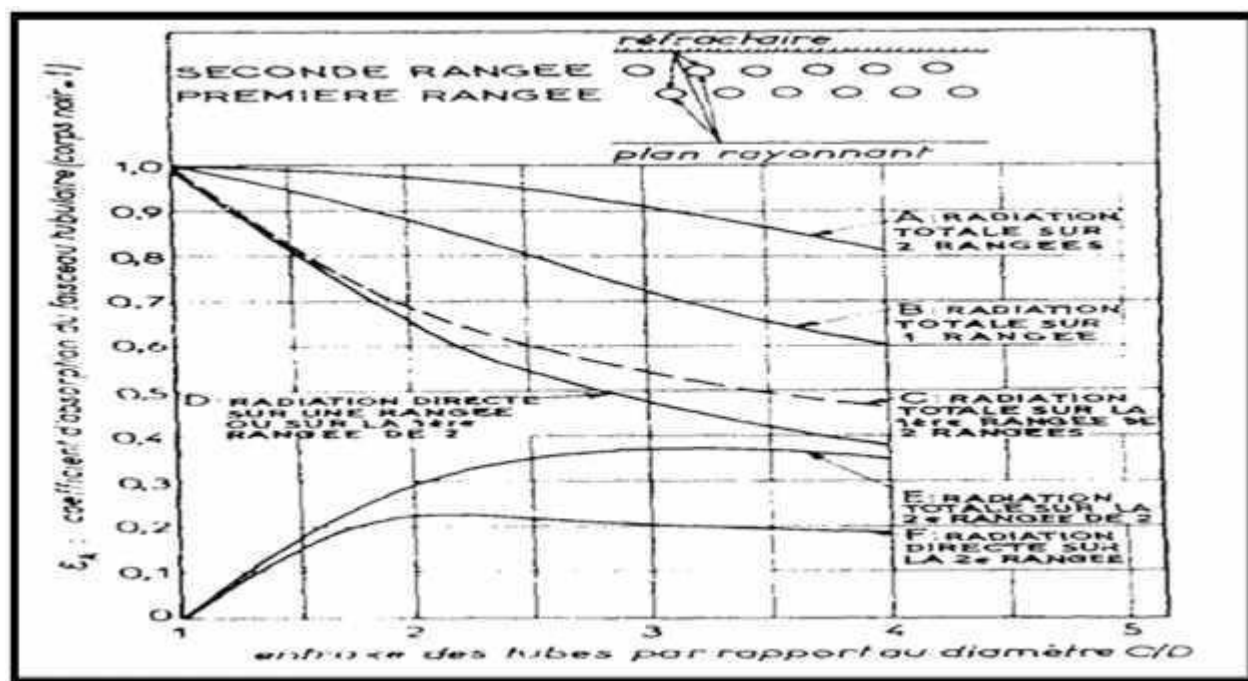
Bibliographie

- [1]. R. ABDOULLAEV et V.KOSSIAKOV : Chaire de Raffinage Pétrochimie « Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes ». Institut National des Hydrocarbures et de la Chimie « INHC », Boumerdes, 1977, pages 37-39.
- [2]. P.WUITHIER : Le pétrole, Raffinage et Génie chimie, Tome I, Deuxième édition Technip ; Paris 1972.
- [3]. G.OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000, pages 17-22.
- [4]. S. ROUICHI .Etude théorique de la cinétique de l'isomérisation du n-Heptane sur catalyseur zéolithiques, 23 Novembre 2006, pages 1, 4, 29, 32.
- [5]. T.Bouzit, M. Terahi, S.Bouras, B. Ait Aissa, opportunité de Réalisation d'une unité d'isomérisation du n-Naphta léger a la raffinerie d'Arzew, pages 6.
- [6]. F. Hocine, Isomérisation des paraffines légères, Université de M' hamed Bouguerra-Boumerdes (2007).
- [7]. Cours de raffinage du pétrole brut (medardekra) , ingénieur raffinage et génie chimique. Page (12, 16, 17), SlideShare (15/01/2017).
- [8]. R. ABDOULLAEV et V.KOSSIAKOV : Chaire de Raffinage Pétrochimie « Théorie et calcul de la rectification des mélanges complexes ». Institut National des Hydrocarbures et de la Chimie « INHC », Boumerdes, 1977.
- [9]. G. OTHMANINE et S. MUSTAFAEF : Calcul du Topping, Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie « FHC » ; Université A. BOUGUERRA, Boumerdes, 2000.
- [10]. Transfert de chaleur, Université de Technologie Compiègne, (UTC).
- [11]. Cours de transfert thermique, 1ère année master Génie chimique, Université d'EL oued.
- [12]. Yves Jannot. Transfert thermique. Ecole des mines Nancy. 2012.

Annexe



-Figure VIII-



-Figure IX

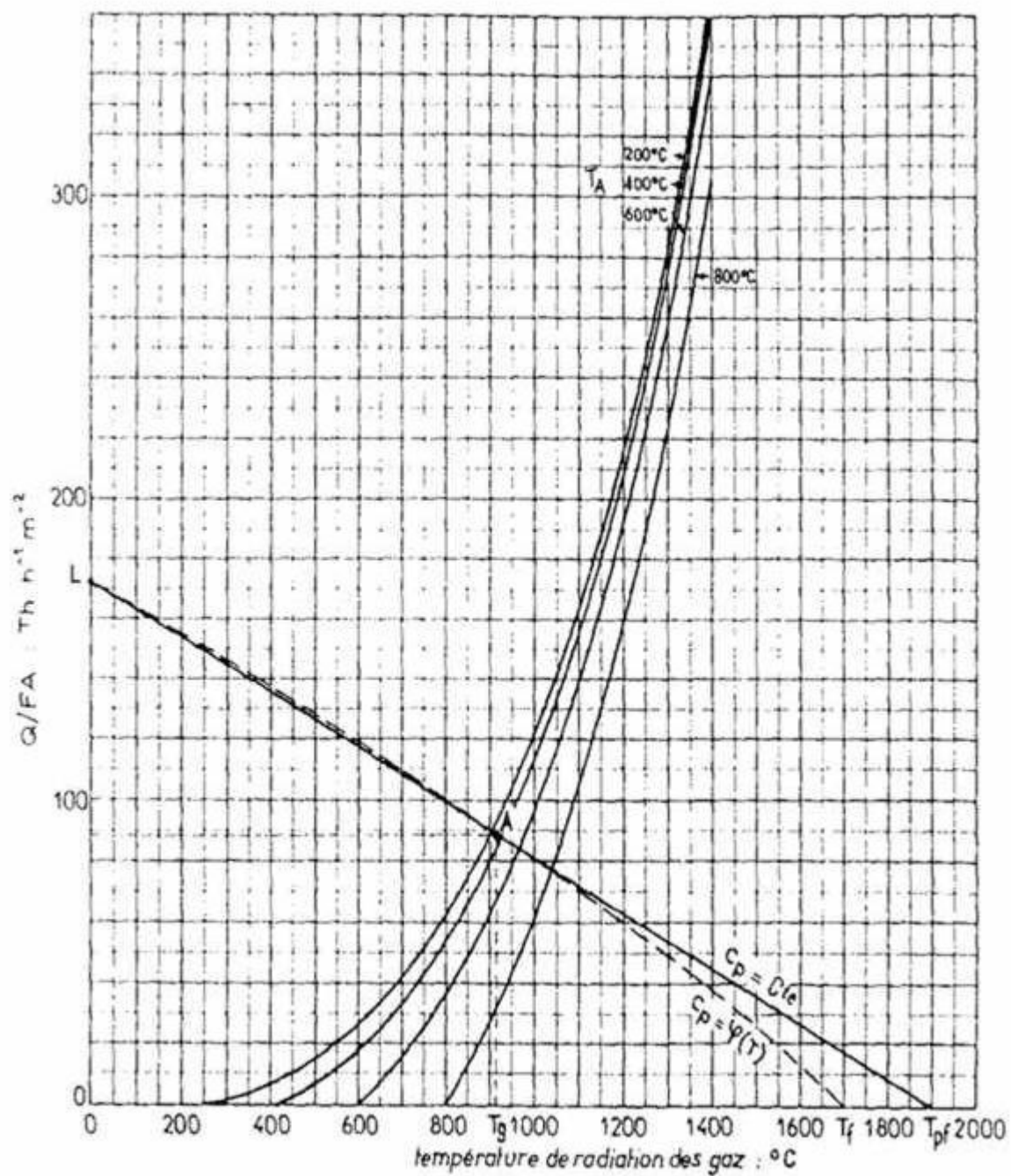


Fig. V.2.2. — Détermination graphique de la chaleur absorbée par radiation.

-Figure XII-

-Figure V

Figure VI: epaisseur utile de la gouche de GAZ

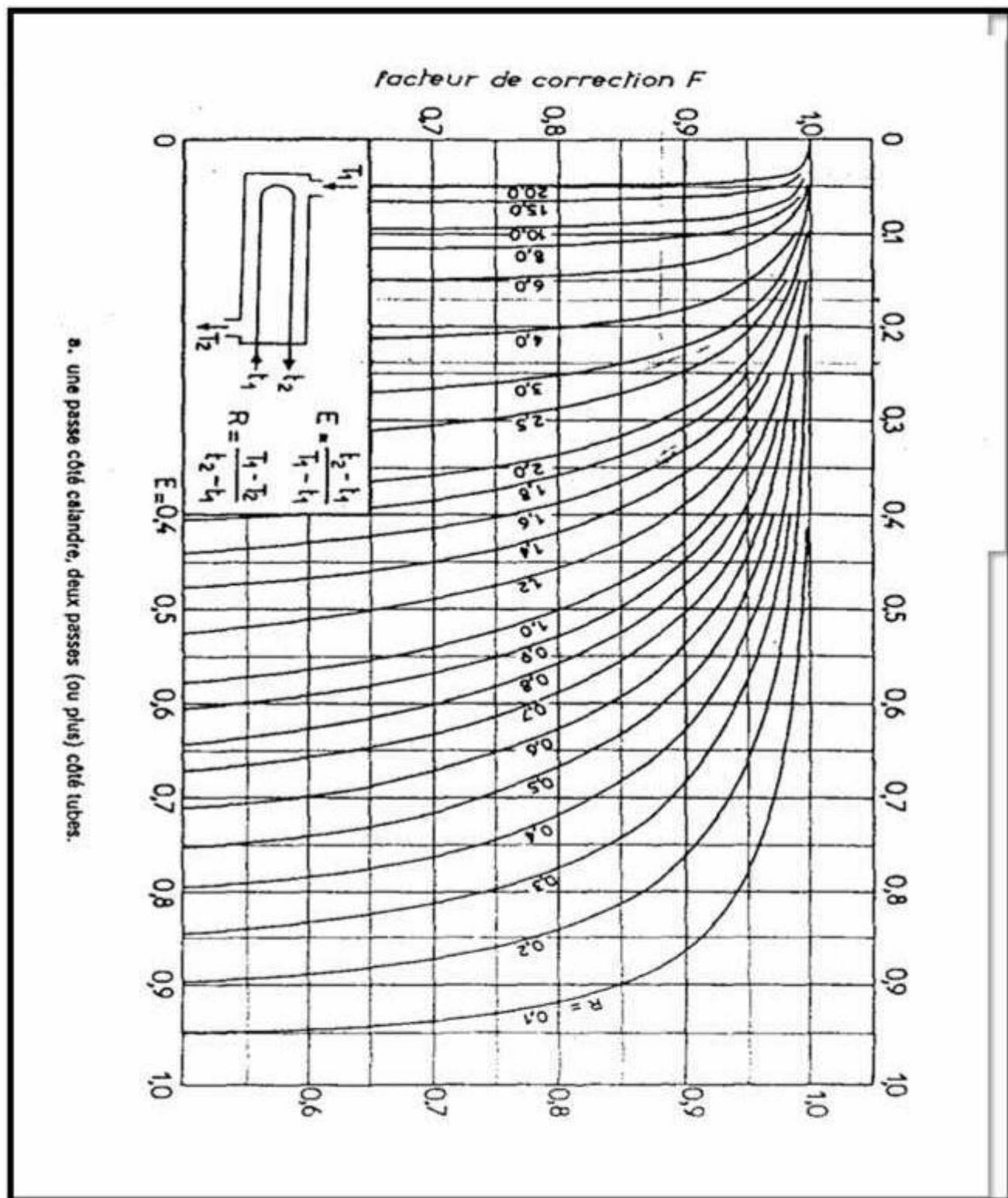


Figure VII : Détermination du facteur de correction F en fonction de R et E

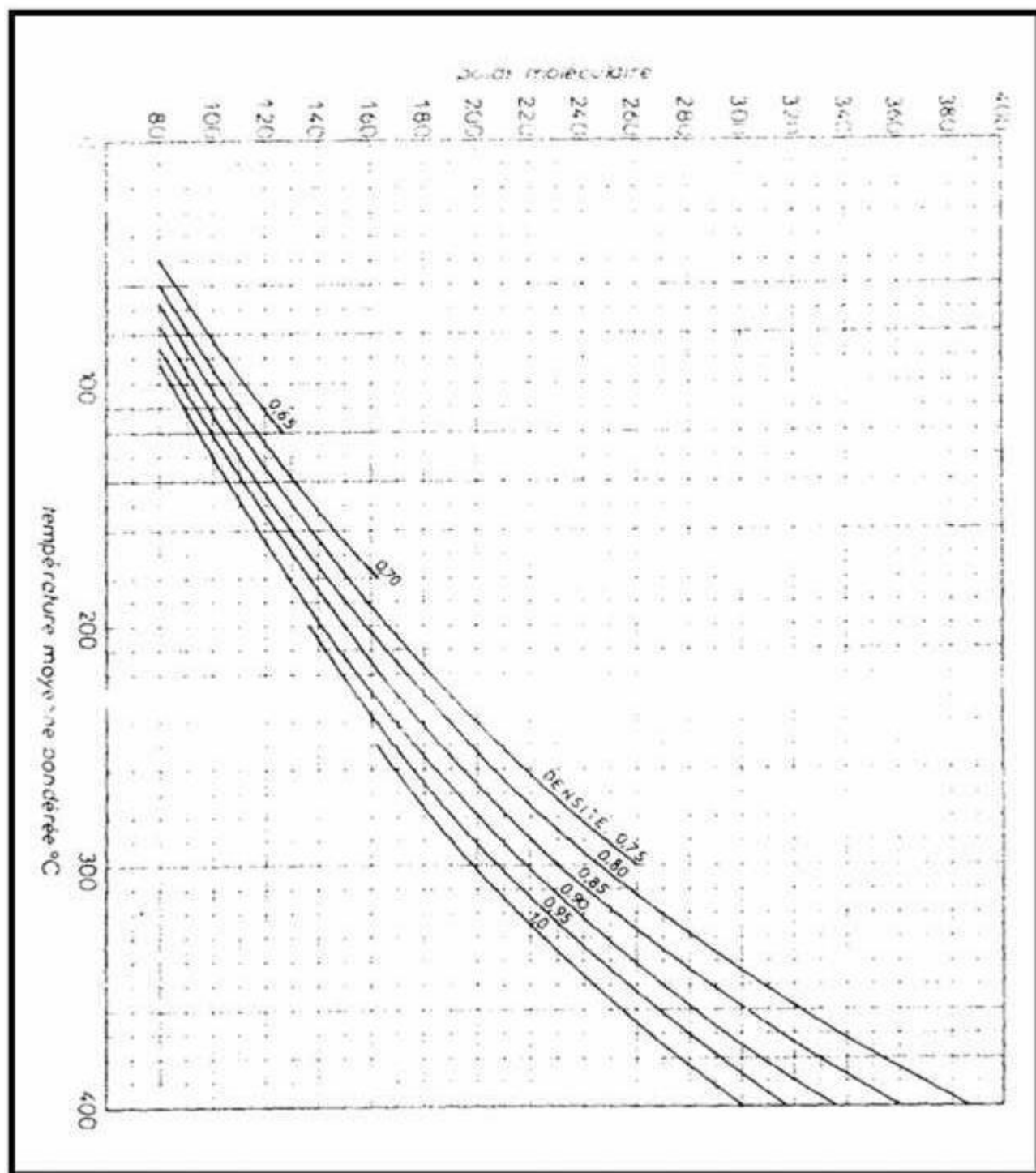


Figure III : poids moléculaire des fractions en fonction de la densité et de la température

Moyen ne pondérée

DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ													
D _e calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t				nombre de passes : n _t			
(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	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	268	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

ECHANGEURS		U _i	
FLUIDE CHAUD	FLUIDE FROID	kcal/h.m ² .°C	BTU/hr. ft ² .°F
Eau	Eau	1 250 - 2 500	250 - 500
Solutions aqueuses	Solutions aqueuses	1 250 - 2 500	250 - 500
Hydrocarbures légers ⁽¹⁾	Hydrocarbures légers	200 - 370	40 - 75
Hydrocarbures moyens ⁽¹⁾	Hydrocarbures moyens	100 - 300	20 - 60
Hydrocarbures lourds ⁽¹⁾	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures légers	150 - 300	30 - 60
Hydrocarbures légers	Hydrocarbures lourds	50 - 200	10 - 40
REFRIGÉRANTS			
Eau, méthanol, ammoniac et solu- tions 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
Vapeur d'eau	Solutions aqueuses : $\mu > 2$ 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 - 60

(¹) Ces valeurs de U_i comprennent une résistance globale d'encrassement R_e = 0,0006 h.m².°C/kcal = 0,003 hr. ft².°F/BTU, et correspondent à : 0,35 kg/cm² < ΔP < 0,7 kg/cm².

(²) 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⁽¹⁾

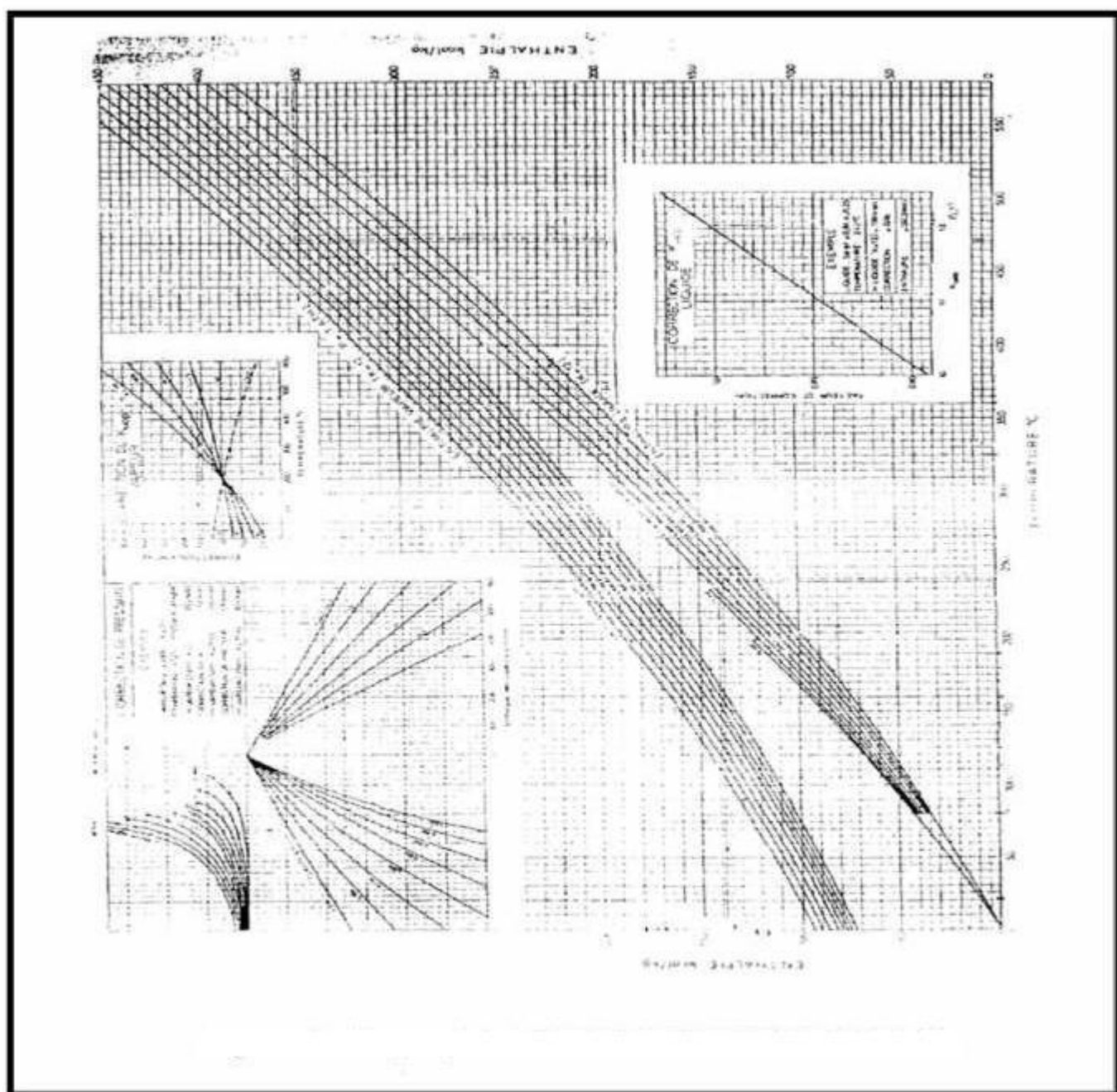


Figure IV : Abaque général d'enthalpie des fraction pétrolières

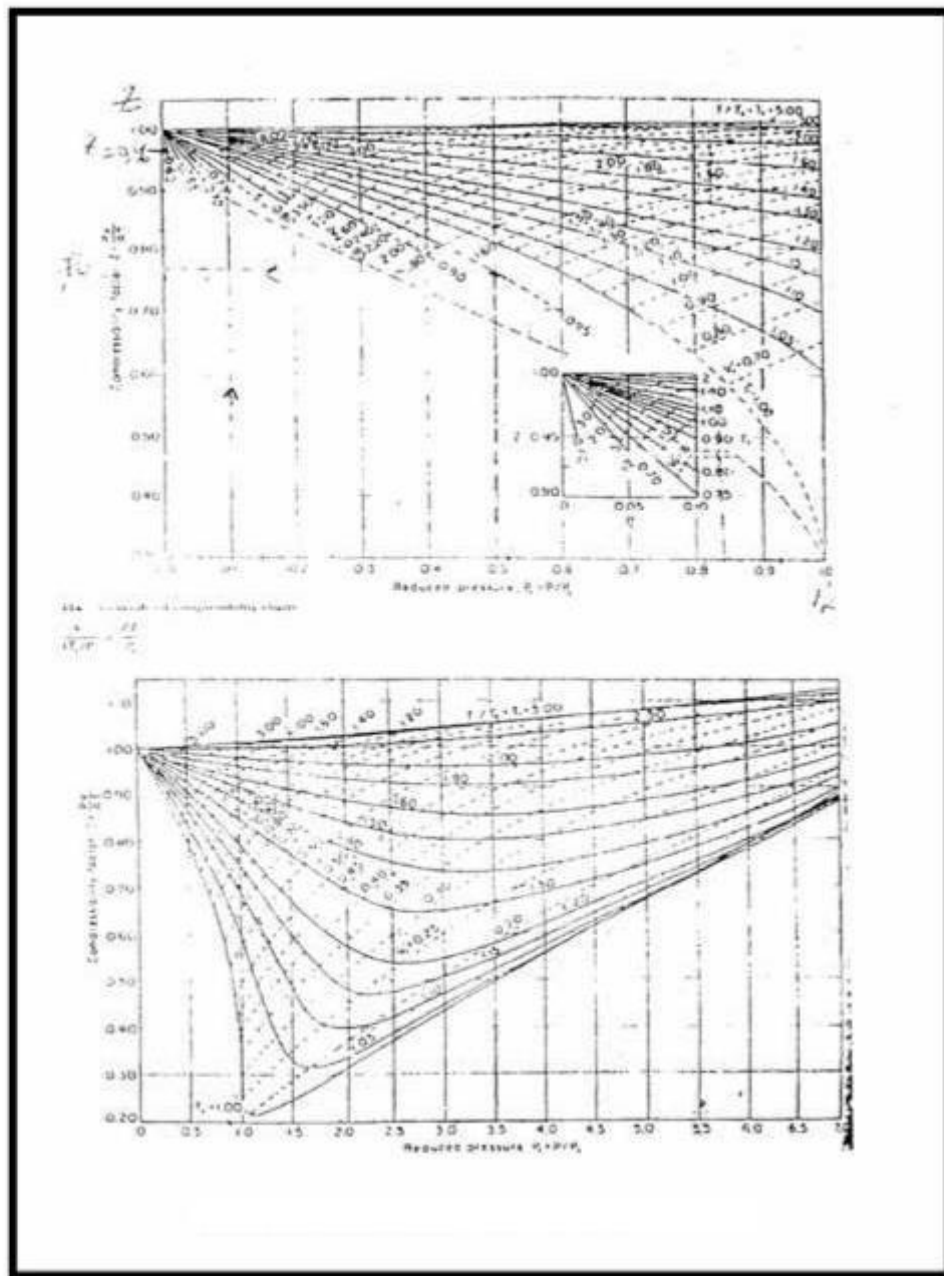


Figure VI : Determination du coefficient de compressibilité Z



ETUDE COMPLETE DU BRUT DE LA RAFFINERIE D'ARZEW

Fraction n°	Temperature °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	Densité à 15 °C	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20 °C	KUOP
Légers	<17.8	2.76	2.76	0.6816	1.82	3.82	-	-
1	17.8 - 65	3.07	5.83	0.6860	3.80	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	0.7002	2.72	13.58	1.3977	12.47
6	85 - 90	2.15	13.07	0.6968	2.89	16.07	1.3984	12.52
7	90 - 95	6.33	19.40	0.7194	0.57	16.44	1.4093	12.08
8	95 - 100	0.23	19.73	0.7145	0.36	16.80	1.4120	12.05
9	100 - 105	0.46	20.19	0.7247	0.51	17.31	1.4122	12.10
10	105 - 110	1.04	21.23	0.7158	1.25	18.46	1.4128	12.13
11	110 - 115	1.69	22.92	0.7307	0.65	20.31	1.4159	12.11
12	115 - 120	1.02	23.95	0.7155	1.42	21.43	1.4186	12.08
13	120 - 125	1.66	25.61	0.7385	1.29	23.22	1.4200	12.08
14	125 - 130	1.03	26.64	0.7413	1.11	24.33	1.4227	12.08
15	130 - 135	1.22	27.86	0.7444	1.31	25.64	1.4230	12.08
16	135 - 140	1.28	29.14	0.7406	1.37	27.01	1.4258	12.07
17	140 - 145	2.56	31.70	0.7502	2.72	29.73	1.4268	12.09
18	145 - 150	0.29	32.99	0.7509	0.31	30.04	1.4312	12.00
19	150 - 155	0.46	33.45	0.7651	0.48	30.52	1.4350	11.95
20	155 - 160	0.58	34.03	0.7678	0.61	31.13	1.4362	11.95
21	160 - 165	1.38	35.41	0.7689	0.4	32.57	1.4369	11.98
22	165 - 170	1.85	37.26	0.7721	0.71	34.50	1.4380	11.98
23	170 - 175	1.78	39.04	0.7755	1.54	36.54	1.4390	11.97
24	175 - 180	0.25	39.29	0.7703	0.17	37.11	1.4411	11.97
25	180 - 185	0.79	40.08	0.7800	0.51	37.92	1.4428	11.99

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

	a	b. 10 ³	c. 10 ⁶	d. 10 ⁹	INTERVALLE DE TEMPÉRATURE
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	7,58	
n-Butane	- 0,945	8,073	- 4,38	8,33	
i-Butane	- 1,69	9,936	- 5,495	11,05	
n-Pentane	- 1,18	10,85	- 5,36	10,17	
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	- 1,932	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, cis	- 1,778	8,078	- 4,074	7,89	
Butène-2, trans	- 2,34	7,22	- 3,51	6,07	
Cyclopentane	- 1,481	8,203	- 5,577	13,6	
Cyclohexane	- 12,957	13,087	- 7,417	16,1	
Méthylcyclopentane	- 12,114	15,38	- 8,915	20,03	
Cyclohexène	- 15,935	16,454	- 9,203	19,27	
Méthylcyclohexane	- 15,07	18,972	- 10,989	24,09	
Benzène	- 8,65	11,578	- 7,94	18,51	
Toluène	- 8,211	13,157	- 8,33	17,2	
Ethylbenzène	- 8,398	15,935	- 10,003	23,05	
Styrène	- 0,998	14,354	- 9,15	22,03	
Cumène	- 0,5	18,583	- 11,521	24,6	
o-Xylène	- 3,785	11,251	- 8,224	18,6	
m-Xylène	- 6,532	14,905	- 8,831	20,05	
p-Xylène	- 5,711	14,22	- 7,984	17,03	
Acétylène	5,21	2,2008	- 1,559	4,349	
Méthylacétylène	4,2	4,073	- 2,192	4,713	
Diméthylacétylène	3,4	5,811	- 2,4	4,974	
Propadiène	- 2,23	4,693	- 2,781	6,484	
Propadiène-1,2	- 1,79	6,35	- 5,582	14,24	
Isoprène	- 0,44	10,116	- 6,762	16,00	

	a	b. 10 ³	c. 10 ⁶	d. 10 ⁹	INTERVALLE DE TEMPÉRATURE
Azote	6,903	- 3,753	19,3	- 6,861	273-1800°K
Oxygène	6,085	36,31	- 17,22	3,132	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	4,725	4,001	12,13	- 5,07	273-1800°K
Gas carbonique	5,216	147,85	- 23,52	17,84	273-1800°K
Vapeur d'eau	7,7	4,594	25,21	- 8,587	273-1800°K
Soufre biomorphe S ₂	3,109	52,98	- 38,88	9,52	273-1800°K
Anhydride sulfureux SO ₂	8,157	10,4	- 51,02	20,57	273-1800°K
Anhydride sulfurique SO ₃	3,918	348,3	- 247,5	77,44	273-1500°K
H ₂ O	7,07	31,28	- 13,64	- 7,867	273-1800°K
Sulfure de carbone	7,23	148,9	- 109,6	27,7	273-1800°K
Désulfure de carbone	6,212	152,5	- 105,8	25,6	273-1800°K
Fluor	6,115	58,54	- 41,06	9,257	273-2000°K
Chlorure	6,5214	57,095	- 51,07	115,17	273-1500°K
Bromure	6,57	24,62	- 21,07	6,405	273-1500°K
Iode	6,564	12,138	- 0,687	3,125	273-1800°K
HF	7,201	- 17,78	15,76	- 3,76	273-2000°K
HCl	7,244	- 18,2	31,7	- 10,36	273-1500°K
HBr	7,169	- 16,94	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 ₂ O	5,758	140,04	- 85,08	25,26	
NO ₂	5,48	136,5	- 84,1	18,8	
N ₂ O ₄	7,9	446	- 271	0	
Cyanogène	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

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 \quad (\text{cal/mol} \cdot ^\circ\text{K})$$

		MANUEL DE PROGRAMATION								Rev: 1	
		CARBURANTS								Date: mars 82	
		MELANGE DES ESSENCES									
		COMPOSITION DES MELANGES									
		RESEARCH BLENDING NUMBERS (RBN)								Page : 1 de 2	
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	53.2	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	.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

Annexe

Fractio n N°	Température C° à 760 mm Hg	%po ids	%poidscumulés	Dens ité à 15 C°	%volume s	%volumes cumulés	Indice de réfracti on à 20 C°	kuop
Légers	<17.8	2.75	2.76	0.5816	3.82	3.82	-	-
1	17.8-65	3.07	5.83	0.6460	3.80	7.62	1.3760	12.7
2	65-70	0.54	6.37	0.6733	0.64	8.26	1.3882	9
3	70-75	0.94	7.31	0.6771	1.11	9.37	1.3902	12.6
4	75-80	1.44	8.75	0.6845	1.69	11.06	1.3950	0
5	80-85	2.17	10.92	0.6902	2.52	13.58	1.3977	12.6
6	85-90	2.15	13.07	0.6908	2.49	16.07	1.3984	0
7	90-95	0.33	13.40	0.7194	0.37	16.44	1.4093	12.5
8	95-100	0.33	13.73	0.7245	0.36	16.80	1.4120	2
9	100-105	0.46	14.19	0.7247	0.51	17.31	1.4122	12.4
10	105-110	1.04	15.23	0.7258	1.15	18.46	1.4128	7
11	110-115	1.69	16.92	0.7307	1.85	20.31	1.4159	12.5
12	115-120	1.03	17.95	0.7355	1.12	21.43	1.4186	2
13	120-125	1.66	19.61	0.7385	1.79	23.22	1.4200	12.0
14	125-130	1.03	20.64	0.7413	1.11	24.33	1.4227	8
15	130-135	1.22	21.86	0.7444	1.31	25.64	1.4230	12.0
16	135-140	1.28	23.14	0.7486	1.37	27.01	1.4258	5
17	140-145	2.56	25.70	0.7502	2.72	29.73	1.4268	12.1
18	145-150	0.29	25.99	0.7589	0.31	30.04	1.4312	0
19	150-155	0.46	26.45	0.7653	0.48	30.52	1.4350	12.1
20	155-160	0.58	27.03	0.7678	0.61	31.13	1.4362	3
21	160-165	1.38	28.41	0.7689	1.44	32.57	1.4369	12.1
22	165-170	1.85	30.26	0.7721	1.63	34.50	1.4380	1
23	170-175	1.78	32.04	0.7755	1.84	36.34	1.4398	12.0
24	175-180	0.75	32.79	0.7783	0.77	37.11	1.4411	8
25	180-185	0.79	33.58	0.7800	0.81	37.92	1.4428	12.0
								8
								12.0
								8
								12.0
								8
								12.0
								7
								12.0
								9
								12.0
								0
								11.9
								5
								11.9
								5

								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

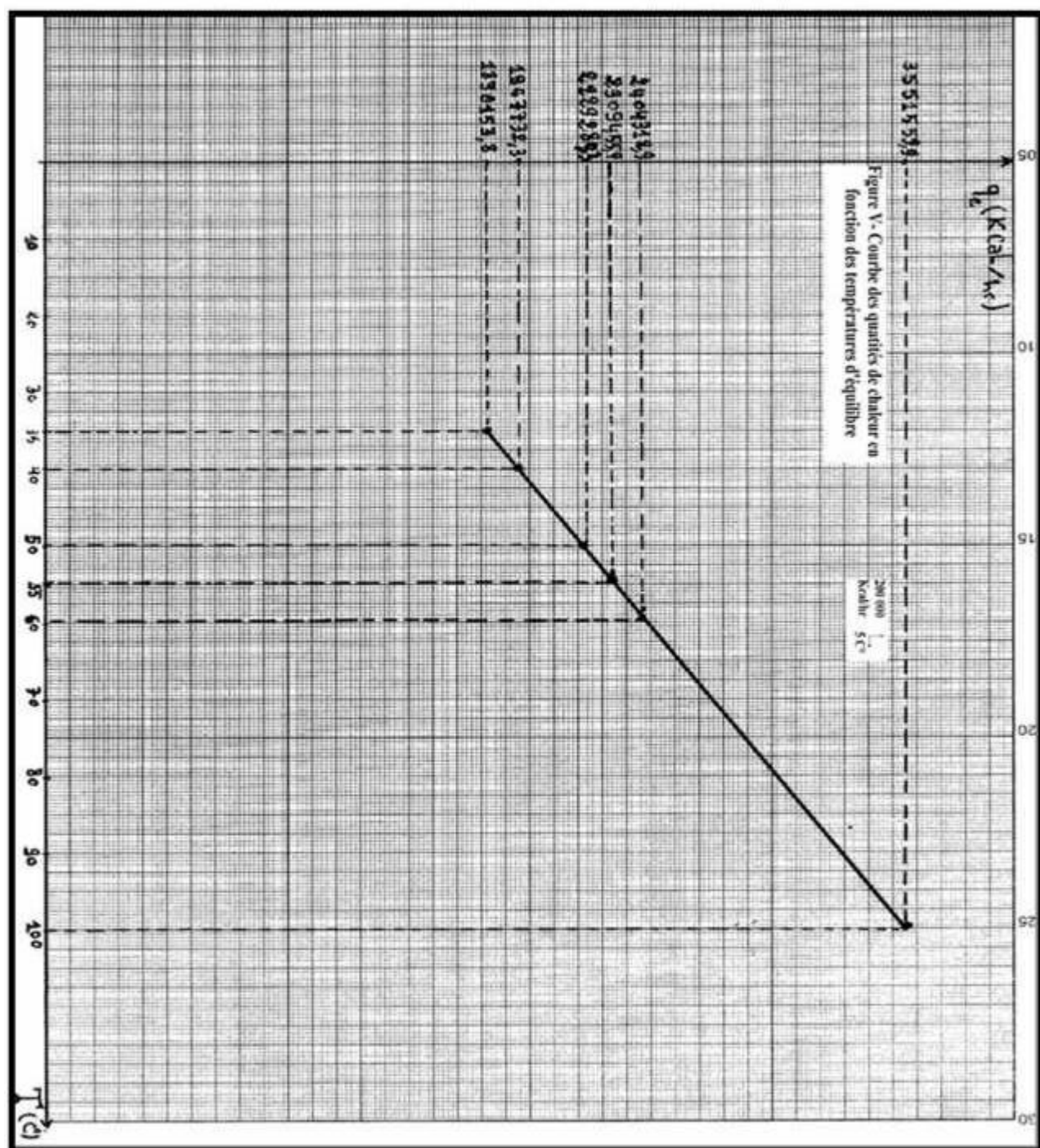


Figure V

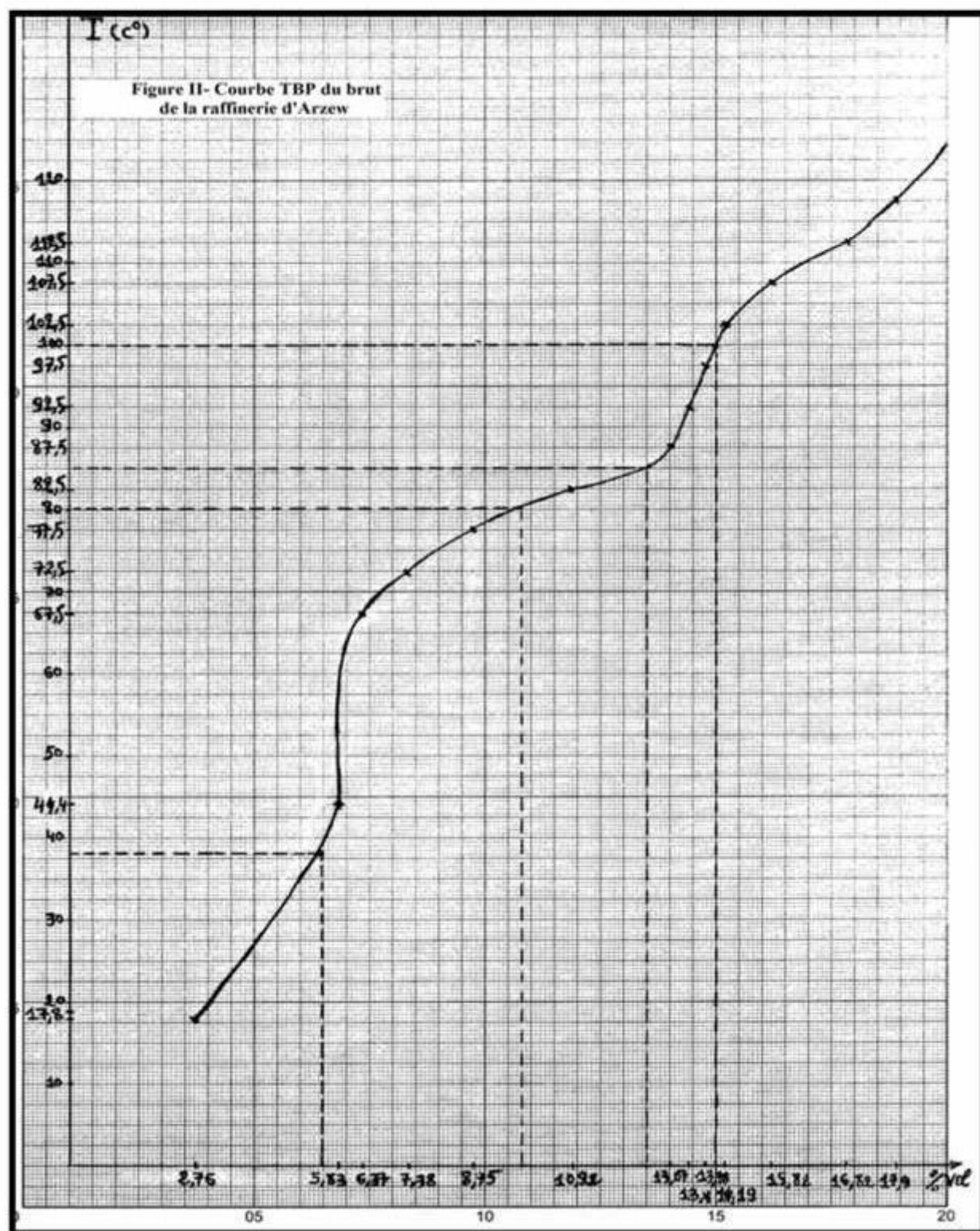


Figure I

Résumé:

La consommation de carburant est devenu nécessaire dans la vie quotidienne, en particulier dans les moteurs automobiles. Cette utilisation provoque la pollution de l'environnement en fonction de la qualité et la quantité de carburant. Afin de préserver l'environnement humain, la mise en œuvre de ce travail, qui vise à améliorer la qualité de l'indice d'octane en utilisant la méthode l'isomérisation du carburant (C5, C6).

Notre étude consiste en un travail sur le procédé d'isomérisation catalytique pour but d'améliorer l'indice d'octane de l'essence, cette amélioration fait par une transformation de paraffine 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: Isomérisation ,Essence léger, Paraffine, Indice d'octane, Echangeur, Raffinerie, Réacteur.

المخلص:

أصبح استهلاك الوقود الضروري في الحياة اليومية خصوصا في محركات السيارات. هذا الاستخدام يسبب التلوث البيئي استنادا إلى نوعية وكمية الوقود. ومن أجل الحفاظ على البيئة البشرية، تم تنفيذ هذا العمل الذي يهدف إلى تحسين نوعية الانديز أوكتان الوقود باستخدام طريقة مماكبة الوقود (C6، C5).

في عملنا هذا وضحنا طريقة عمل المماكبة من أجل هدف تحسين الانديز أوكتان الوقود، هذا التحسين يتم بتحويل البارافين العادي إلى أزو-بارافين. نحن فقط قمنا بدراسة الأجهزة الأساسية لهذه الوحدة التي هي مفاعلين و محولين للحرارة .

الكلمات المفتاحية : المماكبة ، البنزين الخفيف ، البارافين ، عدد الأوكتان ، محول الحرارة ، مصفاة ، المفاعل.