

**UNIVERSITE KASDI MARBAH OUARGLA**

**Faculté des Sciences Appliqués**

**Département de Génie des Procédés**



**Mémoire fin d'étude**

**MASTER ACADEMIQUE**

**Domaine : Sciences et Techniques**

**Filière : Génie des Procédés**

**Spécialités : Raffinage et Technologie des hydrocarbures**

**Présenté Par :**

- Amairi Mohamed El-Hadi
- Bennacer Azzeddine

**Thème :**

**Etude de vérification du procédé d'isomérisation  
au niveau de la raffinerie du Skikda- RA1K**

**Soutenu publiquement**

Le : 07/06/2015 Devant le jury :

Mme. Ben Abdeslem.S

Président

UKM Ouargla

Mr. Sid roho.D

Examineur

UKM Ouargla

M<sup>elle</sup>. Hidaya.I

Encadreur

UKM Ouargla

**Année Universitaire : 2014 /2015**

## REMERCIEMENT

En premier lieu, nous tenons à remercier notre **DIEU**, notre créateur pour nous avoir donné la force pour accomplir ce travail.

Nous tenons à notifier un remerciement spécial à notre encadreur pédagogique *M<sup>elle</sup>* H.Izza.

Nous tenons aussi à exprimer nos profonds remerciements à nos enseignants de l'université Kasdi merbah- Ouargla.

Nos derniers remerciements à tous les responsables et le personnel du complexe RA1K et ceux qui ont contribué de près et de loin à la réalisation de ce travail.

**MOHAMED EL-HADI & AZZEDDINE**

## DEDICACE

J'ai le grand plaisir de dédier ce travail à :

Mes parents qui m'ont soutenus durant tous mes études en me consacrant leur temps et leur moyens.

ET aussi à mes sœurs chacune par son prénom, et surtout ma petite sœur AYA qui toujours pense à moi dans ma présence et mon absence.

A tous les membres de ma famille.

A tous mes amis et collègues sans exception.

A tous ceux qui m'ont aidé de près ou loin.

Amairi Mohamed El-Hadi

## DEDICACE

J'ai le grand honneur de dédier Ce travail a:

Mon très Cher père et Ma très chère mère.

Et aussi à mes soeurs **IKRAM** et **MOUNA**.

Et à mon frère **AMINE**.

A toute la famille **BENNACER** et **DERGHOUM**.

A tous mes amis et collègues sans exception.

A tous ceux qui sèment le bonheur sur mon chemin.

Bennacer Azzeddine

# Sommaire

<b>Introduction générale</b>	01
<b>Partie théorique : Procèdes d'isomérisation</b>	
I-Introduction	03
II-Présentation du procédé	03
II-1 But du procédé	03
II-2 Indice d'octane	04
II-3 Principe du procédé	06
III-Nature de la charge	06
III-1 Composition de la charge	07
IV-Les réactions mise en jeu	08
IV-1 Thermodynamique et cinétique	08
IV-2 Réactions chimiques	09
IV-3 Les réactions secondaires	11
V-Paramètres du procédé	12
V-1 Température du réacteur	12
V-2 Vitesse Spatiale	12
V-3 Rapport H <sub>2</sub> / HC	13
V-4 Composition d'alimentation	13
V-5 Pression à la sortie du réacteur	13
V-6 Injection de chlore	14
VI- Catalyseur d'isomérisation	14
VI-1 Nature du catalyseur	15
VI-2 Composition du catalyseur	15
VI-3 Caractéristiques du catalyseur	16
VI- 4 Mécanisme de la catalyse	16
VI-5 Poisons du catalyseur	19
VI-6 Durée de vie	21
<b>Partie technologique : Historique et description de RA1K</b>	
I. Présentation générale de RA1K	22
I.1 Principales Installations	22
II-Description de l'unité Isomérisation 1 (-U701)	23
II-1 Section hydrotraitement	23
II-2 Section isomérisation	26
III- Catalyseur du procédé d'isomérisation 1 (U701) de la RA1K	29
III-1 Les propriétés du catalyseur ATIS-2L	29
III-2 Performance du catalyseur ATIS-2L	29
III-3 Structure de catalyseur	30
III-4 Choix du support des catalyseurs	30
III-5 Principe du catalyseur hétérogène	30
III-6 Mécanisme de la catalyse	31
V-2.1 Performance design de l'unité du Skikda	31
<b>Partie pratique : Calcul de l'unité et interprétation des résultats.</b>	
<b>Calcul de l'unité d'isomérisation I (unité 701)</b>	
I-1 Les données pratiques de l'unité d'isomérisation	32
a) Section du prétraitement	32
b) Section isomérisation	33
I-2 paramètres de fonctionnement	34
I-3 Schéma réactionnelle du processus	35
II Bilan de matière dans chaque réacteur	36

# Sommaire

---

II-1 Bilan thermique dans chaque réacteur	42
<b>Interprétation des résultats</b>	
I-Caractéristiques et performances du catalyseur utilisé	47
II-Choix de la charge et influence de celui-ci sur les variables opératoires et la qualité en isomérat	47
III-Hydrotraitement de la charge	48
IV-Caractéristiques d'isomérat obtenu	49
V- L'évolution du taux de conversion et le rendement en iso paraffines dans les réacteurs du procédé	50
VI- la quantité d'isomérat formé dans chaque réacteur	51
<b>Conclusion</b>	52
<b>Bibliographique</b>	
<b>Annexes</b>	

## Abréviation

---

**RON** : Recherche Octane Number

**MON** : Mesure Octane Number

**NO** : Number Octane

**HC** : Hydrocarbures

**RA1K** : Raffinerie Aval 1 Skikda

**ASTM** : American Society Of Teting

**PONA** : Paraffine , Oléfine , Naphtène , Aromatique

**IP** : Iso Paraffine

**Pb** : Plomb

**As** : Arsenic

**Hg** : Mercure

**Cu** : Cuivre

**S229** : Back de stockage de L'isomérait

**PI** : Point Initial

**PF** : Point Final

**DIP** : Déisopentaniseur

**DIH** : Déisohehexaniseur

**NAFTEC** : ( نَفْط تَكْرِير ) نَفْتَك

## Liste des tableaux

---

<b>Tableau 1 :</b>	Composition de la charge en pourcentage volumique.	07
<b>Tableau 2 :</b>	Nature de la charge en pourcentage volumique.	08
<b>Tableau 3 :</b>	Les caractéristiques du produit (Isomérat).	08
<b>Tableau 4 :</b>	Le principe de Chatelier.	14
<b>Tableau 5 :</b>	Tolérances aux impuretés recommandées pour les catalyseurs type alumine chlorée	19
<b>Tableau 6 :</b>	Niveau maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation.	21
<b>Tableau 6 :</b>	Niveau maximum admissible d'impuretés dans l'Hydrogène.	21
<b>Tableau 8 :</b>	La capacité totale de l'entreprise NAFTEC.	22
<b>Tableau 9 :</b>	Niveau moyen maximum des contaminants dans l'alimentation pour naphta.	24
<b>Tableau10:</b>	Niveau moyen maximum des contaminants dans l'alimentation pour l'appoint d'hydrogène.	24
<b>Tableau11 :</b>	Les propriétés physiques du catalyseur ATIS-2L.	29
<b>Tableau 12:</b>	Les performance du catalyseur ATIS-2L.	29
<b>Tableau 13 :</b>	Performance désign de l'unité du Skikda.	31
<b>Tableau 14:</b>	Distillation ASTM du naphta A.	32
<b>Tableau 15:</b>	Composition de la charge non traitée (PONA).	32
<b>Tableau 16 :</b>	Composition de la charge traitée.	33
<b>Tableau 17 :</b>	Composition de l'isomérat léger.	33
<b>Tableau 18 :</b>	Composition de l'isomérat lourd.	33
<b>Tableau 19 :</b>	Composition de l'isomérat final.	34
<b>Tableau 20 :</b>	Paramètres du fonctionnement du réacteur 1 (701-R1).	34
<b>Tableau 21 :</b>	Paramètres du fonctionnement du réacteur 2 (701-R2).	34
<b>Tableau 22 :</b>	Le poids total du catalyseur (U-701).	36
<b>Tableau 23:</b>	Le taux de conversion dans chaque réacteur.	36
<b>Tableau 24:</b>	Le taux de transformation dans chaque réacteur (U-701).	39
<b>Tableau 25:</b>	Bilan matière du réacteur 1 (701-R1).	41
<b>Tableau 26:</b>	Bilan matière du réacteur 2 (701-R2).	42
<b>Tableau 27:</b>	Bilan thermique du premier réacteur (701-R1).	44
<b>Tableau 28:</b>	L'enthalpie dy gaz formé.	45
<b>Tableau 29:</b>	Bilan thermique du deuxième réacteur (701-R2).	46



## Liste des figures

---

<b>Figure 1 :</b>	Répartition de l'indice d'octane selon les composants.	05
<b>Figure 2 :</b>	Principe du procédé d'isomérisation.	06
<b>Figure 3 :</b>	Schéma simplifié de la section hydrotraitement.	25
<b>Figure 4 :</b>	Schéma simplifié de la section isomérisation.	28
<b>Figure 5 :</b>	Structure de catalyseur.	30
<b>Figure 6 :</b>	Principe de catalyseur hétérogène.	30
<b>Figure 7 :</b>	Mécanisme de catalyse.	31
<b>Figure 8 :</b>	Courbe ASTM de la coupe C5/C6.	47
<b>Figure 9 :</b>	La répartition de la teneur en (PONA) de la charge non traitée.	48
<b>Figure 10 :</b>	La répartition de la teneur en (PONA) de la charge traitée.	49
<b>Figure 11 :</b>	La répartition de la teneur en (PONA) de l'isomérat.	49
<b>Figure 12 :</b>	Taux de conversion des iso paraffines a la sortie de chaque réacteur.	50
<b>Figure 13 :</b>	Taux de conversion des naphènes a la sortie de chaque réacteur.	50
<b>Figure 14 :</b>	Le rendement en iso paraffine a la sortie de chaque réacteur.	51
<b>Figure 15 :</b>	Quantité d'isomérat formé dans chaque réacteur.	51

L'automobile et le pétrole forment un grand ensemble technique résultant de la confluence de multiples innovations technologiques ainsi que d'investissement immense. Une fois qu'ils sont en place, de tels systèmes font normalement preuve d'une inertie considérable du fait de la forte emprise qu'ils ont sur la structure économique et sociale. L'évolution récente permet de se demander si le système automobile-pétrole pourra résister aux assauts des impératifs de la protection de l'environnement et qu'elles seront les évolutions importantes des carburants dans le futur ? Le gaz de pétrole liquéfié, le gaz naturel pourraient entrer en compétition avec les carburants conventionnels, ceux issus du raffinage du pétrole, en particulier l'essence et le gazole, devraient toujours constituer l'approvisionnement principal.

La protection de l'environnement est devenue ces dernières années un sujet brûlant, en raison de détérioration du milieu naturel par une pollution sans cesse croissante. Les rejets gazeux de CO<sub>2</sub>, NO<sub>3</sub>, SO<sub>2</sub> et les hydrocarbures imbrûlés dans l'atmosphère, ainsi que la teneur en plomb des essences, deux sources de pollution, ont donc fait l'objet de réglementation de plus en plus sévère visant à réduire ces derniers par l'introduction de nouvelles spécifications aux carburants :

Interdiction de la commercialisation de l'essence plombée à partir de 2005, l'évolution des contraintes liées à la teneur en aromatiques, benzène, oléfines, et soufre.

Cependant, la demande mondiale en octane ne va pas cesser d'augmenter, à court et moyen terme. Les raffineries s'équipent déjà, et s'équiperont de plus d'unités produisant des coupes de carburant à haut indice d'octane.

Face à cette tendance, l'isomérisation catalytique des paraffines légères constitue une alternative à la suppression graduelle du plomb, ainsi la conséquence essentielle sera une amélioration considérable de la qualité des produits de point de vue de la protection de l'environnement. L'élimination donc des impuretés et les limitations faites sur certains composés sera concentrée au stade du raffinage au lieu d'être dispersé au niveau de la consommation finale.

Suivant toutes les mutations mondiales en matière de carburants, les raffineries algériennes doivent s'adapter pour mettre sur le marché des carburants propres répondant aux exigences. De ce fait, l'échéancier établi en Algérie est de produire des essences sans plomb à partir 2005. Pour répondre à cet objectif, l'introduction d'autres bases telle que l'isomérât, l'alkylât et les produits oxygénés est déjà envisagé.

# Introduction générale

---

Dans la présente étude, nous allons intéresser à la section d'isomérisation au sein de la raffinerie RA1K de Skikda.

Le manuscrit de ce mémoire est organisé en trois parties:

- La partie théorique, nous présentons une mise en point théoriques sur le procédé d'isomérisation.
- La partie technologique, elle donne une aperçu général sur :
  - ✓ La section hydrotraitement
  - ✓ La section isomérisation
  - ✓ Les propriétés physiques et les performances du catalyseur **ATIS-L** d'isomérisation
- La partie pratique, présente l'objectif visé par notre étude, il est consacré a :
  - ✓ Calcul du bilan matière de l'unité
  - ✓ Calcul du bilan thermique de l'unité
  - ✓ Etude vérificative de l'unité

## **I-Introduction :**

La conversion des paraffines normales en iso paraffines 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'isomérisation peut être poussée à l'extrême par l'utilisation de séparation par distillation et/ou par tamis moléculaire des paraffines normales non converties.

Les coupes C<sub>5</sub>-C<sub>6</sub>, peuvent également être totalement isomérisées en composants à haut indice d'octane très recherchés pour le pool essence.

Le procédé d'isomérisation est devenu pour le raffineur un outil précieux pour élargir la gamme de ses produits et améliorer leurs qualités, tout en augmentant la flexibilité d'opération et leur rentabilité. De plus, la production de ces constituants à haute indice d'octane, mais exempts d'aromatiques, permet de réduire la contribution au pool essence du reformât, riche en aromatiques, améliorant ainsi la qualité de l'essence en terme de protection de l'environnement, ce qui est aujourd'hui un facteur très important. [1]

## **II-Présentation du procédé :**

Dans les années 30, on a réussi à isomériser les paraffines normales en iso paraffines au moyen de système catalytique, les besoins en combustible pour avions ayant un indice d'octane élevé, pendant la 2<sup>ème</sup> Guerre Mondiale ont donné un élan supplémentaire à la recherche sur l'isomérisation des paraffines. La nouvelle technologie de craquage catalytique des fluides (FCC) de pair avec la technologie de craquage thermique a permis la production d'oléfines légères susceptible d'être transformés en essence par réaction à l'isomérisation au moyen d'un procédé appelé "alkylation" étant donné que le n-butane est plus rapidement disponible que l'isobutane, on a généralement procédé à l'installation d'une unité d'isomérisation du butane de pair avec l'unité d'alkylation.

### **II-1But du procédé :**

L'objectif de ce procédé est d'améliorer l'indice d'octane recherché et l'indice d'octane moteur de la charge naphta légère (principalement C<sub>5</sub>/C<sub>6</sub>) avant le mélange dans le pool des essences (gasoline pool).

La fraction de naphta légère est en général riche en isomères à chaîne normale résultant en un indice d'octane bas (en général  $< 68$ ).

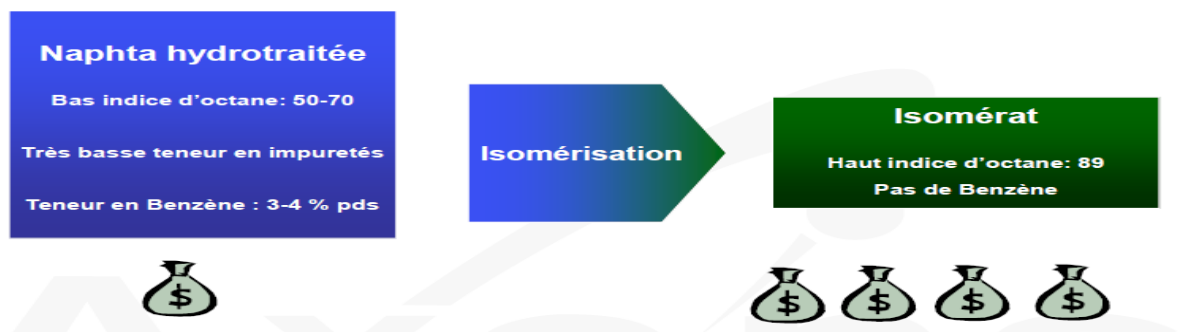
Le procédé d'isomérisation convertit une proportion d'équilibre de ces isomères normaux à bas indice d'octane en leurs isomères à chaînes ramifiées possédant un indice d'octane plus élevé.

Ce procédé, développé et sous licence de Axens, se compose 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.[2]



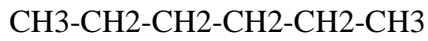
## II-2 Indice d'octane :

Caractérise la résistance du carburant à la détonation durant la combustion (qualité antidétonante du carburant)

- Haut indice d'octane :
  - ✓ Plus petite tendance à détoner durant la combustion
  - ✓ Qualité du carburant plus grande pour les moteurs de voiture
- Bas indice d'octane :
  - ✓ Plus grande tendance à détoner durant la combustion
  - ✓ Création d'ondes de pression de choc et donc un « Knock » audible
  - ✓ Qualité du carburant plus basse causant des dommages au moteur
    - L'indice d'octane dépend de la famille moléculaire :

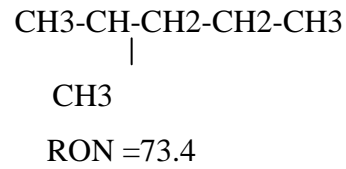


Ex: N-Hexane



RON = 24.8

Ex: 2-Methylpentane

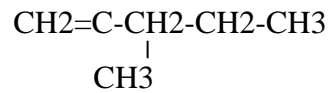


Ex : Cyclohexane



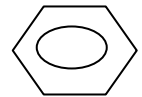
RON = 83

Ex : 2-Methyl-1-Pentene



RON = 96.1

Ex : Benzène



RON = 108

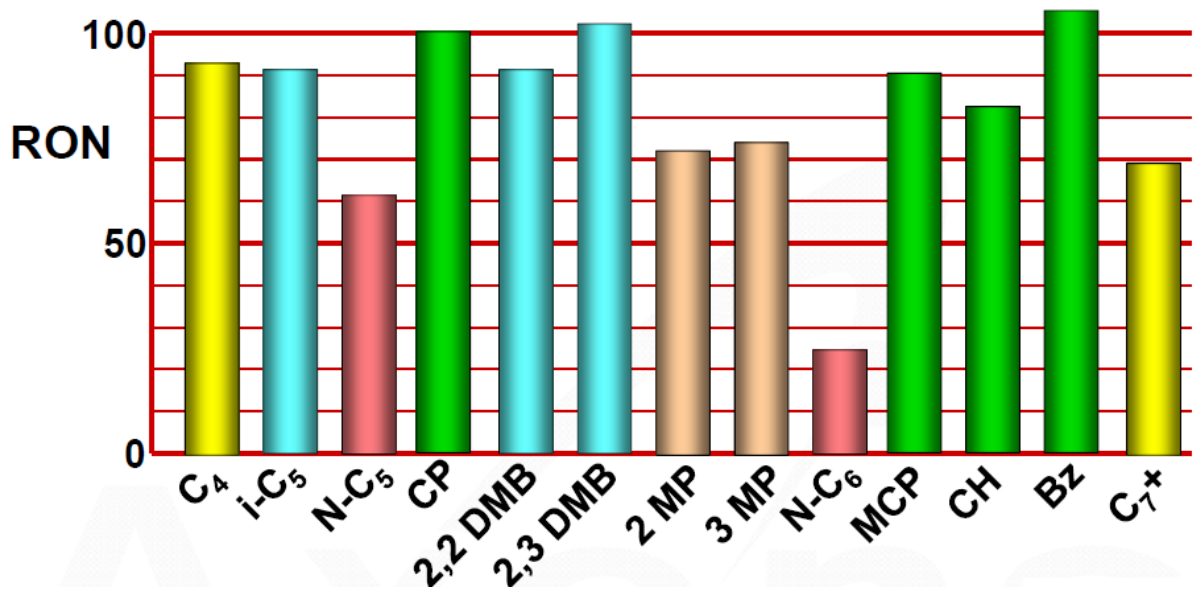


Figure 1 : Répartition de l'indice d'octane selon les composants.[3]

## II-3 Principe du procédé :

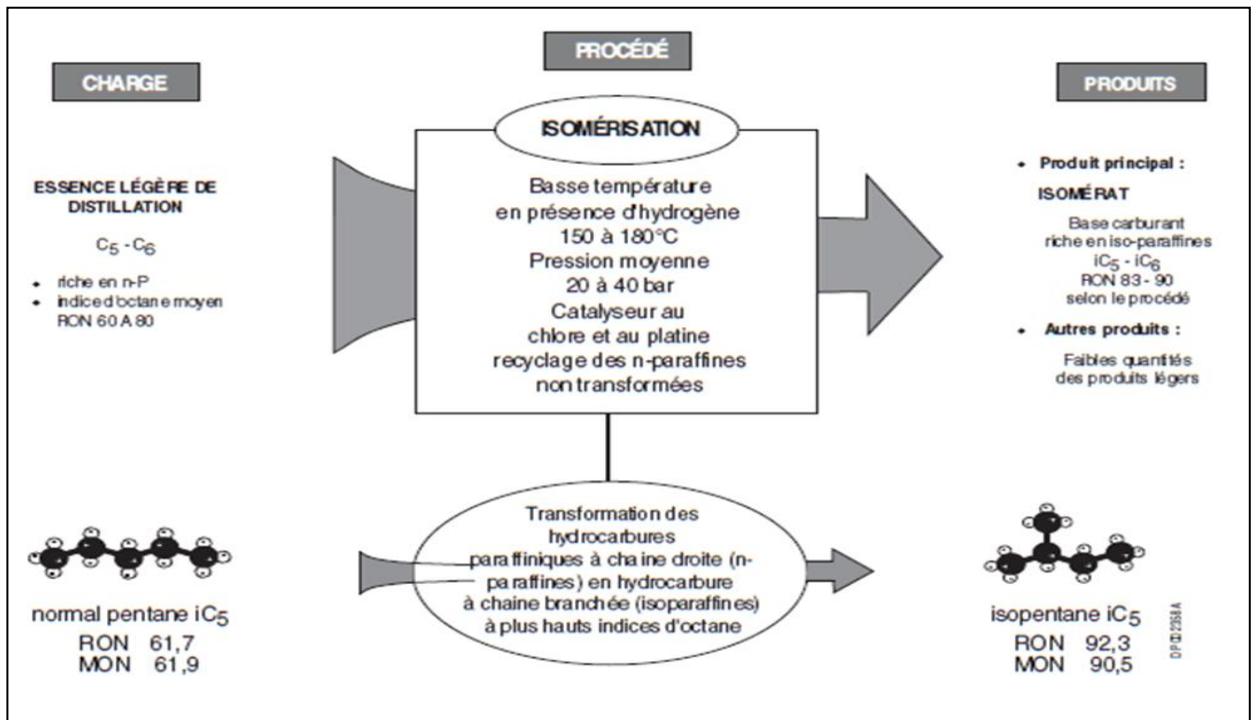


Figure 2 : Principe du procédé d'isomérisation.[4]

## III-Nature de la charge :

Pour satisfaire les meilleures conditions pour transformer une essence, obtenue à partir de la distillation du pétrole, à faible NO en essence à haute NO, on doit choisir les meilleures charges, ou autrement une charge optimale.

Pour ce faire, les charges légères sont généralement les plus utilisées. Ces dernières sont caractérisées par:

- Un large intervalle de distillation: le point initial et final sont très espacés,
- Certaines propriétés, telles que:
- la densité, le poids moléculaire moyen et le NO,
- la concentration des divers hydrocarbures classés par chaque famille PONA.

Comme charge de ce procédé on peut utiliser:

- Fraction d'essence de distillation directe
- Fraction d'essence de magnaforming

**III-1 Composition de la charge :**

Le procédé d'isomérisation est relativement flexible vis-à-vis des charges utilisées.

Les charges **C5 / C6** utilisées sont issues soit de la distillation directe du pétrole brut, soit du reformage catalytique.

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

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

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

Les tableau 1,2 et 3 représentent les caractéristiques de la charge.[5]

**Tableau 1** :Composition de la charge en Pourcentage massique.[6]

Nombre de C	N	i-par	n-par	A	Total
<b>5</b>	1.92	3.78	25.25		30.95
<b>6</b>	11.47	19.41	21.46	3.08	55.43
<b>7</b>	4.26	6.41	2.37	0.23	13.28
<b>8</b>	0.14	0.07	0.05		0.26
<b>9</b>			0.05	0.03	0.08
<b>total</b>	17.80	29.68	49.18	3.34	100.00



**Tableau 2** : Nature de la charge en pourcentage volumiques.[6]

NATURE CHIMIQUES	% VOLUMIQUE
Benzène	2.35%
Totale aromatique	2.6%
Totale oléfines	0.0%
Totale saturâtes	97.4%

**Tableau 3** : Les caractéristique du produit (ISOMERAT).[6]

Caractéristiques	ISOMERAT
Densité	0.647
TVR (kg/cm <sup>2</sup> )	0.8
RON clair	91
MON clair	88
Benzène (% Volumique)	0
Aromatique (% Volumique)	0

#### IV-Les réactions mise en jeux:

##### IV-1 Thermodynamique et cinétique :

Pour toute réaction chimique, la thermodynamique impose la possibilité de son occurrence et la quantité de produits et de réactifs non-convertis. Sous certaines conditions (P, T), quelques réactions sont réalisées à 100%, ce qui signifie que tous les réactifs sont convertis en produits. D'autres sont en équilibre de sorte qu'une partie seulement des réactifs est convertie. La thermodynamique impose l'équilibre. La thermodynamique ne permet pas de prévoir le temps nécessaire pour atteindre

l'équilibre ou l'exécution complète d'une réaction.

La cinétique impose le taux d'une réaction chimique ou la quantité d'alimentation qui disparaît en une unité de temps spécifiée, pour ainsi dire, une seconde. La cinétique, qui a imposé le taux de réaction, dépend des conditions opératoires, mais peut également être largement modifiée par des catalyseurs sélectionnés d'une manière appropriée.

Une réaction ou une famille de réactions est, en général, améliorée par un catalyseur spécifique.

Autrement dire, la thermodynamique impose la composition ultime d'équilibre en supposant que le temps est infini. La cinétique permet la prédiction de la composition après un temps limité. Etant donné que le temps est toujours limité, la cinétique est généralement prédominante lorsque les réactions sont en compétition.

Un catalyseur se compose généralement d'un support (oxyde de terre, alumine, silice, magnésie...) sur lequel (a) le métal (les métaux) finement divisé(s) est (sont) déposé(s).

Le métal est responsable de l'action catalytique. Très souvent le support a également une action catalytique liée à sa nature chimique qui peut être améliorée par l'addition de chlore. Un catalyseur n'est pas complètement consommé, mais peut être désactivé soit par les impuretés contenues dans la charge, soit par certains produits de réactions chimiques complexes, en produisant des polymères ou des dépôts de coke sur le catalyseur.

#### **IV-2 Reactions chimiques :**

Il y a principalement deux réactions fondamentales qui se produisent :

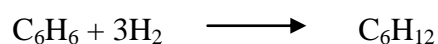
- ✓ Hydrogénation du benzène
- ✓ Isomérisation

La première réaction est hautement exothermique. Afin de surveiller la température d'isomérisation, l'hydrogénation du benzène s'effectue dans le premier réacteur.

La deuxième réaction est la réaction d'isomérisation même et elle s'effectue dans les deux réacteurs.

##### **IV-2.1. Hydrogénation du benzène :**

Le benzène et l'hydrogène réagissent pour former le cyclohexane .

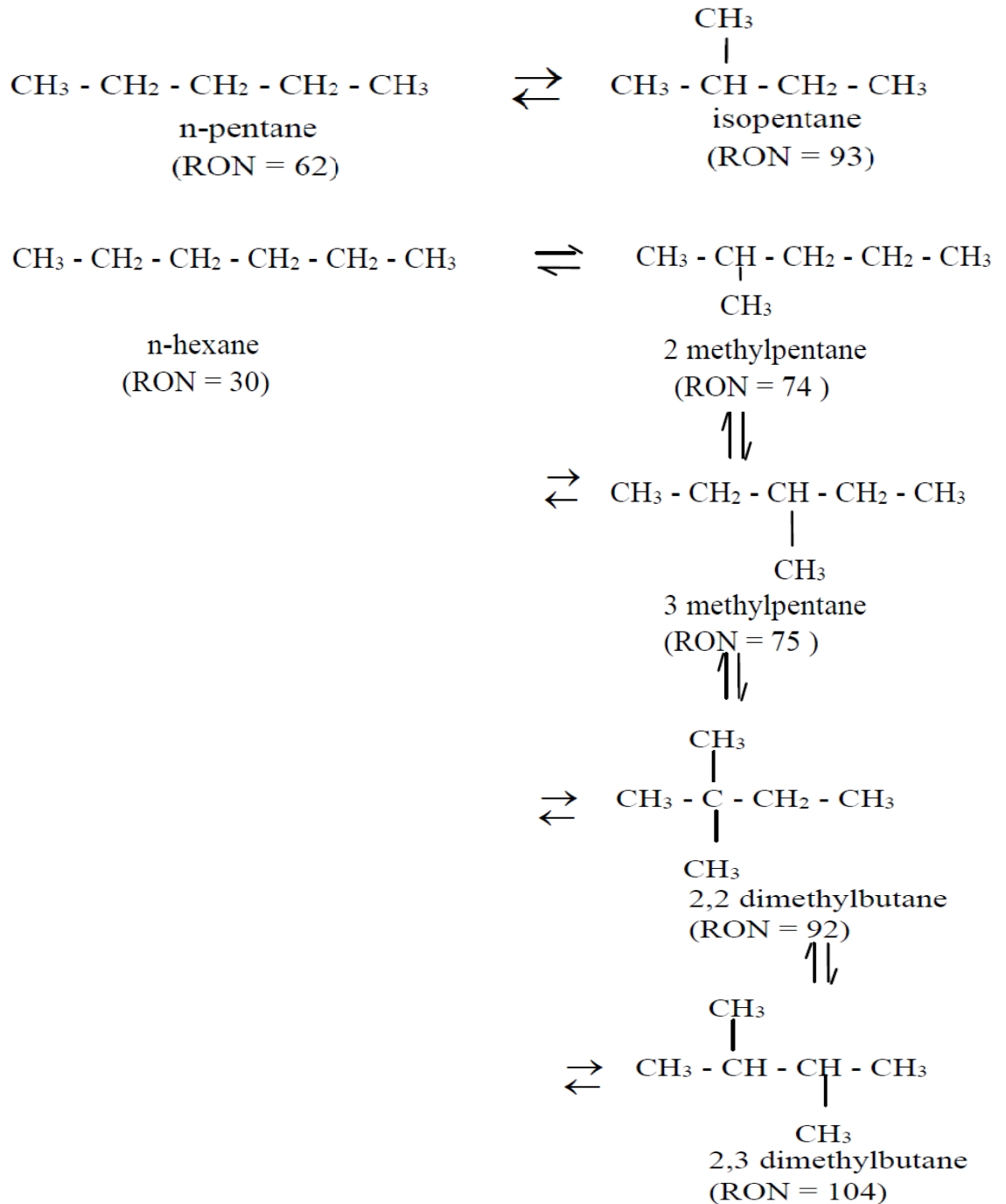


Cette réaction se produit dans la première partie du premier Réacteur (lead reactor) 701-R-1 (ou 701-R-2). L'hydrogénation du benzène est une réaction exothermique

(16800 kcal / kmol d'hydrogène consommé).

#### IV-2.2. Isomérisation :

L'isomérisation est la conversion ou le réarrangement de la structure d'un composant à sa structure plus ramifiée, à indice d'octane plus élevé. Ces réarrangements sont décrits par la formule suivante :



Par contre la faible vitesse est un lourd handicap qui oblige à forcer les conditions opératoires, ce qui exalte la réaction parasite de cokage.

Pour les pressions où le rapport  $H_2/HC$  est élevé, on pourrait prévoir une chute de vitesse due à la diminution de formation d'oléfines de départ.

C'est une réaction très rapide ( $E=30$  Kcal) et sa vitesse augmente avec le nombre de carbone et la structure iso. Cette vitesse est notable dès  $400^\circ C$ .

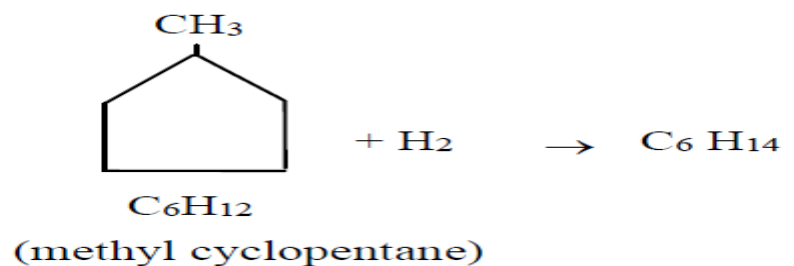
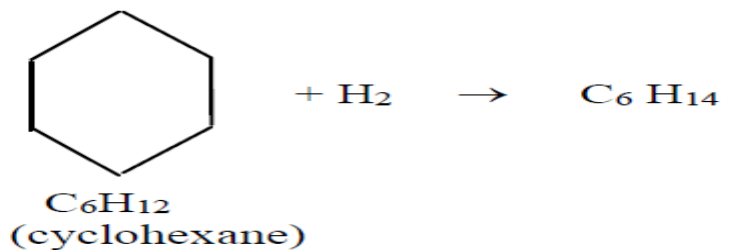
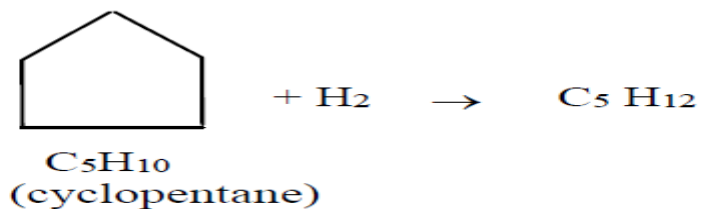
#### IV-3 Les réactions secondaires :

##### IV-3.1.L'ouverture de l'anneau des naphènes :

Les trois naphènes qui sont en général présents dans une charge d'isomérisation sont le cyclopentane (CP), le méthyl cyclopentane (MCP) et le cyclohexane (CH).

Ces anneaux naphéniques se brisent et s'hydrogènent pour former des paraffines.

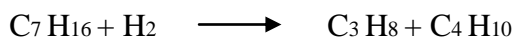
Les réactions d'ouverture des anneaux augmentent avec l'augmentation de la température et sont, à nouveau, déterminées par la composition d'équilibre aux conditions de processus du réacteur. Dans les conditions habituelles du réacteur d'isomérisation, la conversion des anneaux de naphène en paraffines sera approximativement de 20-30 pourcent.



### IV-3.2.Hydrocraquage :

Le fonctionnement aux conditions de basse sévérité du réacteur, l'hydrocraquage des C5/C6 se produit très peu dans les réacteurs d'isomérisation. Les paraffines C7 sont, cependant, hydrocraqués facilement pour produire des C3 et C4.

Beaucoup d'hydrocraquage se produit dans le premier réacteur qui fonctionne en général à une température plus élevée. Les réactions d'hydrocraquage consomment de l'hydrogène, et par conséquent il est recommandé de limiter la teneur en C7+ dans la charge de l'isomérisation.



### V-Paramètres du procédé :

Il y a six paramètres fondamentaux du procédé qui ont un effet direct sur les performances du réacteur d'isomérisation:

- ✓ Température du réacteur
- ✓ Vitesse spatiale
- ✓ Rapport Hydrogène / Hydrocarbures
- ✓ Composition de la charge
- ✓ Pression à la sortie du réacteur
- ✓ Injection de chlore

#### V-1 Température du réacteur :

La température à l'entrée des réacteurs est la variable la plus directe dont dispose l'opérateur pour contrôler la qualité du produit. Les températures élevées améliorent l'activité du catalyseur et l'approche de l'équilibre, mais cela diminue la quantité d'isomères d'équilibre dans les effluents du réacteur. Les températures élevées augmentent également les réactions d'hydrocraquage, et par conséquent les dépôts de coke sur le catalyseur.

#### V-2 Vitesse Spatiale :

La vitesse spatiale horaire massique (WHSV) est définie comme le rapport du débit horaire de l'alimentation liquide en kg/h sur le poids du catalyseur, à savoir:

$$\text{WHSV} = \frac{\text{Taux d'alimentation horaire (kg/h)}}{\text{Poids total du catalyseur (kg)}}$$

Ce paramètre est fixé par le taux d'alimentation.

La vitesse spatiale horaire pondérée de design pour les réacteurs d'isomérisation est de  $1.1 \text{ h}^{-1}$  (globale pour les deux réacteurs).

La quantité de catalyseur étant une constante, la vitesse spatiale peut être changée uniquement en variant le taux d'alimentation liquide.

Une diminution du taux d'alimentation entraîne une diminution de la vitesse spatiale.

A température constante, cela fait augmenter l'activité et par conséquent une approche vers l'équilibre. L'opérateur peut par conséquent réduire la température à l'entrée du réacteur tout en maintenant une performance optimale du catalyseur.

### **V-3. Rapport Hydrogène par rapport à la charge d'hydrocarbure :**

Ce rapport est défini comme le nombre de moles d'hydrogène à la sortie du réacteur par mole d'alimentation liquide de C5+ passant sur le catalyseur. Le rapport de design pour cette unité est de 0.06, pour fournir suffisamment d'hydrogènes aux sites actifs pour les réactions d'isomérisation afin de traiter et de saturer le benzène.

Cela évite, aussi, les dépôts de coke sur le catalyseur avec suffisamment d'hydrogène pour saturer les composants hydrocraqués.

### **V-4. La composition d'alimentation :**

La composition de l'alimentation est une variable indirecte, une variable à laquelle l'opérateur doit réagir, plutôt qu'ajuster pour le contrôle des performances. Dans la mesure où la composition de la charge change à partir du traitement de pétroles bruts différents, l'opérateur doit effectuer les ajustements nécessaires de la température afin de maintenir les performances de l'unité.

Par exemple, lorsque la teneur en hydrocarbures cycliques est élevée dans l'alimentation, la température à l'entrée du réacteur d'isomérisation de la première étape est augmentée pour faire augmenter la température moyenne pondérée du lit. Cela entraîne une augmentation de l'ouverture de l'anneau dans le premier réacteur et réduit l'effet d'inhibition par les hydrocarbures cycliques sur les réactions d'isomérisation dans le réacteur de la deuxième étape..

### **V-5 Pression à la sortie du réacteur :**

A la sortie du deuxième réacteur, la pression doit être au-dessus de  $30 \text{ kg/cm}^2$  minimum

**V-6 Injection de chlore :**

Le catalyseur de platine chloré perd une petite quantité de chlore d'une façon continue à travers l'effluent du réacteur, et cela est compensé par une injection continue d'un composé de chlore dans les réacteurs d'isomérisation. Le Tétrachloroéthylène ( $C_2Cl_4$ ), non-stabilisé, est l'agent de chloration recommandé. Les réacteurs d'isomérisation ne devraient pas fonctionner pendant plus de six heures sans injection de chlorure, car les réactions d'isomérisation ralentissent significativement à cause d'une déficience de chlorure.[2]

**Tableau 4:**Le principe de chatelier.[3]

Caractéristiques des reactions d'isomérisation	Tendance	Action requise pour augmenter la conversion
Reaction exothermique	La température augmente	Baisser la température
Pas de changement du nombre de moles	Pas d'effet sur la pression	La réaction n'est pas influencée par la pression

**VI- Catalyseurs d'isomérisation :**

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

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

- **1<sup>ère</sup> Génération :**

Catalyseur FRIEDEL et CRAFTS ( $AlCl_3$ ) qui présente une activité très élevée à faible température (**80-120°C**). Ils sont cependant difficiles à mettre en œuvre, car ils sont sensibles aux impuretés dans la charge et générateurs de corrosion.

- **2<sup>ème</sup> Génération :**

Ce sont des catalyseurs bifonctionnels (métal/support) et essentiellement (**Pt/Alumine**). Leur mise en œuvre a permis d'éliminer les problèmes de corrosion, de minimiser la sensibilité aux poisons et d'augmenter sensiblement leur durée de vie. Ils

opèrent à haute température (**350°C - 550°C**), ce qui entraîne une limitation thermodynamique de la conversion par passe.

- **3<sup>ème</sup> Génération :**

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

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

- **4<sup>ème</sup> Génération :**

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

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

Actuellement les catalyseurs de 3<sup>ème</sup> et 4<sup>ème</sup> génération sont les plus utilisés.[5]

#### **VI-1 Nature du catalyseur :**

Les catalyseurs utilisés actuellement dans ce procédé sont dérivés du platine sur alumine chloré introduit par **AXENS**.

#### **VI-2 Composition du catalyseur :**

**ATIS 2L** est composé de:

- ✓ Alumine ( $\gamma$ ) (comme support), caractérisée par :
  - une grande surface spécifique
  - son acidité naturelle est renforcée par l'ajout de chlore(8 à 10 % pds)
- ✓ Platine(0.3 à 0.5% en masse)(comme promoteur) :
  - Finement dispersé sur la surface d'alumine
  - En présence d'hydrogène, limite la formation d'hydrocarbures lourds (similaire au coke)
  - Le platine est requis pour:



- Maintenir l'activité des catalyseurs
- Nettoyer la surface en hydrogénant les précurseurs de cock

Ils présentent un certain nombre de servitudes :

- ◆ Ils sont très sensibles à l'eau et au soufre qui, ces poisons diminuent considérablement l'activité du catalyseur, et nécessitera une purification préalable et un séchage rigoureux de la charge.
- ◆ 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 sous forme d'acide chlorhydrique par les effluent 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 «cokage ».

Pour traiter 50 t/h d'essence légère ce procédé exige la mise en œuvre d'environ 20 tonnes de catalyseurs disposés généralement dans 2 réacteurs en série.[3]

### VI-3 Caractéristiques du catalyseur :

La référence du catalyseur d'isomérisation est ATIS-2L. Il s'agit de platine sur un catalyseur à base d'alumine chlorée utilisé dans les raffineries pour l'isomérisation des coupes C5-C6 paraffiniques produisant une amélioration du RON et du MON de l'essence légère envoyée au blender des essences automobile (motor gasoline pool).

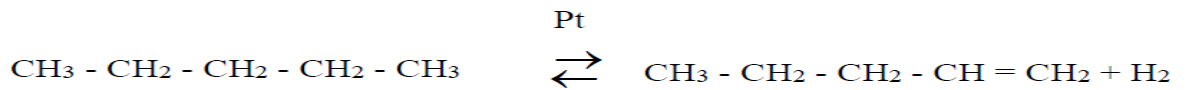
Une haute conversion des n-paraffines est obtenue à basse température avec des hauts rendements.

### VI-4 Mécanisme de la catalyse :

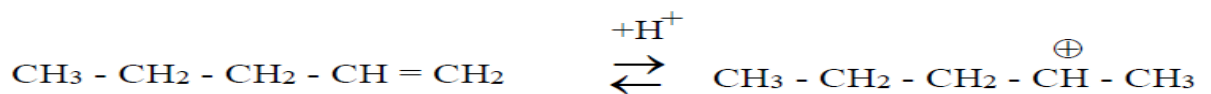
Il y a plusieurs théories sur le mécanisme de la réaction présentées sur la base du type de catalyseur utilisé ; c'est à dire: soit il s'agit d'un catalyseur à double fonction qui se compose d'un métal et d'un support, soit son acidité est améliorée par un halogène. Quel que soit le type de catalyseur utilisé, l'étape intermédiaire est identique, à savoir, la formation d'un ion carbonium ou carbocation.

L'isomérisation sur un catalyseur à double-fonction dans une atmosphère d'hydrogène

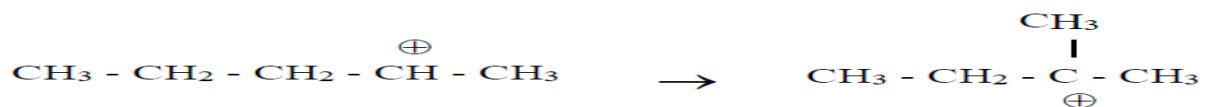
est généralement décrite par le schéma de réaction suivant:



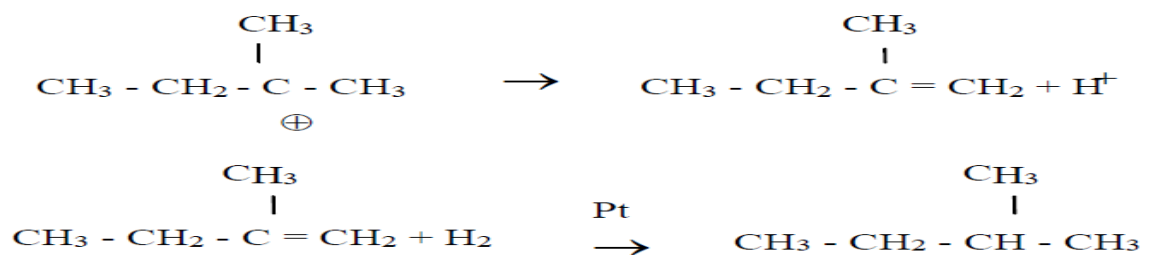
La fonction métallique du catalyseur, dans ce cas le platine, catalyse la formation d'une oléfine intermédiaire par une déshydrogénation de la paraffine. Les oléfines sont ensuite converties en ions carbonium par l'addition d'un proton durant l'adsorption sur la surface acide du catalyseur.



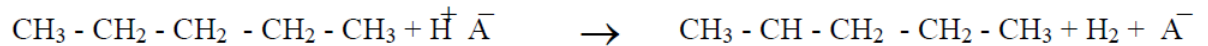
Le réarrangement du squelette se réalise ensuite:



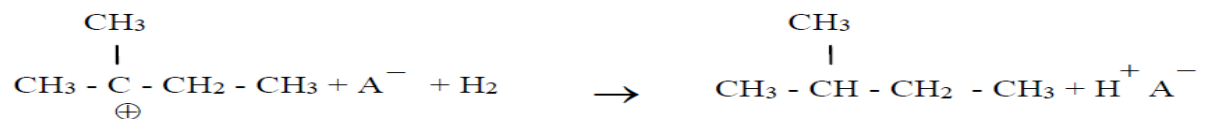
L'ion carbonium réarrangé est ensuite désorbé comme une iso-oléfine qui est ensuite hydrogénée, par la fonction métallique du catalyseur, en l'iso-paraffine :



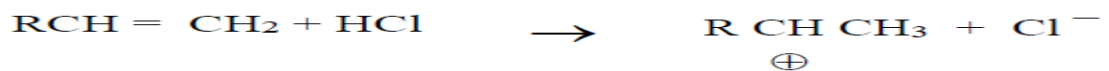
Les catalyseurs d'hydro-isomérisation à double fonction qui fonctionnent à très basse température ont des sites acides plus forts que ceux qui exigent de plus hautes températures. Dans ce cas, la théorie suppose que l'ion carbonium est formé par abstraction directe d'un ion d'hydrure, à partir de paraffines, par la fonction acide du catalyseur.



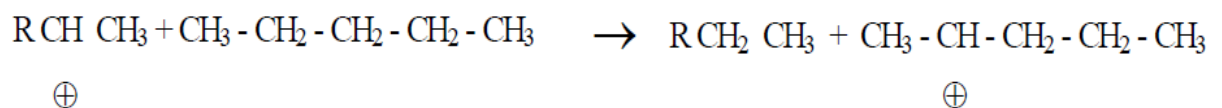
Après le réarrangement, l'isopentane est formé et la chaîne est propagée par la génération d'un nouveau site acide.



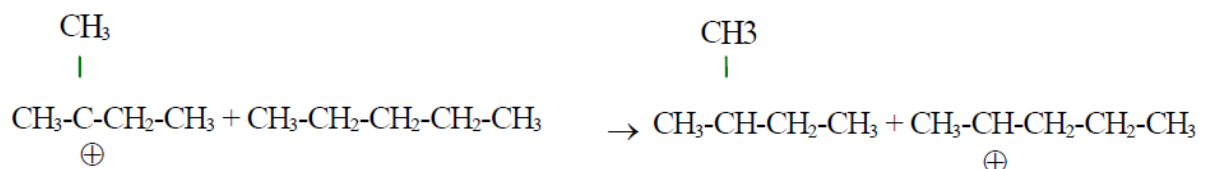
Une autre théorie principale d'initiation et de propagation est celle qui se base sur la théorie de Friedel-Crafts. L'isomérisation Friedel-Crafts nécessite la présence de traces d'oléfines ou d'halogénures d'alkyle comme initiateurs d'ion carbonium avec la réaction par la suite, procédant à travers la propagation en chaîne. L'ion initiateur, qui doit être présent seulement en petites quantités, peut être formé par l'addition de HCl à une oléfine qui est présente comme impureté dans la paraffine ou est formée par l'hydrocraquage de la paraffine.



L'initiateur forme ensuite un ion carbonium avec la paraffine devant être isomérisée.



Après le réarrangement du squelette, l'isopentane est formé et la chaîne est propagée par la génération d'un nouvel ion carbonium normal.



Il y a eu beaucoup de discussions sur le mécanisme principalement efficace dans les limites d'un catalyseur d'isomérisation à base d'alumine active chlorée

**VI-5 Les poisons catalytiques:**

L'alimentation de l'unité d'isomérisation est séchée et hydrotraitée avant d'être en contact avec le catalyseur d'isomérisation ATIS-2L. Ces opérations éliminent ou réduisent, jusqu'à un niveau acceptable, les poisons naturellement présents dans les charges. Cependant, il est possible que des perturbations dans le fonctionnement de l'unité en amont ou un mauvais fonctionnement puissent entraîner un percement de contaminant.

Ce qui suit traite leur impact sur le procédé.

Les tableaux 5, 6 et 7 indiquent la limite maximum admissible des impuretés pour la charge et l'appoint d'hydrogène.

IL y'a empoisonnement si les impuretés interagissent plus fortement que les réactifs avec la surface active et cette dernière (interaction) est irréversible.

L'empoisonnement modifie les sites actifs, il peut affecter l'activité ou la sélectivité du catalyseur.

**Tableau 5 :** Tolérances aux impuretés recommandées pour les catalyseurs type alumine chlorée.[2]

<b>Impuretés</b>	<b>Tolérance maximale (<math>\leq</math>)</b>
Soufre	1.0 wt ppm
Eau	0.5wt ppm
Azote	0.5wt ppm
Oxygène	1.0wt ppm
Arsenic	5.0wt ppm
Plomb	20wt ppm
Cuivre	20wt ppm

Voyons maintenant l'influence des différents poisons sur le catalyseur :

**VI-5.1. Le soufre :**

La présence de soufre dans l'alimentation ou dans l'appoint d'hydrogène diminuera immédiatement l'activité du catalyseur. Le soufre réagit avec le platine pour former le sulfure de platine, et cela réduit la fonction métallique du catalyseur qui affecte le mécanisme de transfert d'hydrogène. Cette diminution de l'activité est temporaire et la récupération est normalement rapide une fois que le soufre a été enlevé. Cependant,

une augmentation de la température du réacteur et un taux plus élevé en appoint d'hydrogène aidera la purge du soufre à partir du catalyseur plus rapidement.

Lorsque le soufre est présent dans l'alimentation, une augmentation de la température peut aider pour compenser partiellement de la réduction de l'activité du catalyseur.

#### **VI-5.2. Eau/Oxydes :**

La désactivation par l'eau ou par d'autres percements de composés oxygénés est permanente. Les composants oxygénés réagissent chimiquement avec le chlorure actif sur le catalyseur, qui est chimiquement lié à la structure d'alumine pendant la fabrication. L'eau, une fois qu'elle réagit avec le catalyseur, est chimiquement liée comme hydroxyle à l'alumine et le chlorure est enlevé comme HCl. Approximativement un kilogramme d'oxygène, sous toutes les formes, désactivera 100 kg de catalyseur.

Si un percement se produit, la désactivation du catalyseur se produira en forme de piston se déplaçant vers le bas du premier lit de catalyseur. En plus de la perte de qualité du produit, un signe clair est le manque de  $\Delta T$  du réacteur dans la portion supérieure de lit et cette inactivité se déplaçant lentement vers le bas du lit. Une fois que le catalyseur est désactivé, il doit être enlevé pour la récupération du platine et remplacé par du catalyseur frais.

#### **VI-5.3.Composé d'Azote :**

Cela concerne l'azote organique ou l'ammoniac, pas l'azote moléculaire N<sub>2</sub>.

Les composants d'azote réagissent pour former l'ammoniac qui à son tour réagit avec le chlore dans le catalyseur ou le HCl pour former du sel de chlorure d'ammonium.

Cela entraîne une désactivation permanente du catalyseur par un revêtement des sites actifs du catalyseur, une perte de chlorure et éventuellement une inactivité due à une mauvaise distribution des dépôts de sel.

#### **VI-5.4.Composés fluorés :**

Cela est également un poison permanent du catalyseur provoqué par la liaison de fluorure avec les sites actifs du catalyseur qui affecte l'acidité du catalyseur.

Un kilogramme de fluorure désactivera 100 kilogrammes de catalyseur. [2]

**Tableau 6** : Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation. [7]

<b>Impuretés</b>	<b>Niveau maximum (<math>\leq</math>)</b>
Total Soufre	0.5 wt ppm
Total Composants d'azote	0.1 wt ppm
Eau + Oxygénés	0.1 wt ppm (1)
Métaux	5 wt ppb
Arsenic	1.0 wt ppb
Plomb	1.0 wt ppb
Cuivre	1.0 wt ppb
Nickel	1.0 wt ppb
Chlorure	1 wt ppm
Oléfines	1 wt %

(1) A la sortie des sécheurs de l'alimentation.

**Tableau 7** : Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'hydrogène. [7]

<b>Impuretés</b>	<b>Niveau maximum (<math>\leq</math>)</b>
Total Soufre	1.0 wt ppm
Total Composés d'azote	1.0 wt ppm
Eau	0.5 wt ppm (1)
CO + CO <sub>2</sub>	10 wt ppm (1)
Oléfines	10 wt ppm
Chlorure	5 wt ppm

(1) A la sortie des sécheurs d'hydrogène.

#### **VI-6 Durée de vie :**

La durée de vie total du catalyseur dépend de tous les facteurs précédents (pression, nature de charge ....) mais le facteur essentiel normalement est sa température de travail mis à part les poisons métalliques, n'interviennent qu'indirectement par l'augmentation de la température de travail qu'il provoque. [8]

## I- Présentation générale de RA1K :

Le complexe de raffinage du pétrole de Skikda a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une capacité de traitement (15 millions t/an) ainsi que le brut traité importé (277000 t/an).

Actuellement, l'entreprise nationale de raffinage de pétrole "NAFTEC" gère l'ensemble des trois (03) raffineries se trouvant dans les villes de : Skikda, Alger et Arzew.

La capacité totale de l'entreprise NAFTEC seulement est de(24.791.100 T/AN) comme montre le tableau ci-dessous.

**Tableau 8** :La capacité totale de l'entreprise NAFTEC

Raffinerie	Capacité de traitement
De Skikda (RA.1K)	Pétrole brut : 15.000.000 t/an Brut réduit importé : 277.000 t/an
D'Alger (RA.1G)	Pétrole brut : 2.700.000 t/an
D'Arzew (RA.1Z)	Pétrole brut : 2.500.000 t/an Brut réduit importé : 320.000 t/an
D'Arzew (RA.2Z)	G.P.L : 1.000.000 t/an Condensât stabilisé : 3.000.000 t/an
De Hassi Messaoud (RA.1HS)	Pétrole brut : 1.236.500 t/an

### I.1 Principales Installations :

La raffinerie est divisée en différentes zones et en outre, elle comprend 12 unités de production :

- Unité 10/11 de distillation atmosphérique (TOPPING) ;
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique (MAGNAFORMING)
- Unité 101/103 de prétraitement et de reforming catalytique (PLATFORMING) ;
- Unité 30/31 et 104 de traitement et séparation des gaz (GPL) ;

- Unité 200 d'extraction des aromatiques ;
- Unité 400 de cristallisation et séparation du paraxylène ;
- Unité 70 de distillation sous vide (Production des bitumes) ;
- Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MELEX) ;
- Unité C.T.E centrale thermique électrique et utilités (C.T.E)
- Unité 701 de l'isomérisation.
- Unité 900 de neutralisation.[9]

## II-Description de l'unité isomérisation (U701)

### II-1 Section hydrotraitement :

La charge d'alimentation de l'unité est un mélange du Naphta direct de la coupe C5-65, du Naphta direct de la coupe C6 et de la coupe C5 du Plateformat qui sont venus du traitement des pétroles bruts de RA1K et de HBNS5 dans la raffinerie.

Ces naphas contiennent les niveaux des contaminants qui seront préjudiciables aux catalyseurs d'isomérisation et le pré-traitement est donc nécessaire.

Ce procédé développé sous licence d'Axens comprends les trois opérations subséquentes:

- ✓ Séparation par distillation de la coupe C5-65 et de la coupe C5 du plateformat d'une coupe riche d'iso-C5 envoyée pour le mélange avec le produit d'isomerat (**Section de DIP**).
- ✓ Traitement du naphtha dans un réacteur adiabatique sur un lit fixe de catalyseur bimétallique dans un environnement d'hydrogène. Une température modérément élevée dans la gamme de 290-310°C est nécessaire pour accélérer les réactions chimiques (**Section de réaction**).
- ✓ Stripping du produit hydrotraité brut pour éliminer des fractions légères, des produits gazeux y compris l' $H_2S$  et de l'eau (**Section de stripper**).

Les hautes performances de l'unité d'Isomérisation dépendent largement de l'efficacité de l'unité d'hydrotraitement du naphtha. La charge d'alimentation de l'unité d'isomérisation doivent être suffisamment basses en contaminants tels que le soufre, l'azote, l'eau, les halogènes, les dioléfinés, les oléfinés, l'arsenic, le mercure et d'autres métaux afin de ne pas affecter les unités en aval. Les tableaux 9 et 10 montre les niveaux maximums des contaminants dans la naphtha hydrotraité. [7]



**Tableau 9:** Niveau moyen maximum des contaminants dans l'alimentation pour Naphta.

<b>Contaminants</b>	<b>Niveau maximum</b>
Oxygène dissous	5 poids ppm
Gommes existantes Gommes potentielles	5 mg / 100ml 500 mg / 100ml
Chlore total	1 poids ppm
Caustique (NaOH)	1 poids ppm
As	10 poids ppb
P	300 poids ppb
Pb	4 poids ppb
Cu	5 poids ppb
Hg	1.5 poids ppb (1)
Si	2 poids ppb

(1) Le mercure n'est pas piégé sur le catalyseur d'hydrotraitement du naphta.

Par conséquent, la teneur maximum en Hg dans l'alimentation d'hydrotraiteur est fixée par des contraintes des unités en aval. (1.5 wt ppb max. pour l'alimentation à l'unité d'Isomérisation).

**Tableau 10 :** Niveau moyen maximum des contaminants dans l'alimentation pour l'appoint d'hydrogène.

<b>Contaminants</b>	<b>Niveau maximum</b>
CO / Oxygène	50 vol. ppm
CO2	50 vol. ppm
HCl	0.5 vol. ppm

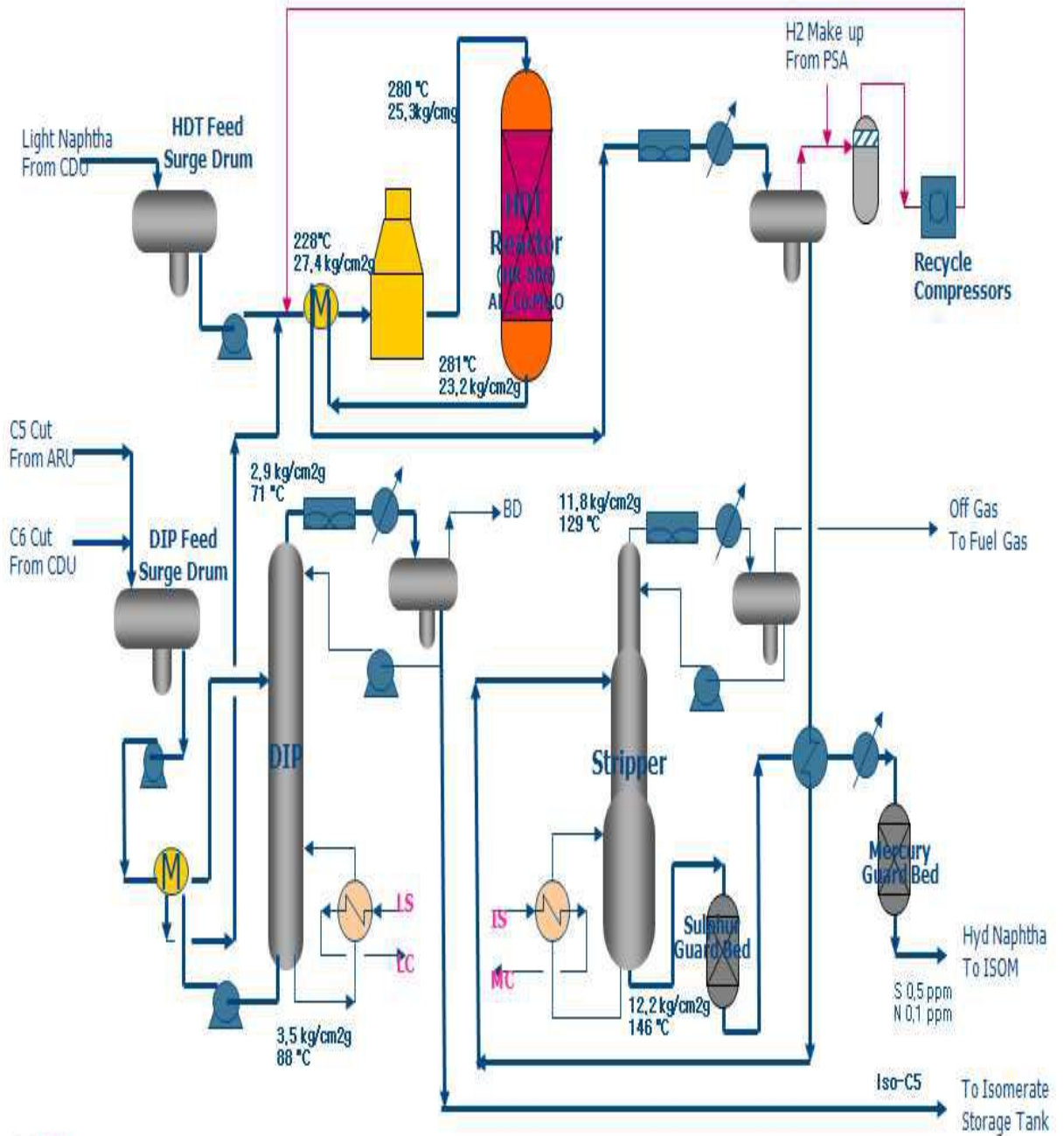


Figure 3 : Schéma simplifié de la section hydrotraitement.

## II-2 Section isomérisation :

### II-2.1 Section de réaction :

- ✓ Le gaz d'appoint d'hydrogène vers les réacteurs d'isomérisation est sous contrôle de débit avec l'alimentation liquide totale vers les réacteurs d'isomérisation.
- ✓ La température à l'entrée du premier Réacteur d'isomérisation 701-R-1 est contrôlée par courant de condensat MP provenant du Réchauffeur de l'alimentation du réacteur 701-E-4.
- ✓ La température à l'entrée du Second Réacteur d'isomérisation 701-R-2 est contrôlée à travers un by-pass de l'Echangeur d'alimentation du réacteur de première étape / effluents 701-E-3.
- ✓ La pression de la section de réacteur est contrôlée directement par un Régulateur de contre-pression 701-PIC-1501 sur les effluents de la section de réaction.

### II-2.2 Rapport moléculaire Hydrogène/HC :

- ✓ Mesuré par l'analyse d'hydrogène dans le gaz d'échappement de l'Epurateur, ce rapport doit être maintenu juste au-dessus de 0.06. S'il y a un problème dans le maintien de ce rapport, réduire le taux d'alimentation en conséquence.

### II-2.3 Stabilisateur 701-C-1 :

- ✓ Le produit de fond du stabilisateur est envoyé au Désohexaniseur 701-C-2 sous contrôle de débit 701-FIC-1601 réinitialisé par le contrôle de niveau 701-LIC-1601 de la colonne de Stabilisation 701-C-1.
- ✓ Le rebouillage est sous contrôle de débit du condensat MP 701-FIC-1602 réinitialisé par un Régulateur sensible de la température du plateau 701-TIC-1606.
- ✓ La pression est contrôlée par un Régulateur de pression 701-PIC-1701 sur le gaz d'échappement du stabilisateur.
- ✓ Le reflux est sous contrôle de débit 701-FIC-1701 réinitialisé par le niveau du ballon de reflux du stabilisateur 701-LIC-1701.

### II-2.4 Désohexaniseur 701-C-2 :

- ✓ L'alimentation provenant du fond du stabilisateur est sous contrôle de débit réinitialisé par le niveau du fond du stabilisateur.
- Le reflux du désohexaniseur est sous contrôle de débit 701-FIC-1901.
- ✓ Le distillat est soutiré sous contrôle de débit 701-FIC-2002 réinitialisé par le contrôle

de niveau du ballon de reflux 701-LIC-2001.

- ✓ La pompe-around du soutirage latéral est sous contrôle de niveau du ballon de recyclage DIH 701-LIC-1801.
- ✓ Le rebouillage est sous contrôle de débit du condensat MP 701-FIC-1903 réinitialisé par une température sensible du plateau 701-TIC-1904.
- ✓ La pression de la colonne est contrôlée par 701-PIC-1901 en tête de colonne.
- ✓ Le fond du déisohexaniseur est contrôlé par le contrôle de débit 701-FIC-1902 réinitialisé par le contrôle de niveau 701-LIC-1901.

### II-2.5 Neutralisation :

- ✓ Le gaz d'échappement de l'Épurateur 701-C-3 est soutiré sous contrôle de pression 701-PIC-2201.
- ✓ Le contrôle de température de la circulation de soude caustique est sous contrôle de débit de la vapeur BP 701-FIC-2202 à travers le Réchauffeur du recyclage de la soude caustique.

### II-2.6 Sécheurs :

- ✓ Les sécheurs seront en écoulement en série pour l'alimentation et l'appoint de H<sub>2</sub>. Une fois que la teneur en humidité dans les effluents du sécheur de tête, atteint 1ppm pds, il doit être mis hors service pour régénération.
- ✓ Le débit de régénération est contrôlé dans la boucle de régénération.
- ✓ Un régulateur de pression maintient une contre-pression dans la boucle avant de mélanger à nouveau avec le produit isomérait en aval de la vanne de régulation de pression.
- ✓ Un Dégazeur 701-V-11 est nécessaire dans la boucle pour purger toute fuite de gaz d'échappement à partir des sécheurs et pour séparer l'eau à partir du régénérant. La purge de gaz est sous contrôle de niveau 701-LIC-2301 du Dégazeur qui est maintenu plein de liquide.
- ✓ La température de régénération est contrôlée (701-TIC-2306) par l'énergie électrique du Surchauffeur de régénération des sécheurs 701-EH-1.[2]

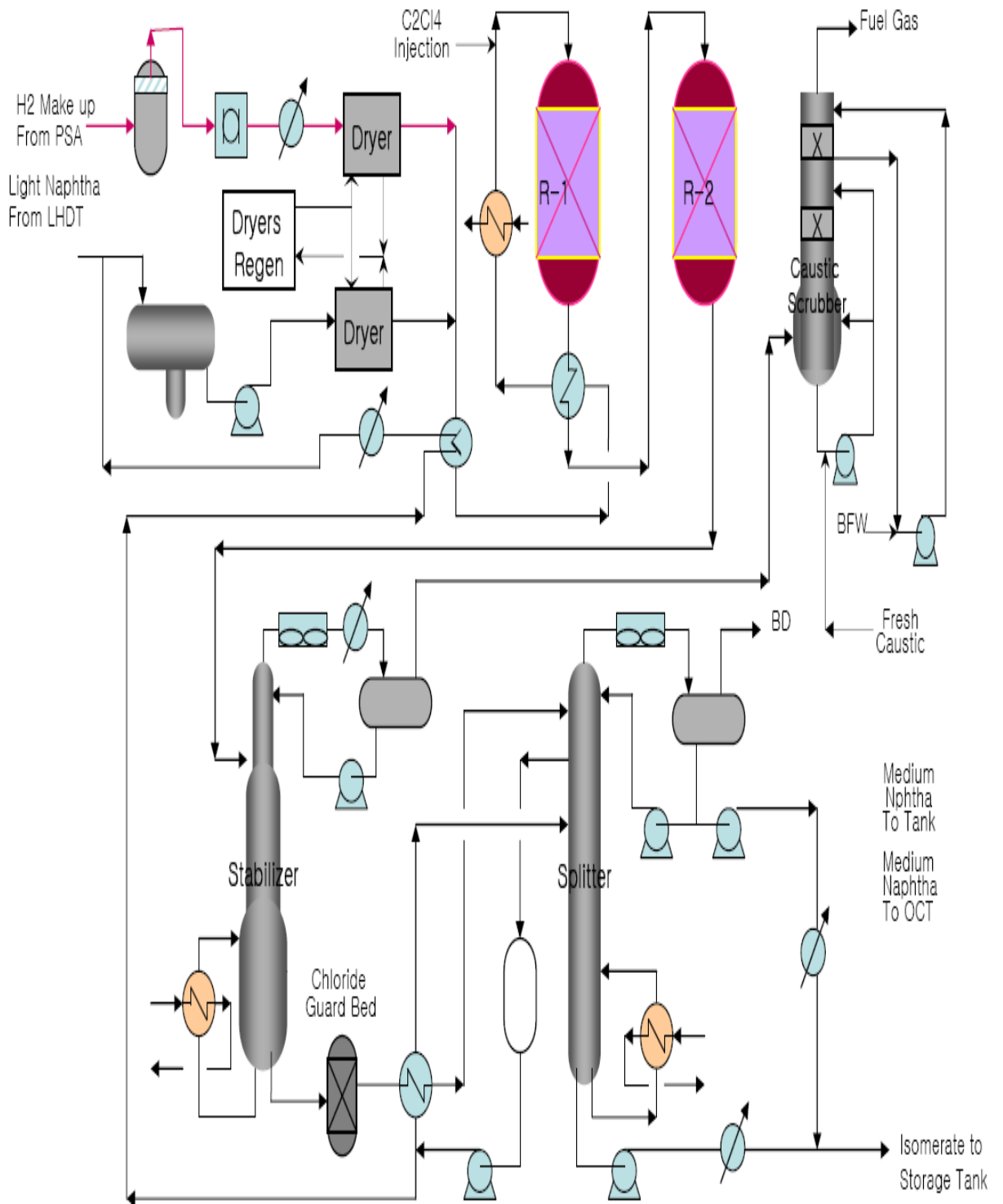


Figure 4: Schéma simplifié de la section isomérisation.

### III-Catalyseur du procédé d'isomérisation 1 (U701) de la RA1K :

#### III-1 Les propriétés du catalyseur ATIS-2L :

Les propriétés physiques du catalyseur **ATIS-2L** sont résumées ci-dessous:

*Tableau 11:* Les propriétés physiques du catalyseur ATIS-2L.[9]

<b>COMPANIE</b>	Axens
<b>Catalyseurs</b>	Atis-2l
<b>Platine</b>	0.25 %
<b>Cl - (% pds)</b>	8 à 10
<b>État</b>	Oxydé
<b>Forme</b>	Cylindrique Extrudé
<b>Diamètre inch</b>	1/16
<b>densité (kg/m3)</b>	750
<b>Volume (m3)</b>	203.5
<b>soufre ppm pds</b>	0.5
<b>H2O ppm pds</b>	0

#### III-2 Les Performance du catalyseur ATIS-2L :

Les performances du catalyseur **ATIS-2L** sont résumées ci-dessous:

*Tableau 12 :* Les performance du catalyseur ATIS-2L.[9]

<b>RendementNombreEstimation</b>	X052031
<b>Type decatalyseur</b>	Atis-2l
<b>H<sub>2</sub>/HC mol /mol</b>	0.06
<b>Octane produit. Ronc</b>	89
<b>Octane produit. Monc</b>	86.2
<b>Start Of Run Wait , °C</b>	R1:107,R2:128
<b>End Of Run Wait , °C</b>	R1:120,R2:140
<b>Durée de cycle. Mois</b>	48
<b>Isomérat rendementC<sub>4</sub>+ .Wt %</b>	89.2
<b>Isomérat rendementC<sub>5</sub>+ .Wt %</b>	84.5
<b>hydrogènerendement, Nm<sup>3</sup> / m<sup>3</sup></b>	0
<b>hydrogènerendement, Wt%</b>	0

### III-3 Structure de catalyseur :

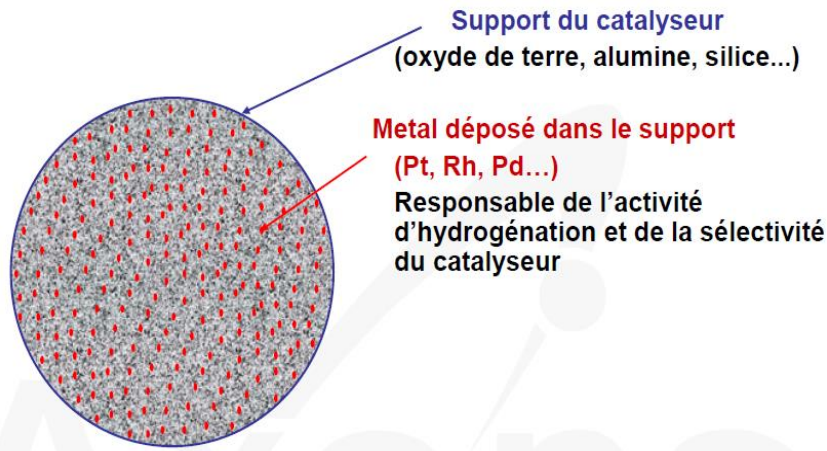


Figure 5 : Structure de catalyseur.

### III-4 Choix du support des catalyseurs :

- ✓ Bonne dispersion du métal (beaucoup des sites actifs)
- ✓ Mécaniquement résistant (pour éviter la casse pendant le changement et l'opération)
- ✓ Inerte chimiquement pour prévenir les réactions indésirables

### III-5 Principe du catalyseur hétérogène :

- Le catalyseur et le réactif ne sont pas dans la même phase.
- Paramètres clés :
  - Surface spécifique du support
  - Dispersion des agents actifs sur le support
  - Distribution des pores sur le support

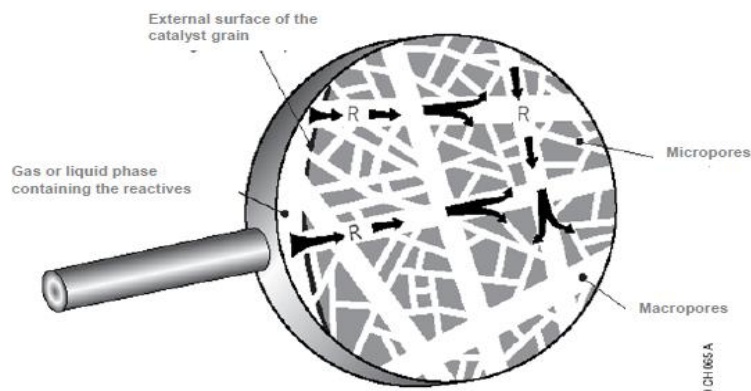
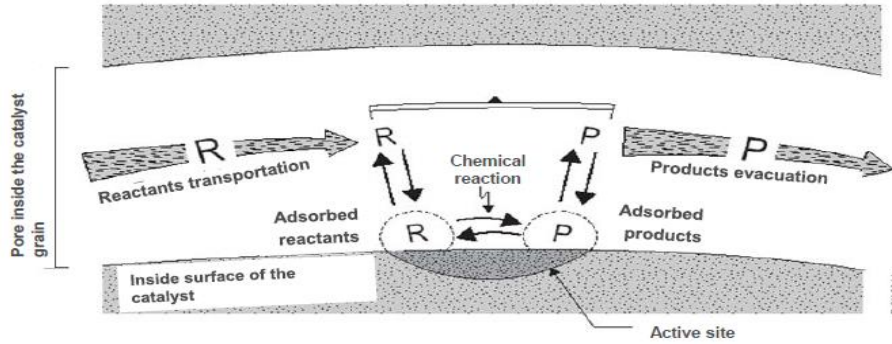


Figure 6 : Principe de catalyseur hétérogène.

**III-6 Mécanisme de catalyse :**

- Adsorption du réactif sur le site actif spécifique
- Reaction chimique à la surface du catalyseur
- Désorption du produit.[3]



**Figure 7 :**Mécanisme de catalyse.

**VI- Performance désign de l'unité du Skikda :**

Les performances désign de l'unité du Skikda sont résumées ci-dessous:

**Tableau 13:**Performance désign de l'unité du Skikda.[3]

<b>RA1K CASE SOR / EOR</b>	Isomérat léger	Isomérat lourd	Distillat DIP	Isomérat final	Garanties
RONC	88.5 / 88.6	79.8 / 78.9	92.2 / 92.2	89.1 / 89.1	89
MONC	86.4 / 86.4	74.2 / 73.5		86.4 / 86.5	86
RVP psi				17.6 / 17.7	17
Rendement % pds (isomérat / charge isom)				98.3 / 98.1	
Rendement % pds (isomérat / charge HDT)				98.5 / 98.4	97.1 / 96.9
H2 conso %pds (/ charge HDT)				0.53 / 0.54	0.58 / 0.60



**I-1 Les données pratiques de l'unité d'isomérisation :****a) Section du prétraitement**

- La charge utilisée dans l'unité du prétraitement c'est : le naphta A. Elle est caractérisée par les propriétés suivantes :

- ✚ **Distillation ASTM :**

*Tableau 14 : Distillation ASTM du naphta A.*

Propriétés	Naphta A (S226)
Densité à 15 °C	6438
<b>Distillation ASTM, °C</b>	
<b>PI</b>	23
<b>05% Vol.</b>	34
<b>10% Vol.</b>	35
<b>30% Vol.</b>	38
<b>50% Vol.</b>	41
<b>90% Vol.</b>	53
<b>95% Vol.</b>	58
<b>PF</b>	64
<b>Couleur</b>	+30

- ✚ **Composition de la charge du prétraitement :**

*Tableau 15 : Composition de la charge non traitée (PONA).*

	Paraffines	Oléfines	Naphtènes	Aromatiques
<b>%poids</b>	93.68	/	4.61	1.71

**b) Section isomérisation :**

- La charge prétraitée est celle qui alimente la section d'isomérisation. Elle est caractérisée par les propriétés suivantes :

 **Composition de la charge prétraitée:**

*Tableau 16:* Composition de la charge traitée.

	Paraffines		Oléfines	Naphtènes	Aromatiques
	n-para	I-para			
%poids	59.44	35.3	/	4.03	1.23

- L'isomérat léger sortant de la tête de la colonne (701-C2) a les spécifications suivantes :

 **Composition de l'isomérat léger :**

*Tableau 17:* Composition de l'isomérat léger.

	Paraffines		Oléfines	Naphtènes	Aromatiques
	n-para	I-para			
%poids	18.09	80.61	/	1.30	/

- L'isomérat léger sortant du fond de la colonne (701- C2) a les spécifications suivantes :

 **Composition de l'isomérat lourd :**

*Tableau 18:* Composition de l'isomérat lourd

	Paraffines		Oléfines	Naphtènes	Aromatiques
	n-para	I-para			
%poids	15.7	82.42	/	1.88	/

✚ Composition de l'isomérat final :

Tableau 19: Composition de l'isomérat final

	Paraffines		Oléfines	Naphtènes	Aromatiques
	n-para	I-para			
%poids	15.84	82.36	/	1.80	/

I-2 paramètres de fonctionnement :

- Réacteur (701-R1) :

Tableau 20: Paramètres du fonctionnement du réacteur 1 (701-R1)

Paramètres	Design	Service
Température d'entrée	108 °C	110 °C
Température de sortie	146 °C	140 °C
$\Delta T$	34 °C	40 °C
$\Delta P$	-2 kg/cm <sup>2</sup>	-1.77 kg/cm <sup>2</sup>

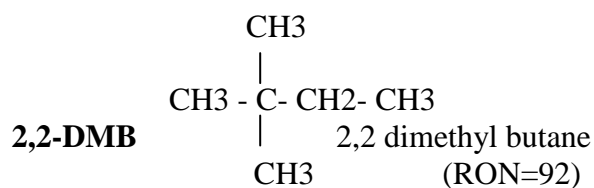
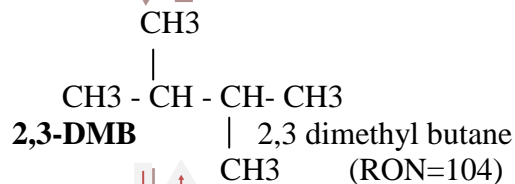
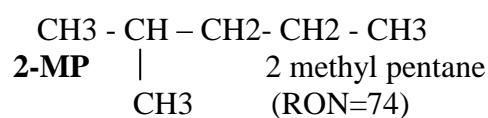
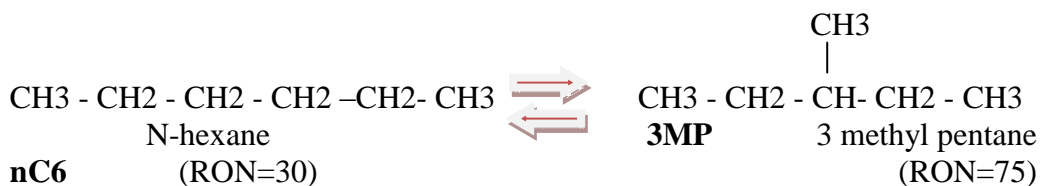
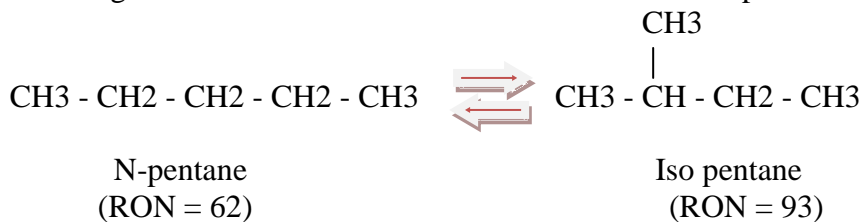
- Réacteur (701-R2) :

Tableau 21: Paramètres du fonctionnement du réacteur 2 (701-R2)

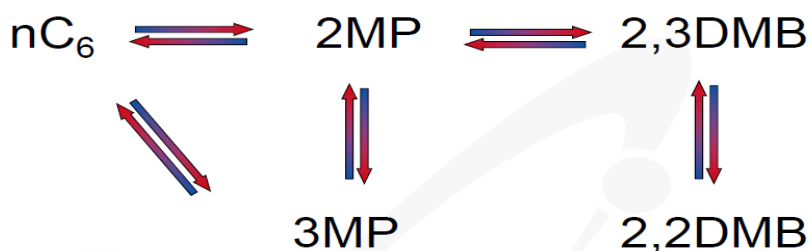
Paramètres	Design	Service
Température d'entrée	120 °C	125 °C
Température de sortie	125 °C	130 °C
$\Delta T$	5 °C	5 °C
$\Delta P$	-2 kg/cm <sup>2</sup>	-1.83 kg/cm <sup>2</sup>

## I-3 Schéma réactionnelle du process :

Réarrangement de la structure linéaire vers une structure plus ramifiée.



- Avec le n-hexane, plusieurs combinaisons sont possibles :



#### I-4 Bilan de matière dans chaque réacteur :

Le bilan de matière consiste à déterminer le rendement et la composition de l'isomérisat à la sortie des réacteurs. Pour effectuer ce bilan, nous disposons de la répartition de la couche catalytique suivante :

- ✚ Le poids total du catalyseur :

Tableau 22: Le poids total du catalyseur (U-701)

	Masse (kg)	% Masse	Volume (m <sup>3</sup> )
Réacteur R1	22440	50 %	29.93
Réacteur R2	22440	50 %	29.93
<b>Total</b>	<b>44880</b>	<b>100 %</b>	<b>59.86</b>

- ✚ Le taux de conversion dans chaque réacteur :

Le tableau ci-dessous, nous montre le taux de transformation des hydrocarbures dans les deux réacteurs :

Tableau 23: Le taux de conversion dans chaque réacteur

	R (701-R1)	R (701-R2)
$\xi_{ip}$ iso paraffine	0.85	0.15
$\xi_N$ naphénique	0.93	0.07

A partir de ces données on détermine les accroissements et les diminutions sommaires des hydrocarbures à la sortie de dernier réacteur.

**a. Variation sommaire des hydrocarbures :**

On a :

$$\Delta IP = a_2 * IP_i - IP_{ch}$$

$$\Delta N = N_{ch} - a_2 * N_r$$

Avec :

$IP_i N_i$ , représente la teneur en iso paraffine, naphtènes dans l'isomérisat

$IP_{ch} N_{ch}$ , représente la teneur en iso paraffine, naphtènes dans la charge.

$$a_2 = \frac{\text{visomérisat}}{\text{la charge}} \quad \text{C'est le pourcentage d'isomérisat.}$$

On a :

$$a_2 = \frac{65}{67} = 0.97$$

$$\Delta IP = 0.9701 * (82 - 35.3)$$

$$\Delta IP = 45.30$$

$$\Delta N = 4.03 - (0.97 * 1.80)$$

$$\Delta N = 2.31$$

**b. formation des iso paraffines au niveau de chaque réacteur :**

$$dIP_i = \xi IP_i * \Delta IP$$

Application numérique :

$$dIP_1 = 0.85 * 45.30$$

$$dIP_1 = 38.50$$

$$dIP_2 = 0.15 * 45.30$$

$$dIP_2 = 6.79$$

**c. Rendement en iso paraffine a la sortie de chaque réacteur :**

$$IP_{R1} = IP_{ch} + dIP_1$$

$$IP_{R2} = IP_{R1} + dIP_2$$

Application numérique :

$$IP_{R1} = 35.3 + 38.50$$

$$IP_{R1} = 73.8 \%$$

$$IP_{R2} = 73.8 + 6.79$$

$$IP_{R2} = 80.59\%$$

**d. Transformation des naphènes au niveau de chaque réacteur :**

$$dN_i = \xi N_i * \Delta N$$

Application numérique :

$$dN_1 = 0.93 * 2.31$$

$$dN_1 = 2.14$$

$$dN_2 = 0.07 * 2.31$$

$$dN_2 = 0.16$$

**e. Rendement en naphènes a la sortie de chaque réacteur :**

$$N_{R1} = N_{ch} - dN_1$$

$$N_{R2} = N_{R1} - dN_2$$

Application numérique :

$$N_{R1} = 4.03 - 2.14$$

$$N_{R1} = 1.89 \%$$

$$N_{R2} = 1.89 - 0.16$$

$$N_{R2} = 1.73 \%$$

✚ Les taux de transformation dans chaque réacteur :

Tableau 24: le taux de transformation dans chaque réacteur (U-701)

	$dip_i$	$dN_i$	$\xi_i = dN_i + dip_i$	$\xi_i = \xi_i / \sum_i \xi_i$
<b>R1</b>	38.50	2.14	40.64	0.8539
<b>R2</b>	6.79	0.16	6.95	0.1460

✚ Bilan matière dans chaque réacteur :

- Calcule du l'unité de l'isomérisation avec une capacité de **67 m<sup>3</sup>/h** du naphta **A** et avec une capacité de **1700 m<sup>3</sup>/h** de **H<sub>2</sub> pur** On a :

$V_{ch}$  : Capacité de l'unité (m<sup>3</sup>/h).

$\rho_{ch}$  : Masse volumique de la charge(kg/m<sup>3</sup>).

$G_{ch}$  : Capacité de l'unité (kg/h).

$D_{gc}$  : le débit de gaz circuant (m<sup>3</sup>/h).

$\rho_{gc}$  : masse volumique du gaz

Application numérique :

$$G_{ch} = V_{ch} * \rho_{ch} = 67 * 643.8$$

$$G_{ch} = 43134.6 \text{ kg/h}$$

La quantité du débit de gaz reste constante dans chaque reacteur :

$$D_{gc} = D_{gc} * \rho_{gc} = 1700 * 0.085$$

$$D_{gc} = 144.5 \text{ Kg/h}$$



## ❖ Bilan de matière dans le premier réacteur (700-R-1)

**Entrée :**

$$G_{ch} = 43134.6 \text{ kg/h}$$

$$D_{gc} = 144.5 \text{ kg/h}$$

**Sortie :**

- Matière première non transformée :

$$G_1 = G_{ch} * (1 - \xi_{i1})$$

$$G_1 = 43134.6 * (1 - 0.8539)$$

$$G_1 = 6301.9651 \text{ kg/h}$$

- Quantité d'isomérisat :

$$G_{I1} = G_{ch} * \xi_{r1}$$

$$G_{I1} = 43134.6 * (0.8539)$$

$$G_{I1} = 36832.635 \text{ kg/h}$$

- Quantité du gaz formé :

$$G_{gf1} = (G_{gc} * a_{g2})$$

$$G_{gf1} = (144.5 * 0.53)$$

$$G_{gf1} = 76.58 \text{ kg/h}$$

- Quantité du gaz circulant :

$$G_{gc1} = G_{gc} * (1 - 0.53)$$

$$G_{gc1} = 144.5 * 0.47$$

$$G_{gc1} = 67.92 \text{ kg/h}$$

Tableau 25: Bilan matière du réacteur 1 (701-R1)

	Produit	Débit en ( kg /h)
Entrée	Charge entrée	43134.6
	Gaz circulant	144.5
Sortie	Matière première non transformée	6301.9651
	Isomérat	36832.635
	Gaz formé	76.58
	Gaz circulant (H2 pur)	67.92

## ❖ Bilan de matière dans le deuxième réacteur (R-2)

Entrée :

Tous les produits du réacteur précédent.

Sortie :

- Matière première non transformée :

$$G_2 = G_{ch} * (1 - \xi_{r1} - \xi_{r2})$$

$$G_2 = 43134.6 * (1 - 0.8539 - 0.1460)$$

$$G_2 = 4.3134 \text{ kg/h}$$

- Quantité d'isomérat :

$$G_{I2} = G_{ch} * (\xi_{r1} + \xi_{r2})$$

$$G_{R2} = 43134.6 * [(0.8539 + 0.1460) - (0 + 0.53)]$$

$$G_{R2} = 43130.288 \text{ kg/h}$$

Tableau 26: Bilan matière du réacteur 2 (701-R2)

	Produit	Débit en ( kg /h)
<b>Entrée</b>	Matière première non transformée	6301.9651
	Isomérat	36832.635
	Gaz formé	76.58
	Gaz circulant	67.92
<b>Sortie</b>	Matière première non transformée	4.3134
	Isomérat	43130.288
	Gaz formé	76.58
	Gaz circulant (H2 pur)	67.92

**II- Bilan thermique dans chaque réacteur :**

Pour déterminer le bilan thermique dans chaque réacteur d'isomérisation, on doit considérer les enthalpies des produits qui entrent et qui sortent de réacteur à savoir la charge, H<sub>2</sub>, l'isomérat et le gaz formé.

- Calcule du l'unité de l'isomérisation avec une capacité de **67 m<sup>3</sup>/h** du naphta **A** et avec une capacité de **1700 m<sup>3</sup>/h** de **H<sub>2</sub> pur** :
- Calculons du facteur Kuop :

$$K_{uop} = \frac{\sqrt[3]{T (\text{°R})}}{\text{sp. gr. } 60/60}$$

$$T = 43 \text{ °C} = 565 \text{ °R}$$

$$\text{Sp.gr. } 60/60 = 0.650$$

donc :

Kuop= 12.44
-------------

**R** : le constant des gaz

**Δq** : la correction du facteur Kuop

**q<sup>L</sup>**: L'enthalpie de la fraction pétrolière à l'état liquide

❖ **Bilan thermique du premier réacteur (R-1)**

Pour cela, il faut connaître la température moyenne d'après la courbe A.S.T.M de la charge. D'après les données, elle est de  $t_m=43$  °C

**Entrée :**

- Déterminons l'enthalpie de la charge de l'entrée du premier réacteur à l'état liquide à partir de l'abaque de l'enthalpie pour  $Kuop = 12$ . (Voir annexe 1) :

$$T=110^{\circ}\text{C}$$

$$q_{ch}^L = 62$$

- Correction du facteur  $Kuop$  est déterminée à partir de l'abaque de correction :
- Pour  $Kuop = 12.44$

$$\Delta q = 1.2$$

Ou  $\Delta q$  est le facteur de correction de  $Kuop$ .

Donc :

$$q_{t/p}^L = q_{t/atm}^L * |\Delta q|$$

$$q_{ch}^L = 62 * 1.2$$

$$q_{ch}^L = 74.4 \text{ Kcal/Kg}$$

- Calculons de l'enthalpie de H2 :

On a la pureté de H2=99.99%

$$T=110^{\circ}\text{C}$$

$$q_{H2}^L = 5/3 R * T$$

$$q_{H2}^L = 5/3(0.082) * 383 = 52.34 \text{ Kcal/Kg}$$

$$q_{H2}^L = 52.34 \text{ Kcal/Kg}$$

**Sortie :**

- Déterminons l'enthalpie de l'isomérat de la sortie du premier réacteur à l'état liquide à partir de l'abaque de l'enthalpie :

$$T = 140^{\circ}\text{C}$$

$$q_{t/p}^L = 82 * 1.2$$

$$q_{I1}^L = 98.4 \text{ Kcal/Kg}$$

- Déterminons l'enthalpie de la matière première non transformée :

$$q_1^L = 80 * 1.2$$

$$q_1^L = 96 \text{ Kcal/Kg}$$

**Tableau 27:** Bilan thermique du réacteur 1 (701-R1).

	Produit	Débit en ( kg /h)	Enthalpie en (Kcal/Kg)	Quantité de chaleur Q en (Kcal/h)
<b>Entrée</b>	Charge entrée	43134.6	74.4	3209214.2
	Gaz circulant (H2 pur)	144.5	52.34	7563.13
<b>Sortie</b>	Matière première non transformée	6301.9651	96	604988.65
	Isomérat	36832.635	98.4	3624331.3
	Gaz formé	76.58	62.194	4762.8165
	Gaz circulant (H2 pur)	67.92	52.31	3552.8952

#### ❖ Bilan thermique du deuxième réacteur (-R2)

##### Entrée :

Tous les produits du réacteur précédent.

##### Sortie :

- Déterminons l'enthalpie de l'isomérat de la sortie du deuxième réacteur à l'état liquide à partir de l'abaque de l'enthalpie :

$$T = 130^{\circ}\text{C}$$

$$q_{12}^L = 75 * 1.2$$

$$q_{12}^L = 90 \text{ Kcal/Kg}$$

- Déterminons l'enthalpie du gaz formé riche en H2 :

$$q_{gf}^L = C_p * \Delta T$$

- La chaleur spécifique  $C_p$  est déterminée à partir de l'abaque. (voir annexe 2)

**Tableau 28** : L'enthalpie du gaz formé.

Constituants	$X_i$	$q_{X_i}^{130}$	$q^{130} X_i$
H2	0.782	55.07	43.06
C1	0.002	76.25	0.15
C3	0.0112	100	1.12
I-C4	0.144	92.5	13.32
N-C4	0.0109	88.75	0.96
I-C5	0.0398	82.5	3.28
N-C5	0.0038	80	0.304
2,2DMB	0.0004	-	-
2MP	0.0001	-	-
CP	0.0001	-	-
Total	1.000	575.07	62.194

$$q_{gf}^L = 62.194 \text{ Kcal/Kg}$$

- Déterminons l'enthalpie de la matière première non transformée :

$$q_2^L = 73 * 1.2$$

$$q_2^L = 87.6 \text{ Kcal/Kg}$$

Tableau 29 : Bilan thermique du deuxième réacteur.

	Produit	Débit en ( kg /h)	Enthalpie en (Kcal/Kg)	Quantité de chaleur en (Kcal/h)
<b>Entrée</b>	Matière première non transformée	6301.9651	96	604988.65
	Isomérat	36832.635	98.4	3624331.3
	Gaz formé	76.58	62.194	4762.8165
	Gaz circulant	67.92	52.31	3552.8952
<b>Sortie</b>	Matière première non transformée	4.3134	87.6	377.85384
	Isomérat	43130.287	90	3881725.8
	Gaz formé	76.58	62.194	4762.8165
	Gaz circulant	67.92	52.31	3552.8952

- La chaleur de la réaction totale est :

$$\Delta Q = Q_s - Q_e$$

$$Q_e = 4237635.7 \text{ kcal/Kg}$$

$$Q_s = 3890419.4 \text{ Kcal/Kg}$$

Donc:

$$\Delta Q = 3890419.4 - 4237635.7$$

$\Delta Q = - 347216.3 \text{ Kcal/Kg}$
---

**I-Caractéristiques et performances du catalyseur utilisé :**

La référence du catalyseur d'isomérisation est ATIS-2L. Il s'agit de platine sur un catalyseur à base d'alumine chlorée utilisé dans les raffineries pour l'isomérisation des coupes C5-C6 paraffiniques produisant une amélioration du RON et du MON de l'essence légère envoyée au blender des essences automobile (motor gasoline pool). Une haute conversion des n-paraffines est obtenue à basse température avec de hauts rendements.

- Les catalyseurs d'isomérisation sont caractérisés par une très forte acidité.

Cette acidité est nécessaire afin de permettre la formation d'espèces intermédiaires hautement réactives ( $AlCl_3$ ) qui favorisent les réactions d'isomérisation.

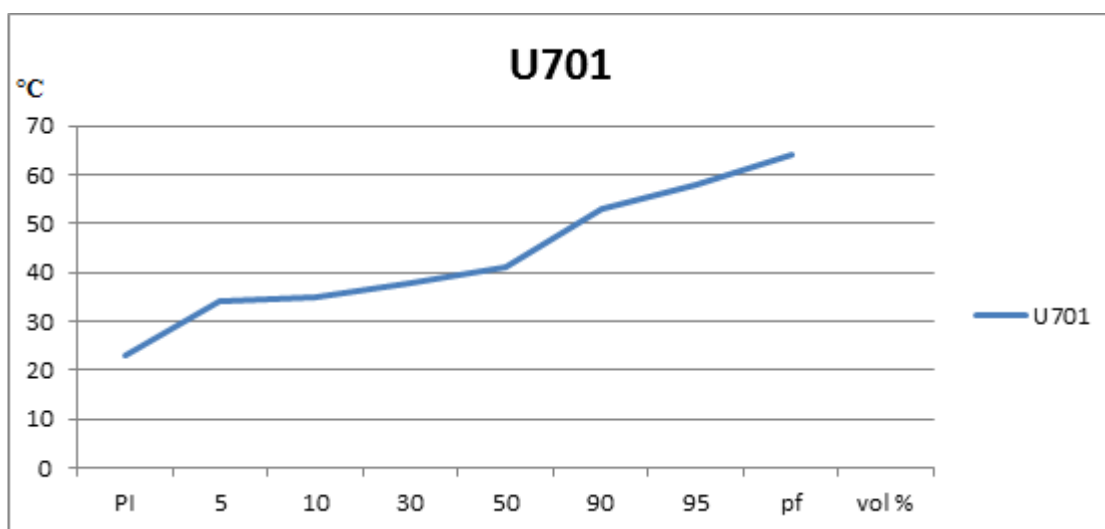
En fonction de la concentration en Pt/ $AlCl_3$ , qu'on peut adopter les conditions opératoire du procédé d'isomérisation.

**II-Choix de la charge et influence de celui-ci sur les variables opératoires et la qualité en isomérat :**

La charge est caractérisée soit par son facteur KUOP ou bien par son PI et PF.

Les points initiaux faibles, indiquant la présence beaucoup de C5 et C6 entraînant la formation de quantité élevée en iso paraffines.

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

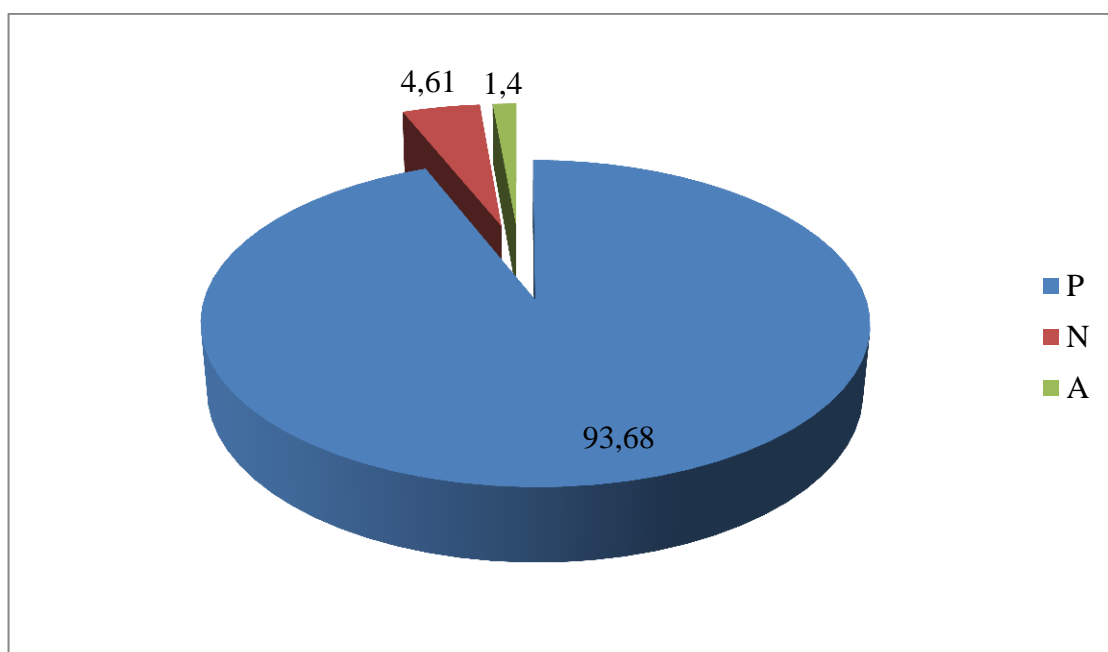


**Figure 8:** Courbe ASTM de la coupe C5/C6.



La qualité et le rendement en isomérat ne dépendent pas seulement de PI et le PF, mais aussi de la nature chimique de la charge, Les charges paraffinées conduisent à des rendements nettement plus élevés que les naphthènes.

Comme la montre la figure ci-dessous, la charge à une tendance paraffinée ce qui nécessite de travailler à basse température pour atteindre la performance du procédé



**Figure 9:** La répartition de la teneur en (PONA) de la charge non traitée.

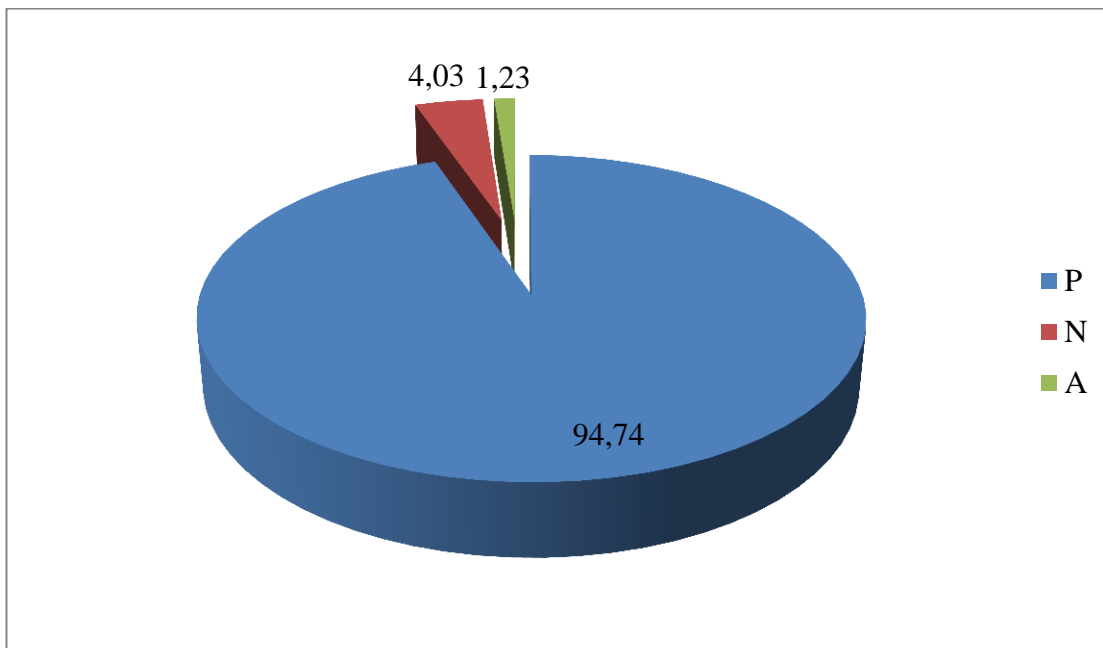
### III-Hydrotraitement de la charge :

Les catalyseurs de l'isomérisation activent de nombreuses réactions.

Ils sont sensibles aux impuretés en particulier du soufre de l'azote, les halogènes, les dioléfines, les oléfines, l'arsenic, le mercure et d'autres métaux.

Leur bon fonctionnement demandera donc une purification préalable de la charge. Ces impuretés sont contenues dans divers composés hétéro atomiques dont la nature et la qualité dépendent fortement de l'origine du brut après distillation.

Le rôle de l'hydrotraitement est de préparer la charge pour l'unité d'isomérisation

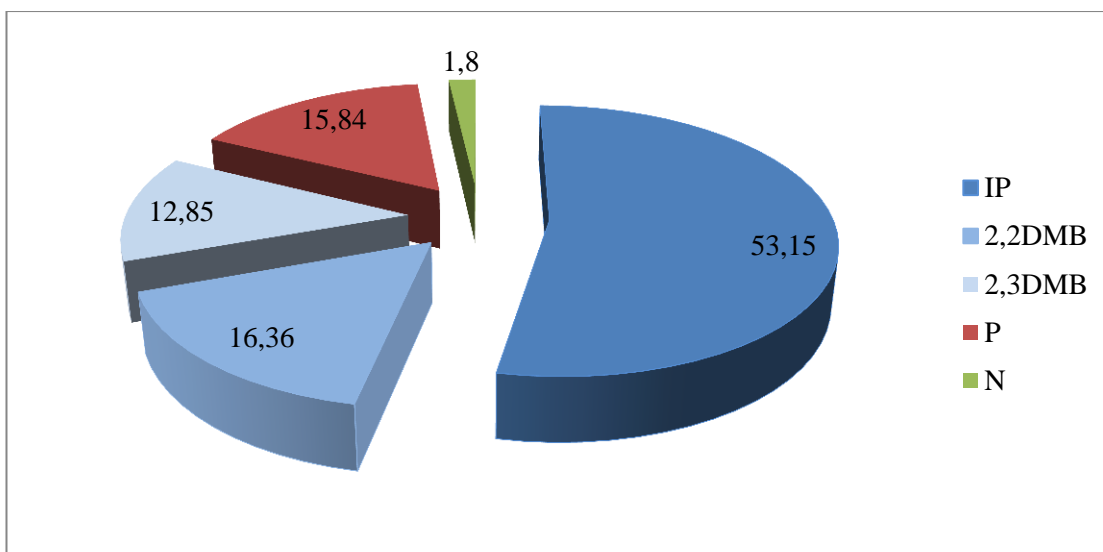


**Figure 10:** La répartition de la teneur en (PONA) de la charge traitée.

#### IV- Caractéristiques d'isomérat obtenu :

La qualité d'isomérat se retrouve essentiellement dans la présence de plus ou moins des iso paraffines mais surtout dans la présence des **Ic5**, **2.2DMB** et **2.3DMB** comme l'indique la figure ci -dessous.

Pour l'isomérat obtenu par l'unité 701, on constate que la teneur en iso paraffines est plus élevée, sachant que l'unité 701 est destinée pour produire essence carburant. Cela tient compte à la performance du catalyseur utilisé.

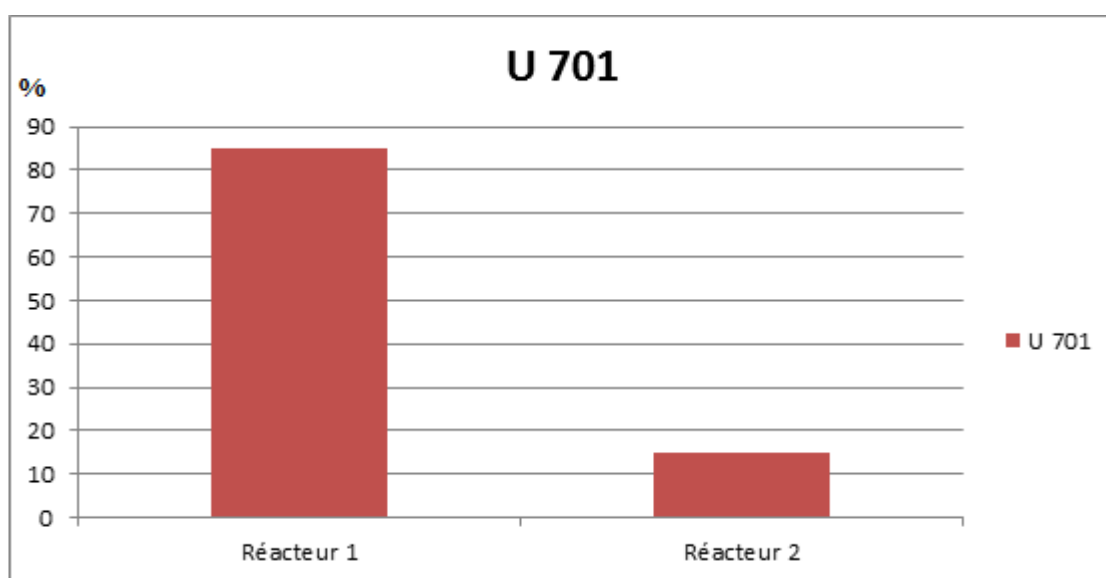


**Figure 11:** La répartition de la teneur en (PONA) de l'isomérat.

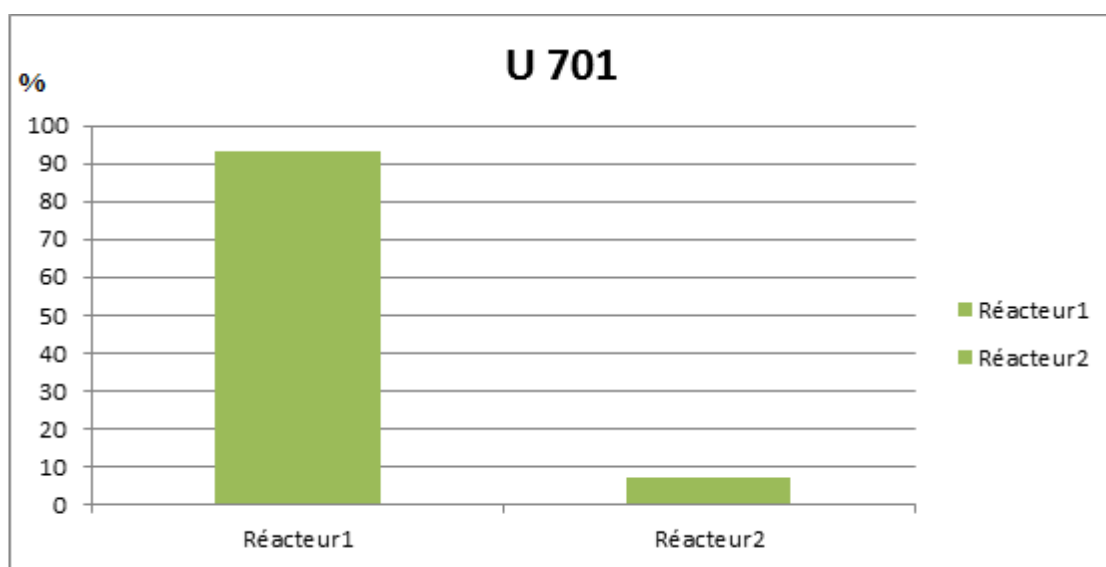
### V- L'évolution du taux de conversion et le rendement en iso paraffines dans les réacteurs du procédé :

Selon les figures 12,13, 14, le taux de conversion des iso paraffines est les naphtènes évolue progressivement dans les deux réacteurs et cela dépend de la cinétique de réactions mises en jeux.

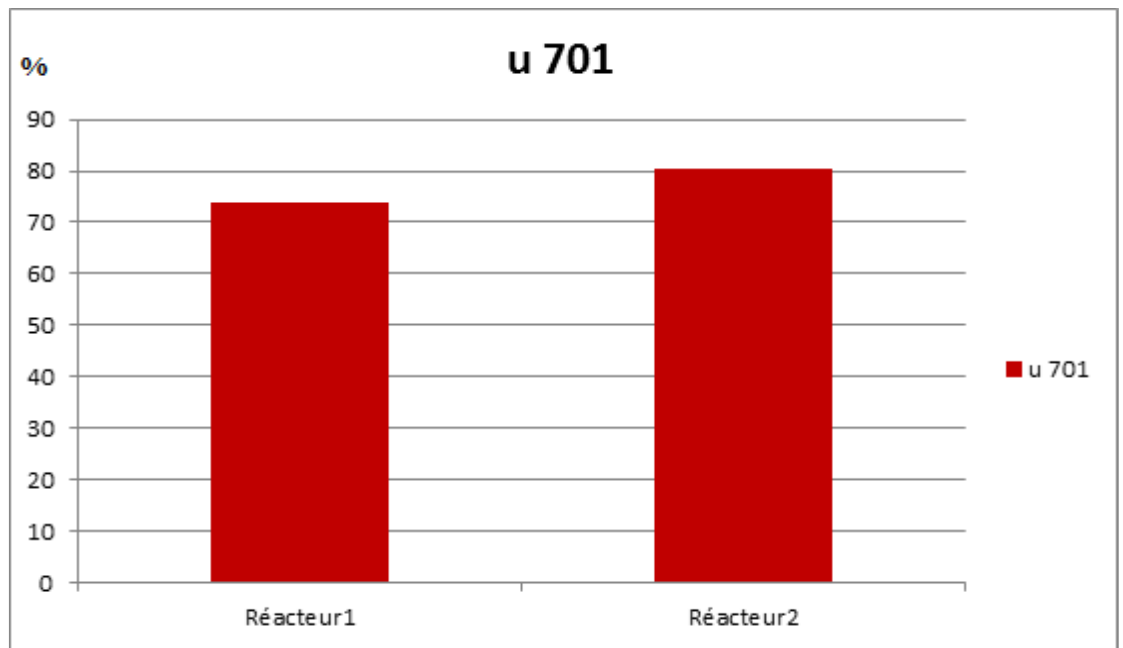
On constate que le taux conversion des iso paraffines et des naphtènes dans le premier réacteur est plus élevé que le deuxième. Ce qui explique que les réactions d'isomérisation se fait au niveau du premier réacteur et le deuxième juste pour atteindre l'équilibre de la réaction d'isomérisation ( ou bien achever les réactions du premier réacteur) .



**Figure 12:**Taux de conversion des iso paraffines a la sortie de chaque réacteur.



**Figure 13:**Taux de conversion des naphtènes à la sortie de chaque réacteur.



**Figure 14 :**Le rendement en iso paraffine à la sortie de chaque réacteur.

#### VI- La quantité d'isomérat formé dans chaque réacteur :

Selon le graphe ci-dessous la quantité d'isomérat formé évolue progressivement dans les deux réacteurs.

Le rendement en isomérat dépend le débit de la charge.



**Figure 15:** Quantité d'isomérat formé dans chaque réacteur.

Pendant l'élaboration de ce travail, nous avons pu suivre le procédé d'isomérisation nous avons pu relever :

- Les différents paramètres de marche de section de production d'isomérat
- La récolte des informations concernant les différents paramètres de marche du procédé (débit, température, taux de charge).
- Le calcul des différents paramètres de fonctionnement a été effectué à l'aide des paramètres de marche actuelle relevés sur une période de suivi.

Le procédé d'isomérisation a pour but de produire une essence Automobile à haut indice d'octane (89) à partir d'une charge riche en Paraffines.

- Actuellement l'unité donne un bon rendement en isomérat et les paramètres de marche réels et du design presque identique car le procédé met en service pendant 18 mois et le catalyseur est encore active (début de cycle).

- [1] : Hocine Fouad, Isomérisation des paraffine légères, Université de M'hamed Bouguerra-Boumerdes(2007).
- [2] : Manuelle opératoire de l'unité 701isomérisation RA1K.
- [3] : Manuelle opératoire Axens de l'unité 701isomérisation RA1K.
- [4] : "Procèdes et unité de raffinage : reformage catalytique - isomérisation", ENSPM formation industrielle IFP training (2005).
- [5] : J.P. WAUQUIER, procédé de transformation (tome 3).Edition technip, Paris 1992.
- [6] : Etude technico-économique d'une unité d'isomérisation du naphta légère RA1K (2013).
- [7] : Manuelle opératoire de l'unité 700 hydrotraitement RA1K.
- [8] : Merrouche Housem Eddine, Tabtia Bilel, Etude comparative entre l'unité Magnaforming I et platforming II au niveau de la raffinerie de Skikda (RA1K), Mémoire de Master, Université de Kasdi Merbah- Ouargla(2014).
- [9] : Fiches techniques catalyseurs Isomérisation, RA1K SKIKDA.

### **Résumé :**

Ce travail a été réalisé au niveau de la raffinerie de Skikda RA1K précisément dans l'unité 701 (isomérisation).

Cette unité produit l'essence automobile.

On a établi un bilan matière et bilan thermique du procédé dont le but est de faire une étude vérificative de cette unité.

Mot clés : isomérisation, paraffines, iso paraffines.

### **Summary :**

This work was realized at the Skikda refinery precisely RA1K in unit 701 (isomerization).

This unit produces motor gasoline.

It has established a material balance and thermal balance of the process which aims to make a verificative study of this unit.

Key words: isomerization, paraffin, iso paraffins.