

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA
RECHERCHE SCIENTIFIQUE



Université de Boumerdes



FACULTE DES HYDROCARBURES ET DE LA CHIMIE

Département

GENIE DES PROCEDES CHIMIQUES ET PHARMACEUTIQUE

Mémoire de fin d'études

EN VUE DE L'OBTENTION DU DIPLÔME DE MASTER

Spécialité : Raffinage du pétrole



THEME :

**Calcul de vérification des réacteurs de
l'unité de l'isomérisation de naphta
léger -SKIKDA-**

Réalisé par :

DJEMAI ABDELKADER

LAHIOUEL KHALED

Devant le jury : Mr :

HADJARAB . D : Président

OTMANINE. G : Encadreur

BELAMRI. L : Examineur

BOUMERDES JUIN 2016



Remerciements

تَشْكُرُكُمْ

En premier lieu, nous tenons à remercier notre dieu ALLAH, notre créateur pour nous avoir la force pour accomplir ce travail.

Nous adressons nos vifs remerciements à notre professeur consultant Mr OTMANINE pour nous avoir diligenté tout au long de ce travail, pour sa compréhension, sa patience, sa compétence, et ces remarques qui nous ont été précieuses, ainsi qu'aux membres de l'unité d'isomérisation de SKIKDA qui nous ont beaucoup aidés à réaliser notre travail dans de bonnes conditions.

Nous présentons nos chaleureux remerciements aux enseignants du département génie des procédés chimiques et pharmaceutique surtout notre chef d'option Mr MIMOUN pour leurs aides et orientations durant notre formation.

Nos derniers remerciements et ce ne sont pas les moindres, vont à mes amis SIF EDDIN et MOHAMED tous ceux qui ont contribué de près ou de loin pour l'aboutissement de ce travail.





Dédicaces

DÉDICACES

J'ai le grand honneur de dédier ce travail

A celui qui m'a fait

De moi un homme, « mon père »

A « ma mère et ma mère »

A mes frères et sœurs

A toute ma famille

A tous mes amis de l'INH et de TIARET

A tous les enseignants de génie des procédés chimiques et pharmaceutique

- Djemai Abdelkader -



DEDICACE

DEDICACE

*J'ai le grand honneur de dédier ce modeste travail :
A ceux qui m'ont encouragé et soutenue moralement et
matériellement pendant les moments les plus difficiles et
durant toute ma vie.*

Ma très chère mère

Mon très cher père

A mes très chers frères

Sans oublier à rendre un grand hommage

A mes amis

Khaled

Sommaire

Remerciements	
Dédicaces	
Table des matières	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Liste des abréviations	
Introduction	
Généralités	
Objectif du Procédé	3
CHAPITRE 1 : Réactions chimiques et catalyseurs	
1.1 Objectifs de ce chapitre.....	5
1.2 Réactions chimiques.....	5
1.2.1 Thermodynamique et cinétique.....	5
1.2.2 Isomérisation.....	6
1.2.3 Ouverture de l'anneau des naphènes.....	8
1.2.4 Hydrocraquage.....	9
1.3 Catalyseur.....	9
1.3.1 Caractéristiques du catalyseur.....	9
1.3.2 Mécanisme de la catalyse.....	10
1.3.3 Poisons du catalyseur.....	12
1.4 Paramètres du procédé.....	14
CHAPITRE 2 : Sécurité	
2.1 Inspection des équipements et de l'unité.....	20
2.1.1 Inspection des équipements.....	20
2.1.2 Inspection de l'unité.....	22
2.2 Produits dangereux et toxiques.....	23

CHAPITRE 3 : Démarrage de l'Unité d'Isomérisation

3.1 Pressurisation à l'hydrogène.....	26
3.2 Charge naphta.....	27
3.3 Fonctionnement en série de réacteur	29

CHAPITRE 4 : Description technologique de fonctionnement

4.1 Résumé des conditions de fonctionnement.....	32
4.1.1 Etudes de cas.....	32
4.1.2 Conditions de fonctionnement du réacteur.....	32
4.1.3 Conditions opératoires du stabilisateur.....	34
4.1.4 Conditions opératoires du déisohexaniseur.....	34
4.1.5 Epurateur à la soude caustique.....	35
4.1.6 Sécheurs.....	35
4.2 Ajustement des conditions opératoires.....	36
4.2.1 Température.....	36
4.2.2 Taux d'appoint d'hydrogène.....	37

CHAPITRE 5 : Arrêt et redémarrage de l'unité

5.1 Arrêt normal.....	39
5.1.1 Généralités.....	39
5.1.2 Arrêt de courte durée.....	40
5.1.3 Arrêt de longue durée.....	41
5.1.4 Arrêt partiel pour remplacement du catalyseur.....	43
5.2 Arrêt d'urgence.....	43
5.2.1 Généralités.....	43
5.2.2 Panne d'alimentation.....	45
5.2.3 Panne d'appoint d'hydrogène.....	46
5.2.4 Haute température dans le réacteur.....	47
5.2.5 Panne de vapeur.....	48
5.2.6 Panne d' de refroidissement.....	49
5.2.7 Panne d'énergie électrique.....	49
5.2.8 Panne d'instrument: Air ou électricité.....	50

5.2.9 Fuite majeure ou Incendie.....	50
5.3 Arrêts d'urgence automatiques.....	51
5.4 Redémarrage de l'unité.....	52
5.5 Drainages.....	53
CHAPITRE 6 : Contrôle analytique	
6.1 Méthodes et fréquence recommandées.....	55
6.1.1 Alimentation C ₅ /C ₆	55
6.1.2 Gaz d'appoint d'hydrogène.....	56
6.1.3 Produit d'isomérisat.....	56
CHAPITRE 7 : Partie calcul	
7.1 Données réelles de l'unité d'isomérisation.....	60
7.2 Paramètres de fonctionnement.....	61
7.3 Bilan matière.....	63
7.4 Bilan thermique.....	69
7.5 Calcul de dimensionnement des réacteurs.....	78
Conclusion générale.....	81

Annexes

Bibliographie

Liste des figures

Figure 1 : Réaction chimique d'isomérisation des paraffines C ₅	7
Figure 2 : Réaction chimique d'isomérisation des paraffines C ₆	7
Figure 3 : Réactions de l'ouverture du cycle naphténiq... ..	8
Figure 4 : Equilibre de paraffine C ₅	17
Figure 5 : Equilibre des paraffines C ₆	17
Figure 6 : Equilibre de 2,2DMB/paraffines C ₆	18
Figure 7 : Schéma de l'unité de l'isomérisation.....	32
Figure 8 : Dimension du réacteur.....	77
Figure 9 : Enthalpie de méthane, éthane et propane.....	Annexe
Figure 10 : Enthalpie d'isobutane, n-butane et isopentane.....	Annexe
Figure 11 : Enthalpie de pentane, hexane et heptane.....	Annexe

Liste des tableaux

Tableau 1 : Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation.....	13
Tableau 2 : Niveaux maximum admissible de contaminants dans l'appoint d'hydrogène.....	13
Tableau 3 : Description des travaux de préparation pour l'inspection.....	21
Tableau 4 : Pression débits et but de pressurisation à l'hydrogène.....	26
Tableau 5 : Paramètres de la charge naphta.....	28
Tableau 6 : Conditions opératoires du réacteur.....	33
Tableau 7 : Conditions opératoires du stabilisateur.....	34
Tableau 8 : Conditions opératoires du déisohexaniseur.....	34
Tableau 9 : Conditions opératoires du sécheur.....	35
Tableau 10 : Conditions opératoires de régénération.....	36
Tableau 11 : Propriétés, méthodes et fréquences d'alimentation.....	55
Tableau 12 : Propriétés, méthodes et fréquences du gaz d'appoint d'hydrogène.....	56
Tableau 13 : Propriétés , méthodes et fréquences du produit d'isomérat.....	56
Tableau 14 : Distillation ASTM de la charge prétraitée.....	58
Tableau 15 : Distillation ASTM de l'isomérat produit.....	58
Tableau 16 : Composition chimique de l'isomérat produit.....	58
Tableau 17 : Paramètres de fonctionnement –design et service- de 1 ^{er} réacteur	59
Tableau 18 : Paramètres de fonctionnement –design et service- de 2 ^{ème} réacteur....	59
Tableau 19 : Composition chimique d'off gaz (sortant de stabilisateur).....	60
Tableau 20 : Composition chimique de gaz d'appoint.....	60
Tableau 21 : Composition chimique de la charge entrant au 1 ^{er} réacteur et sortant de 1 ^{er} et 2 ^{ème} réacteur	61
Tableau 22 : Quantité de catalyseur chargée dans les réacteurs (ATIS2L).....	61
Tableau 23 : Paramètres de la charge entrant au 1 ^{er} réacteur.....	62
Tableau 24 : Taux de conversion de nC ₅ et nC ₆	64
Tableau 25 : Taux de conversion de chaque réacteur.....	64
Tableau 26 : Isomérat et gaz formé dans chaque réacteur.....	65

Tableau 27 : Comparaison entre le bilan matière réel et design.....	66
Tableau 28 : Enthalpie du gaz à la sortie du 1 ^{er} réacteur.....	72
Tableau 29 : Enthalpie du gaz à l'entrée de 2 ^{ème} réacteur.....	72
Tableau 30 : Enthalpie du gaz à la sortie de 2 ^{ème} réacteur.....	73
Tableau 31 : Résumé des enthalpie et quantités de chaleur à l'entrée et sortie de 1 ^{er} réacteur.....	73
Tableau 32 : Résumé des enthalpie et quantités de chaleur à l'entrée et sortie de 2 ^{ème} réacteur.....	74
Tableau 33 : Quantité de chaleur crée dans chaque réacteur-réel et design-.....	75
Tableau 34 : Volume et hauteur de la couche catalytique réelle et utile.....	78
Tableau 35 : Analyse chromatographique de la charge entrant et sortant de 1 ^{er} réacteur.....	Annexe
Tableau 36 : Analyse chromatographique de la charge entrant et sortant de 2 ^{ème} réacteur.....	Annexe
Tableau 37 : Analyse chromatographique de l'isomérat produit.....	Annexe
Tableau 38 : Caractéristiques de la charge entrant et sortant de 1 ^{er} réacteur...	Annexe
Tableau 39 : Caractéristiques de la charge entrant et sortant de 2 ^{ème} réacteur.....	Annexe
Tableau 40 : Caractéristiques de l'isomérat produit.....	Annexe

Liste des abréviations

RA1K : Raffinerie N°1 de SKIKDA

Axens : Un fournisseur international de technologies

LNISOM : L'unité d'isomérisation

ATIS-2L : Catalyseur de la réaction d'isomérisation

RON : Research octan number

MON : Motor octan number

WHSV : Weight Hourly Space velocity

PSA : Pressure swing adsorption

PSV : Pressure Support Ventilation

DCS : Distributed Control System

OSHA : Occupational safety and health organization

CEDEX : Courrier d'Entreprise à Distribution Exceptionnelle

SDS : safety data sheets

ASTM : American Society for Testing and Materials

IFP : Institut Français de Pétrole

LHDT : Light naphta hydrotraitement

DIH : Désohexaniseur

PIN : Paraffins isomerisation number

Introduction

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_x , NO_x , SO_x 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 seront concentrée au stade du raffinage au lieu d'être dispersé au niveau de la consommation finale.

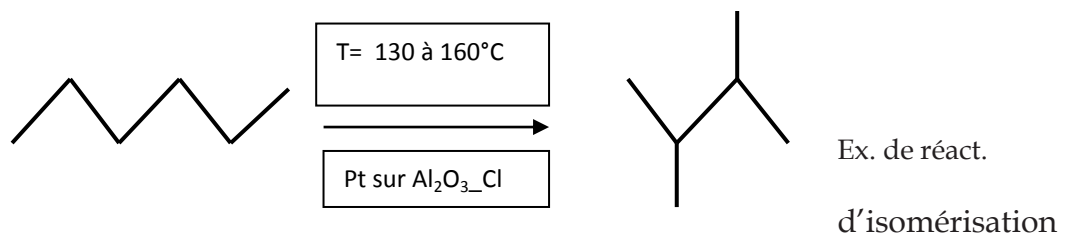
Suivant toutes les mutations mondiales en matière de carburants, les raffineries algériennes doivent s'adapter pour mettre sur le marché des carburants propres répondant aux exigences. De ce fait, l'échéancier établi en Algérie est de produire des essences sans plomb à partir 2005. Pour répondre à cet objectif, Sonatrach a procédé à la réhabilitation et à la modernisation de la raffinerie existante de 15MMTPA située à Skikda, Algérie, dans le cadre du projet intitulé: "Projet Réhabilitation et Adaptation de la Raffinerie de Skikda". L'étendue de ce projet couvre la rénovation de certaines unités existantes et la construction d'autres nouvelles unités.

Généralités

Le procédé d'isomérisation des paraffines permet de transformer des paraffines linéaires de faible indice d'octane en paraffines branchées présentant des indices d'octane élevés, assez proches pour certains des indices d'octane des composés aromatiques. Plus la paraffine est branchée, plus l'indice d'octane est élevé. Ce procédé concerne les paraffines à 5 et 6 atomes de carbone constituant la coupe essence légère.

L'envoi des paraffines en C₆ à l'unité d'isomérisation est également un moyen pour limiter la teneur en benzène des essences. En effet envoyées au reformage catalytique, les paraffines en C₆ généreraient du benzène, pour lequel la spécification dans les essences est très sévère (< 1 %).

D'un point de vue thermodynamique, la réaction d'isomérisation est favorisée à basse température et est indépendante de la pression. Elle procède par mécanisme acide, les catalyseurs utilisés sont donc des catalyseurs acides voire super-acides capables de travailler à la plus basse température possible.



Il existe essentiellement sur le marché deux types de catalyseurs. Un catalyseur à base de Pt déposé sur alumine chlorée (5 à 10 % en masse de chlore), très acide, qui permet de travailler à basse température. Il est très actif mais difficile de mise en œuvre car très sensible aux poisons et, en particulier, à l'eau. L'autre catalyseur utilisé est un catalyseur à base de Pt déposé sur zéolithe, nettement moins acide, travaillant à une température environ 100 °C plus élevée, donc moins actif que le précédent mais peu sensible aux poisons et très facile de mise en œuvre. En règle générale, à iso-charge, le catalyseur à base d'alumine chlorée conduit à un gain d'octane supérieur de 5 points à celui obtenu avec le catalyseur zéolithique, ce qui en fait le catalyseur le plus vendu actuellement.

Pour augmenter le gain d'octane, on peut utiliser des procédés d'isomérisation avec recyclage des paraffines linéaires non transformées. La séparation n/iso étant effectuée soit par séparation physique soit par adsorption sur tamis moléculaire. Dans ces conditions, on peut atteindre des gains d'octane entre la charge et l'isomérisat supérieurs à 20 points, contre 12 à 14 points avec le procédé sans recyclage.

Objectif du Procédé

L'objectif de ce procédé est d'améliorer l'indice d'octane recherche et l'indice d'octane moteur de la charge naphta léger (principalement C₅/C₆) avant le mélange dans le pool des essences (gasoline pool). La fraction de naphta léger est en général riche en isomère 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 d'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.

CHAPITRE 1 : REACTIONS CHIMIQUES ET CATALYSEUR

1 Réactions chimiques et catalyseur

1.1 Objectifs de ce chapitre

L'objectif des informations données dans ce chapitre est de fournir une base théorique suffisante afin de mieux assimiler les instructions données dans les sections qui suivent :

Démarrage de l'unité, Fonctionnement de l'unité et Arrêt et Redémarrage de l'unité.

L'objectif est de disposer d'une équipe d'exploitation disposant d'une meilleure compréhension des instructions opératoires et de permettre, à ses membres, de prendre des décisions sensées, dans le cas où les circonstances s'écarteraient de ce qui est couvert par les Instructions de fonctionnement.

Les différents chapitres de cette Section décrivent ce qui suit :

- Les différentes réactions chimiques dans le procédé ainsi que l'influence des conditions opératoires.
- Les caractéristiques du catalyseur.
- Le mécanisme de la catalyse.
- Les poisons du catalyseur.
- Les paramètres du procédé.

1.2 Réactions chimiques

1.2.1 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.

1.2.2 Isomérisation

Il y a principalement deux réactions fondamentales qui se produisent :

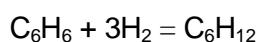
- Hydrogénation du benzène
- Isomérisation

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.

a)-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).

b)-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:

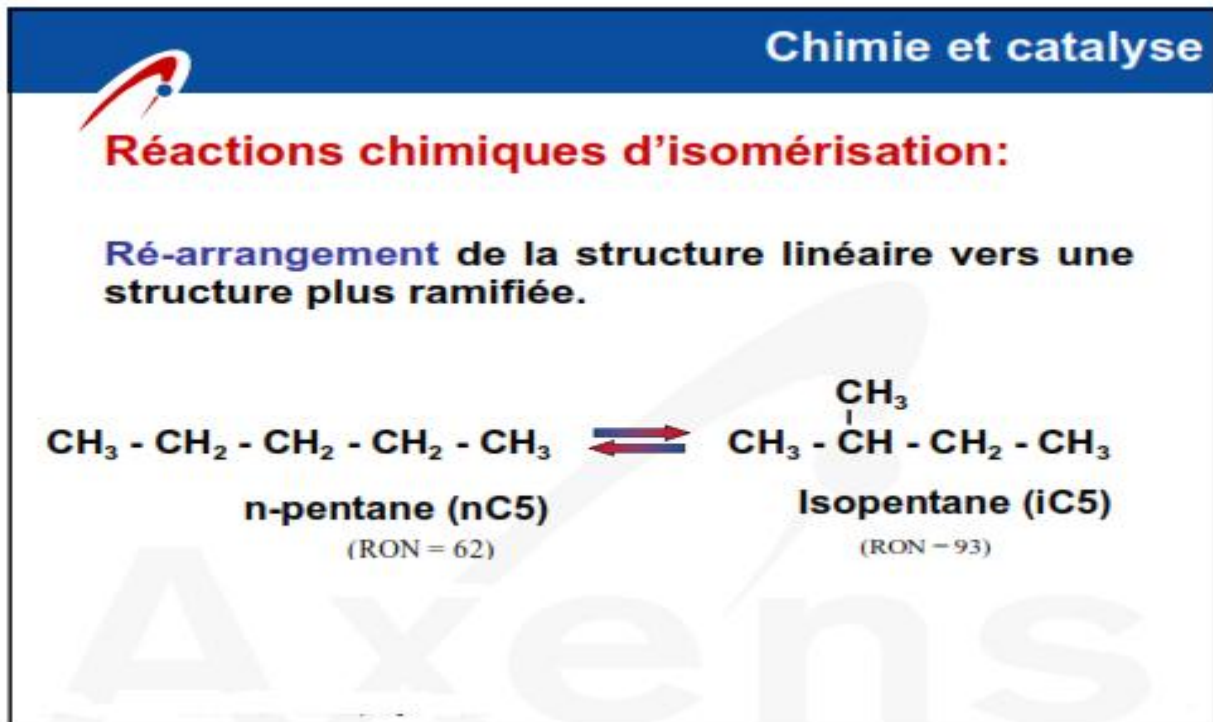


Figure 1 : réaction chimique d'isomérisation des paraffines C₅

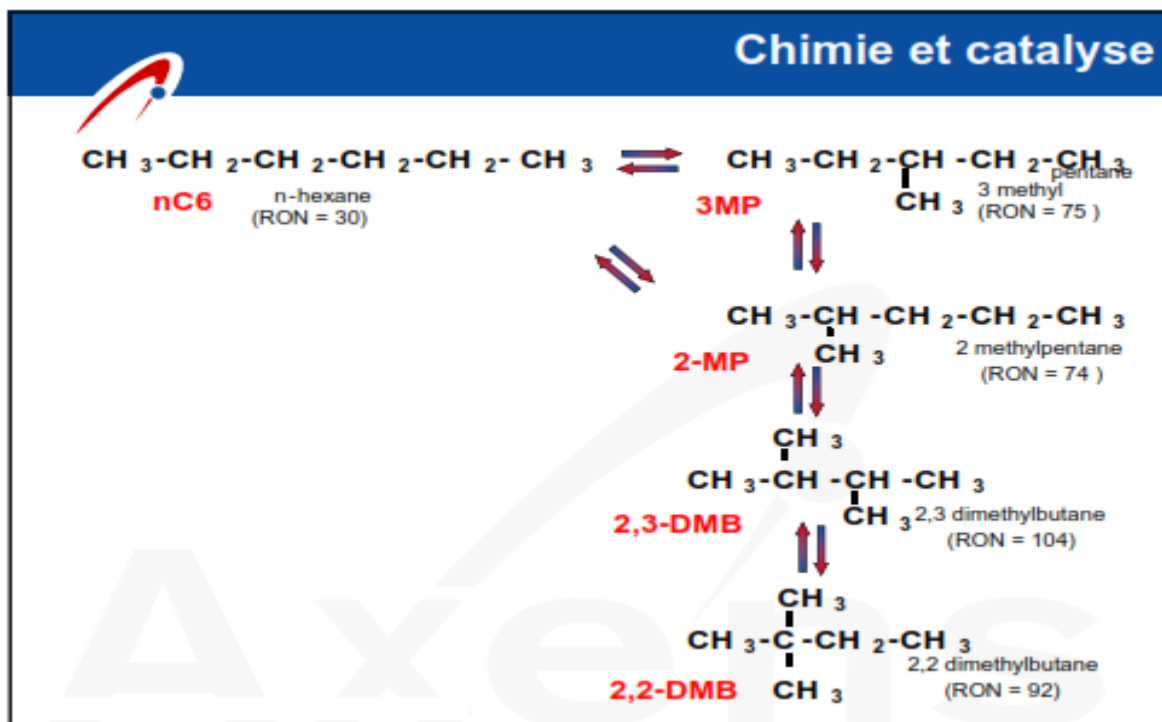


Figure 2 : réaction chimique d'isomérisation des paraffines C₆

Ces réactions, comme illustrées, sont réversibles et la distribution finale des isomères est fondée sur la composition d'équilibre qui est imposée par les conditions de processus du réacteur et la cinétique.

En plus des réactions d'isomérisation, il y a d'autres réactions secondaires qui se produisent également, dont certaines ne sont pas souhaitables.

1.2.3 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 procès du réacteur. Dans les conditions habituelles du réacteur d'isomérisation, la conversion des anneaux de naphène en paraffines sera approximativement de 20-30 % .

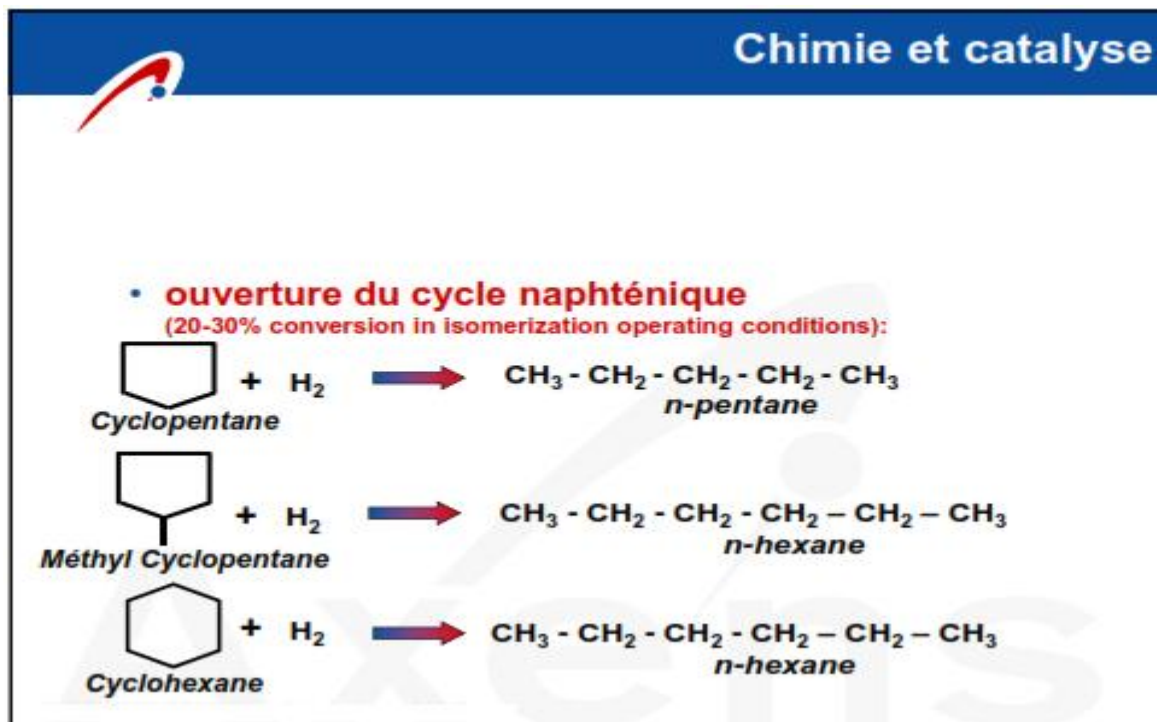


Figure 3 : réactions de l'ouverture du cycle naphénique

Les composants naphéniques ou cycliques ont tendance à inhibiter les réactions d'isomérisation et sont par conséquent non-souhaitables en grandes

quantités. Les composants cycliques sont absorbés par le catalyseur et réduisent les sites actifs disponibles pour isomérisation des paraffines.

Ils consomment également de l'hydrogène, et produisent de la chaleur (exothermique) qui est indésirable du point de vue de l'équilibre de l'isomérisation. Bien qu'ils soient indésirables, ils sont une fraction naturelle de naphta de la coupe C₅/C₆ et sont difficiles à éliminer sans éliminer également d'autres composants souhaitables.

1.2.4 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.



1.3 Catalyseur

1.3.1 Caractéristiques du catalyseur

Les caractéristiques principales d'un catalyseur, autres que ses propriétés physiques et mécaniques, sont:

- L'activité qui est la capacité du catalyseur d'augmenter le taux de réactions impliquées. Elle est mesurée par la température à laquelle le catalyseur doit fonctionner afin de produire un produit conforme aux spécifications, pour une charge donnée, toutes les autres conditions opératoires étant les mêmes.
- La sélectivité exprime la capacité du catalyseur de favoriser les réactions souhaitables plutôt que les autres. Elle est mesurée par la quantité du produit désiré.
- La stabilité caractérise le changement, dans le temps, des performances du catalyseur (c'est à dire: l'activité, la sélectivité) lorsque les conditions de fonctionnement et la charge sont stables. Ce sont, principalement, les polymères ou les dépôts de coke qui affectent la stabilité, étant donné qu'ils diminuent la surface de contact du métal. Les traces de certains métaux, contenus dans la charge, affectent, également, défavorablement la stabilité.

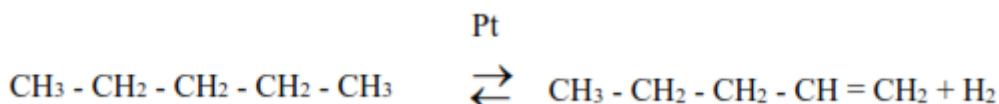
La référence du catalyseur d'isomérisation est ATIS-2L. Il s'agit de platine sur

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.

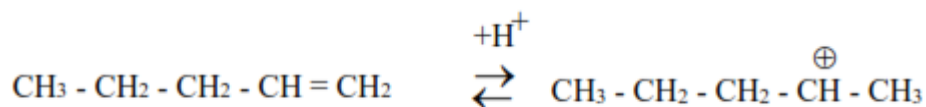
1.3.2 Mécanisme de la catalyse

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.

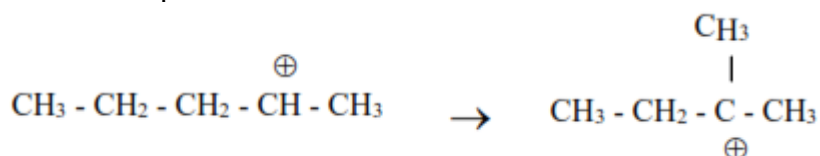
L'isomérisation sur un catalyseur à double-fonction dans une atmosphère d'hydrogène est généralement décrite par le schéma de réaction suivant:



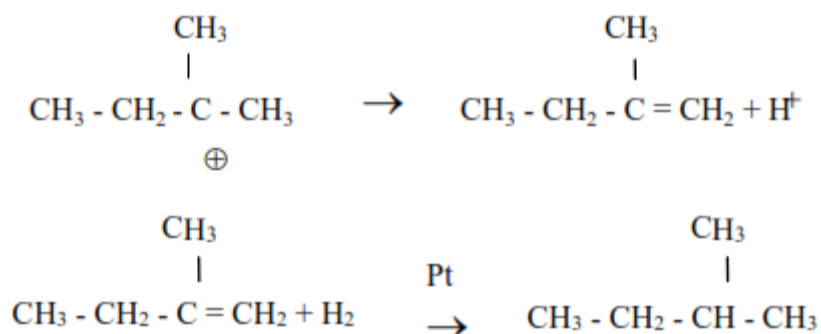
La fonction métallique du catalyseur, dans ce cas le platine, catalyse la formation d'une oléfine intermédiaire par une déshydrogénation de la paraffine. Les oléfines sont ensuite converties en ions carbonium par l'addition d'un proton durant l'adsorption sur la surface acide du catalyseur.



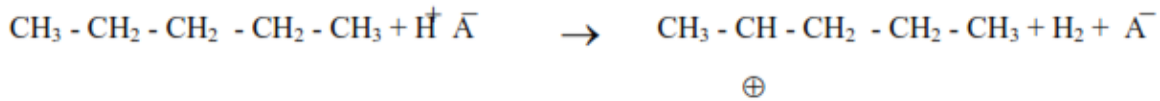
Le réarrangement du squelette se réalise ensuite:



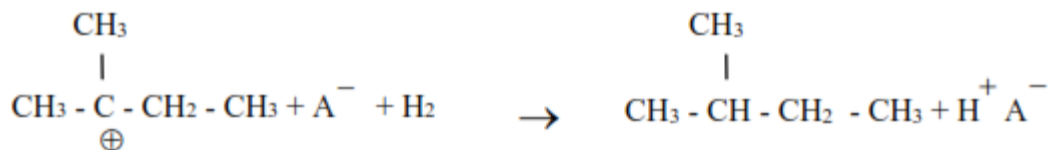
L'ion carbonium réarrangé est ensuite désorbé comme une iso-oléfine qui est ensuite hydrogénée, par la fonction métallique du catalyseur, en l'iso-paraffine :



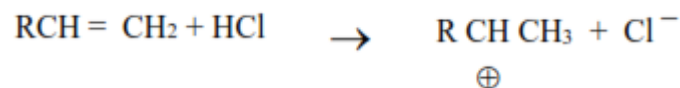
Les catalyseurs d'hydro-isomérisation à double fonction qui fonctionnent à très basse température ont des sites acides plus forts que ceux qui exigent de plus hautes températures. Dans ce cas, la théorie suppose que l'ion carbonium est formé par abstraction directe d'ion d'hydrure, à partir de paraffines,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



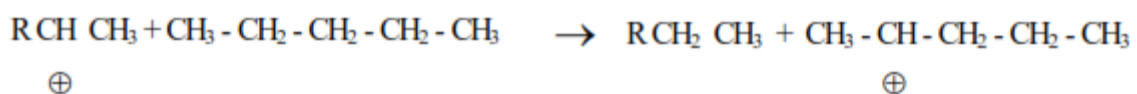
Après le réarrangement, l'isopentane est formé et la chaîne est propagée par la génération d'un nouveau site acide.



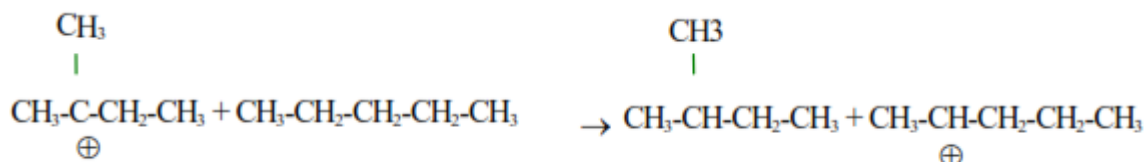
Une autre théorie principale d'initiation et de propagation est celle qui se base sur la théorie de Friedel-Crafts. L'isomérisation Friedel-Crafts nécessite la présence de traces d'oléfines ou d'halogénures d'alkyle comme initiateurs d'ion carbonium avec la réaction par la suite, procédant à travers 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. L'intention du chapitre n'est pas de discuter les avantages de chaque théorie,

mais de fournir uniquement une introduction de base sur le sujet.

1.3.3 Poisons du catalyseur

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. Le tableau 1 et le tableau 2 indiquent la limite maximum admissible des impuretés pour la charge et l'appoint d'hydrogène.

a)-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.

b)-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 ΔT 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.

c)-Composés d'Azote

Cela concerne l'azote organique ou l'ammoniac, pas l'azote moléculaire N₂. 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.

d)-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.

Total Soufre	0.5 wt ppm max.
Total Composants d'azote	0.1 wt ppm max.
Eau + Oxygénés	0.1 wt ppm max. ⁽¹⁾
Métaux	5 wt ppb max.
Arsenic	1.0 wt ppb max
Plomb	1.0 wt ppb max
Cuivre	1.0 wt ppb max
Nickel	1.0 wt ppb max
Chlorure	1 wt ppm max
Oléfines	1 wt % max

Tableau 1 : niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation

Total Soufre	1.0 wt ppm max.
Total Composés d'azote	1.0 wt ppm max.
Eau	0.5 wt ppm max. ⁽¹⁾
CO + CO ₂	10 wt ppm max. ⁽¹⁾
Oléfines	10 wt ppm max.
Chlorure	5 wt ppm max

Tableau 2 : niveaux maximum admissible de contaminants dans l'appoint d'hydrogène

1.4 Paramètres du procédé

Il y a cinq 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

a)-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.

Les Figures 4 , 5 et 6 illustrent les quantités d'équilibre des isoparaffines C₅ et C₆ par rapport à la température, pour les phases vapeur et liquide. Etant donné que l'alimentation des réacteurs d'isomérisation se trouve dans la phase mixte, les valeurs d'équilibre se trouvent comprises entre les courbes de vapeur et de liquide. Nous pouvons voir, à partir de ces figures, que les quantités d'équilibre des isomères à indice d'octane plus élevé, à savoir iC₅ et 22DMB, diminuent significativement avec l'augmentation de température. Cet équilibre est imposé par la thermodynamique et cela ne peut être atteint qu'après une période de temps illimitée. L'équilibre optimal est établi pendant le design entre la composition de l'alimentation, la température du réacteur et le volume de catalyseur pour produire un indice d'octane le plus élevé possible avec une perte minimale de rendement à des coûts minimum.

Il y a deux réacteurs raccordés en série, avec l'exigence totale de catalyseur distribué en quantités égales entre les deux équipements. Les vannes et tuyauteries aux alentours des deux réacteurs permettent l'inversion des positions du processing et l'isolation de chaque réacteur pour effectuer le changement du catalyseur. Dans le réacteur de la première étape, une portion majeure de C₇₊ sera hydrocraquée, en produisant un dégagement de chaleur qui fera augmenter la température moyenne pondérée du lit. Le premier réacteur fonctionne donc à une température plus élevée et par conséquent à un taux de réaction plus élevé. La plupart des réactions d'isomérisation se produisent, par nature, dans le premier réacteur au moment du décalage initial vers l'équilibre et du taux de

réaction plus élevée.

Le deuxième réacteur peut alors fonctionner à une température plus basse pour la partie finale des réactions d'isomérisation afin de profiter des rapports d'équilibre plus élevés à une température plus basse. Les effluents du réacteur de la première étape qui alimentent le réacteur de la 2^{ème} étape sont refroidis à la température requise à l'entrée de la 2^{ème} étape en préchauffant l'alimentation froide.

L'ouverture de l'anneau du cyclohexane et du méthyl cyclohexane en hexane se produit dans les deux réacteurs mais encore plus prédominante dans le premier réacteur à cause d'une température de fonctionnement plus élevée.

L'opérateur, par conséquent, dispose de deux points de contrôle de la température. La température à l'entrée du premier réacteur qui est déterminée par la quantité de C₇⁺ dans l'alimentation et la température à l'entrée du deuxième réacteur qui contrôle le degré d'isomérisation et compense tout déclin de l'activité du catalyseur. Ainsi, une alimentation riche en hydrocarbures cycliques devrait fonctionner avec une température plus élevée dans le premier réacteur afin de contrôler la quantité d'hydrocarbures cycliques qui entre dans le deuxième réacteur, car les hydrocarbures cycliques tendent à inhiber les réactions d'isomérisation.

Les températures optimales de fonctionnement du réacteur sont définies par le design, mais étant donné que la charge et l'âge du catalyseur varient, la combinaison de températures de fonctionnement sera mieux définie par l'expérience pratique.

Les mesures du contrôle du fonctionnement est la quantité d'iso-C₅ et de 2,2DMB (2,2 diméthylbutane) contenus dans les effluents du réacteur et la quantité de composants hydrocraqués (C₁-C₄). Le fonctionnement optimal implique un effluent du réacteur le plus riche possible en iso-C₅ et 2,2DMB sans aucune augmentation excessive de l'hydrocraquage. Cela signifie un fonctionnement à basses températures dans les deux réacteurs. Le point de consigne pour la température à l'entrée du réacteur dépendra fortement de la composition de l'alimentation.

Chaleurs caractéristiques des réactions

Les chaleurs caractéristiques des réactions sont les suivantes:

	kcal/kmol
Hydrocraquage de paraffines / naphthènes	11 000 (converti)
Isomérisation de composants C ₅ /C ₆	2 200 (converti)

b)-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 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.

c)-Rapport Hydrogène à Hydrocarbure (H_2/HC)

Ce rapport est défini comme le nombre de moles d'hydrogène à la sortie du réacteur par mole d'alimentation liquide de C_{5+} 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.

Ce rapport doit toujours rester au-dessus de 0.06. L'opérateur devrait vérifier ceci régulièrement et faire attention, particulièrement, pendant les changements d'alimentation et dans les conditions de fin de la vie du catalyseur dans les Unités PSA (Adsorption à Modulation de Pression). Si nécessaire, réduire le taux d'alimentation du réacteur afin de maintenir ce rapport.

d)-Composition de l'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.

e)-Pression à la sortie du réacteur

A la sortie du deuxième réacteur, la pression doit être au-dessus de 30 kg/cm² minimum .

f)-Injection de chlorure

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 (C₂Cl₄), 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.

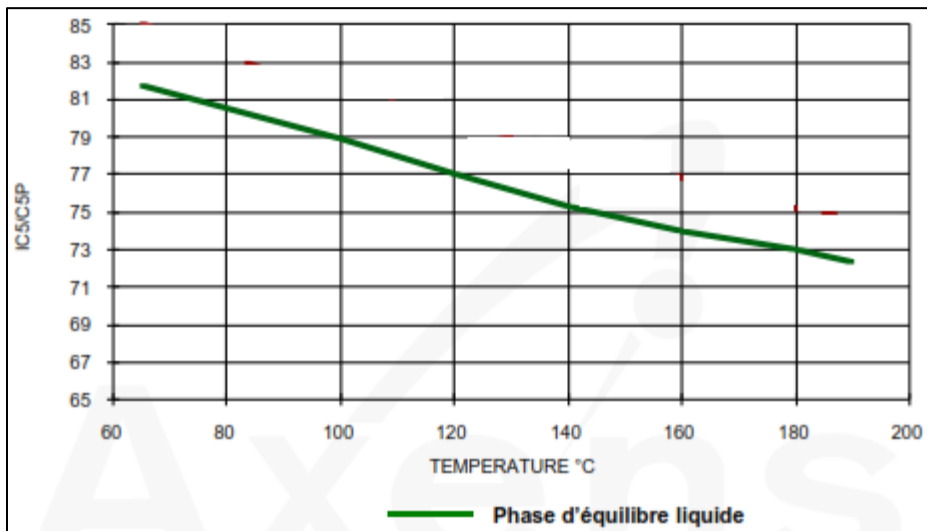


Figure 4 : équilibre de paraffine C₅

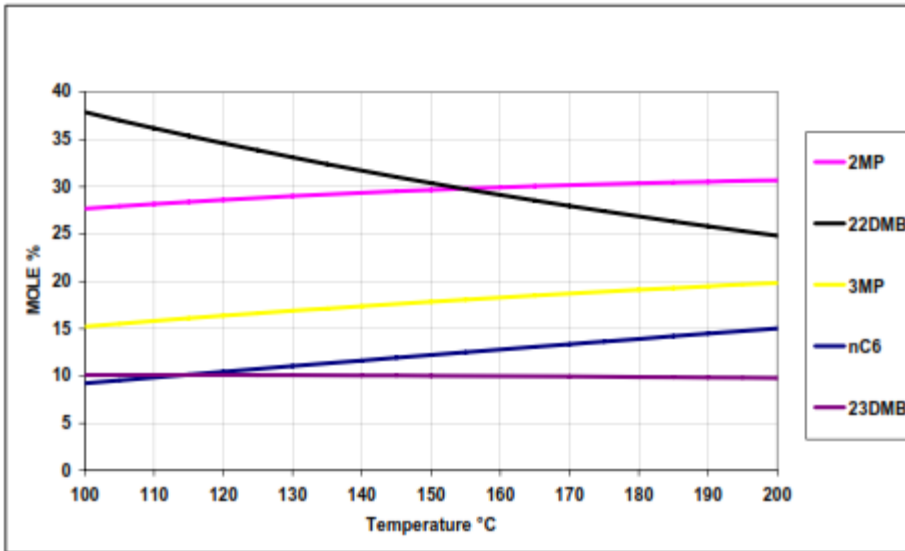


Figure 5 : équilibre des paraffines C₆

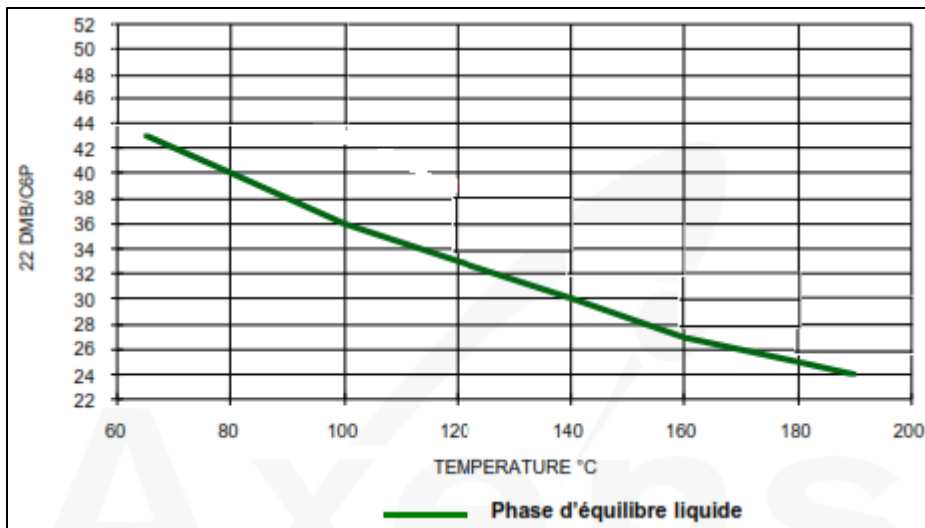


Figure 6 : équilibre de 2,2DMB/paraffines C₆

CHAPITRE 2 : SECURETE

2 Sécurité

2.1 Inspection des équipements et de l'unité

La première activité d'inspection a lieu vers la fin des travaux de construction. Dès que le montage avance suffisamment (équipements, tuyauterie et instrumentation) et lorsqu'il s'avère convenable au Maître de l'Ouvrage de l'Unité et à Axens, Axens enverra le(s) représentant(s) pour effectuer l'inspection des équipements (réacteur, capacités, disposition générale). Le plus tôt sera le mieux, étant donné que cela permettra d'avoir le temps pour effectuer les travaux de correction, le cas échéant.

2.1.1 Inspection des équipements

a)- Généralités

- L'inspection des équipements par les représentants d'Axens peut être effectuée en plusieurs phases.
- Dans les ateliers du fabricant
- Sur site avant le chargement du catalyseur dans les réacteurs ou avant l'achèvement mécanique (pour les autres équipements)
- Pendant et à la fin du chargement du catalyseur pour l'inspection des internes, etc.
- L'inspection au niveau de l'atelier est optionnelle selon la complexité des internes et la nature critique des articles à inspecter.
- Les inspections sur site, avant et pendant le chargement du catalyseur, sont obligatoires, même si l'inspection au niveau de l'atelier a été effectuée en présence du représentant d'Axens et déclarée satisfaisante.

b)- Etendue de l'inspection

- Les équipements à inspecter sont les suivants:
 - Réacteurs
 - Colonnes
 - Ballons/Réceptacles
- Les équipements sont inspectés pour leur conformité aux spécifications et aux plans d'Axens, et aux recommandations d'Axens pour construction, comme décrits dans les data sheets (feuilles des données) des équipements. Le conseiller d'Axens du démarrage préparera, selon les besoins, une liste des travaux de correction à effectuer.
- Une liste typique, mais non-complète des articles à vérifier est donnée ci-après. La liste doit être adaptée selon les exigences spécifiques de l'unité.

- Spécifications de température et de pression de l'équipement
- Métallurgie de l'équipement
- Elévation de l'équipement
- Alignement de l'équipement, internes
- Plateaux: nombre, type, espacement, planéité, joint liquide, hauteur de déversoir, nombre et type de vanne, métallurgie, barbacanes, supports
- Distributeurs: emplacement, planéité, dimension et nombre de trous et cheminées, installation correcte avec joints d'étanchéité
- Capacité de réinstaller les couvercles des trous d'hommes et les éléments associés après le chargement du catalyseur
- Tubulures
- Dispositifs anti-tourbillons
- Demisters: dimension, matériaux, support
- Instruments de pression: emplacement, gamme
- Puits thermométriques: emplacement et longueur
- Instruments de niveau: emplacement, niveau, gamme - Ignifugation, calorifuge
- Présence de plaques signalétiques
- Propreté

c)- Travaux de préparation pour l'inspection

Voici la description des travaux de préparation à effectuer par la Société d'Ingénierie ou le Maître de l'Ouvrage de l'Unité afin de permettre l'accès, pour les représentants d'Axens, aux internes.

<p>- Réacteur</p>	<p>Isolé, à l'aide de platines, de toute source potentiellement dangereuse (torche, gaz combustible, hydrogène, N₂, produits chimiques, HC...). Les trous d'homme ouverts et l'atmosphère respirable pour permettre la 1^{ère} inspection de l'état de la paroi du réacteur et une 2^{ème} inspection après l'assemblage des internes (sans trous d'homme internes).</p>
<p>-Colonnes, Ballons et Récipients</p>	<p>Isolés, à l'aide de platines, de toute source potentiellement dangereuse (torche, gaz combustible, hydrogène, N₂, produits chimiques, HC...). Les trous d'homme et les événements ouverts, l'atmosphère respirable. Les internes assemblés.</p>

Tableau 3 : description des travaux de préparation pour l'inspection

d)- Assemblage des internes du réacteur et Inspection

Il est conseillé d'assembler les internes et de les inspecter le plus tôt possible, afin de pouvoir effectuer tout ajustement sans retarder le planning du démarrage. Cette description s'applique à un réacteur à écoulement à lit simple de catalyseur. Pour l'inspection des différents articles énumérés ci-dessous, voir les plans de détail des réacteurs, sur la data sheet du réacteur.

- Installer le collecteur de sortie au fond du réacteur. Le cas échéant, vérifier la dimension de la grille métallique, le joint de soudure, et le serrage des différentes pièces. Dans le cas d'un filtre Johnson, vérifier son serrage et l'ouverture de fente. Voir le plan concerné.
- Fermer le tuyau de soutirage de catalyseur. Le tampon de laine sera inséré plus tard avant le chargement de catalyseur.
- Mettre en place les puits thermométriques et vérifier l'emplacement des thermocouples.
- Vérifier les plateaux de distributeur. Effectuer un assemblage à vide dans l'atelier.
- Vérifier le distributeur d'entrée. Effectuer un assemblage à vide sur la bride supérieure du réacteur.

2.1.2 Inspection de l'unité

Cette inspection est la première tâche de l'équipe d'Axens dès son arrivée sur site. Cela doit avoir lieu avant l'achèvement mécanique de l'unité.

a)-Vérification des PIDs

Dès leur arrivée, l'équipe d'Axens effectuera une vérification de l'unité "as built" (comme construite) par rapport aux exigences exprimées par Axens. Cette vérification est principalement pour la conformité de la construction, tuyauterie, instruments et dispositifs de sécurité. L'emplacement des instruments et des vannes (y compris les vannes d'arrêt spéciales, raccords, etc.), chaque fois qu'Axens délivre une recommandation spéciale, une vérification sera effectuée pour la conformité avec cette recommandation. Les travaux correctifs seront effectués, en cas de besoins.

b)-Vérification de l'opérabilité :

Cela consiste en une évaluation de la possibilité d'effectuer toutes les opérations requises pour le commissioning, le démarrage et l'arrêt. Cela se focalise principalement sur l'accès aux instruments et vannes (y compris les événements, drains), aux trous d'hommes, aux brides à lunettes, et aux pièces des équipements qui nécessitent d'être démontées. La présence des lignes requises de démarrage et de

pressurisation est vérifiée ainsi que l'impact des dispositifs de sécurité sur les opérations de démarrage.

c)-Vérification de l'instrumentation

Cette tâche est prise en charge par la Société d'Ingénierie ou le Maître d'Ouvrage de l'Unité. Ce qui suit n'est qu'un rappel:

i. Avant le démarrage de l'unité, tous les instruments doivent avoir été vérifiés du point de vue de:

- Identification correcte,
- Emplacement correct dans le procès,
- Exactitude de l'assemblage,
- Intervalle de fonctionnement conformément aux conditions opératoires,
- Etalonnage,
- Dimension des orifices calibrés, coefficients, orientation par rapport à l'écoulement,
- Les instruments de niveau seront étalonnés en utilisant de la densité du liquide de design,
- Intégrité, polarité et mise à la terre du câblage de l'instrumentation.

ii. Vérification des alarmes :

S'assurer que le mécanisme déclenché dans l'unité active l'alarme lumineuse ou l'alarme sonore correspondante dans la salle de contrôle.

iii. Vannes :

Les vannes de régulation sont enlevées pendant les opérations de nettoyage. Elles seront vérifiées en matière de propreté des sièges et le mouvement libre du bouchon ou des billes.

Vérifier le mouvement des vannes et leur réponse au signal du régulateur.

Lorsque tous les instruments simples ont été individuellement vérifiés, lorsque toutes leurs adresses ont été vérifiées dans le DCS, alors la vérification de boucle peut être entamée pour chaque boucle ou groupe des boucles de régulation.

Chaque action automatique, soit liée au procès ou bien aux équipements, doit également être individuellement testée.

2.2 Produits dangereux et toxiques

Les différentes substances dangereuses et toxiques sont présentes dans ce procédé.

Ces substances sont, Hydrogène, hydrocarbures légers, benzène, aromatiques et éventuellement H₂S.

Les données détaillées concernant le danger et la toxicité de ces composants peuvent être trouvées dans les documents suivants:

- « OSHA Regulated Hazardous Substances » publié par the Occupational Safety and Health Organization - US Département of Labor.

- « Fiches toxicologiques » publié par:

Institut National de Recherche et de Sécurité 30, rue Olivier Noyer 75680 PARIS
CEDEX

Le Maître de l’Ouvrage de l’unité est conseillé de demander les feuilles des données y afférentes des organisations ci-dessus. Ces feuilles sont régulièrement mises à jour par ces organisations.

En ce qui concerne les catalyseurs et additifs fournis sous une marque déposée, les Feuilles des données de sécurité des matières (Material Safety Data Sheets) mises à jour y afférentes doivent être demandées au fabricant.

La Direction européenne donne des instructions à toutes les sociétés fournissant des produits, de fournir les Feuilles des données de sécurité (Safety Data Sheets) de produit d’une manière contrôlée.

Afin de respecter cette obligation, Axens a installé sur le réseau d’internet un accès aux Feuilles des données de sécurité d’Axens, avec un enregistrement des noms de clients et leurs adresses e-mail. Ce mécanisme permet l’envoi automatique des révisions des feuilles des données de sécurité par rapport aux besoins de chaque client.

Par conséquent, nous vous invitons à consulter le site "www.quickfds.com" pour découvrir la procédure, d’enregistrer votre nom et adresse e-mail et d’obtenir l’accès aux Feuilles des données de sécurité qui répondent à vos besoins.

CHAPITRE 3 : DEMARRAGE DE L'UNITE DE L'ISOMERISATION

3 Démarrage de l'Unité d'Isomérisation

Lorsque l'alimentation C₅/C₆ est introduite dans un réacteur, pour la première fois, en particulier lorsque le catalyseur est frais, il est important de minimiser la sévérité de fonctionnement pour éviter l'hydrocraquage dû aux hautes températures du réacteur. Minimiser le l'hydrocraquage signifie utiliser une température réduite, un taux d'alimentation adéquat et le démarrage d'un réacteur seulement à la fois.

Etat de l'Unité

- Les deux Réacteurs d'isomérisation 701-R-1 et 701-R-2 ont été chargés sous une pression légèrement positive d'azote sec.
- Le Stabilisateur 701-C-1 est en mode d'attente (standby) avec niveaux HC et sous une pression positive d'hydrogène, isolé par des bride pleines.
- Le désohexaniseur 701-C-2 et en mode d'attente (standby).
- Le gaz d'échappement de tête du stabilisateur est envoyé à l'Épurateur 701-C-3.
- L'Épurateur 701-C-3 est également en mode d'attente (standby) sous une pression positive d'hydrogène. Suffisamment de soude caustique (solution à 10 pds%) est stockée dans le fond de l'épurateur.
- Les sécheurs ont été régénérés récemment. Si ce n'est pas le cas, il faut prévoir de le faire une fois que la circulation du naphta est rétablié.
- Les équipements en amont des réacteurs sont sous une pression d'hydrogène.
- Tous les refroidisseurs de réglage et tous les refroidisseurs à air (aero-refrigerants) sont en fonctionnement.
- Les installations d'injection C₂Cl₄ ont été calibrées et testées.

3.1 Pressurisation à l'hydrogène

Fluide	Appoint de H ₂
Pression	-Pression de fonctionnement normal
Débits	- Jusqu'à 60 % du débit de fonctionnement - Débit normal d'hydrogène
But	- Pressurisation de la section de réaction - Pressurisation du Stabilisateur / Epurateur - Démarrage du Stabilisateur / DIH avec 60 % de naphta à travers le by-pass du réacteur

Tableau 4 : pression débits et but de pressurisation à l'hydrogène

- Dépressuriser l'azote des réacteurs à la Torche. S'assurer que les vannes d'isolement du réacteur sont hermétiquement fermées et tourner les brides d'isolement (disque à 8).
 - Fermer les autres vannes d'isolement qui étaient ouvertes pour maintenir la pression dans la section de réaction.
 - Pressuriser lentement le Réacteur d'isomérisation de la première étape 701-R-1 avec de l'hydrogène. Cela doit être effectué avec précaution pour ne pas endommager le catalyseur ou les internes par une surpressurisation trop rapide. L'objectif est de 0.5 kg/cm² par minute maximum. Reprendre la même opération pour le réacteur d'isomérisation de la 2^{ème} étape.
 - Vérifier la pression du réacteur par rapport à la pression en aval du réacteur, ouvrir le by-pass pour équilibrer les pressions avant d'ouvrir lentement les vannes de sectionnement de la sortie du réacteur.
 - Vérifier les fuites éventuelles dans le circuit, en particulier à travers les brides qui étaient ouvertes.
 - Remettre l'épurateur en fonctionnement, c'est à dire, commencer les lavages à l'eau et à la soude caustique.
 - Continuer la pressurisation du système en utilisant l'appoint d'hydrogène et fixer le débit à la valeur du design. Vérifier le fonctionnement des sécheurs sur l'appoint d'hydrogène.
- Tous les régulateurs de pression doivent être en fonctionnement.

Remarque: L'activation du catalyseur n'est pas requise ici pour le catalyseur ATIS-2L.

3.2 Charge naphta

L'unité d'isomérisation ne doit pas être alimentée par les produits de l'Unité 700 à moins que les caractéristiques aient été vérifiées. L'isomérisation ne peut pas tolérer une teneur en CO₂/Oxygéné > 0.1 ppm pds dans l'alimentation. Le naphta non-conforme aux spécifications (de l'Unité 700) ne doit pas être envoyé à l'unité d'isomérisation pour la même raison.

Fluide	Appoint de H ₂ + Alimentation C ₅ /C ₆
Pression	Pression d'opération normale
Température	-Jusqu'à la température de fonctionnement normal à l'entrée du
Débit	- 60 % de l'alimentation C ₅ /C ₆ (75% à l'entrée du réacteur d'isomérisation) -Débit normal d'appoint d'hydrogène

Tableau 5 : paramètres de la charge naphta

- Vérifier le fonctionnement des Sécheurs 701-V-2 A/B, l'indication de l'analyseur d'humidité sur le séchoir de queue doit être au-dessous de 0.1 ppm pds de H₂O.
- Dès le démarrage, l'alimentation sera introduite dans le Premier Réacteur d'isomérisation 701-R-1 à un minimum de 75% du taux d'alimentation normal du réacteur.

Remarque: Le taux d'alimentation du réacteur inclut le recyclage + l'alimentation fraîche de l'unité. Les réacteurs ne doivent jamais être en service à moins de 75% du taux d'alimentation de design (701-FT-1201 A/B/C) et aucune partie des réacteurs ne devrait être au-dessus de 65°C.

- Avec toutes les conditions stables, ouvrir la vanne de régulation de l'alimentation de naphta pour introduire du naphta dans le réacteur de tête . Environ 5 minutes plus tard, ouvrir progressivement la valve à l'entrée du réacteur d'isomérisation et en même temps, fermer lentement la vanne de by-pass de la section de réaction d'isomérisation.
- Une augmentation de température qui peut se produire, même si c'est rapide, ne devrait pas être un problème si la température initiale de réacteur est au-dessous de 65°C.
- Acheminer les effluents du réacteur, sous contrôle de pression, au stabilisateur, ajuster les conditions, si nécessaire, pour avoir un fonctionnement stable.
- Une fois que le fonctionnement a été stabilisé, mettre en service le réchauffeur de l'alimentation du réacteur et augmenter lentement la température à l'entrée du réacteur à 120°C de 10°C par heure, en surveillant le dégagement de chaleur et les températures du lit catalytique.

- Lorsque la température atteint 105°C, commencer l'injection de C₂Cl₄ à 400 ppm pds en fonction du débit d'alimentation des réacteurs.
- Surveiller le chlorure dans le gaz d'échappement du stabilisateur. Lorsque le premier réacteur arrête de consommer du chlorure, réduire l'injection C₂Cl₄ à 189 ppm.
- Vérifier la qualité de l'isomérait (reflux DIH mélangé avec les produits de fond DIH),
ajuster la température du réacteur pour atteindre la qualité optimale du produit tout en faisant fonctionner un réacteur à 75% du débit d'alimentation normal.

3.3 Fonctionnement en série de réacteur

Lorsque le second Réacteur d'isomérisation 701-R-2 est prêt à être mis en ligne, vérifier la pression du réacteur par rapport à la pression du circuit pour s'assurer qu'il n'y a aucun différentiel significatif. S'il y a un différentiel de pression, selon l'ampleur, le représentant de démarrage d'Axens conseillera sur la meilleure méthode pour équilibrer les pressions avant de mettre le second réacteur en ligne. Le débit d'alimentation de naphta frais ne devrait jamais être inférieur à 60% durant cette étape.

- Réduire la température de sortie du premier réacteur d'isomérisation à 100°C et établir le flux à travers l'Echangeur alimentation du réacteur / effluents (701-E-3) afin de réduire, autant que possible, la température d'entrée du second réacteur.
- Ouvrir les Vannes de sectionnement à l'entrée et à la sortie du second réacteur (l'entrée d'abord).
- Etablir le flux à travers le second réacteur en fermant très lentement la ligne de by-pass du réacteur simple. 701-TIC-1501 devrait être en mode manuel avec tous les effluents du premier réacteur passant par le côté tube de l'Echangeur d'alimentation du 1^{er} réacteur / effluents (701-E-3).
- Augmenter de nouveau l'injection C₂Cl₄ jusqu'à 189 ppm pour compenser la consommation de chlorure dans le second réacteur.
- Surveiller à nouveau le gaz d'échappement du stabilisateur et réduire l'injection de chlorure une fois que les niveaux de consommation se stabilisent.
- Comme précédemment, il y aura une augmentation de température dans le second Réacteur 701-R-2, mais cela ne sera pas aussi dramatique qu'avant pour le premier réacteur en raison du niveau de conversion déjà subie dans le premier réacteur.
- Laisser le fonctionnement se stabiliser. Dans la mesure où le second réacteur est mis en ligne, il peut y avoir quelques perturbations de débit vers le Stabilisateur

701-C-1.

- Mettre en service le régulateur de la température d'entrée 701-TIC-1501 du second réacteur 701-R-2 et augmenter lentement la température d'entrée du second réacteur jusqu'à 120°C de 10°C/heure.
- Ajuster toutes conditions opératoires pour un fonctionnement optimal.

CHAPITRE 4 : DESCRIPTION TECHNOLOGIQUE DE FONCTIONNEMENT

4 Description technologique de fonctionnement

4.1 Résumé des conditions de fonctionnement

4.1.1 Etudes de cas

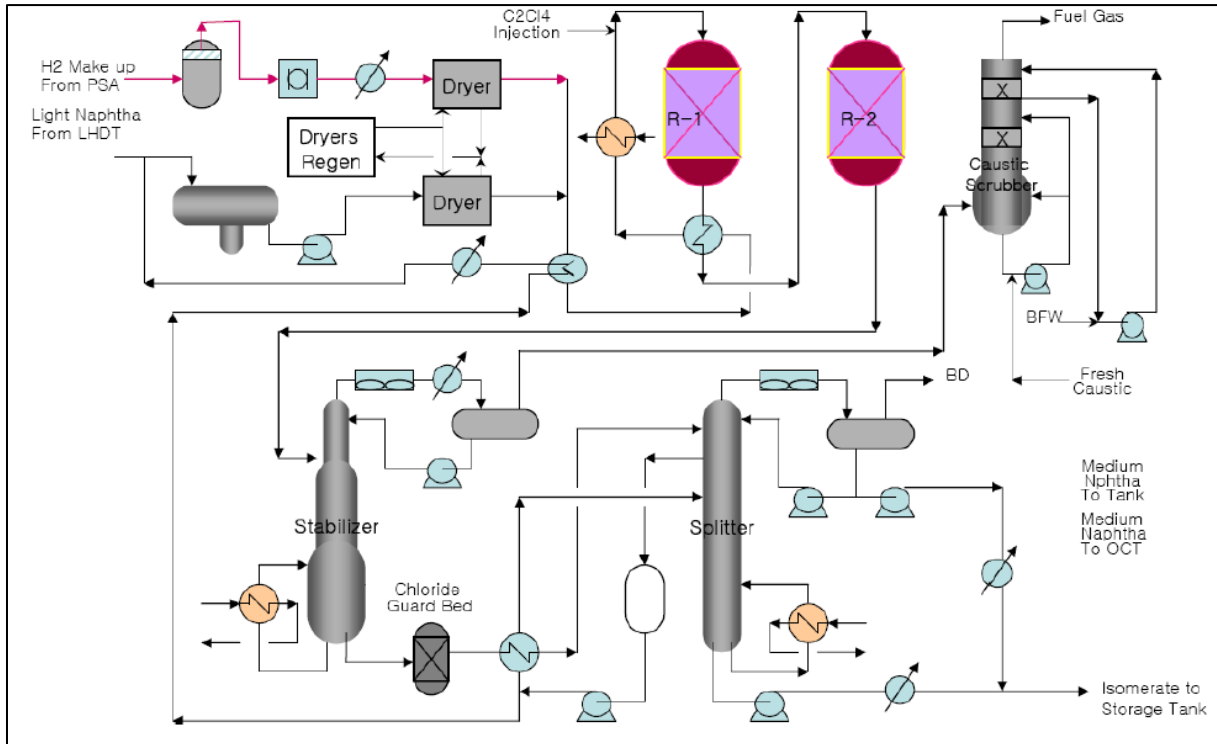


Figure 7 : schéma de l'unité de l'isomérisation

Deux cas ont été considérés pour le design de l'unité d'isomérisation, du naphtha léger hydrotraité et de la coupe iso-pentane provenant du traitement de la charge RA1K dans l'Unité LNHT 700 et du naphtha léger hydrotraité et de la coupe iso-pentane provenant du traitement de la charge HBNS5 dans l'Unité LNHT 700. Appelons ces 2 cas comme alimentation RA1K et alimentation HBNS5. Pour ces cas, nous étudions l'alimentation à deux étapes différentes de la vie du catalyseur:

SOR: Début de cycle du catalyseur dans les différents réacteurs

EOR: Fin de cycle du catalyseur dans les différents réacteurs.

4.1.2 Conditions de fonctionnement du réacteur

Il y a deux réacteurs en série pour l'isomérisation. La tuyauterie d'interconnexion est telle que chaque réacteur d'isomérisation peut être soit en première position, soit en dernière position. L'exothermicité est plus élevée dans le réacteur avancé. Les

réacteurs sont conçus pour fonctionner dans les conditions spécifiques de SOR et EOR.

	CHARGE RA1K		CHARGE HBNS5	
	SOR	EOR	SOR	EOR
Températures de service du réacteur °C				
1 ^{er} Réacteur entré	108	128	111	131
1 ^{er} Réacteur sortie	146	166	147	167
2 ^{er} Réacteur entré	120	140	120	140
2 ^{er} Réacteur sortie	125	145	125	145
Pressions de service du réacteur kg/cm².g				
1 ^{er} Réacteur entré(1)	35.0	35.0	35.0	35.0
1 ^{er} Réacteur sortie(1)	33.0	33.0	33.0	33.0
2 ^{er} Réacteur entré(1)	32.0	32.0	32.0	32.0
2 ^{er} Réacteur sortie(1)	30.0	30.0	30.0	30.0
Rapport H₂/HC d'isomérisation				
A la sortie des réacteurs (mole/mole) Vitesse spatiale du réacteur	0.06	0.06	0.06	0.06
Vitesse spatiale WHSV (h ⁻¹) (globale) (2)	1.33	1.33	1.33	1.33

Tableau 6 : conditions opératoires de chaque réacteur

(1) Pression définie au niveau du sol

(2) Exprimée comme débit d'alimentation du Réacteur (alimentation fraîche+ recyclage DIH) en kg/h divisé par la quantité totale de catalyseur en kg.

4.1.3 Conditions opératoires du stabilisateur

Nombre de plateaux: 36

	CHARGE RA1K (SOR - EOR)	CHARGE HBNS5 (SOR - EOR)
Température de l'alimentation °C	124-142	125-143
Température de tête °C	117-115	112-109
Température de fond °C	178-178	182-181
Pression de tête kg/cm ² .g	19	19
Pression de fond kg/cm ² .g	19.3	19.3
Température du ballon de reflux °C	40	40
Pression du ballon de reflux kg/cm ² .g	18.5	18.5
Rapport reflux/alimentation(pds/pds)	0.3 - 0.4	0.3 - 0.4

Tableau 7 : conditions opératoires du stabilisateur

4.1.4 Conditions opératoires du désohexaniseur

Nombre de plateaux:82

	Alimentation RA1K (SOR - EOR)	Alimentation HBNS5 (SOR - EOR)
Température d'alimentation °C	93-92	96-95
Température de tête °C	80-79	84-84
Température du soutirage latéral °C	112-112	113-113
Température de fond °C	144-145	143-144
Pression de tête kg/cm ² .g	2.6	2.6
Pression de fond kg/cm ² .g	3.2	3.2
Température du ballon de reflux °C	60	60
Pression du ballon de reflux kg/cm ² .g	2.1	2.1
Rapport reflux/ distillat (mol/ mol)	2.29	2.28
Rapport recyclage DIH / alimentation d'isomérisation (pds/pds)	0.72	0.68

Tableau 8: conditions opératoires du désohexaniseur

4.1.5 Epurateur à la soude caustique

- Sections tassées:
- 3.0 m de tassement pour lavage à l'eau
- 3.6 m de tassement pour épuration à la soude caustique
- Débit de l'eau de lavage, kg/h: 4100
- Débit d'épuration à la soude caustique, kg/h: 4500
- Débit de pulvérisation de la soude caustique, kg/h: 2250
- Pression, kg/cm².g:
 - Tête 10
 - Fond 11 (Tête statique incluse)
- Température, °C: 55 max

4.1.6 Sécheurs

Il y a deux groupes de sécheurs, un sur l'alimentation d'hydrocarbure, l'autre sur l'alimentation d'hydrogène d'appoint.

	Sécheurs H ₂	Sécheurs d'alimentation
Pression d'entrée, kg/cm ² .g	37.6	37.6
Température °C	40	40
Teneur en eau (calcul)	1500 vol ppm	300-400 pds ppm (alimentation fraîche saturée)
Teneur en CO (calcul)	Néant	
Teneur en CO + CO ₂ (calcul)	Néant	
H ₂ S	5 ppm vol max	
HCl	1-2 comme ppm vol de crête	
Cycle de régénération	48 h	48 h
Durée de régénération	12 h	12 h

Tableau 9 : conditions opératoires du sécheur

Conditions de régénération

	Sécheurs H ₂	Sécheurs d'alimentation
Moyen régénérant	Isomérat	Isomérat
Débit, kg/h	1300 max.	4000 max.
Temp. cycle chaud, °C	310°C max	310°C max
Temp. cycle froid, °C		
Au moyen de vapeurs saturées	142°C	142°C
Au moyen de liquide	-	60°C

Tableau 10 : conditions opératoires de régénération

4.2 Ajustement des conditions opératoires

La Section 2.4 énumère les paramètres du procès qui, selon la thermodynamique et la cinétique, ont un impact sur les réactions du procédé d'isomérisation. Ce chapitre couvre brièvement ces paramètres, mais ne présente pas les paramètres du point de vue d'opérateur, c'est à dire, ceux que l'opérateur peut réellement ajuster pour améliorer ou restituer les performances de l'unité.

4.2.1 Température

Comme indiquée, la température à l'entrée des réacteurs est la variable la plus directe disponible pour l'opérateur pour contrôler la qualité du produit. En général, Pendant le démarrage où l'unité est alignée à la capacité de design, les produits de fonds du stabilisateur sont conformes aux spécifications. Il n'y a que quelques cas où l'opérateur doit ajuster la température d'entrée dans le réacteur.

a)- Accumulation de Coke sur la surface du catalyseur

Durant le cycle, le coke se formera dans les pores à la surface du catalyseur, il réduira la surface de réaction et par conséquent l'activité. Un ajustement de la température à l'entrée du réacteur sera nécessaire pour compenser la perte de cette activité. La différence de la température d'entrée entre le début de cycle et la fin de cycle, peut atteindre jusqu'à 20°C. Ce changement est très graduel sur une période de 2-3 ans en général.

b)- Qualité de l'alimentation varie

Si la qualité de l'alimentation change, c'est-à-dire qu'il y a des concentrations plus élevées du benzène ou de C₇⁺ dans l'alimentation, l'opérateur doit donc diminuer la température à l'entrée du réacteur pour compenser l'augmentation dans la chaleur dégagée par les réactions exothermiques.

c)- Changements majeurs du taux de charge

Lorsque l'activité du catalyseur est élevée à basse vitesse spatiale, la température d'entrée du réacteur à 60% de capacité devrait être différente de celle à 100% de capacité. En général, la température peut être de 5-8°C de différence seulement.

L'opérateur peut abaisser la température d'entrée du réacteur à une vitesse spatiale basse pour contrôler l'hydrocraquage et pour conserver la durée du cycle du catalyseur.

4.2.2 Taux d'appoint d'hydrogène

Le rapport hydrogène sur hydrocarbures de design pour cette unité est de 0.06 moles d'hydrogène à la sortie du réacteur par mole de charge naphta.

Le fonctionnement au-dessous de cette valeur fera augmenter la formation de dépôts de coke ou entraînera une mauvaise distribution du flux à travers les réacteurs. Le fonctionnement au-dessus de cette valeur permettra de conserver la longueur du cycle, mais n'améliorera pas les réactions d'isomérisation de manière significative. Il est laissé à l'appréciation de l'opérateur pour réduire le taux d'appoint d'hydrogène, lorsque le taux de charge naphta est réduit afin de maintenir un rapport de 0.06. Cela dépend principalement des équilibres de l'hydrogène à haute pression et du gaz combustible.

CHAPITRE 5 :
ARRÊT ET REDÉMARRAGE DE L'UNITÉ

5 Arrêt et redémarrage de l'unité

5.1 Arrêt normal

5.1.1 Généralités

L'arrêt normal s'applique à un arrêt planifié d'avance pour la maintenance préventive ou à des événements imprévus qui ne sont pas d'une nature d'urgence.

Avant d'initier tout arrêt planifié, revoir tous les enregistrements pour déterminer quelles sont les inspections et quels sont les travaux d'entretien qui doivent être effectués durant l'arrêt. Préparer un planning d'arrêt, y compris les programmes de préparation préalable de la charge et le stockage des produits pendant le temps de travaux de l'arrêt.

Informez tous les services et autres unités de fonctionnement concernées par le planning pour que toutes les activités puissent être correctement coordonnées. Mettre à disposition, d'avance, toutes les pièces de rechange nécessaires, les outils et les utilités de services notamment l'azote en quantité adéquate pour la purge

Durant les opérations d'arrêt, certaines étapes doivent être effectuées pour éviter l'endommagement du catalyseur ou des équipements à cause de l'effet de dilatation, de l'endommagement du catalyseur ou des équipements à cause de l'effet de dilatation, de contraction, ou de choc thermique ou de surpression inhabituelle. Purger attentivement tous les équipements, en utilisant du gaz inerte et de la vapeur jusqu'à ce que les hydrocarbures liquides ou gazeux soient balayés de tous les équipements. Purger complètement et vérifier l'atmosphère dans les équipements avant d'entrer ou de commencer les travaux. Suivre rigoureusement toutes les précautions de sécurité.

La procédure générale à suivre pour un arrêt total est la suivante:

- Abaisser la sévérité.
- Réduire la capacité.
- Commuter le produit vers le stockage brut.
- Arrêter la section de réaction.
- Drainer tous les hydrocarbures.
- Dépressuriser et purger.

Plusieurs cas d'arrêts sont considérés:

- Arrêts de courte durée (c'est-à-dire, moins de 24 heures).
- Arrêts de longue durée.
- Arrêt partiel pour le remplacement du catalyseur.

5.1.2 Arrêt de courte durée

Cet arrêt est en général de moins de 24 heures pour effectuer des travaux de réparations mineurs sans l'ouverture d'équipement majeur.

Il est recommandé de commencer l'arrêt dès que le sécheur a terminé le cycle de régénération afin d'avoir une capacité suffisante du cycle du sécheur lors du redémarrage.

- Augmenter le débit d'appoint d'hydrogène à la valeur du design.
- Réduire les températures d'entrée des réacteurs jusqu'à 110°C de 20°C/heure.
- Lorsque les températures des lits des réacteurs sont stabilisées, diminuer lentement le taux d'alimentation de naphta jusqu'à 60% de l'alimentation fraîche du design (75% du taux d'alimentation du design du réacteur). Réduire le taux d'alimentation par étapes de 10% par tranches de 30 minutes. Il est important d'attendre jusqu'à ce que les températures des réacteurs soient stabilisées pour éviter toute augmentation de la sévérité des réacteurs. Maintenir le débit de recyclage.
- Etant donné que c'est un arrêt à courte durée, laisser le déisohexaniseur 701-C-2 en service.
- Réduire les températures d'entrée de réacteurs jusqu'à 90°C pendant une heure et laisser les lits se refroidir. Lorsque les températures des réacteurs d'isomérisation atteignent 105°C approximativement, arrêter l'injection de chlorure. Maintenir ces conditions pendant une heure (c'est-à-dire, à 90°C) pour balayer le chlorure du circuit d'alimentation en amont des réacteurs.
- Ouvrir le by-pass des réacteurs pour envoyer l'alimentation C₅/C₆ directement vers le Stabilisateur 701-C-1 et fermer la vanne d'alimentation du réacteur. Couper l'alimentation le plus rapidement possible pour minimiser la durée du passage de bas débit de liquide sur le catalyseur.

- Continuer à balayer les réacteurs avec de l'hydrogène d'appoint au débit de design. Réduire les températures d'entrée des réacteurs de 20°C/heure jusqu'à ce que le réchauffeur d'alimentation du réacteur soit arrêté.
- Lorsque les réacteurs se refroidissent au-dessous de 60°C, arrêter l'injection de l'appoint d'hydrogène.
- Réduire la température du Stabilisateur 701-C-1, mais étant donné que c'est un arrêt de courte durée, laisser le stabilisateur en fonctionnement à un taux de reflux bas.
- Maintenir la pression dans la section de réaction, le stabilisateur et l'épurateur.
- Acheminer, éventuellement, les isomérats léger et lourd vers le ballon tampon de l'alimentation à travers les lignes de recyclage d'urgence et couper l'alimentation fraîche de C₅/C₆.

L'unité est maintenant considérée en attente (standby) avec une charge C₅/C₆ by-passant les Réacteurs d'isomérisation 701-R-1 et 701-R-2, l'alimentation du déisohexaniseur à une capacité de 75% avec le distillat et les produits de fonds envoyés au stockage ou vers le ballon tampon de l'alimentation à travers les lignes de recyclage d'urgence des isomérats léger et lourd, le stabilisateur, à taux bas, en reflux total. L'unité est sous une pression normal avec l'appoint d'hydrogène requis. Les réacteurs ont été refroidis au-dessous de 60°C.

5.1.3 Arrêt de longue durée

Cet arrêt est nécessaire pour effectuer des travaux d'entretien majeur sur certains équipements ou certaines sections de l'unité. La procédure décrite ci-dessus, pour l'arrêt de courte durée, est utilisée et complétée par un refroidissement total des équipements à la température ambiante. En cas de besoin, s'il faut entrer dans les équipements, l'unité doit être drainée entièrement et inertée.

Continuer selon les étapes d'un arrêt de courte durée, suivies par les étapes supplémentaires résumées ci-dessous:

- Couper l'alimentation fraîche C₅/C₆.
- Couper le recyclage vers réacteur du liquide provenant du déisohexaniseur 701-C-2 Arrêter progressivement le Rebouilleur du déisohexaniseur et les Pompes de reflux.

- Les gaz d'échappement de tête du stabilisateur sont envoyés vers le collecteur de gaz combustible à travers l'épurateur. Fournir de l'hydrogène à partir des sècheurs par la ligne de démarrage pour maintenir la pression. Arrêter la décharge des produits lourds au stockage.
- Le circuit du Stabilisateur 701-C-1 est également arrêté progressivement. Si le stabilisateur doit être ouvert pour l'inspection, une purge de l'hydrogène d'appoint doit être envoyée dans la tour pour extraire tout HCl en tête de colonne. On peut arrêter dès qu'il n'y a plus de HCL détectable dans l'échantillon de gaz.
Fermer et isoler les Réacteurs 701-R-1 et 701-R-2.
- L'unité étant toujours sous pression, drainer tous les équipements majeurs, d'abord vers le stockage, ensuite dans le bac de slop.
- Dépressuriser toutes les sections vers le collecteur de Gaz combustible d'abord, si nécessaire, ensuite vers la torche. Eviter la dépressurisation du stabilisateur au-dessous de la pression de l'épurateur, parce qu'il y a un risque de retour de gaz entraîné par la soude caustique dans le stabilisateur.
- Dépressuriser tous les réacteurs à la torche à travers les lignes de drainage.
- Arrêter à la fois le lavage à la soude caustique et le lavage à l'eau dans l'épurateur.
- Arrêter tous les refroidisseurs à air et les refroidisseurs à eau.
- Lorsque l'unité est considérée totalement dépressurisée et que toutes les utilités, par exemple, l'eau, la vapeur ont été drainées et isolées de leur équipement respectif, les réacteurs peuvent être bloqués.
- Isoler la section du stabilisateur à partir de la section de réaction.
- Isoler, à l'aide de platines, les lignes d'alimentation, d'appoint d'hydrogène, les lignes de produit et les collecteurs de gaz combustible. Isoler toutes les lignes de PSV vers la torche et les instruments non conçus pour fonctionner sous-vide.
- Enlever l'une des platines sur les réacteurs vers l'éjecteur et créer le vide dans les sections de réaction et du sécheur (les sècheurs peuvent être mis sous-vide séparément si souhaité) jusqu'à 0.2 kg/cm² abs.
- Casser le vide avec de l'azote sec et pressuriser jusqu'à 1.0 kg/cm² g.
- Dépressuriser à travers tous les bas points, bras morts, événements, etc...
- Répéter la rupture du vide avec les étapes à l'azote jusqu'à ce que la teneur en hydrocarbures diminue au-dessous de 0.5 vol. %.
- Noter que le catalyseur poreux et l'adsorbant nécessiteront beaucoup de temps pour l'extraction des hydrocarbures de l'intérieur des pores. Procéder avec précaution aux alentours des réacteurs et des sècheurs en accordant une heure avant de prendre un échantillon pour analyse.

- Maintenir une pression résiduelle d'azote de 0.5 kg/cm² g.
- Purger l'épurateur avec de la vapeur une fois que la soude caustique a été correctement enlevée, et au besoin, maintenir une pression positive d'azote.
- La purge de la section du stabilisateur avec de vapeur est interdite (sauf pour le démarrage initial), puisque les traces du chlore en présence d'eau sont excessivement corrosives.
- Pour raison de sécurité, bloquer et platiner les réacteurs à partir du circuit de réaction.

Selon l'ampleur et la raison de l'arrêt, les différents équipements peuvent être isolés et purgés à air pour y permettre l'entrée.

5.1.4 Arrêt partiel pour remplacement du catalyseur

Pour le remplacement du catalyseur dans l'un des réacteurs d'isomérisation, il est recommandé que l'unité soit arrêtée en utilisant la procédure de l'arrêt de courte durée. Cela pourrait permettre un redémarrage immédiat de l'unité avec un seul réacteur d'isomérisation. L'autre réacteur, nécessitant un remplacement du catalyseur, est isolé et purgé avec d'abord du H₂ sec et ensuite du N₂ sec vers la torche en utilisant les connexions de drainage des hydrocarbures, avant le début des opérations de déchargement du catalyseur.

5.2 Arrêt d'urgence

5.2.1 Généralités

Cette unité est équipée de certains contrôles d'arrêt d'urgence qui placeront automatiquement l'unité dans une situation sans risques si une défaillance majeure se produit. Les actions d'arrêt d'urgence sont destinées pour la protection (a) du personnel et (b) du catalyseur et des équipements contre les dépôts de coke ou l'endommagement grave.

La protection du personnel et des équipements est également possible à partir des éléments suivants :

- Un personnel disposant de connaissances satisfaisantes sur les procédures de fonctionnement et d'arrêt en toute sécurité.
- Un respect des normes de sécurité en matière de construction d'installations pétrochimiques c'est-à-dire, distances de sécurité, orientation adéquate, etc.
- L'installation de dispositifs adéquats de détection de feu et de gaz et des équipements de lutte contre l'incendie.

-Une conscience de l'opérateur en matière de sécurité et une formation adéquate sur les procédures.

Le rôle du bailleur de licence du procédé est de fournir les procédures de fonctionnement en toute sécurité, et d'arrêt sur la base de ses connaissances sur les réactions chimiques concernées, du design de l'unité et les expériences antérieures. Les considérations spéciales suivantes sont soulignées pour la formation de l'opérateur sur le procédé d'isomérisation.

-L'unité contient du benzène et du tétrachloroéthylène qui sont connus comme dangereux pour la santé.

-L'unité contient du HCl en aval du premier réacteur d'isomérisation. La concentration est particulièrement haute en tête du stabilisateur.

-Les réactions sont exothermiques, principalement à cause de la saturation du benzène et de l'hydrocraquage des composants C₇₊. Si la concentration de ces composants dans la charge augmente d'une façon significative, la température du réacteur d'isomérisation pourrait augmenter au-dessus de l'intervalle contrôlable.

-Une propagation de la température du réacteur pourrait se produire si le débit de liquide à travers le réacteur chaud est trop bas ou bien, si les températures du réacteur sont trop hautes. Le débit d'alimentation du réacteur ne devrait pas diminuer au-dessous de 75% de la valeur du design.

-Pendant une situation d'urgence dans la section de stabilisation, le stabilisateur ne doit pas être dépressurisé au-dessous de la pression de l'épurateur. Il y a un clapet de non-retour sur la ligne de gaz en tête du stabilisateur vers l'épurateur et une hauteur statique à surmonter, mais malgré cela, l'eau et la soude caustique peuvent refluer en contre-courant dans le stabilisateur en provoquant un problème potentiel de corrosion.

-Dans le cas où une propagation de température se produit dans le réacteur et que les températures du réacteur augmentent au-dessus de 190°C, et qu'aucune des actions de l'opérateur ne réussit à réduire la température, les réacteurs doivent être dépressurisés pour éviter les réactions d'hydrocraquage excessives et prévenir un endommagement mécanique. Si pour certaines raisons les réacteurs ne peuvent pas être dépressurisés à travers le stabilisateur, uniquement comme solution ultime, ils doivent être dépressurisés à la torche. Il est recommandé de bloquer les réacteurs avant la dépressurisation et d'entamer une purge à l'azote froid si nécessaire.

Concernant la préservation du catalyseur, les opérateurs doivent éviter:

-Une température excessive du grain de catalyseur qui peut changer la structure de l'alumine (> 700°C). Pour éviter une détérioration de la structure du catalyseur, la température globale ne doit jamais dépasser 500°C. Noter que la température de design du réacteur (sous la pression de design) est plus basse.

-La présence d'hydrocarbures sans une quantité suffisante d'hydrogène qui entraînerait un dépôt rapide de coke et l'agglomération éventuelle des particules du catalyseur.

-Le manque d'injection de l'agent de chloration à une température supérieure à 110°C dans le réacteur, entraînera une élution du chlore du catalyseur.

Les sections suivantes couvrent la plupart des situations avec lesquelles les opérateurs pourraient avoir à faire face selon les expériences pratiques d'Axens. Tout le personnel d'exploitation doit étudier et comprendre pleinement les actions à entreprendre dans de telles situations avant le démarrage de l'unité.

Beaucoup de ces situations sont prises en charge par les déclenchements d'arrêt automatique. Ces déclenchements doivent toujours être opérationnels. Le shunt de ces dispositifs doit être utilisé au minimum, par exemple, durant le démarrage et les périodes transitoires seulement. Voir "logique d'arrêt I" dans le volume - 3 de ce manuel opératoire.

Les procédures suivantes incluent toutes les actions à prendre par l'opérateur en ne supposant aucune action par les dispositifs automatiques.

Certaines des situations suivantes pourraient se produire dans un arrêt d'urgence. Si l'action correcte et immédiate est prise, un arrêt normal méthodique est possible.

5.2.2 Panne d'alimentation

La perte de l'alimentation des réacteurs d'isomérisation est une situation d'urgence. Lorsque le débit d'alimentation s'arrête, l'alimentation dans le circuit de réaction passera lentement à travers les réacteurs balayés par un bas débit de gaz d'appoint. Pour une diminution soudaine du débit d'alimentation, le régulateur de température à l'entrée ne réagira pas assez vite et la pression de l'unité diminuera en provoquant la fermeture du régulateur de contre-pression. L'effet net est une sévérité haute dans les réacteurs, conversion trop élevée et un envol des températures du lit du réacteur.

Actions à suivre :

-Couper immédiatement la vapeur à partir du réchauffeur de l'alimentation du réacteur et fermer le by-pass autour de l'échangeur alimentation/effluent.

-Augmenter, au maximum, le débit d'hydrogène d'appoint.

-Ouvrir le by-pass des réacteurs d'isomérisation, et couper l'alimentation de naphta vers les réacteurs d'isomérisation.

-Dépressuriser lentement la section de réaction vers le stabilisateur (via la Vanne de régulation 701-PV-1501). Dépressuriser à un taux qui permet un contrôle stable de la pression du Stabilisateur 701-C-1.

-Arrêter l'injection de C_2Cl_4 lorsque la température du réacteur avancé atteint 105°C.

-Surveiller les températures du lit du réacteur. Si la température est en dessous de 190°C et elle est stable, continuer le refroidissement avec de l'hydrogène d'appoint et refroidir jusqu'à 65°C. Dépressuriser à 3.5 kg/cm² au-dessus de la pression de service du stabilisateur.

-Si les températures du lit du réacteur grimpent toujours, couper les injections d'appoint d'hydrogène, bloquer les réacteurs et les dépressuriser à la torche, à travers le stabilisateur. Purger chaque section avec de l'azote sec.

5.2.3 Panne d'appoint d'hydrogène

Lorsqu'il y a un manque d'appoint d'hydrogène, la pression dans le réacteur diminuera immédiatement, l'hydrogène ne sera pas disponible pour la réaction de saturation du benzène et les réactions d'isomérisation. Une augmentation de l'hydrocraquage pourrait avoir lieu, en provoquant éventuellement une propagation de température et une augmentation de dépôts de coke.

Actions à suivre :

-Couper immédiatement la vapeur provenant du Réchauffeur de l'alimentation du réacteur 701-E-4.

-Arrêter l'injection de C₂Cl₄ lorsque le réacteur avancé d'isomérisation atteint 105°C.

-Dépressuriser lentement la section de réaction vers le Stabilisateur pour maintenir ouverte la vanne de contrôle de contre-pression et l'alimentation froide s'écouler à travers les réacteurs.

-Réduire la pression du stabilisateur selon les besoins pour maintenir le contrôle de pression de la colonne et le débit de fond à la colonne du déisohexaniseur.

-Si les températures du réacteur ne peuvent pas être contrôlées et augmentent au-dessus de 190°C, l'Enclenchement 701-I-02 doit être activé (arrêt d'urgence).

5.2.4 Haute température dans le réacteur

Une haute température dans le réacteur d'isomérisation peut être le résultat d'une forte teneur en C₇₊ dans l'alimentation ou d'une haute sévérité sur le catalyseur à cause des taux d'alimentation bas ou un mauvais contrôle de température de l'alimentation à l'entrée du réacteur. Afin d'éviter une propagation de la température dans le réacteur, il faut:

-Eviter des taux d'alimentation liquide inférieurs à 75% de celui du design (701-FT-1102, 701-FT-1103).

-Eviter d'avoir des quantités de benzène ou de C₇₊ dans l'alimentation supérieures à celles du design. Il est également important d'être au courant des changements de ces teneurs en raison du changement de brut ou à cause de variations dans les unités amont.

- Eviter le sur chauffage de la charge du réacteur.

Actions à suivre :

- Couper immédiatement la vapeur vers le réchauffeur de l'alimentation du réacteur.
- Maximiser le débit d'appoint d'hydrogène dans la section réaction de l'isomérisation.
- Arrêter l'injection de C_2Cl_4 lorsque le réacteur d'isomérisation en position avancée atteint $105^\circ C$.
- Maintenir les températures à l'entrée du réacteur à $100^\circ C$ si les conditions sont stables.
- Modifier le fonctionnement des tours de fractionnement, en amont de l'unité, pour rétablir, aux valeurs de design, les quantités de benzène et de C_7^+ dans l'alimentation.
- Ou bien, vérifier les régulateurs pour déterminer la cause du mauvais contrôle.
- Lorsque les défauts sont corrigés, augmenter, lentement, de nouveau les températures du réacteur jusqu'aux valeurs du fonctionnement normal.
- Si l'une des températures du réacteur dépasse $190^\circ C$, couper l'alimentation liquide et l'appoint d'hydrogène. Activer l'enclenchement 701-I-02 d'arrêt d'urgence afin de dépressuriser les sections de réaction.
- Si la propagation de température du réacteur est due à un taux d'alimentation liquide bas et que cela ne peut pas être corrigé rapidement, couper l'alimentation complètement et suivre la "procédure d'arrêt pour panne d'alimentation".

5.2.5 Panne de vapeur

Si il y a un manque de vapeur dans l'unité, le Réchauffeur de l'alimentation du réacteur, les Rebouilleurs du stabilisateur, du désohexaniseur, le Réchauffeur du recyclage de la soude caustique et le Vaporisateur du régénérant vont s'arrêter.

Les équipements critiques sont le rebouilleur du stabilisateur, étant donné que le produit non stabilisé contenant du HCl pourrait être envoyé, à travers les équipements en aval, au stockage, en rendant les équipements du stockage susceptibles à la corrosion.

Actions à suivre:

- Envoyer les gaz d'échappement du stabilisateur dans le réseau de gaz combustible via l'épurateur.
- Augmenter au maximum le débit de l'appoint d'hydrogène dans la section réaction de l'isomérisation.
- Arrêter l'injection de C_2Cl_4 .
- Lorsque les réacteurs sont refroidis jusqu'à $100^\circ C$, réduire l'alimentation fraîche C_5/C_6 jusqu'à 60% du débit de design par étapes de 10%.

- Lorsque le 60% est atteint, ouvrir la ligne de by-pass du réacteur et couper rapidement l'alimentation C₅/C₆ vers les réacteurs.
- Continuer le refroidissement des réacteurs avec du gaz d'appoint d'hydrogène, tout en maintenant le profil de pression dans la section de réaction et la section de stabilisation.
- Couper la circulation de l'alimentation C₅/C₆.
- Maintenir le Stabilisateur en attente (standby) jusqu'à ce que la vapeur soit disponible.
- Si à tout moment la température commence à augmenter rapidement dans l'un des réacteurs, commencer la dépressurisation à travers le stabilisateur et l'épurateur.
 - Dépressuriser, si nécessaire, à la torche uniquement.
 - Permuter la ligne vers le slop, si nécessaire.

5.2.6 Panne de refroidissement

Il s'agit d'une panne d'eau de refroidissement ou de panne d'un aéro-refrigerant (refroidisseur à air). Si le recyclage de l'alimentation C₅/C₆ fait défaut ou si le Refroidisseur de l'appoint d'hydrogène fait défaut, les sécheurs fonctionneront à température plus élevée en réduisant significativement la capacité de rétention d'eau des séchoirs. Tout percement d'eau serait nuisible pour le catalyseur d'isomérisation.

Un défaut de refroidissement autour du déisohexaniseur et du stabilisateur provoquera une surpression de la colonne entraînant une décharge éventuelle à travers les PSV.

Il est également dangereux d'envoyer les isomérats chauds au stockage pouvant entraîner un risque d'incendie.

Si l'eau de refroidissement ou le refroidissement à air feront défaut pour une période de temps assez longue, arrêter l'unité en utilisant la procédure suivante:

- Couper immédiatement la vapeur vers le Réchauffeur de l'alimentation du réacteur.
- Augmenter l'appoint d'hydrogène au débit maximum vers les réacteurs d'isomérisation.
- Lorsque le réacteur en position avancé, atteint 105°C, couper l'injection de C₂Cl₄.
- Réduire la vapeur vers le rebouilleur du déisohexaniseur et le rebouilleur du stabilisateur, mais maintenir les pressions.
- Suivre la procédure d'arrêt pour panne de vapeur, décrite ci-dessus.

5.2.7 Panne d'énergie électrique

Si une panne d'alimentation électrique se produit, tous équipements entraînés électriquement, à savoir, pompes, aero-refrigerant et compresseur (hydrogène d'appoint) s'arrêteront.

C'est une condition sévère, semblable à une perte du débit à travers les réacteurs lorsque les réactions exothermiques se produisent entraînant une situation d'emballement de la température.

Actions à suivre :

- Bloquer les réacteurs et commencer immédiatement à dépressuriser les réacteurs vers la torche (à travers le stabilisateur).
- Lorsque la pression est suffisamment basse, commencer la purge avec de l'azote sec froid pour refroidir les lits de réaction et dégager les hydrocarbures.
- Couper la vapeur vers le réchauffeur de l'alimentation du réacteur, les rebouilleurs du stabilisateur et du déisohexaniseur.

5.2.8 Panne d'instrument : Air ou électricité

Pour toute panne d'instrument ou de vanne, on doit vérifier si cela peut être by-passé manuellement ou pas. Si le contrôle manuel ne peut pas être maintenu, il faut arrêter l'unité en suivant la procédure d'arrêt normal.

En cas de panne générale d'énergie électrique, toutes les pompes et tous les compresseurs doivent être arrêtés. Toute augmentation gaz ou la vapeur sera dégagée à la torche.

5.2.9 Fuite majeure ou incendie

Ce qui suit est uniquement un aperçu général sur les étapes à suivre lors de la découverte d'une fuite majeure entraînant un incendie. Les étapes suivantes sont du point de vue procès et visent principalement à éviter l'emballement des réactions et à protéger les équipements et le catalyseur.

En cas d'incendie, la dépressurisation des réacteurs doit être actionnée conformément à API 521 § 3.19. Etant donné que les soupapes de sécurité des réacteurs ont été tarées à des pressions correspondant aux conditions supercritiques, la protection contre l'exposition au feu, par les soupapes de sécurité n'est pas suffisante. Il est obligatoire de dépressuriser les équipements correspondants chaque fois qu'un feu est détecté.

Actions à suivre :

- Couper l'alimentation C₅/C₆ et l'appoint d'hydrogène à l'unité et bloquer les lignes de produits.

- Couper la vapeur vers le réchauffeur de l'alimentation du réacteur, le rebouilleur du stabilisateur et le rebouilleur du déisohexaniseur.
- Commencer à dépressuriser les réacteurs vers la torche (à travers le stabilisateur).
- Si c'est possible, isoler la zone à problème et bloquer les réacteurs. Purger avec de l'azote à la torche.
- Les objectifs des étapes suivantes, qui devraient être développées par le Maître de l'Ouvrage/contractant de l'Engineering, sont de drainer les hydrocarbures de tous les équipements, de purger l'unité avec du gaz inerte en particulier les réacteurs s'ils ne peuvent pas être visités. Si on laisse des hydrocarbures à l'intérieur des réacteurs et qu'il n'y pas d'écoulement, une propagation de température et une défaillance mécanique se produiront éventuellement, tous les efforts devront donc être consentis pour effectuer la purge de ces équipements.

5.3 Arrêts d'urgence automatiques

Il y a plusieurs verrouillages d'arrêt automatique prévus dans le design de cette unité pour protéger le catalyseur et les équipements en cas d'incident ou de panne. Voir la description du logigramme d'arrêt dans le volume - 3 du manuel opératoire.

1)-Arrêt de premier niveau

Un commutateur de bas débit sur l'alimentation de naphta vers la section de réaction de l'isomérisation arrêtera automatiquement l'alimentation vers la section. L'alimentation by-passera les réacteurs d'isomérisation vers le stabilisateur. Cela protégera le catalyseur d'une très basse vitesse spatiale éventuelle et d'un hydrocraquage potentiel entraînant un emballement de la température.

2)-Arrêt du Surchauffeur du régénérant

Actionné par les éléments suivants:

- un haut niveau du liquide dans le Vaporisateur du régénérant
- une haute température de peau du serpentín dans le Surchauffeur électrique
- un bas débit de l'alimentation du régénérant
- une haute température à la sortie de la surchauffeur

3)-Haute pression en tête du stabilisateur

Minimiser la décharge de la PSV du stabilisateur à la torche. Ce cas devrait être évité, parce que les effluents de PSV contiennent une grande quantité de HCl qui peut être toxique et corrosive en présence d'eau. Le rebouilleur du stabilisateur doit être arrêté si la colonne est en surpression.

4) Haute pression en tête du DIH

Afin de minimiser le refoulement de PSV du DIH à la torche, de limiter le débit de décharge de la soupape, le rebouilleur du DIH doit être arrêté si la colonne est en surpression.

5) Commutateur manuel d'arrêt d'urgence

Il ne s'agit pas d'un arrêt automatique, mais d'un commutateur manuel monté sur le panneau qui va être utilisé à la discrétion de l'opérateur. Si une situation d'urgence se présente tel que: emballement de température dans les réacteurs, incendie ou bouchon d'eau dans l'alimentation, l'opérateur peut actionner ce commutateur qui va :

- couper l'alimentation fraîche au réacteur.
- couper l'appoint d'hydrogène à la section de réaction.
- Réacheminer le gaz d'échappement de l'épurateur à la torche.
- Dépressuriser, à débit contrôlé, la section de réaction vers le stabilisateur.
- Dépressuriser, à débit contrôlé, le stabilisateur vers la torche.
- Arrêter la séquence de régénération du sécheur si elle est en cours.
- Arrêter l'injection de C_2Cl_4 .

En aucun cas il n'est permis de laisser des hydrocarbures liquides à l'intérieur des réacteurs sans écoulement. Dans ces conditions, sans écoulement à transverse les réacteurs, la mesure de température par les thermocouples serait erronée et un emballement de température peut avoir sans aucune indication. Les réacteurs, une fois dépressurisés, devraient être balayés de tout hydrocarbure liquide en utilisant l'appoint d'hydrogène froid ou de l'azote sec.

5.4 Redémarrage de l'unité

Toute procédure de redémarrage de l'unité dérive de la procédure de démarrage initial. L'état de l'unité, après l'arrêt, imposera, durant le redémarrage, le point à partir duquel la procédure générale de démarrage peut être reprise.

Par exemple durant le cycle de l'unité, il y aura des moments où le réacteur en position avancée aura besoin d'être mis hors service pour remplacement du catalyseur avec l'autre réacteur restant en service. La procédure de redémarrage, après cette situation, commence au moment du fonctionnement en série pendant la procédure de démarrage initial. A l'exception ce cas, ce réacteur sera sous atmosphère d'azote à basse pression.

Une fois que le catalyseur fraîchement chargé sera refroidi, le réacteur pourra être dépressurisé en utilisant l'alimentation du réacteur en-service à travers le robinet à soupape 3/4" du by-pass. Aussitôt que le réacteur fraîchement chargé atteint la pression de service, suivre la procédure de démarrage de l'écoulement en série pour aligner ce réacteur dans la position retardée de la configuration de l'écoulement.

Une observation, de précaution, pour tout redémarrage ou de mise en service du deuxième réacteur:

Maximiser l'appoint d'hydrogène, fixer le débit de l'alimentation de naphta du réacteur à 75% et minimiser les températures du réacteur. Introduire rapidement l'alimentation de naphta sur le catalyseur frais et surveiller, avec précaution, les températures du lit du catalyseur.

5.5 Drainages

En fonction des fluides traités dans cette unité, Axens a spécifié 3 différents types de drainages:

- 1)- **Drainage fermé 1:** Pour les aromatiques contenant les drainages d'hydrocarbures
- 2)- **Drainage fermé 2:** Pour non-aromatiques contenant les drainages d'hydrocarbures
- 3)- **Drainage fermé 3:** Pour le chlorure contenant les drainages d'hydrocarbures.

Trois options sont utilisées par les raffineurs pour ce système de vidange:

-Certains raffineurs ne séparent pas ce drainage des autres drainages, parce qu'ils pensent que c'est une petite quantité et que cela est très exigés durant l'arrêt, cela n'aura pas aucun impact significatif sur les autres installations dans lesquelles cette quantité de drainage sera retraitée.

-Avant d'arrêter l'unité, l'injection de chlore est interrompue. L'alimentation est toujours envoyée vers les réacteurs pour pousser les matières contenant du chlorure vers le stabilisateur. Les produits drainés du réacteur sont maintenant envoyés dans le réseau de drainage commun.

-Séparer le système de drainage tel que représenté actuellement dans les P&IDs.

Pour ce projet, le Maître de l'ouvrage a décidé de combiner les trois systèmes de drainage en un seul système de drainage, parce que:

1. Il n'y a pas, dans la Raffinerie, de système de slop séparé pour les aromatiques contenant des hydrocarbures et les non-aromatiques contenant des hydrocarbures.

Par conséquent, même si les deux systèmes séparés ont été prévus pour ces drainages, ils seront mélangés à l'extérieur dans les bacs de slop.

2. L'option 2, ci-dessus, est disponible pour éliminer le Chloé des hydrocarbures avant de les drainer dans le réseau de drainage.

3. L'espace n'est pas disponible pour prévoir les trois systèmes de vidange séparés.

Par conséquent, avant de drainer tous les équipements de la section de réaction et de la section d'épuration qui contiennent des traces de HCl, il est recommandé, une fois que la température des réacteurs diminuent au-dessous de 105°C, d'arrêter l'injection de C_2Cl_4 et de continuer la circulation à partir de la section de réaction vers le stabilisateur pour enlever toutes traces de HCl en tête du stabilisateur et ensuite vers l'épurateur pour neutralisation. La teneur en HCL peut être mesurée dans le courant de tête du stabilisateur.

CHAPITRE 6 : CONTROL ANALITIQUE

6 Contrôle analytique

6.1 Méthodes et fréquences recommandées

Les fréquences données ci-dessous sont de routine par rapport à un fonctionnement normal. Durant le démarrage et les essais de fonctionnement, plus d'analyses seront nécessaires.

6.1.1 Alimentation C₅/C₆

PROPRIÉTÉ	MÉTHODE	FRÉQUENCE
Poids spécifique	ASTM D 1298	1 par jour
Courbes de distillation	ASTM D 86	2 par semaine
Composition chimique	IFP 9301*	1 par jour
Poids moléculaire	IFP 9413	A la demande
Total Soufre	ASTM D 4045	1 par jour
Teneur en eau	analyse en ligne (vérifier également en amont des sécheurs avec analyseur portable)**	1 par semaine
Total Azote	ASTM D 4629	1 par semaine
Teneur en chlore	IFP 9316	Selon les besoins
Indice de Brome	ASTM D 2710	Selon les besoins
Teneur en arsenic	IFP 9312	Selon les besoins
Teneur en cuivre	ASTM D 6732	Selon les besoins
Teneur en plomb	IFP 9406	Selon les besoins
Teneur en nickel	IFP 9507	Selon les besoins
Teneur en mercure	IFP 9606	Selon les besoins
RON Clear	ASTM D 2699	Selon les besoins
MON Clear	ASTM D 2700	Selon les besoins

Tableau 11 :propriétés ,méthodes et fréquences d'alimentation

* Analyseur de laboratoire recommandé: HEWLETT PACKARD 5890

** PANAMETRICS vend ce type d'analyseur avec la gamme définie de détection.

6.1.2 Gaz d'appoint d'hydrogène

PROPRIÉTÉ	MÉTHODE	FRÉQUENCE
Composition H ₂ , C ₁ , N ₂ , C ₂	IFP 9603	Selon les besoins
Composition CO	ASTM D-2504 (1)	Selon les besoins
Composition CO ₂	ASTM D-2505 (2)	Selon les besoins
Sulfure d'hydrogène	Dräger (tube CH 298)	1 par jour
Teneur en eau	Analyseur en-ligne	-
Chlorure d'hydrogène	Dräger (tube CH 295)	Selon les besoins
Ammoniac	Dräger (tube CH 205)	Selon les besoins

Tableau 12 : propriétés, méthodes et fréquences du gaz d'appoint d'hydrogène

(1) La reproductibilité d'analyse CO est de 7 pour (0-20 ppm) par ASTM D2504. En cas de différend entre les deux parties à cause de la précision de mesures, voir l'analyse par la Spectrométrie infra-rouge à Emerson Process.

(2) La reproductibilité d'analyse CO₂ est de 4 pour (0-10 ppm) pour ASTM D 2505. En cas de différend entre les deux parties à cause de la précision de mesures, voir l'analyse par la Spectrométrie infra-rouge à Emerson Process.

6.1.3 Produit d'isomérait

PROPRIÉTÉ	MÉTHODE	FRÉQUENCE
Poids spécifique	ASTM D 1298	1 par jour
Courbe de distillation	ASTM D 86	1 par jour
Composition chimique	IFP 9301	1 par jour
Teneur en chlore	IFP 9316	1 par jour
RVP	ASTM D 323	1 par jour
Indice de Brome	ASTM D 2710	Selon les besoins
RON Clear	ASTM D 2699	1 par jour
MON Clear	ASTM D 2700	1 par jour

Tableau 13 : propriétés , méthodes et fréquences du produit d'isomérait

CHAPITRE 7 : Partie calcul

7 PARTIE CALCUL

7.1 Données réelles de l'unité de l'isomérisation

7.1 Charge prétraitée

La charge prétraitée est celle qui alimente la section de l'isomérisation catalytique, Elle est caractérisée par les propriétés suivantes :

a)- Distillation ASTM

	Densité à 15°c	Poids moléculaire	10%	50%	70%
Charge prétraitée	0,6696	80,1610	35,00	56,50	65,00

Tableau 14 : distillation ASTM de la charge prétraitée

L'isomérat sortant du splitter (déisohixaniseur) a les spécifications suivantes :

Produit	Densité à 15°c	Poids moléculaire	10%	50%	70%
Isomérat	0,6490	76,625	22,80	47,80	62,10

Tableau 15 : distillation ASTM de l'isomérat produit

b)- Composition de l'isomérat (% mol)

iC ₅	nC ₅	nC ₆	2,2DMC ₄	2,3DMC ₄	2DMC ₅	3MC ₅	C-C ₅
51,05	13,66	0,10	24,85	3,77	4,17	0,35	2,05

Tableau 16 : Composition chimique de l'isomérat produit

7.2 PARAMETRES DE FONCTIONNEMENT

7.2.1 Réacteurs

a)-Réacteur (701-R-1)

Paramètres	Design	Service
Température d'entrée (°c)	108,00	109,50
Température de sortie (°c)	146,00	134,60
Pression d'entrée (Kg/cm ² .g)	35,00	34,28
Pression de sortie (Kg/cm ² .g)	33,00	32,71

Tableau 17 : paramètres de fonctionnement -design et service- de 1^{er} réacteur

b)-Réacteur (701-R-2)

Paramètres	Design	Service
Température d'entrée (°c)	120,00	119,50
Température de sortie (°c)	125,00	127,20
Pression d'entrée (Kg/cm ² .g)	32,00	31,35
Pression de sortie (Kg/cm ² .g)	30,00	30,13

Tableau 18 : paramètres de fonctionnement -design et service- de 2^{ème} réacteur

7.2.2 Composition du gaz

a)-Off gaz (sortant de stabilisateur)

Off gaz (de stabilisateur)				
Constituants	Mi	Yi' (%mol)	Mi . Yi'	Yi (%mass)
H ₂	2	83.35	1,67	17,95
C ₁	16	2.40	0,38	4,13
C ₂	30	2.00	0,60	6,46
C ₃	44	4.56	2,00	21,60
iC ₄	58	5.44	3,15	33,97
nC ₄	58	1.05	0,61	6,56
iC ₅	72	1.14	0,82	8,84
nC ₅	72	0.04	0,03	0,31
C ₆	86	0.02	0,02	0,18
Total		100	9,28	100

Tableau 19 : Composition chimique d'off gaz (sortant de stabilisateur)

b)-Composition de gaz d'appoint

gaz d'appoint				
Constituants	Mi	Yi' (%mol)	Mi . Yi'	Yi (%mass)
H ₂	2	98.87	1,98	71,17
C ₁	16	0,00	0,00	0,00
C ₂	30	0,00	0,00	0,00
C ₃	44	0.05	0,02	0,79
iC ₄	58	0.05	0,03	1,04
nC ₄	58	0.02	0,01	0,42
iC ₅	72	0.08	0,06	2,07
nC ₅	72	0.85	0,61	22,03
C ₆	86	0.08	0,07	2,48
Total		100	2,78	100

Tableau 20 : Composition chimique de gaz d'appoint

Constituants Chimiques(%mol)	charge entrant au réacteur 1	produit sortant du réacteur 1	produit sortant du réacteur 2
nC ₄	0,00	0,00	0,00
iC ₄	0,00	0,00	0,00
iC ₅	1,17	13,14	13,05
nC ₅	41,29	19,66	12,16
2,2DMC ₄	0,29	7,56	19,62
2,3DMC ₄	5,11	6,92	7,12
2MC ₅	17,24	21,75	15,17
3MC ₅	12,62	12,62	8,77
nC ₆	14,05	9,11	7,66
iC ₇	0,72	0,00	2,13
nC ₇	0,15	0,00	0,32
C-C ₅	1,32	1,55	1,66
MC-C ₅	3,77	5,13	5,92
C-C ₆	1,55	1,72	3,76
C ₇	0,00	0,66	2,09
C ₈	0,00	0,07	0,57
C ₆ H ₆	1,18	0,11	0,00
Total	100	100	100

Tableau 21 : Composition chimique de la charge entrant au 1^{er}réacteur et sortant de 1^{er} et 2^{ème} réacteur

7.3 Bilan matière

On entend par bilan matière des réacteurs, la détermination du rendement et de composition de l'isomérisat à la sortie des réacteurs Pour effectuer ce bilan ; nous disposons de la répartition de la couche catalytique entre les réacteurs.

Le poids du catalyseur contenu dans les réacteurs est de **44880Kg** ; et est réparti dans les deux réacteurs comme suit :

Réacteurs	Poids (kg)	Poids (%)	Volume (m ³)
701-R-1	22440	50	29,97
701-R-2	22440	50	29,97
Total	44880	100	59,97

Tableau 22 : quantité de catalyseur chargée dans les réacteurs (ATIS2L)

7.3.1 Calcul des débits massiques :

La charge qui entre les deux réacteurs est l'ensemble des trois charges suivantes :

- 1)-H₂ de PSA (gaz d'appoint)
- 2)-light Naphta de LHDT
- 3)-DIH recyclé

Les charges sont données par débit volumique ce qui implique de les transformer au débit massique pour faciliter le calcul.

Paramètres	Gaz d'appoint (Nm ³ /h)	Light Naphta	DIH recyclé	Charge totale
Pression (kg/cm ² .g)	21,00	3,60	3,60	34,28
Température (°c)	26,00	21,90	21,90	109,50
Masse volumique (kg/m ³)	1,74	617,13	634,13	/
Débit volumique (m ³ /h)	1470,00	40,50	29,00	/
Débit massique (kg/h)	133,16	24993,77	18410,94	43537,87

Tableau 23 : paramètres de la charge entrant au 1^{er}réacteur

Pour transformer (Nm³/h) au (m³ /h) ,on utilise la relation suivante :

$$V_2=V_1.(P_1.T_2)/(P_2.T_1)$$

On démontre la formule comme suit :

$$P_1V_1=RnT_1$$

$$P_2V_2=RnT_2$$

$$P_2V_2/ P_1V_1= RnT_2/ RnT_1$$

$$V_2=V_1.(P_1.T_2)/(P_2.T_1)$$

V₁ : Volume de la charge aux conditions normales (0°C , 1 atm).

V₂ : Volume de la charge aux conditions de service.

P₁ : Pression de la charge à 1 atm.

P₂ : Pression de service .

T₁ : Température de la charge à 0°C .

T₂ : Température de service .

Application numérique :

$$V_2=1470.[(1)(299)]/[(21)(273)]=76,66 \text{ m}^3/\text{h}$$

Le taux de travail dans cette unité est 80%

7.3.2 Vitesse spatiale

WHSV=(Taux d'alimentation horaire(kg/h))/(poids total du catalyseur(kg))

Application numérique :

$$\text{WHSV}=(43537,87 / 44880)= 0,97 \text{ h}^{-1}$$

7.3.3 Variation sommaire des hydrocarbures

Dans notre calcul on base sur la conversion de C₅ et C₆. Pour calculer la variation des hydrocarbures on utilise les relations suivantes :

a)-Réacteur (701-R-1)

$$\Delta C_5=nC_{5(\text{charge})}-nC_{5(R-1)}$$

$$\Delta C_6=nC_{6(\text{charge})}-nC_{6(R-1)}$$

Application numérique :(% mol)

$$\Delta C_5=41,29-19,66=21,63$$

$$\Delta C_6=14,05-9,11 =4,94$$

b)-Réacteur (701-R-2)

$$\Delta C_5=nC_{5(R-1)}-nC_{5(R-2)}$$

$$\Delta C_6=nC_{6(R-1)}-nC_{6(R-2)}$$

Application numérique :(% mol)

$$\Delta C_5=19,66-12,16=7,5$$

$$\Delta C_6=9,11-7,66 =1,45$$

7.3.4 Taux de conversion de C₅ et C₆

a)-Réacteur (701-R-1)

$$\zeta_{C_5}=nC_{5(\text{charge})}-nC_{5(R-1)} / nC_{5(\text{charge})}$$

$$\zeta_{C_6}=nC_{6(\text{charge})}-nC_{6(R-1)} / nC_{6(\text{charge})}$$

b)-Réacteur (701-R-2)

$$\zeta_{C_5}=nC_{5(R-1)}-nC_{5(R-2)} / nC_{5(R-1)}$$

$$\zeta_{C6} = \frac{n_{C6(R-1)} - n_{C6(R-2)}}{n_{C6(R-1)}}$$

Réacteurs	Taux de conversion de nC ₅ (% mol)	Taux de conversion de nC ₆ (% mol)
701-R-1	52,38	35,16
701-R-2	38,15	15,92

Tableau 24 : Taux de conversion de nC₅ et nC₆

7.3.5 Taux de conversion de chaque réacteur

Le taux de conversion pour chaque réacteur est donné par la relation suivante :

$$\zeta = (\zeta_i / \sum \zeta_i) \cdot 100\%$$

Réacteurs	ΔC_5	ΔC_6	$\zeta_i = \Delta C_5 + \Delta C_6$	Taux de conversion(ζ) de chaque réacteur(%)
701-R-1	21,63	4,94	26,57	74,80
701-R-2	7,5	1,45	8,95	25,20
Total	29,13	6,39	35,52	100

Tableau 25 : Taux de conversion de chaque réacteur

7.3.4 Isomérait et gaz formés dans chaque réacteur

1) Isomérait formé_(dans les deux réacteus) = **Produit**_(sortie de réacteur) - off gaz - DIH recycle

Application numérique :

$$\text{Isomérait formé}_{(\text{dans les deux réacteus})} = 43537,87 - 741,80 - 18410,94 = 24385,13$$

2) Isomérait formé_(dans chaque réacteur) = ζ_i _(taux de conersion) . **Isomérait formé**_(dans les deux réacteus)

Application numérique :

$$\text{Isomérait formé}_{(\text{dans réacteur 701-R-1})} = 0,75 \cdot 24385,13 = 18240,07$$

Isomérat formé(dans réacteur 701-R-2)= $0,25 \cdot 24385,13 = 6145,05$

3) Gaz formé(dans chaque réacteur)= ζ_i (taux de conersion) . off gaz

Application numérique :

Gaz formé(dans réacteur 701-R-1)= $0,75 \cdot 741,80 = 554,86$

Gaz formé(dans réacteur 701-R-2)= $0,25 \cdot 741,80 = 186,93$

4) Isomérat total formé(dans l'unité)= Isomérat formé(dans les deux réacteur)+Isomérat de DIP

Application numérique :

Isomérat total formé(dans l'unité)= $24385,13 + 7902,12 = 32287,25$

Réacteurs	Isomérat formé (kg/h)	Gaz formé (kg/h)
701-R-1	18240,07	554,86
701-R-2	6145,05	186,93
Total	24385,13	741,80

Tableau 26 : isomérat et gaz formé dans chaque réacteur

7.3.5 Augmentation de RON

Pour calculer l'augmentation de RON on utilise la formule suivante :

$$PIN = IP_5/P_5 + 2,2DMB/P_6 + 2,3DMB/P_6$$

PIN : Paraffins Isomerisation Number

Sachant qu'une augmentation de **10** points de **PIN** équivalant à une augmentation de **+1** point de **RON**

Application numérique :

1) PIN= $1,17/41,29 + 0,29/14,05 + 5,11/14,05 = 4,60$

$$2) \text{ PIN} = 51,05/13,66 + 24,85/0,1 + 3,77/0,1 = 289,90$$

$$\Delta \text{PIN} = 289,90 - 4,60 = 285,30$$

$$\Delta \text{RON} = 28,53$$

On résume notre calcul dans le tableau 30 :

	Design	Réel
taux de fonctionnement de l'unité de l'isomérisation (%)	100	80
Isomérat formé dans les deux réacteurs (kg/h)	32308	24385,13
Gaz formé dans les deux réacteurs (kg/h)	858	741,80
Isomérat formé dans l'unité de l'isomérisation (kg/h)	42668	32287,25
vitesse spatiale WHSV (h ⁻¹)	1,33	0,97
Augmentation de RON	24,58	28,53

Tableau 27 : Comparaison entre le bilan matière réel et design

Interprétation :

D'après le tableau 27, on remarque que les valeurs des débits de gaz et d'isomérat proposées par le design sont plus grandes que celles du réel, ceci expliqué par le taux de fonctionnement de l'unité qui est de 100% pour le design et 80% pour le réel.

Par contre l'augmentation de RON réel est plus grand que celui du design à cause des fraction molaires élevées des nC₅ et nC₆ dans la charge prétraitée réelle, donc on obtient une grande conversion aux isoparaffines .

7.4 Bilan thermique

7.4.1 Calcul des enthalpies

a)- Calcul de la température et la pression réduite

1) Température critique :

La valeur de la température critique se détermine par la formule suivante :

$$t_{cr} = 1,05. t_m + 160$$

t_m : température moyenne d'ébullition à 50% distillé d'après l' ASTM de la charge :

$$t_m = 56,5 \text{ °C}$$

Application numérique :

$$t_{cr} = 219,33 \text{ °C} \quad T_{cr} = 492,33 \text{ K}$$

2) Pression critique :

La pression critique se détermine d'après la relation :

$$P_{cr} = C . T_{cr} / M$$

C : constante caractérisant le type d'hydrocarbure

La constante C se détermine par :

$$C = 5,33 + 0,855. (t_{70\%} - t_{10\%}) / (70 - 10)$$

Application numérique :

$$C = 5,76$$

3) Masse moléculaire :

M : masse moléculaire moyenne de la charge déterminée d'après la relation de VOINOV :

$$M = a + b.t_m + c.t_m^2$$

a, b, c : constantes dépendant du coefficient de caractérisation K ,mais pour l'essence légère et lourde on utilise directement les valeurs suivantes :

$$a = 60 \quad b = 0.3 \quad c = 0.001$$

Application numérique :

$$M = 80,161 \text{ kg/kmol}$$

Enfin

$$P_{cr} = 35,38 \text{ atm}$$

Connaissant les paramètres critiques, on détermine ceux réduits :

$$t = 109,5 \text{ °C} \quad \text{et} \quad P_{(\text{service})} = 34,28 \text{ atm}$$

La température et la pression réduite

$$T_r = T_s / T_{cr}$$

$$P_r = P_s / P_{cr}$$

Application numérique :

$$T_r = 0,78$$

$$P_r = 0,96$$

b)-Enthalpie de la charge à l'état vapeur

1) Pour : $t = 109,5 \text{ °C}$ et $P = 1 \text{ atm}$

$$H_{1\text{atm}} = \alpha \cdot (4 - d_{15}^{15}) - 73,8$$

d_{15}^{15} : specific gravity de la charge

$$d_{15}^{15} = 0,6696$$

Sachant que la valeur de α est obtenue par la formule suivante :

$$\alpha = 50,2 + 0,109 \cdot t + 0,00014 \cdot t^2$$

Application numérique :

$$\alpha = 63,81$$

$$H_{1\text{atm}} = 138,71 \text{ Kcal / Kg}$$

Pour: $t = 109,5 \text{ °C}$ et $P = 34,28 \text{ atm}$

On utilise la formule suivante:

$$H_{34,28 \text{ atm}} = H_{1\text{atm}} - |\Delta H|$$

$|\Delta H|$: correction de l'enthalpie pour une pression élevée

$$\Delta H = - 4,4 \cdot T \cdot P_r / M \cdot T_r^3$$

Application numérique :

$$|\Delta H| = 42,47 \text{ Kcal / Kg}$$

$$H_{34,28 \text{ atm}} = 96,24 \text{ Kcal / Kg}$$

2) Pour : $t = 134,60^\circ\text{C}$ et $P = 1 \text{ atm}$

On utilise les mêmes formules pour les calculs.

Application numérique :

$$H_{1\text{atm}} = 150,70 \text{ Kcal / Kg}$$

Pour : $t = 134,60^\circ\text{C}$ et $P = 32,71 \text{ atm}$

$$T_r = 0,83$$

$$P_r = 0,92$$

$$|\Delta H| = 35,98 \text{ Kcal / Kg}$$

$$H_{32,71 \text{ atm}} = 114,72 \text{ Kcal / Kg}$$

3) Pour : $t = 119,50^\circ\text{C}$ et $P = 1 \text{ atm}$

Application numérique :

$$H_{1\text{atm}} = 143,40 \text{ Kcal / Kg}$$

Pour : $t = 119,50^\circ\text{C}$ et $P = 31,35 \text{ atm}$

$$T_r = 0,79$$

$$P_r = 0,89$$

$$|\Delta H| = 41,26 \text{ Kcal / Kg}$$

$$H_{31,35 \text{ atm}} = 102,14 \text{ Kcal / Kg}$$

4) Pour : $t = 127,20^\circ\text{C}$ et $P = 1 \text{ atm}$

Application numérique :

$$H_{1\text{atm}} = 147,11 \text{ Kcal / Kg}$$

Pour : $t = 127,20^\circ\text{C}$ et $P = 30,13 \text{ atm}$

$$T_r = 0,81$$

$$P_r = 0,85$$

$$|\Delta H| = 35,13 \text{ Kcal / Kg}$$

$$H_{30,13 \text{ atm}} = 111,98 \text{ Kcal / Kg}$$

c)-Enthalpie de l'isomérat formé

De même façon précédente on détermine les valeurs de la température critique, la pression critique et la masse moléculaire.

$$t_m = 47,80 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$d_{15}^{15} = 0,6490$$

$$C = 5,9$$

Application numérique :

$$M = 76,625 \text{ kg/kmol}$$

$$T_{cr} = 37,20 \text{ K}$$

$$P_{cr} = 35,38 \text{ atm}$$

C'est le même pour l'enthalpie. on trouve que :

1) Pour : $t = 134,60^\circ\text{C}$ et $P = 1 \text{ atm}$

Application numérique :

$$H_{1\text{atm}} = 152,09 \text{ Kcal / Kg}$$

Pour : $t = 134,60^\circ\text{C}$ et $P = 32,71 \text{ atm}$

$$T_r = 0,84$$

$$P_r = 0,88$$

$$|\Delta H| = 34,75 \text{ Kcal / Kg}$$

$$H_{32,71 \text{ atm}} = 128,80 \text{ Kcal / Kg}$$

2) Pour : $t = 119,50^\circ\text{C}$ et $P = 1 \text{ atm}$

Application numérique :

$$H_{1\text{atm}} = 144,77 \text{ Kcal / Kg}$$

Pour : $t = 119,50^\circ\text{C}$ et $P = 31,35 \text{ atm}$

$$T_r = 0,81$$

$$P_r = 0,84$$

$$|\Delta H| = 35,62 \text{ Kcal / Kg}$$

$$H_{31,35 \text{ atm}} = 109,15 \text{ Kcal / Kg}$$

3) Pour : $t = 127,20^{\circ}\text{C}$ et $P = 1 \text{ atm}$

Application numérique :

$$H_{1\text{atm}} = 148,47 \text{ Kcal / Kg}$$

Pour : $t = 127,20^{\circ}\text{C}$ et $P = 30,13 \text{ atm}$

$$T_r = 0,83$$

$$P_r = 0,81$$

$$|\Delta H| = 32,55 \text{ Kcal / Kg}$$

$$H_{30,13 \text{ atm}} = 115,92 \text{ Kcal / Kg}$$

d)-Enthalpie du gaz formé

Son enthalpie est donnée par l'équation suivante :

$$H_{Gf} = \sum H_i(t) \cdot Y_i \quad [\text{Kcal / Kg}]$$

Dont :

H_{Gf} : enthalpie du gaz formé dans les conditions de service (t, p).

$H_i(t)$: enthalpie du constituant « i » dans le gaz.

Y_i : concentration massique du constituant « i » dans le gaz, elle est donnée par la relation suivante :

$$Y_i = Y'_i \cdot M_i / M_{\text{moy}}$$

Y'_i : concentration molaire du constituant « i » dans le gaz.

M_i : masse molaire du constituant « i » dans le gaz.

M_{moy} : masse moléculaire moyenne.

Avec : $M_{\text{moy}} = \sum Y'_i \cdot M_i$

Application numérique :

$$M_{\text{moy}} = 9,28 \text{ kg/mol}$$

Remarque :

Les valeurs des enthalpies des constituants du gaz sont déterminées selon des graphes extraits de livre de -Le pétrole raffinage et génie chimique P.WUITHIER- voir l'annexe.

Sortie de premier réacteur T=134.6°C , P= 32,71 kg/cm ² .g					
	M _i (kg/kmol)	Y _i ' (% mol)	Y _i (% masse)	H _i (Kcal/kg)	H _i .Y _i (Kcal/kg)
H ₂	2	83,35	17,95	381,35	68,45
C ₁	16	2,40	4,13	226	9,33
C ₂	30	2,00	6,46	220	14,21
C ₃	44	4,56	21,60	195	42,12
iC ₄	58	5,44	33,97	180	61,15
nC ₄	58	1,05	6,56	182	11,94
iC ₅	72	1,14	8,84	190	16,80
nC ₅	72	0,04	0,31	198	0,61
C ₆	86	0,02	0,18	200	0,36
Total		100	100		224,97

Tableau 28 : enthalpie du gaz à la sortie du 1^{er} réacteur

Entrée de deuxième réacteur T=119.5°C , P=31,35 kg/cm ² .g					
	M _i (kg/kmol)	Y _i ' (% mol)	Y _i (% masse)	H _i (Kcal/kg)	H _i .Y _i (Kcal/kg)
H ₂	2	83,35	17,95	328,65	58,99
C ₁	16	2,40	4,13	218	9,00
C ₂	30	2,00	6,46	210	13,57
C ₃	44	4,56	21,60	185	39,96
iC ₄	58	5,44	33,97	165	56,05
nC ₄	58	1,05	6,56	180	11,81
iC ₅	72	1,14	8,84	183	16,18
nC ₅	72	0,04	0,31	188	0,58
C ₆	86	0,02	0,18	186	0,33
Total		100	100		206,47

Tableau 29 : enthalpie du gaz à l'entrée de 2^{ème} réacteur

Sortie de deuxième réacteur T=127.2°C , P=30,13 kg/cm ² .g					
	M _i (kg/kmol)	Y _i ' (% mol)	Y _i (% masse)	H _i (Kcal/kg)	H _i .Y _i (Kcal/kg)
H ₂	2	83,35	17,95	355,32	63,78
C ₁	16	2,40	4,13	214	8,84
C ₂	30	2,00	6,46	208	13,44
C ₃	44	4,56	21,60	190	41,04
iC ₄	58	5,44	33,97	166	56,39
nC ₄	58	1,05	6,56	183	12,00
iC ₅	72	1,14	8,84	184	16,27
nC ₅	72	0,04	0,31	192	0,60
C ₆	86	0,02	0,18	197	0,35
Total		100	100		212,71

Tableau 30 : enthalpie du gaz à la sortie de 2^{ème} réacteur

On résume les résultats précédents dans les tableaux 31 et 32 :

	Produits	Température (°c)	Débit (Kg/h)	Enthalpie (Kcal/ Kg)	Quantité de chaleur (kcal/h)
Entrée	Charge	109,5	43537,87	96,24	4190084,61
	Isomérat	/	/	/	/
	Gaz formé	/	/	/	/
	Total	109,5	43537,87	96,24	4190084,61
Sortie	Matière non transformée	134,60	24742,94	114,72	2838510,08
	Isomérat	134,60	18240,07	128,80	2349321,02
	Gaz formé	134,60	554,86	224,97	124438,45
	Total	134,60	43537,87	122,01	5312269,55

Tableau 31 : résumé des enthalpies et quantités de chaleur à l'entrée et sortie de 1^{er} réacteur

	Produits	Température (°c)	Débit (Kg/h)	Enthalpie (Kcal/ Kg)	Quantité de chaleur (kcal/h)
Entrée	Matière non transformée	119,50	24742,94	102,14	2527243,89
	Isomérat	119,50	18240,07	109,15	1990903,64
	Gaz formé	119,50	554,86	206,47	114561,94
	Total	119,50	43537,87	106,41	4632709,47
Sortie	Matière non transformée	127,20	18410,94	111,98	2061657,06
	Isomérat de R1 et R2	127,20	24385,13	115,92	2826724,27
	Gaz formé de R1 et R2	127,20	741,80	212,71	157788,28
	Total	127,20	43537,87	115,90	5046169,61

Tableau 32 : résumé des enthalpies et quantités de chaleur à l'entrée et sortie de 2^{ème} réacteur

7.4.2 Effets thermiques des réacteurs

La détermination des effets thermiques des réacteurs repose sur la différence entre l'effet thermique calculé à la sortie du réacteur moins celui calculé à son entrée :

$$\Delta Q = Q_s - Q_e$$

Application numérique :

$$\Delta Q_1 = 1122184,94 \text{ Kcal /h}$$

$$\Delta Q_2 = 413460,14 \text{ Kcal /h}$$

D'après la relation de BERNOULI ; on détermine les pertes de chaleur à travers les parois des réacteurs selon :

$$P_{ch} = \lambda \cdot F \cdot \Delta t_m$$

Dont :

λ : coefficient de transfert thermique du milieu Kcal/m² h °c

F : surface extérieur du réacteur

Δt_m : différence de température entre le milieu ambiant et réactionnel (°c).

Donc Effet thermique dans les réacteurs se détermine d'après la relation :

$$E_i = (\Delta Q_i - P_{chi}) / G_{MP \text{ non convertie}}$$

Avec (i=1 et 2)

Application numérique :

$$\lambda = 10 \text{ Kcal/m}^2 \text{ h } ^\circ\text{C}$$

$$F = 19,9 \cdot 1,4 \cdot 3,14 = 87,48 \text{ m}^2$$

$$\Delta t_{m1} = 122,05 - 20 = 102,05 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta t_{m2} = 123,35 - 20 = 103,34 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$G_{MP \text{ non convertie}1} = 24742,94 \text{ kg/h}$$

$$G_{MP \text{ non convertie}2} = 18410,94 \text{ kg/h}$$

Donc effet thermique dans les réacteurs :

$$E_1 = 41,74 \text{ kcal/kg}$$

$$E_2 = 17,55 \text{ kcal/kg}$$

Réacteur	Réel (kcal/h)	Design (kcal/h)
701-R-1	1122184,94	1420000
701-R-2	413460,14	180000

Tableau 33 : quantité de chaleur créé dans chaque réacteur (réel et design).

7.5 Calcul de dimensionnement des réacteurs

Les deux réacteurs ont les mêmes dimensions (même volume du catalyseur).
Le taux de fonctionnement de notre unité est de 80%, la quantité de catalyseur chargé dans les deux réacteurs est de 44880 Kg.

Notre objectif c'est de vérifier si la quantité de catalyseur utilisé pour un taux de fonctionnement de 80% peut supporter un taux de fonctionnement de 100%.

7.5.1 Calcul de dimensions réelles

a)- Calcul du volume réel du catalyseur

$$P_{\text{cat}} = P_{\text{ch}} / \text{WHSV}$$

P_{cat} : Poids du catalyseur (Kg)

P_{ch} : Poids de la charge traversant le catalyseur (Kg)

WHSV : Vitesse spatiale massique (h^{-1})

Pour un taux de marche de 100% la vitesse spatiale est de $1,33 \text{ h}^{-1}$

Dont :

$$P_{\text{ch}}(100\%) = 54422,34 \text{ Kg}$$

$$\text{WHSV} = 1,33 \text{ h}^{-1}$$

$$\rho_{\text{cat}} = 750 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_{\text{cat}} = 4480 \text{ Kg}$$

$$V_{\text{cat}} = P_{\text{cat}} / \rho_{\text{cat}}$$

Application numérique :

$$V_{\text{cat}} = 59,84 \text{ m}^3$$

b)- volume du catalyseur dans chaque réacteur

$$V_{\text{cat1}} = 50 \cdot V_{\text{cat}} / 100$$

$$V_{\text{cat2}} = 50 \cdot V_{\text{cat}} / 100$$

Application numérique :

$$V_{\text{cat1}} = 29,92 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cat2}} = 29,92 \text{ m}^3$$

c)- Hauteur de la couche catalytique

On calcule pour un seul réacteur parce que les deux réacteurs sont pareils

h_T : hauteur totale du réacteur (mm)

h_1 : (E) hauteur du chapeau (mm)

h_2 : (A,B,D et E) hauteurs des couches de céramique (mm)

h_{cat} : (C) hauteurs de la couche catalytique (mm)

d_i : diamètre interne de réacteur.

S_i : section de la couche catalytique

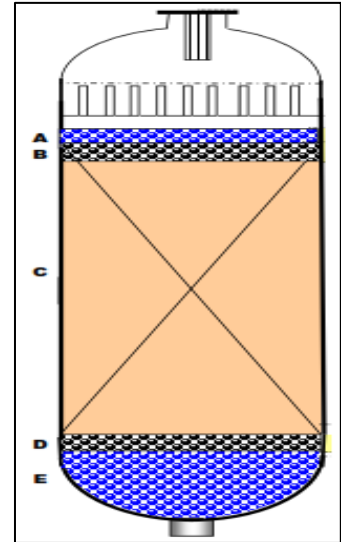


Figure8 : dimensions du réacteur

$$h_{cat} = h_T - 2 \cdot h_1 - h_2$$

Application numérique :

$$h_{cat} = 19445 \text{ mm}$$

d)- Calcul de la section de la couche catalytique

$$S_i = V_{cat} / h_{cat}$$

$$d_i = (4S_i / \pi)^{1/2}$$

Application numérique :

$$S_1 = 1,54 \text{ m}^2$$

$$S_2 = 1,54 \text{ m}^2$$

$$d_1 = 1,4 \text{ m}$$

$$d_2 = 1,4 \text{ m}$$

7.5.2 Calcul des dimensions utiles

a)- Calcul du volume util

$$V_{cat u} = P_{cat u} / \rho_{cat}$$

$$P_{cat u} = P_{ch}(100\%) / W_{HSV}$$

Application numérique :

$$P_{cat u} = 40919,05 \text{ Kg}$$

$$V_{\text{cat u}} = 54,58 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cat u}2} = 27,28 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{cat u}2} = 27,28 \text{ m}^3$$

b)- Calcul de la hauteur utile

$$h_{\text{cat ui}} = V_{\text{cat ui}}/S_i$$

Application numérique :

$$h_{\text{cat u}1} = 17,71 \text{ m}$$

$$h_{\text{cat u}2} = 17,71 \text{ m}$$

On résume les résultats dans le tableau 34 :

Réacteurs	Volume du catalyseur (m ³)		Hauteur de la couche catalytique (m)	
	réel	utile	réelle	utile
701-R-1	29,920	27,280	19,45	17,71
701-R-2	29,920	27,280	19,45	17,71
Total	59,840	54,560	/	/

Tableau 34 : Volume et hauteur de la couche catalytique réelle et utile

Interprétation :

Le volume de catalyseur utilisé peut supporter une augmentation de taux de fonctionnement de 20%.

Conclusion générale :

Notre projet de fin d'étude a été réalisé dans le but de vérifier les performances des deux réacteurs 701-R-01 et 701-R-02 (base de l'unité de l'isomérisation).

Ce qui nous a permis de connaître plus les détails de ce procédé (mécanisme réactionnel, catalyseur).

La charge prétraitée qui alimente l'unité d'isomérisation (naphta léger à bas indice d'octane) de composition fortement paraffinique peut être transformée en isomérat d'indice d'octane convenable, ce qui contribuera à la réduction de la pollution atmosphérique et la réduction de l'importation des essences, donc l'introduction de l'isomérat dans le pool d'essence permet de satisfaire les exigences internationales et environnementales.

On remarque :

- D'après le tableau 27, l'augmentation de RON réel est plus grand que celle du design à cause des fractions molaires élevées des nC_5 et nC_6 dans la charge prétraitée réelle.

- D'après le tableau 32, il y a une quantité de matière non transformée (presque 13%) et à propos de ça on propose comme recommandation d'installer un 3^{ème} réacteur pour augmenter la conversion.

- D'après le tableau 34, le volume du catalyseur utilisé peut supporter une augmentation de taux de fonctionnement de 20%.

Annexe

Flow rate unit : mol %	DIH recycle-feed HX shell side outlet	RX feed effluent shell side outlet	First isomerization reactor inlet	First isomerization reactor outlet
	9	10	11	12
H2	13.14	13.14	13.14	6.29
C1	0.01	0.01	0.01	0.01
C2	0.00	0.00	0.00	0.00
C3	0.00	0.00	0.00	0.06
IC4	0.00	0.00	0.00	1.20
NC4	0.00	0.00	0.00	0.13
IC5	2.72	2.72	2.72	26.55
NC5	31.96	31.96	31.96	11.35
22MB	2.64	2.64	2.64	12.68
23MB	4.18	4.18	4.18	4.90
2MP	16.39	16.39	16.39	14.39
3MP	9.41	9.41	9.41	8.50
NC6	11.17	11.17	11.17	6.04
CP	1.50	1.50	1.50	1.44
MCP	3.02	3.02	3.02	2.53
BENZENE	1.98	1.98	1.98	0.00
CH	1.58	1.58	1.58	2.80
NC7	0.11	0.11	0.11	0.10
MCH	0.11	0.11	0.11	0.52
11MCH	0.10	0.10	0.10	0.50
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	kmol/h	815.45	815.45	758.70
Total	kg/h	56 923	56 923	56 923

Tableau 35: analyse chromatographique de la charge entrant et sortant de 1^{er} réacteur

Flow rate unit : mol %	RX feed effluent tube side outlet	Second isomerization reactor inlet	Second isomerization reactor outlet	Stabilizer inlet
	13	14	15	16
H2	6.29	6.29	5.63	5.63
C1	0.01	0.01	0.01	0.01
C2	0.00	0.00	0.00	0.00
C3	0.06	0.06	0.10	0.10
IC4	1.20	1.20	1.56	1.56
NC4	0.13	0.13	0.17	0.17
IC5	26.55	26.55	29.28	29.28
NC5	11.35	11.35	9.04	9.04
22MB	12.68	12.68	15.25	15.25
23MB	4.90	4.90	4.82	4.82
2MP	14.39	14.39	13.71	13.71
3MP	8.50	8.50	7.81	7.81
NC6	6.04	6.04	5.27	5.27
CP	1.44	1.44	1.33	1.33
MCP	2.53	2.53	1.90	1.90
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00
CH	2.80	2.80	2.81	2.81
NC7	0.10	0.10	0.11	0.11
MCH	0.52	0.52	0.56	0.56
11MCH	0.50	0.50	0.64	0.64
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	kmol/h	390.62	758.70	754.22
Total	kg/h	29 307	56 923	56 923

Tableau 36: analyse chromatographique de la charge entrant et sortant de 2^{eme} réacteur

Flow rate unit : mol %	Light isomere trim cooler inlet	Heavy isomere	Isomere	DIH recycle-feed HX tube side inlet	
	37	38	39	40	
H2	0.00	0.00	0.00	0.00	
C1	0.00	0.00	0.00	0.00	
C2	0.00	0.00	0.00	0.00	
C3	0.00	0.00	0.00	0.00	
IC4	1.31	0.00	1.26	0.00	
NC4	1.50	0.00	1.44	0.00	
IC5	63.12	0.00	60.70	0.00	
NC5	13.74	0.00	13.22	0.00	
22MB	17.65	0.00	16.97	6.69	
23MB	0.41	0.01	0.40	12.36	
2MP	0.42	0.07	0.41	36.63	
3MP	0.04	0.24	0.05	21.25	
NC6	0.00	1.90	0.07	14.26	
CP	1.80	0.00	1.73	0.07	
MCP	0.00	5.07	0.19	4.78	
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00	
CH	0.00	55.49	2.13	3.29	
NC7	0.00	3.10	0.12	0.06	
MCH	0.00	15.49	0.59	0.32	
11MCH	0.00	18.63	0.71	0.28	
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	
Total	kmol/h	547.11	21.79	568.90	275.86
Total	kg/h	40 660	2 007	42 668	23 758

Tableau 37: analyse chromatographique de l'isomérait produit

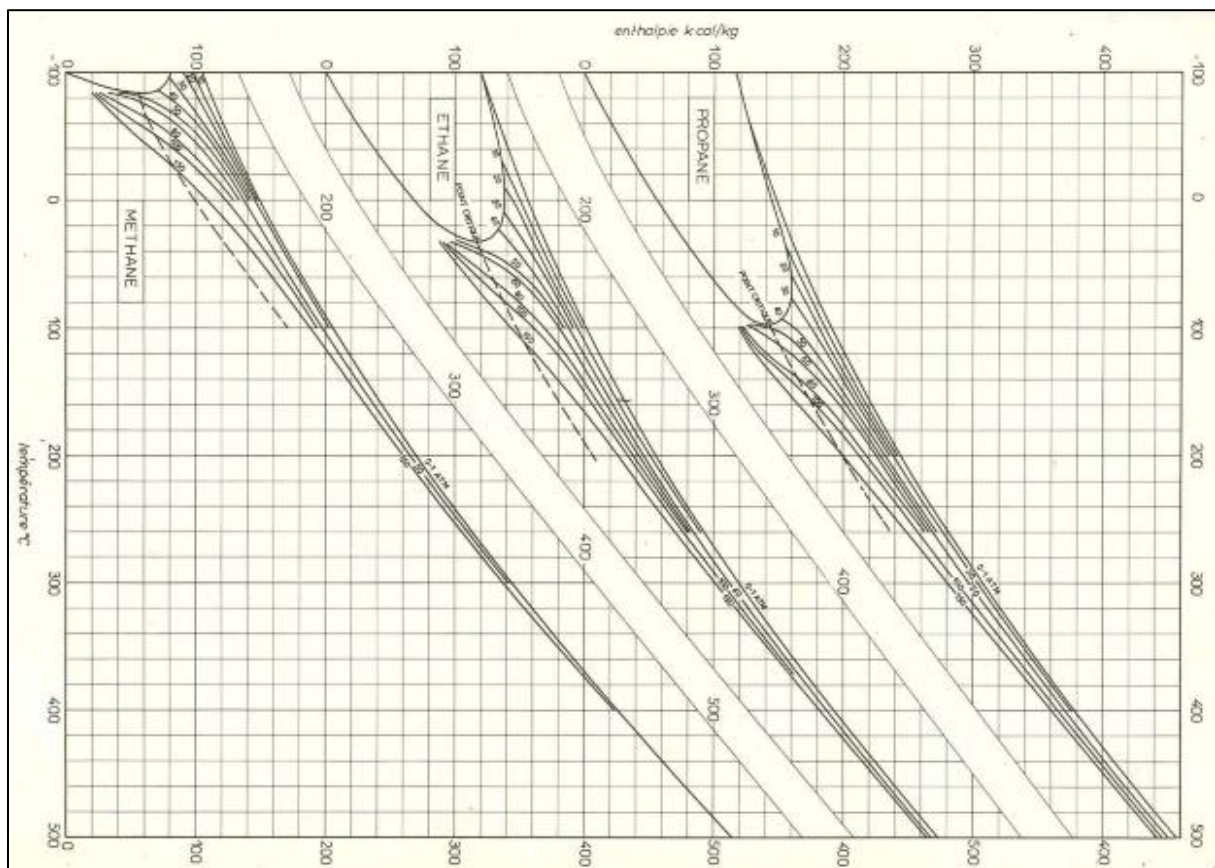


Figure 9 : enthalpie de methane , ethane et propane

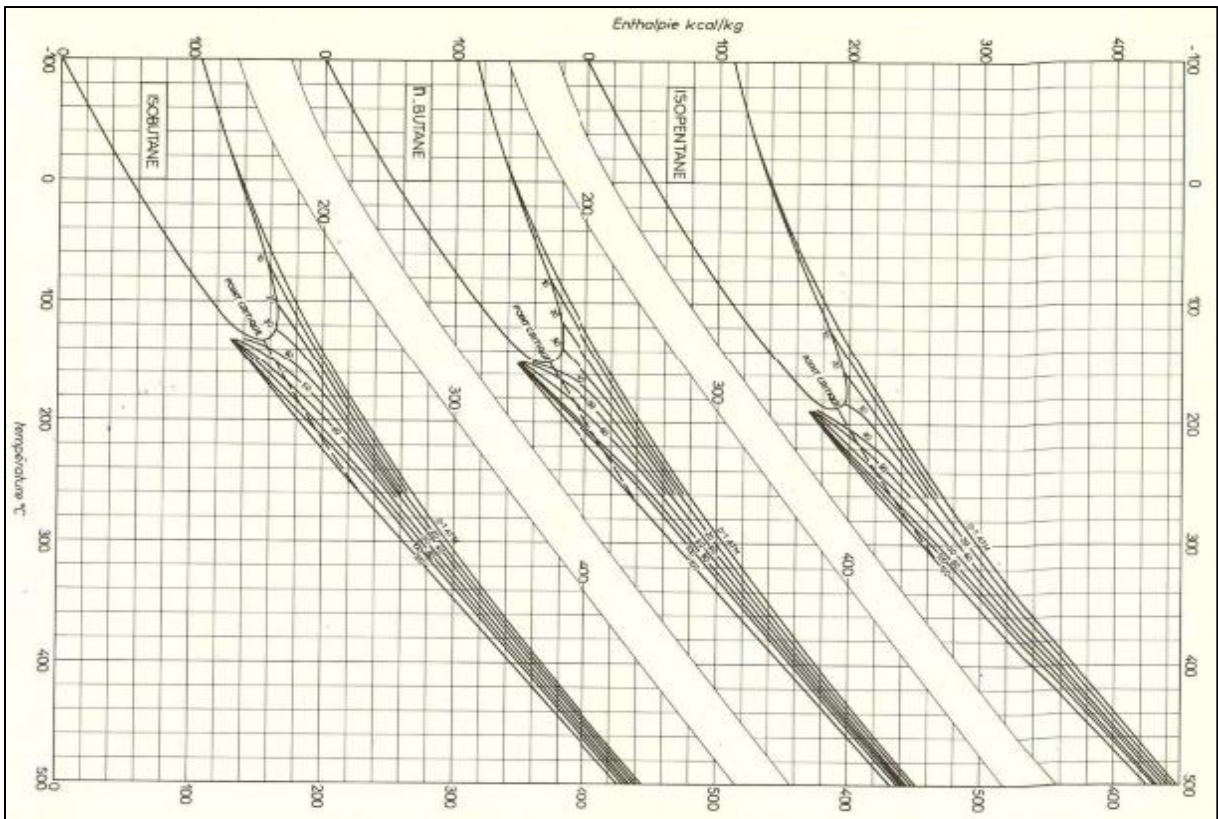


Figure 10: enthalpie de isobutane , n-butane et isopentane

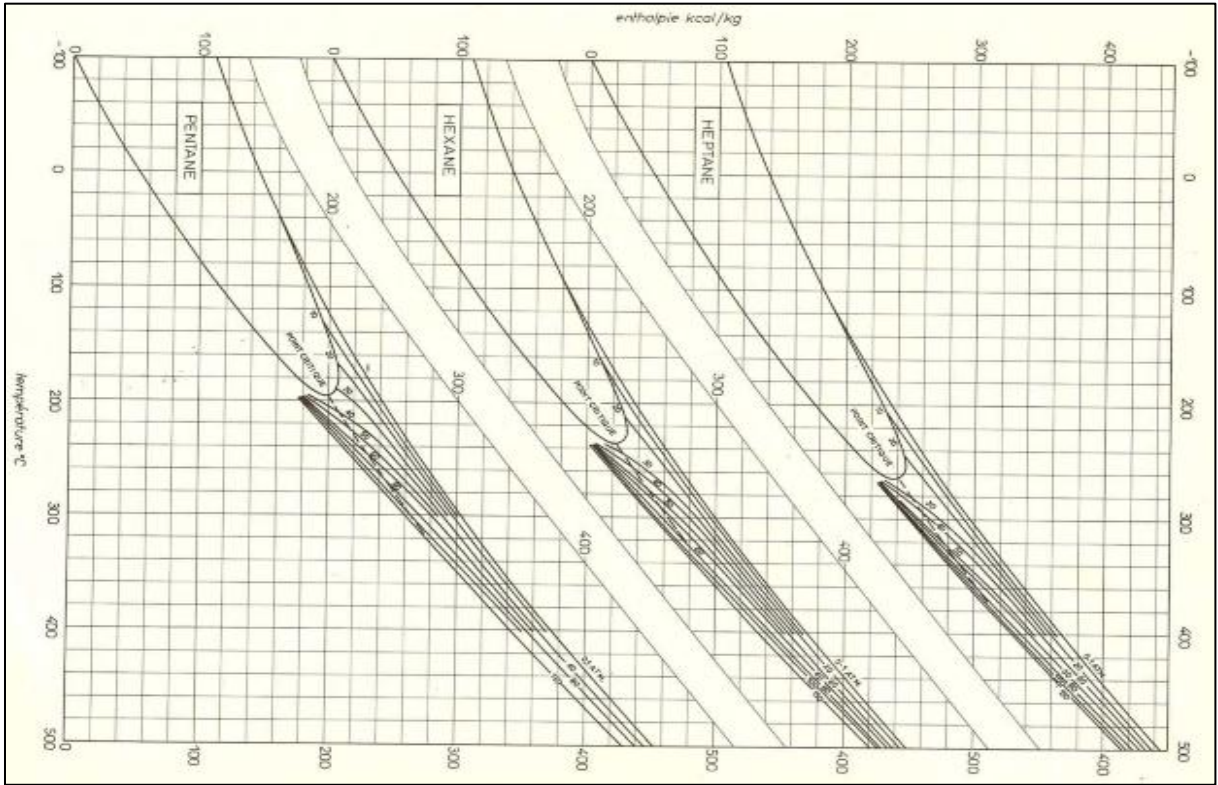


Figure 11: enthalpie de pentane , hexane et heptane

Client : NAFTEC, Spa	Date	By	Check by	Iss.
Adaptation Project, SKIKDA Refinery, ALGERIA	June 07	LMO	GCI	0
Unit : Light Naphtha Isomerization Unit - I				
Run case : FEED RAIK - CASE EOR				

	D1H recycle-feed HX shell side outlet 9	RX feed effluent shell side outlet 10	First isomerization reactor inlet 11	First isomerization reactor outlet 12
Temperature °C	59	91	128	166
Pressure kg/cm ² g	36.2	35.6	35.0	33.0
TOTAL STREAM				
Weight rate kg/h	56 923	56 923	56 923	56 923
Molar rate kmol/h	815.45	815.45	815.45	758.70
Enthalpy Mkcal/h	2.02	3.16	4.61	6.03
Density kg/m ³	360.5	331.0	286.3	339.6
Mol. Weight kg/kmol	69.81	69.81	69.81	75.03
Wt pc vapor %	0.83	1.64	4.07	4.60
Wt pc free water %	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor Pressure kg/cm ² a				
TOTAL VAPOR				
Weight rate kg/h	475	936	2 319	2 617
Molar rate kmol/h	86.14	88.42	103.39	53.12
Volumetric rate m ³ /h	66.3	75.1	95.1	48.3
Normal vapor rate Nm ³ /h	1 930.7	1 981.8	2 317.3	1 190.5
Enthalpy Mkcal/h	0.11	0.19	0.41	0.43
Spec. Enthalpy kcal/kg	235.2	201.0	178.1	164.3
Density kg/m ³	7.162	12.46	24.39	54.23
Mol. Weight kg/kmol	5.51	10.58	22.43	49.27
Viscosity cP	0.012	0.014	0.015	0.014
Thermal Cond. kcal/h.m.°C	0.085	0.071	0.057	0.042
Specific Heat kcal/kg.°C	1.495	0.983	0.714	0.634
Cp/Cv	1.334	1.256	1.173	1.151
Comp. factor	1.015	1.007	0.973	0.829
TOTAL LIQUID				
Weight rate kg/h	56 449	55 988	54 604	54 306
Molar rate kmol/h	729.31	727.03	712.06	705.59
Volumetric rate m ³ /h	91.6	96.8	103.8	119.4
Std liquid rate m ³ /h	86.2	85.6	83.5	83.7
Enthalpy Mkcal/h	1.91	2.97	4.20	5.60
Spec. Enthalpy kcal/kg	33.8	53.1	76.8	103.1
Spec. Gravity	0.6555	0.6548	0.6543	0.6492
Density kg/m ³	616.1	578.1	526.3	455.0
Mol. Weight kg/kmol	77.40	77.01	76.69	76.97
Viscosity cP	0.19	0.13	0.095	0.060
Thermal Cond. kcal/h.m.°C	0.101	0.090	0.077	0.066
Specific Heat kcal/kg.°C	0.578	0.613	0.661	0.755
Surf. Tension dyn/cm	12.5	9.1	5.4	1.9
DRY LIQUID				
Weight rate kg/h	56 449	55 988	54 604	54 306
Spec. Gravity	0.6555	0.6548	0.6543	0.6492
Density kg/m ³	616.1	578.1	526.3	455.0
Crit. Pressure kg/cm ² a	32.8	32.7	32.6	32.5

Tableau 38: caractéristiques de la charge entrant et sortant de 1^{er} réacteur

Job Number	Unit	Type	Page
06-2798	701	1HB	4/11

Client :	NAPTEC, Spa	Date	By	Check By	Iss
	Adaptation Project, SKIKDA Refinery, ALGERIA	June 07	LMO	GCT	6-
Unit :	Light Naphtha Isomerization Unit - I				
Run case :	FEED RAIK - CASE EOR				

	RX feed effluent tube side outlet	Second isomerization reactor inlet	Second isomerization reactor outlet	Stabilizer inlet
	13	14	15	16
Temperature °C	113	140	145	142
Pressure kg/cm ² g	32.5	32.0	30.0	19.1
TOTAL STREAM				
Weight rate kg/h	29 307	56 923	56 923	56 923
Molar rate kmol/h	390.62	758.70	754.22	754.22
Enthalpy Mkcal/h	1.97	4.89	5.07	5.07
Density kg/m ³	443.2	395.6	387.1	238.1
Mol. Weight kg/kmol	75.03	75.03	75.47	75.47
Wt pc vapor %	0.87	1.89	2.19	7.88
Wt pc free water %	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor Pressure kg/cm ² a				
TOTAL VAPOR				
Weight rate kg/h	254	1 075	1 244	4 487
Molar rate kmol/h	12.90	32.33	32.31	88.64
Volumetric rate m ³ /h	12.4	31.9	33.4	134.3
Normal vapor rate Nm ³ /h	289.2	724.7	724.2	1 986.9
Enthalpy Mkcal/h	0.04	0.18	0.20	0.68
Spec. Enthalpy kcal/kg	172.0	164.8	161.6	151.6
Density kg/m ³	20.53	33.71	37.28	33.42
Mol. Weight kg/kmol	19.70	33.23	38.51	50.62
Viscosity cP	0.015	0.015	0.014	0.013
Thermal Cond. kcal/h.m.°C	0.057	0.048	0.045	0.036
Specific Heat kcal/kg.°C	0.737	0.645	0.629	0.592
Cp/Cv	1.186	1.146	1.140	1.125
Comp. factor	0.982	0.928	0.903	0.866
TOTAL LIQUID				
Weight rate kg/h	29 053	55 849	55 679	52 436
Molar rate kmol/h	377.71	726.37	721.91	665.57
Volumetric rate m ³ /h	53.7	112.0	113.7	104.8
Std liquid rate m ³ /h	44.8	86.1	86.0	80.5
Enthalpy Mkcal/h	1.92	4.72	4.87	4.39
Spec. Enthalpy kcal/kg	66.2	84.4	87.5	83.8
Spec. Gravity	0.6490	0.6490	0.6483	0.6517
Density kg/m ³	540.6	498.6	489.7	500.3
Mol. Weight kg/kmol	76.92	76.89	77.13	78.78
Viscosity cP	0.11	0.080	0.077	0.086
Thermal Cond. kcal/h.m.°C	0.081	0.072	0.071	0.072
Specific Heat kcal/kg.°C	0.641	0.686	0.697	0.690
Surf. Tension dyn/cm	6.6	4.0	3.7	4.7
DRY LIQUID				
Weight rate kg/h	29 053	55 849	55 679	52 436
Spec. Gravity	0.6490	0.6490	0.6483	0.6517
Density kg/m ³	540.6	498.6	489.7	500.3
Crit. Pressure kg/cm ² a	32.6	32.5	32.6	33.0

 Tableau 39: caractéristiques de la charge entrant et sortant de 2^{ème} réacteur

Client : NAFTEC, Spa	Date	By	Check-by	Iss.
Adaptation Project, SKIKDA Refinery, ALGERIA	June 07	LMO	GC9	06
Unit : Light Naphtha Isomerization Unit - I				
Run case : FEED RAIK - CASE EOR				

	Light isomerase trim cooler inlet 37	Heavy isomerase 38	Isomerase 39	DIH recycle-feed HX tube side inlet 40
Temperature °C	59	40	40	112
Pressure kg/cm ² g	5.9	5.5	5.0	7.3
TOTAL STREAM				
Weight rate kg/h	40 660	2 007	42 668	23 758
Molar rate kmol/h	547.11	21.79	568.90	275.86
Enthalpy Mkal/h	1.27	0.03	0.87	1.48
Density kg/m ³	586.6	753.5	613.2	571.6
Mol. Weight kg/kmol	74.32	92.10	75.00	86.12
Wt pc vapor %				
Wt pc free water %	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor Pressure kg/cm ² a	2.5	0.2	1.4	4.0
TOTAL VAPOR				
Weight rate kg/h				
Molar rate kmol/h				
Volumetric rate m ³ /h				
Normal vapor rate Nm ³ /h				
Enthalpy Mkal/h				
Spec. Enthalpy kcal/kg				
Density kg/m ³				
Mol. Weight kg/kmol				
Viscosity cP				
Thermal Cond. kcal/h.m.°C				
Specific Heat kcal/kg.°C				
Cp/Cv				
Comp. factor				
TOTAL LIQUID				
Weight rate kg/h	40 660	2 007	42 668	23 758
Molar rate kmol/h	547.11	21.79	568.90	275.86
Volumetric rate m ³ /h	69.3	2.7	69.6	41.6
Std liquid rate m ³ /h	64.4	2.6	66.9	35.5
Enthalpy Mkal/h	1.27	0.03	0.87	1.48
Spec. Enthalpy kcal/kg	31.2	17.4	20.3	62.3
Spec. Gravity	0.6325	0.7741	0.6380	0.6702
Density kg/m ³	586.6	753.5	613.2	571.6
Mol. Weight kg/kmol	74.32	92.10	75.00	86.12
Viscosity cP	0.17	0.34	0.21	0.14
Thermal Cond. kcal/h.m.°C	0.098	0.108	0.105	0.085
Specific Heat kcal/kg.°C	0.587	0.467	0.561	0.632
Surf. Tension dyn/cm	11.6	22.4	13.9	9.4
DRY LIQUID				
Weight rate kg/h	40 660	2 007	42 668	23 758
Spec. Gravity	0.6325	0.7741	0.6379	0.6701
Density kg/m ³	586.6	753.5	613.2	571.6
Crit. Pressure kg/cm ² a	34.2	37.6	34.3	31.8

Tableau 40: caractéristiques de l'isomérait produit

Bibliographie

- 1- P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome I . 2^{eme} édition 1972 -Paris.
- 2- P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome II . 2^{eme} édition 1972 -Paris.
- 3- Manuel opératoire de l'unité de l'isomérisation -701-703-SKIKDA.
- 4- G.OTHMANINE et S.MUSTAFAEF : Calcul du topping Edition INHC 2000 - Boumèrdès.
- 5- H.MIMOUN : Spécification du pétrole et des produits pétroliers Edition 2014 - Boumèrdès.
- 6- H.MIMOUN : Procédés de transformation catalytique FHC, Edition 2015- Boumèrdès.
- 7- Transmission de chaleur par convection et par conduction ,ENSPM Formation industrie .2005.IFP training.
- 8-Cours de Raffinage -I- FHC, Edition 2003 Boumèrdès.

Bibliographie

- 1- P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome I . 2^{eme} édition 1972 -Paris.
- 2- P. WUITHIER : Raffinage et génie chimique, Tome II . 2^{eme} édition 1972 -Paris.
- 3- Manuel opératoire de l'unité de l'isomérisation -701-703-SKIKDA.
- 4- G.OTHMANINE et S.MUSTAFAEF : Calcul du topping Edition INHC 2000 -
Boumèrdès.
- 5- H.MIMOUN : Spécification du pétrole et des produits pétroliers Edition 2014 -
Boumèrdès.
- 6- H.MIMOUN : Procédés de transformation catalytique FHC, Edition 2015-
Boumèrdès.
- 7- Transmission de chaleur par convection et par conduction ,ENSPM Formation
industrie .2005.IFP training.
- 8-Cours de Raffinage -I- FHC, Edition 2003 Boumèrdès.