

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE  
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie



Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

## Mémoire de Master

Présenté par

**GASTI ILHEM**

Filière : Génie des Procédés chimiques et pharmaceutiques

Option : Technologie de la pétrochimie

---

***Optimisation des paramètres de marche de la colonne DIH au niveau de l'unité d'isomérisation de Skikda en utilisant la simulation HYSYS afin d'ajuster la teneur des MPs et DMBs dans l'isomètrat léger***

---

Devant le jury :

MIMOUN.H	UMBB	Président
BENTAHAR.N	UMBB	Examineur
BENHATHAT.A	UMBB	Encadreur

Année Universitaire : 2020/2021



# Remerciements

*Je remercie avant tout ALLAH pour sa gratitude et son aide à accomplir ce travail.*

*Je tiens à remercier tous les enseignants du département  
« Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques »*

*Je tiens à notifier un remerciement spécial à mon encadreur  
pédagogique Madame Benhathat.*

*Je remercie sincèrement tout le personnel du complexe RA1K en  
particulier le Personnel de l'unité d'isomérisation Mr. Hadibi  
Yassine, Mr.Zouad chouaib, Mr.Touiker Karim, pour m'avoir aidée  
et facilité le travail pendant le stage pratique.*

*C'est avec un immense plaisir que je présente ma vive gratitude  
à tous ceux qui m'ont aidée de près ou de loin.*



## *Dédicace*

*Je dédie ce modeste travail aux êtres les plus chers de ma vie, mon **Père** et Ma **Mère** qui n'ont pas cessé de m'encourager pour donner le meilleur de moi-même et qui ont fait de moi une femme, à ma chère amie **Rania** qui m'a adressé et aidée, avec tous mes vœux de les voir réussir dans leurs vies, tous ceux qui m'ont aidée dans l'élaboration de ce travail, tous ceux qui m'ont enseignée au long de ma vie scolaire et ceux qui sèment le bonheur sur mon chemin.*

*Je dédie ce travail à : celle qui a inséré le goût de la vie et le sens de la responsabilité...merci Ma MERE. M*

*Que ce travail soit l'accomplissement de vos vœux tant allégués, et le fruit de votre soutien infailible.*

## **Résumé**

La mauvaise séparation des composés au niveau de la colonne de déisohexaniseur de l'unité 701 d'isomérisation à la raffinerie de Skikda est causée par l'arrêt d'un des deux réacteurs d'isomérisation, ce qui diminue les MPs dans le produit de tête de la colonne et augmente la présence des DMBs dans le mélange de tête, et par conséquent diminue le RON du produit final.

L'objectif de cette simulation est d'identifier les paramètres de fonctionnement qui nous permettent d'améliorer le RON de l'isomérate léger par une simulation des cas réelles et les comparer avec ceux du design qui montre que la dimension de pression de tête fait diminuer les MPs dans la tête et augmente les DMBs dans la tête de la colonne DIH.

**Mots clés : Isomérisation, HYSYS, DMBs, MPs, optimisation, DIH.**

## **Abstract**

The poor separation of the compounds at the level of the deisohexanizer column of the isomerization unit 701 at the Skikda refinery is caused by the shutdown of one of the two isomerization reactors, which decreases the MPs in the product of head of the column and increases the presence of DMBs in the overhead mixture, and consequently decreases the RON of the final product.

The objective of this simulation is to identify the operating parameters that allow us to improve the RON of the light isomerate by a simulation of real cases and compare them with those of the design which shows that the head pressure dimension is decrease the MPs in the head and increase the DMBs in the head of the IHL column.

**Keywords: Isomerization, HYSYS, DMBs, MPs, optimization, DIH.**

# Sommaire

**Remerciement**

**Dédicace**

**Résumé**

**Sommaire**

**Liste des abréviations**

**Liste des figures**

**Liste des tableaux**

**Introduction générale.....1**

## **Chapitre I : Présentation de la raffinerie et généralité**

Introduction .....3

I. Vue historique sur l'organisation de l'activité raffinage.....3

II. La raffinerie de Skikda (RA1/K).....3

II.1 Présentation de la raffinerie de Skikda.....3

II.1.1 Situation géographique.....4

II.1.2 Organigramme de la RA1K.....5

II.2 L'objectif de la RA1K.....5

II.3 Les principales installations de la RA1K.....6

II.4 Présentation des différentes unités de production.....6

III. Généralité sur les essences.....10

III.1	Définition de l'essence.....	10
III.2	Caractéristiques des essences.....	10
III.2.1	La densité.....	10
III.2.2	La tension de vapeur Reid (TVR).....	10
III.2.3	La distillation ASTM.....	10
III.2.4	Teneur en gommes des essences.....	11
III.2.5	Teneur en soufre.....	11
III.2.6	Teneur en plomb.....	11
III.2.7	L'indice d'octane.....	12
III.2.7.1	L'indice d'octane recherche et moteur.....	13
III.3	Procédés d'obtention des essences.....	14
III.3.1	La distillation atmosphérique.....	14
III.3.2	Le reformage catalytique.....	14
III.3.3	Craquage catalytique.....	15
III.3.4	L'alkylation.....	15
III.3.5	L'isomérisation.....	16

## **Chapitre II : Procédé d'isomérisation et l'unité 700/701**

	Introduction.....	17
I.	Le procédé d'isomérisation.....	17
I.1	Définition.....	17

I.2	L'objectif de procédé.....	17
II.	Importance du procédé d'isomérisation.....	19
III.	Différents procédés industriels d'isomérisation.....	19
III.1	Procédé en phase liquide sur catalyseur au chlorure d'aluminium.....	19
III.1.1	Procédé isomate (standard-oil Indiana) .....	19
III.1.2	Procédé Shell.....	20
III.2	Procédé d'isomérisation en phase vapeur sur catalyseurs d'hydrogénation sur support acide.....	20
III.2.1	Procédé Penex.....	20
III.2.2	Procédé ISO-KEL (M.W. KELLOGG CO).....	20
III.3	Procédé d'isomérisation avec et sans implémentation d'un DIH.....	21
III.3.1	Technologie once through directe.....	21
III.3.2	Implémentation d'un déisohexaniseur.....	21
IV.	L'unité d'isomérisation.....	22
IV.1	Rôle de l'hydrotraitement.....	23
IV.2	Section hydrotraitement.....	23
IV.3	Les principales réactions d'hydrotraitement.....	24
IV.3.1	Réaction d'hydroraffinage.....	24
IV.3.2	Réaction d'hydrogénation.....	24
IV.3.3	Élimination des métaux.....	24
IV.4	Équipements du procédé.....	24

IV.5	Section isomérisation.....	24
IV.6	Caractéristique de procédé.....	25
IV.7	Les différentes sections de l'unité .....	25
IV.7.1	Section Sécheurs.....	25
IV.7.2	Section isomérisation.....	25
IV.7.3	Section stabilisation.....	26
IV.7.4	Désohexaniseur.....	26
IV.7.5	Section scrubber.....	26
	Conclusion .....	28

### **Chapitre III : Réactions chimiques et catalyse**

I.	Les principales réactions d'hydrotraitement.....	29
I.1	La désulfuration.....	29
I.2	Denitrification.....	29
I.3	Hydrogenation des hydrocarbures oxygénés.....	29
I.4	Hydrogénation des oléfines.....	29
I.5	Elimination des métaux.....	30
II.	Réaction chimique d'isomérisation.....	30
II.1	Hydrogénation du benzène.....	30
II.2	L'isomérisation ou réarrangement de la chaîne.....	30
II.3	Les réactions secondaires.....	32

II.3.1	Réaction d'hydrocraquage.....	32
II.3.2	Ouverture du cycle naphtéinique.....	32
II.4	Mécanisme de l'isomérisation.....	33
II.4.1	Formation des ions carbonium.....	33
II.4.2	Rearrangement des ions carbonium.....	33
II.4.3	Abstraction hydride à un autre n-pentane.....	34
III.	Thermodynamique et cinétique.....	34
IV.	Aspects cinétique.....	34
V.	Catalyseurs.....	35
V.1	Caractéristique de catalyseur.....	35
V.2	Composition du catalyseur.....	36
V.3	Mécanisme de la catalyse.....	37
V.4	Contamination du catalyseur.....	38
V.5	Formation du coke.....	39
V.6	Poison du catalyseur.....	39
V.6.1	Poison temporaire.....	39
A.	Soufre.....	39
V.6.2	Poison permanent.....	40
A.	Eau/ oxydes.....	40
B.	Composés azote.....	40

C.	Composés fluorés.....	40
D.	Les métaux.....	40
VI.	Les paramètres du procédé.....	41
VI.1	Composition de la charge.....	42
A.	Caractéristiques de la charge.....	42
VI.2	Température du réacteur.....	42
VI.3	La pression à la sortie du réacteur.....	43
VI.4	La vitesse spatiale.....	43
VI.5	Rapport H <sub>2</sub> / hydrocarbure.....	43
VI.6	Injection du chlorure.....	43
	Conclusion.....	44

#### **Chapitre IV : Colonnes de distillation**

I.	Généralité sur la distillation.....	45
I.1	Définition de la distillation.....	45
I.2	Principe de distillation.....	45
I.3	L'équilibre liquide vapeur.....	46
a)	Mélanges idéaux.....	46
b)	Mélanges azéotropiques.....	46
c)	Mélanges hétérogènes.....	46
I.4	Distillation discontinue.....	47

I.5	Distillation continue.....	47
I.6	Les types de distillation de pétrole.....	48
a)	La distillation atmosphérique.....	48
b)	La distillation sous vide.....	48
I.7	La distillation azéotropique.....	48
II.	Colonne de distillation.....	49
II.1	Définition.....	49
II.2	Les différents types de colonne.....	51
II.2.1	Les colonnes à plateaux.....	51
II.2.2	Colonne à garnissage.....	54
II.3	Description de la colonne de distillation atmosphérique.....	55
a)	Zone de flash ou d'alimentation.....	55
b)	Zone de rectification.....	55
c)	Zone d'épuisement ou de stripping.....	55
II.4	Dimensionnement.....	56
a)	Puissance de la colonne.....	56
b)	Plateau théorique.....	56
c)	Débit.....	56
d)	H.E.P.T. (hauteur équivalente à un plateau théorique).....	57
e)	Retenue de la colonne ou volume de rétention.....	57

f)	Efficacité.....	57
g)	Finesse.....	57
h)	Perte de charge.....	57
III.	Paramètres opératoires.....	57
III.1	Le gradient de température.....	58
III.2	Le point initial de distillation .....	59
III.3	Le point final de distillation.....	59
IV.	Equipement auxiliaires.....	59
IV.1	Les rebouilleurs.....	59
IV.2	Les condenseurs.....	60
IV.3	Les filtres.....	60
IV.4	Les distributeurs de reflux.....	61
IV.5	Extracteur de brouillard.....	61
V.	Désohexaniseur (DIH).....	61
V.1	A propos de la DIH.....	61
a)	Les objectifs de DIH.....	63
b)	Les principaux paramètres à contrôler sont.....	63
V.2	Le fonctionnement de la DIH.....	63
V.3	La séparation dans la DIH.....	64

## **Chapitre V : Généralité sur la simulation par Hysys**

I.	Généralité.....	67
II.	Principe de fonctionnement et rôle des simulateurs.....	67
III.	Types de simulation et autres concepts.....	68
III.1	Utilisation de la simulation.....	68
IV.	Présentation du logiciel HYSYS.....	69
IV.1	Historique.....	69
IV.2	Domaine d'utilisation de HYSYS.....	69
IV.3	Le modèle thermodynamique.....	70
IV.4	L'équation d'état.....	70
IV.4.1	Soave.....	70
IV.4.2	Peng Robinson.....	71

## **Chapitre VI : Simulation de la colonne DIH**

	Introduction.....	74
I.	Simulation de la colonne déisohexaniseur.....	74
I.1	Simulation de cas design.....	74
I.2	Le choix du modèle thermodynamique.....	74
I.3	Schéma de la simulation de la colonne DIH par HYSYS.....	75
II.	Résultats de la simulation par rapport aux données du constructeur (design).....	76
III.	Simulation du cas réel.....	78

III.1	Composition de la charge.....	78
III.2	Composition de la tête (isomérat léger) pour la charge du 20/06/2021.....	80
III.3	Composition du recycle pour la charge du 20/06/2021.....	82
IV.	Optimisation des paramètres de marche.....	84
IV.1	Le taux de reflux de la tête.....	85
IV.2	Le taux de reflux intermédiaire.....	87
IV.3	La pression de tête.....	89
	Conclusion.....	91
	<b>Conclusion générale</b> .....	<b>92</b>

## **Référence bibliographique**

## **Annexes**

## Liste des abréviations

**CTE** : centrale thermique électrique.

**DIH** : Déisohexaniseur.

**DMBs** : Diméthylbutane.

**DIP**: Déisopentaniseur.

**Eos** : équation d'état.

**GPL** : Gaz de Pétrole Liquéfiés.

**HC** : Hydrocarbures.

**HCL** : Acide chlorhydrique.

**HDT** : Hydrotraitement.

**IC5** : iso pentane.

**Km** : kilomètre.

**Liq-vap** : liquide-vapeur.

**MON** : Mesure Octane Number.

**N2** : Azote.

**NAOH** : Hydroxyde de sodium.

**N C5** : normale pentane.

**NO**: Number Octane.

**PFD**: Process flow diagram;

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

**PSA** : Pressure swing adsorption

**Ppb** : partie par billion

**Ppm** : partie par million

**PR** : Peng robinson.

**RA1K** : Raffinerie Aval 1 Skikda.

**RON** : Recherche Octane Number.

**T/an** : tonne par an.

**TVA** : tentions de vapeur saturé.

**2MP** : 2méthylepentane.

**3MP** : 3méthylepentane.

**2,2DMB** : 2,2diméthylebutane.

**2,3DMB** : 2,3diméthylbutane

## Liste des figures

<b>Figure I. 1 :</b> Situation géographique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda.....	<b>4</b>
<b>Figure I. 2 :</b> Organigramme de la RA1K.....	<b>5</b>
<b>Figure I. 3 :</b> Répartition de l'indice d'octane selon les composants.....	<b>12</b>
<b>Figure II. 1 :</b> Principe de l'isomérisation.....	<b>18</b>
<b>Figure II. 2 :</b> Schéma de technologie once through.....	<b>21</b>
<b>Figure II.3 :</b> Schéma du procédé d'isomérisation avec implémentation d'un DIH.....	<b>22</b>
<b>Figure II. 4 :</b> But de l'hydrotraitement.....	<b>23</b>
<b>Figure II. 5 :</b> Schéma descriptif de l'unité d'isomérisation.....	<b>28</b>
<b>Figure III. 1 :</b> Représentation du catalyseur Pt/alumine chlorée.....	<b>37</b>
<b>Figure IV. 1 :</b> colonne de distillation.....	<b>50</b>
<b>Figure IV. 2 :</b> exemple d'une colonne à plateau.....	<b>51</b>
<b>Figure IV. 3 :</b> schéma d'un clapet.....	<b>52</b>
<b>Figure IV. 4 :</b> Schéma d'une calotte.....	<b>52</b>
<b>FigureIV.5 :</b> Schéma simplifié d'un Plateau perforé à déversoir.....	<b>53</b>
<b>FigureIV.6 :</b> exemple d'une colonne à garnissage.....	<b>54</b>
<b>Figure IV.7 :</b> Les différentes zones de la colonne atmosphérique.....	<b>56</b>
<b>FigureIV.8 :</b> schéma de la DIH.....	<b>62</b>
<b>FigureIV.9 :</b> schéma simplifié de la DIH.....	<b>64</b>
<b>Figure IV. 10 :</b> Les différentes coupes dans la DIH.....	<b>65</b>

**Figure IV. 11 : La différence entre une bonne et mauvaise séparation.....66**

**Figure V. 1 : Exemple de page de simulation HYSYS.....70**

## Liste des tableaux

<b>Tableau I.1</b> : Distinction entre les conditions d'essai pour la détermination du RON et MON.....	<b>13</b>
<b>Tableau III. 1</b> : Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation.....	<b>41</b>
<b>Tableau III. 2</b> : La composition du naphtha A.....	<b>42</b>
<b>Tableau VI. 1</b> : Comparaison entre les résultats de la simulation par rapport au design.....	<b>76</b>
<b>Tableau VI. 2</b> : Comparaison de la composition de la tête, le fond et le recycle de la colonne DIH, entre la simulation et le design.....	<b>77</b>
<b>Tableau VI. 3</b> : Comparaison entre la composition de la charge du 20/06/2021 et la composition de la charge du design.....	<b>79</b>
<b>Tableau VI. 4</b> : Comparaison de la composition de la tête du DIH donnée par la simulation et celle obtenue par l'analyse chromatographique pour les deux charges.....	<b>81</b>
<b>Tableau VI. 5</b> : Comparaison de la composition du recycle du DIH donnée par la simulation et celle obtenue par l'analyse chromatographique pour les deux charges.....	<b>83</b>
<b>Tableau VI. 6</b> : Les résultats de la composition de l'isomérat léger relevés pour la simulation avec le taux de reflux de tête du 20/06/2021.....	<b>85</b>
<b>Tableau VI. 7</b> : les résultats de la composition de du recycle relevés pour la simulation avec le taux de reflux de tête du 20/06/2021.....	<b>86</b>
<b>Tableau VI. 8</b> : les résultats de la composition de l'isomérat t léger relevés pour la simulation avec le taux de reflux intermédiaire du 20/06/2021.....	<b>87</b>
<b>Tableau VI. 9</b> : les résultats de la composition du recycle relevés pour la simulation avec le taux de reflux intermédiaire du 20/06/2021.....	<b>88</b>
<b>Tableau VI. 10</b> : les résultats de la composition de l'isomérat léger relevés pour la simulation avec la pression de tête du 03/05/2021.....	<b>89</b>

**Tableau VI. 11** : les résultats de la composition du recycle relevés pour la simulation avec la pression de tête du 20/06/2021.....**90**

# **Introduction générale**

## Introduction générale

L'énergie occupe une place prépondérante dans la vie de l'être humain. Les sciences et les progrès techniques ont permis à l'homme de découvrir de nouvelles ressources énergétiques, à savoir tous les produits à vocation énergétique dont nous citons :

Le pétrole et le gaz naturel, qui sont les seuls capables de répondre à l'accroissement des besoins en énergie.

Le pétrole brut est un mélange de différents produits hydrocarbonés, utilisable dans les différentes branches de l'industrie et des moteurs à combustion.

Le raffinage de pétrole se caractérise, ces dernières années, par l'introduction de nouvelles techniques qui toutes visent à satisfaire aux exigences sans cesse croissante de la qualité des produits raffinés. Parmi ces exigences, celle qui domine cette évolution est la nécessité de produire des essences à haute performance et notamment d'indice d'octane de plus en plus élevé avec la plus faible sensibilité possible.

Face à cette tendance, l'isomérisation des paraffines constitue une alternative à la suppression graduelle du plomb ainsi que limitations sur les hydrocarbures aromatiques, oléfines, benzène et le soufre, l'isomérisation est un procédé complémentaire au reforming catalytique.

Du côté des raffineries algériennes, elles doivent aussi s'adapter aux marchés des hydrocarbures et répondre aux exigences internationales. C'est pour ça notre pays a installé deux nouvelles unités jumelle de production de l'isomérat à Skikda, l'unité 700/701 et L'unité 702/703 de la RA1K qui reposent sur le procédé d'isomérisation d'AXENS.

Dans ce travail on a étudié le déisohexaniseur (DIH) une colonne de la section d'isomérisation qui est conçue dans le but de séparer l'isomérat léger (la charge de tête), de l'isomérat lourd (la charge du fond) et du recycler (les composés inconvertis ou ceux avec un indice d'octane bas), en les repassant dans le réacteur d'isomérisation afin qu'ils continuent leurs conversions en composés à haut indice d'octane, ce qui augmente par défaut la qualité du produit finale.

L'objectif de cette mémoire est d'identifier le paramètre à optimiser pour minimiser l'excès de 2-méthyl pentane /3-méthyl pentane dans l'isomérisat léger qui cause la diminution du RON dans cette dernière à cause de leur indice d'octane bas tout en gardant ou améliorant la teneur des 2.2DMB et 2.3DMB des composants à haut indice d'octane dans le soutirage de tête.

Pour ce faire, j'ai commencé mon étude par une brève description de la raffinerie (RKA1) avec une généralité sur les essences. Le deuxième chapitre consiste en un rappel sur le procédé d'isomérisation récemment utilisé dans la raffinerie. La troisième partie se concentre sur les réactions mis en jeu avec les mécanismes réactionnels expliquant les différentes étapes de production. Le quatrième chapitre concentre sur la distillation et les colonnes de distillation. Le cinquième s'articule autour du programme HYSYS utilisé pour résoudre la problématique rencontrée.

Le dernier chapitre expérimental, consiste à modéliser certains paramètres de marche et les faire ressurgir du programme puis les comparer avec ceux du désigne pour identifier la bonne solution pour résoudre la problématique.

**Chapitre I :**

**Présentation de la raffinerie**

**RA1K et généralité**

## Introduction

Dans le cadre de ma mise en situation professionnelle, j'ai effectué mon stage au niveau de la raffinerie de Skikda RA1K, dans ce qui suit une générale description est donnée.

### I. Vue historique sur l'organisation de l'activité raffinage

A l'origine le raffinage a été une activité intégrée dans la société **SONATRACH**. En janvier 1982 le raffinage et la distribution des produits pétroliers sont séparés et érigés en entreprise nationale de raffinage et distribution des produits pétroliers ERDP. L'ERDP crée par décret 80-101 du 06 avril 1980 dans le cadre de la restructuration de la SONATRACH, mise en place le 02 janvier 1982, l'ERDP est placée sous tutelle du ministère de l'énergie et des industries pétrochimiques. À partir du 02 février 1985 l'ERDP a été transformée sous le nom commercial qui est la NAFTAL, cette dernière est subdivisée en quatre unités à savoir :

- Unité NAFTAL de raffinage.
- Unité NAFTAL de distribution.
- Unité NAFTAL de maintenance.
- Unité NAFTAL portuaire.

A compter du 25 août 1987 et par décret 87 fut créé l'entreprise nationale **NAFTEC** de l'entreprise nationale NAFTAL et mise en place le 02 janvier 1988. Elle est pour mission de promouvoir, développer, gérer et organiser l'industrie de raffinage : traitement du pétrole brut et du condensât ainsi que du brut réduit importé en vue d'obtenir des produits raffinés destinés à la consommation nationale et à l'exportation. Le nombre total des travailleurs est environ 4500 travailleurs présenté sur l'ensemble de trois raffineries avec la direction générale. [1]

### II. La raffinerie de Skikda (RA1/K)

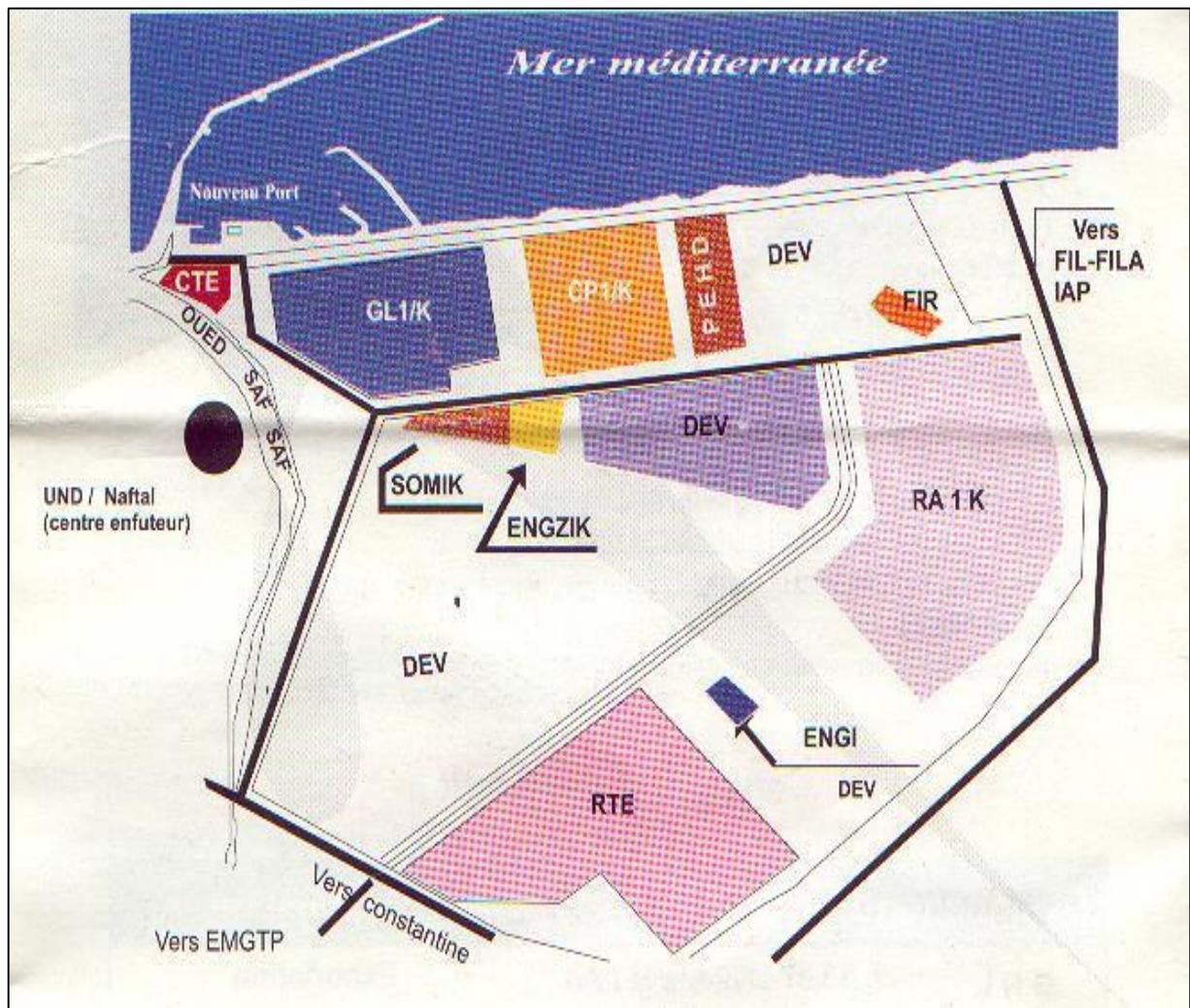
#### II.1 Présentation de la raffinerie de Skikda

Le complexe de raffinerie de pétrole de Skikda, baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud brut en produits pétroliers répondants à des spécifications requises (Normes nationales et internationales).

Il a une capacité de traitement actuelle égale à 16,8 millions t/an, ainsi que le brut réduit importé (277.000 t/an). [1]

### II.1.1 Situation géographique

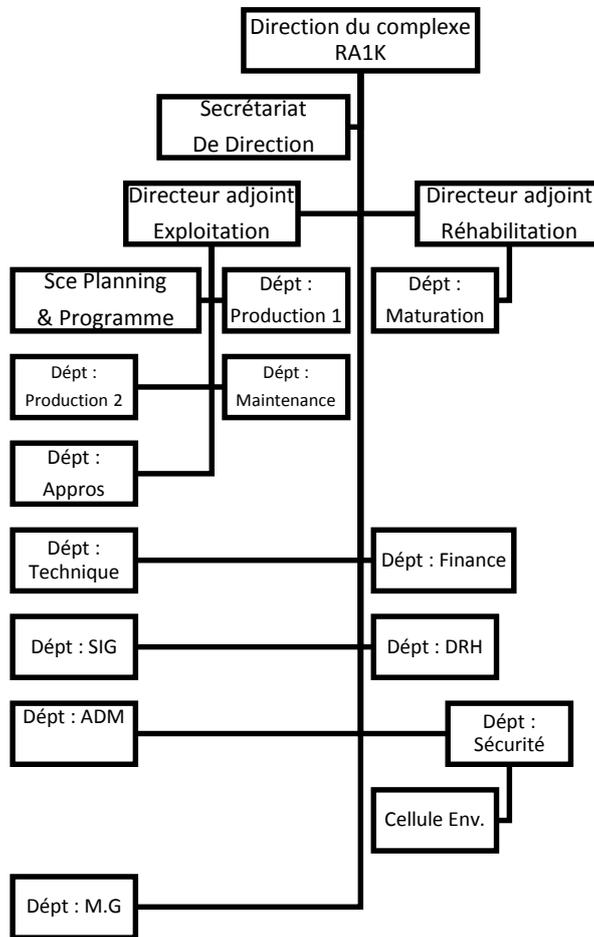
Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7Km à l'Est de Skikda et à 2Km de la mer (**Figure I.1**), elle est aménagée sur une superficie actuelle égale à 250 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1550 travailleurs environ. Elle est alimentée en brut algérien par l'unité de transport-Est (ETU) de Skikda, qui est une station intermédiaire de Hassi Messaoud. Le complexe est alimenté par un pipe-line de longueur de 760 km. [1]



**Figure I. 1** : Situation géographique de la RA1K dans la zone industrielle de Skikda [1]

**II.1.2 Organigramme de la RA1K**

L’organigramme de la raffinerie de Skikda :



**Figure I. 2 : Organigramme de la RA1K [1]**

**II.2 L’objectif de la RA1K**

Les deux objectifs principaux de cette raffinerie sont de :

- Continuer à assurer la couverture des besoins du marché national en produits raffinés, sur le plan quantitatif et qualitatif.
- Continuer à offrir des produits raffinés, destinés à l’exportation répondants aux normes en vigueur sur les marchés internationaux. [1]

### II.3 Les principales installations de la RA1K

La raffinerie est divisée en différentes zones et en outre elle comprend 16 unités de production :

- Deux unités de distillation atmosphérique (TOPPING), Unité 10 et 11.
- Unité 100 de prétraitement et de reforming catalytique (Magnaforming).
- Unité 101/103 de prétraitement et de reforming catalytique (Platforming).
- Unité 30/31 et 104 : gaz plant (traitement et séparation des gaz GPL). [1]
- Unité 200 d'extraction et de fractionnement des aromatiques.
- Unité 400 de cristallisation et séparation du paraxylène.
- Unité 500 de l'isomérisation des xylènes.
- Unité 70 de distillation sous vide (production des bitumes).
- Unité 700/701 et 702/703 de l'isomérisation des paraffines.
- Unité C.T.E 1050 : centrale thermique électrique et utilités (C.T. E1).
- Centrale thermique électrique et utilités (C.T. E2).
- Unité 900 de la production d'hydrogène.
- Unité 600 de stockage, mélange et expédition (MEL.EX) ; MELEX nord, Est et sud. [1]

### II.4 Présentation des différentes unités de production

#### ✚ Unité de distillation atmosphérique U10-11 :

Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet). Elles traitent le brut de Hassi Messaoud pour avoir les produits suivants : G.P.L, Isopentane, Naphta A, Naphta B (65°-150°) Naphta C (150°- 180°) Kérosène (180° -225°) Gasoil léger (225°-320°) Gasoil lourd (320°-360°) Résidu (>360°). [1]

#### ✚ Unité de magnaforming U100 et Platforming U101 et 103 :

L'unité 100 appelée auparavant Magnaforming, elle utilisait un catalyseur à base de magnésium. Actuellement et après revamping les deux unités ont le même type de catalyseur à base de platine (platforming), les deux unités ont pour but de transformer le naphta moyen obtenu du Topping en réformât utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences. [1]

**✚ Unité d'extraction des aromatiques U200 :**

L'installation d'extraction des aromatiques a été projeté pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures. La charge est constituée par la coupe de réformât léger provenant directement de la colonne C5 splitter du réformât de l'unité 100. [1]

**✚ Unité de séparation du para-xylène U400 :**

Cette unité est conçue pour récupérer le paraxylène, un produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de magnaforming (avant réhabilitation), permet par cristallisation de séparer le paraxylène des autres xylènes (méta-ortho) et éthyl-benzène. Le paraxylène est commercialisé comme telle, le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylènes pouvant être utilisé comme solvant pour la fabrication des peintures, etc. [1]

**✚ Unité de production de bitume U70 :**

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI). [6]  
Elle se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est envoyé :

- Une partie vers le stockage.
- L'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé. [1]

**✚ Unité d'isomérisation du naphta légère A U700/701/702/703 :**

Cette unité sera détaillée dans le chapitre II.

**✚ Unité de séparation et traitement des gaz U30-31-104 :**

Ces unités sont destinées à traiter les gaz liquides venant des unités 10, 11,100 et 103

**Unité30 :** Traite le gaz liquide provenant de l'unité 100 en particulier celui de tête de la colonne C7 où les GPL sont séparés du pentane. [1]

**Unité31 :** Reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping. [1]

**Unité 104** : Elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité. [1]

 **Unité Melex U600 :**

La raffinerie possède une capacité de stockage de 2.500.000 T/ans environ. L'unité comprend les équipements nécessaires au mouvement blending et exportation des produits finis. [1]

L'évacuation des produits finis se fait par un réseau de canalisation vers les deux ports de Skikda, Les dépôts G.P.L. et carburants de Skikda ainsi que le centre installation intégrée de distribution du Khroub (Constantine). [1]

L'évacuation du bitume routier se fait quant à elle par camions et par pipeline vers le port.

La majorité des produits finis est obtenue à partir de mélange de plusieurs produits de base, car il serait difficile d'obtenir directement (tout en restant dans les limites de la rentabilité) des produits répondant aux spécifications. [1]

 **Unité 1050 : centrale thermoélectrique (CTE) :**

C'est le système nerveux de la raffinerie, la CTE se compose de 11 sections à savoir :

- La section 62 pour la production d'eau déminéralisée.
- La section 1020 pour le refroidissement de l'eau.
- La section 1030 pour le stockage et le pompage de l'eau de barrage ou de l'eau potable
- La section 1040 pour le stockage et le pompage de l'eau anti-incendie.
- La section 1050 pour la génération de la vapeur « chaudières ».
- La section 1060 pour la récupération et le traitement du condensât.
- La section 1070 au système Fuel-gas.
- La section 1080 pour la production de l'air instrument et l'air service.
- La section 1100 pour le traitement des effluents.
- La section 1110 de production de l'azote (N<sub>2</sub>).
- La section de production de l'électricité. [1]

 **Unité 1020 : Tour de refroidissement**

Elle satisfait d'une manière continue les besoins de la raffinerie en eau de refroidissement, en travaillant en circuit fermé. Les eaux polluées et chaudes provenant des unités de production sont traitées chimiquement afin d'éliminer les acides chlorhydriques HCL

entraînés dans le circuit puis refroidies à l'aide d'une batterie d'aéroréfrigérant et enfin renvoyées vers les différentes unités aux moyens des pompes. [1]

#### **Unité 1110 : l'azote**

L'azote est produit à partir de l'air atmosphérique, ce dernier est aspiré puis comprimé à 7,7 bars par des compresseurs (généralement avec des compresseurs à membrane). L'oxygène est éliminé en deux étapes. [1]

#### **Unité 1060 : Circuit vapeur (HP, MP, BP)**

Elle assure les besoins de la raffinerie en vapeur selon trois (03) gammes :

- Vapeur haute pression.
- Vapeur moyenne pression.
- Vapeur basse pression. [1]

#### **Unité 1080 : Air comprimé**

L'air atmosphérique est aspiré à travers deux (02) filtres puis comprimé par deux (02) compresseurs.

Une partie de cet air filtré comprimée est envoyée vers les différentes unités de production et l'autre partie subit un séchage à travers un lit d'alumine pour être utilisé dans le système de régulation pneumatique dans les différentes unités de production. [1]

#### **Unité 62 de déminéralisation :**

L'unité 62 est désignée pour déminéralisation l'eau dessalée provenant des CP1K ou GNL pour l'alimentation des chaudières et les autres unités. [1]

#### **Laboratoire de contrôle :**

Le service laboratoire dépend du département technique, le laboratoire de la raffinerie est un laboratoire de control des unités et d'analyse des produits finis commercialisés soit vers le marché extérieur, soit vers le marché intérieur. [1]

### III. Généralité sur les essences

#### III.1 Définition de l'essence

L'essence auto est une huile légère d'hydrocarbure utilisée comme carburant dans les moteurs à allumage commandé. Sa température de distillation se situe entre 35 et 200 °C, cette huile est traitée de manière à atteindre un indice d'octane élevé, généralement entre 80 et 100 IOR. Ce traitement peut s'effectuer par reformage, craquage catalytique et mélange avec une fraction aromatique. [2]

#### III.2 Caractéristiques des essences

##### III.2.1 La densité

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

Elle caractérise dans une certaine mesure la puissance du moteur et la consommation en carburant. [3]

##### III.2.2 La tension de vapeur Reid (TVR)

Elle caractérise la volatilité de l'essence et par conséquent la teneur en éléments légers. Ces derniers favorisent le démarrage en hiver mais risquent en été de provoquer la formation de bouchon de vapeur, et donc l'arrêt du moteur.

- TVR= 0.650 kg / cm<sup>2</sup> en été.
- TVR= 0.800 kg / cm<sup>2</sup> en hiver.

La TVR conditionne directement les fuites et les pertes pendant le stockage. [3]

##### III.2.3 La distillation ASTM

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

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

Pour assurer la formation du mélange carburé :

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

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

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

### III.2.4 Teneur en gommes des essences

On distingue :

- Les gommes actuelles,
- Les gommes potentielles.

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

Dans le cas où on envisage de stocker l'essence pendant plusieurs mois on détermine la teneur en gommes potentielle (teneur en produits de polymérisation et oxydation susceptible de s'y former en stockage prolongé). [3]

### III.2.5 Teneur en soufre

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

La présence de l'anhydride sulfureux et sulfurique en présence de vapeur d'eau forme le H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> qui est très corrosif. Pendant le fonctionnement du moteur, les fumées acides et nocives polluent l'atmosphère. A l'arrêt du moteur quand la température diminue, et par condensation, les produits acides attaquent le métal (chemise). Enfin le soufre diminue la susceptibilité du PTE (Plomb Tétra Ethyle : Pb (C<sub>2</sub>H<sub>5</sub>)<sub>4</sub>) qui améliore l'indice d'octane de l'essence. [3]

### III.2.6 Teneur en plomb

Les agents chimiques PTE et PTM ou le mélange des deux ont la propriété d'inhiber la formation des peroxydes et de retarder la détonation du carburant sa combustion dans le cylindre du moteur.

Le PTE est un liquide toxique et polluant, insoluble dans l'eau avec une T°C éb = 200°C et densité = 1,6. il est ajouté sous forme de mélange fabriqué et distribué par ethylfuide.

Le PTM : la T éb = 100°C, est un composé plus léger dont l'action est plus sensible sur les parties légères de l'essence ce qui permet un meilleur équilibrage de NO le long de la ASTM. [3]

### III.2.7 L'indice d'octane

L'indice d'octane est la caractéristique essentielle des essences ou des carburants utilisées dans des moteurs à allumage commandé appelés improprement " moteur à explosion". Les hydrocarbures paraffiniques normaux brûlent lors du fonctionnement du moteur avec une forte détonation ce qui conduit à une usure rapide de ce moteur par contre les isoparaffines et les aromatiques brûlent harmonieusement (sans forte détonation) ce qui assure un fonctionnement normal du moteur. Cette différence de comportement des hydrocarbures dans le moteur est exprimée par l'indice d'octane de l'essence qui caractérise sa qualité.

L'indice d'octane de l'essence est donc sa propriété antidétonante. Plus l'indice d'octane est grand, meilleur est la qualité de l'essence. [4]

L'indice d'octane est obtenu en comparant (dans des conditions normalisées) les propriétés antidétonantes d'un mélange d'isooctane (très résistant à la détonation) et de n-heptane avec le carburant dont l'indice est à déterminer, il est exprimé par le pourcentage volumique d'isooctane contenu dans le mélange isooctane/n-heptane qui possède les mêmes caractéristiques antidétonantes que le carburant, on l'exprime par un nombre compris entre 0 et 100 correspondant à un mélange particulier de deux hydrocarbures : l'heptane normal doté par convention d'un indice 0 et l'isooctane (2.2.4-triméthyl pentane) très résistant d'indice 100.

Pour accroître l'indice d'octane d'un carburant, on peut utiliser, dans le supercarburant plombé, du plomb tétra-méthyle ou du plomb tétra-éthyle. Pour les supercarburants sans plomb, on utilise des composés organiques, comme le méthyl tertio-butyle éther (MIBE). [5]

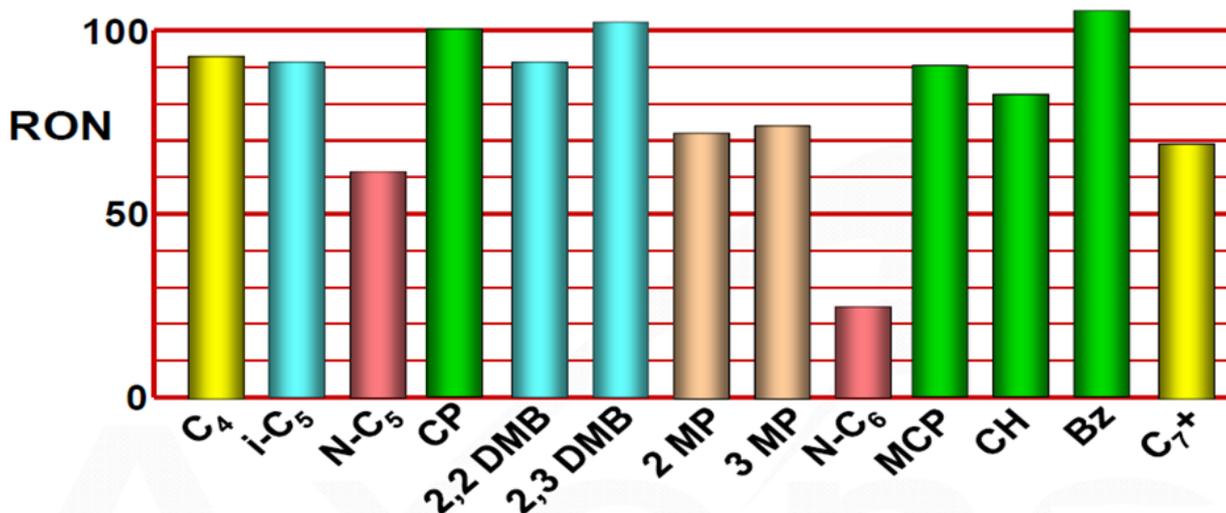


Figure I. 1 : Répartition de l'indice d'octane selon les composants.

### III.2.7.1 L'indice d'octane recherche et moteur

Les indices d'octane RON et MON des hydrocarbures dépendent étroitement de leur structure chimique.

Un supercarburant est caractérisé par l'indice d'octane recherche (RON), mesure dans des conditions de vitesse et d'accélération faibles, et l'indice d'octane moteur (MON), déterminé dans des conditions d'essais plus sévères. La détermination d'un indice d'octane implique le choix conditions opératoires précises. La mesure est effectuée sur un moteur de laboratoire appelé CFR, en souvenir du groupe d'étude (Cooperative Fuel Research) constitué en 1928 aux Etats Unis pour standardiser des méthodes de caractérisation des carburants. Il existe deux procédures normalisées : la méthode « Recherche » (ASTM D 2699) et la méthode Moteur » (ASTM D 2700). Les distinctions portent essentiellement sur le régime de rotation, la température d'admission et l'avance à l'allumage. [6]

Ainsi, lors de la détermination du RON, le moteur CFR fonctionne à 600 tr/min tandis que le MON correspond à un régime de rotation de 900 tr/min Plus de distinctions dans le tableau suivant :

**Tableau I. 1** : Distinction entre les conditions d'essai pour la détermination du RON et MON

Paramètres de fonctionnement	RON	MON
Vitesse de rotation (tr/min)	600 ±5	900±
Avance à l'allumage (°V)	13	14~26
T° de l'air admis (°C)	28.3( a un bar)	38±2.8
T° du mélange carburé (°C)	Non précisé	149±1.1

L'écart entre le RON et le MON est appelé la sensibilité :

$$S = \text{RON} - \text{MON}$$

On verra que la sensibilité d'un carburant classique est le plus souvent comprise entre 6 et 13. Et que plus la sensibilité augmente, moins le carburant est résistant à l'auto détonation. Les isoparaffines et les aromatiques ont un indice d'octane très élevé, par contre les normales paraffines et les oléfines ainsi que les naphènes ont un indice d'octane bas. [6]

### III.3 Procédés d'obtention des essences

#### III.3.1 La distillation atmosphérique

Ce procédé est effectué après dégazage et le dessalage qui ont lieu sur les sites d'extraction.

L'unité de distillation initial ou Topping a pour but de fractionner le pétrole brut en un certain nombre de groupes ou fractions classées en fonction de température d'ébullition des hydrocarbures selon la densité. [7]

La distillation initiale s'effectue entre 30°C et 380°C en obtenant les produits principaux suivants :

- ✚ Les gaz de pétrole liquéfié (GPL) constitué de propane et de butane.
- ✚ Les essences légère et lourdes
- ✚ La coupes kérosène
- ✚ Les gasoils et fuels domestiques
- ✚ Le résidu atmosphérique [7]

#### III.3.2 Le reformage catalytique

Le naphta lourd qui quitte les unités d'hydrotraitement est un composant très pauvre du mélange de l'essence. L'objet du reformeur catalytique est donc de mettre à niveau ces flux pour les utiliser comme stock de mélange d'essence. L'indice d'octane est la caractéristique du reformat la plus importante les indices d'octane sont très bas pour les n-paraffines, un peu meilleurs pour les naphènes, assez élevés pour les isoparaffines et les plus élevés pour les aromatiques

Les charges d'alimentation classiques vers les unités de reformage sont des flux de naphta lourds (80-180°C) directement hydro-traités depuis l'unité de distillation de brut.

Le reformat peut être mélangé à l'essence ou être séparé en composants supplémentaires, par exemple en charges d'alimentations chimiques comme le benzène, le toluène, le xylène, et en charges de craqueur de naphta.

Les catalyseurs utilisés sont généralement composées d'alumine chlorée imprégnée de platine. [7]

### III.3.3 Craquage catalytique

Le craquage catalytique est le procédé de conversion le plus couramment utilisé pour mettre à niveau les hydrocarbures les plus lourds en des hydrocarbures à point d'ébullition moins élevé de valeur plus importante. Ce procédé utilise la chaleur et un catalyseur pour séparer les plus grandes molécules d'hydrocarbure en molécules plus petites et plus légères. Le procédé FCC traite mieux les quantités importantes de métaux, de soufre et d'asphaltènes.

Normalement, le flux de charge principal vers une unité de craquage catalytique est un flux de distillat sous vide et lourd provenant de l'unité de distillation sous vide. Les conceptions utilisées dans le monde, y compris les réacteurs en lit fixe, les réacteurs en lit mobile, les réacteurs en lit fluidisé et les unités à passage unique. Les réacteurs en lit fluidisé et en lit mobile prévalent largement dans les raffineries à travers le monde. [7]

L'unité FCC utilise un catalyseur se présentant sous forme d'une poudre fine en suspension dans de la vapeur d'hydrocarbures ou dans un gaz qui agit comme milieu de fluidisation.

En effet, on emploie dans les installations du craquage catalytique les types des catalyseurs suivants : naturels et synthétiques, granulés, sphériques et en poudre .

Les catalyseurs en poudre sont utilisés dans les installations à lit fluidisé

Les catalyseurs granulés et sphériques sont utilisés principalement dans les installations à lit mobile. [7]

### III.3.4 L'alkylation

L'objectif de l'alkylation est d'obtenir un mélange de carburants de grande qualité. Le terme alkylation est utilisé pour la réaction des oléfines avec l'isobutane, pour former des isoparaffines à poids moléculaire plus élevé à l'indice d'octane élevé, la réaction la plus typique est l'addition de l'isobutane sur le butène pour l'obtention de l'isooctane. Le procédé implique des conditions de réaction à faibles températures conduites en présence de forts acides, généralement l'acide sulfurique (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>) et l'acide fluorhydrique (HF) selon un mécanisme cationique.

Les oléfines à faible poids moléculaire (C<sub>3</sub>-C<sub>5</sub>) et l'isobutane sont utilisées comme charges d'alimentation des unités d'alkylation.

L'alkylation est une réaction exothermique, elle se déroule en phase liquide, à basse température et à haute pression en présence des catalyseurs acides forts. [7]

### III.3.5 L'isomérisation

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

Cette réaction catalytique permet, en partant de n-paraffine de faible indice d'octane, issue du reformage catalytique ou de la distillation directe du pétrole brut, d'obtenir des isoparaffines présentant un indice d'octane beaucoup plus élevée.

Elle est thermodynamiquement favorisée à basse température et nécessite par conséquent l'utilisation des catalyseurs développant une acidité importante. Deux types de catalyseurs sont actuellement utilisés industriellement : les catalyseurs à base de platine sur l'alumine chlorée et les catalyseurs zéolitiques à base de platine sur modernité. [7]

**Chapitre II :**

**Procédé d'isomérisation et**

**description de l'unité**

**700/701**

## Introduction

Les essences légères straight-run offrent un indice d'octane faible entre 60 -70 % mais peuvent, grâce à une additivation au plomb, fournir des bases essences acceptables pour être incorporées au formulation de supercarburants. Cependant, ces additifs à base de plomb sont maintenant interdits dans les carburants car ces derniers empoisonnent les pots catalytiques des véhicules.

L'isomérisation apparait alors comme une méthode de transformation de cette coupe intéressante, puisqu'elle convertie les n-paraffines à faible indice d'octane en isoparaffines à indice d'octane élevé. [8]

## I. Le procédé d'isomérisation

### I.1 Définition

Le procédé d'isomérisation des paraffines consiste à transformer les normales paraffines en isoparaffines présentant des indices d'octane beaucoup plus élevés. Les isoparaffines sont utilisés pour la formulation des carburants à hauts indices d'octane. Par ailleurs, l'isobutane issue de l'isomérisation de n-butane, est utilisé dans le procédé d'alkylation. [9]

### I.2 L'objectif de 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 (gazoline pool), ainsi que la réduction des aromatiques et du benzène.

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 (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 et minimisent l'hydrocraquage et les coûts d'investissement. [10]

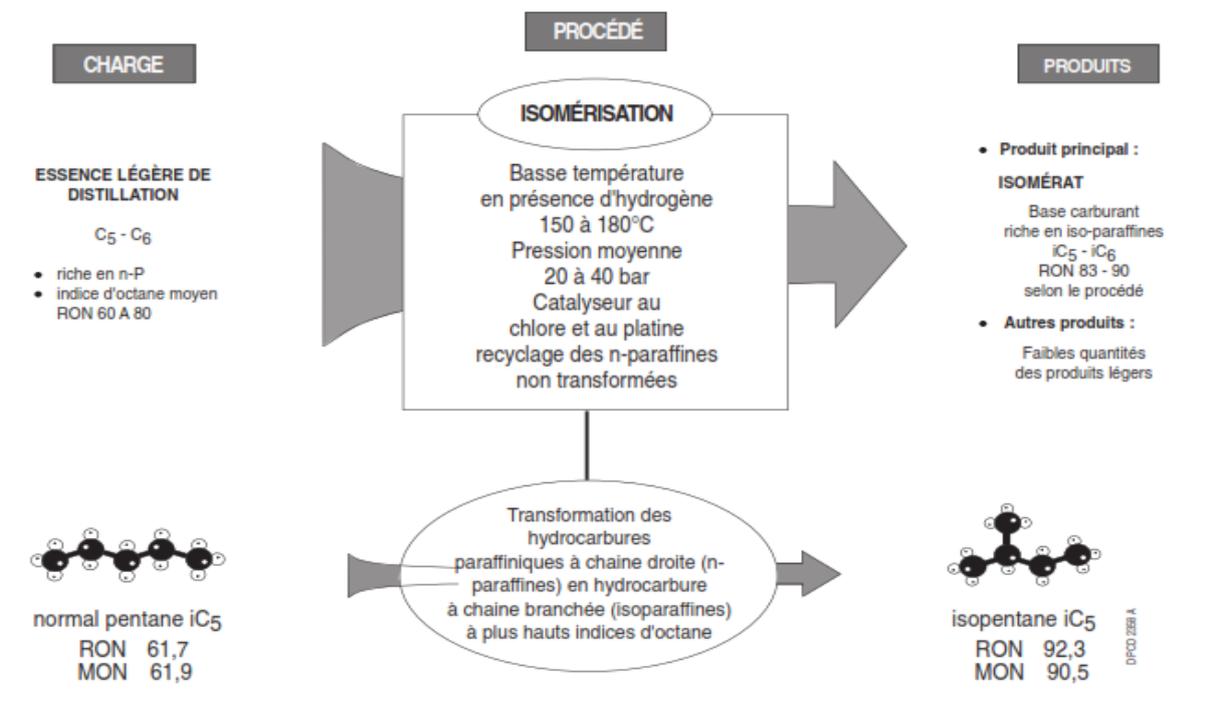


Figure II. 1 : Principe de l'isomérisation

## II. Importance du procédé d'isomérisation

L'essence légère (C5 - C6) provenant de la distillation atmosphérique est utilisée dans l'industrie pétrochimique, essentiellement en Europe. Plus connue sous le nom de naphtha, cette coupe est une charge de nombreux vapocraqueurs.

Dans le pool essences, cependant, depuis la suppression des additifs plombés dans les essences, il est nécessaire d'augmenter l'indice d'octane de cette coupe par isomérisation. Aujourd'hui pour la constitution des essences :

- Indice d'octane (RON : 95 min / MON :85 min)
- Pourcentage d'aromatiques (< 35 % vol). [8]

L'isomérisation apparaît alors comme une méthode intéressante puisqu'elle permet de convertir des n-paraffines en isoparaffines. Les produits ont donc des indices d'octane élevés et une teneur en aromatiques nulle.

Il apparaît donc que l'isomérisation est une solution intéressante pour contrebalancer la perte d'octane causé par l'élimination des additifs à base de plomb. [8]

## III. Différents procédés industriels d'isomérisation [11]

### III.1 Procédé en phase liquide sur catalyseur au chlorure d'aluminium

Les procédés de cette classe sont les plus nombreux et les plus anciens, mais la plupart d'entre eux, ont été mis au point pour l'isomérisation du normal butane en isobutane. Nous ne reprenons ici que ceux qui ont été modifiés ou étudiés spécialement pour l'isomérisation des pentanes et hexanes.

#### III.1.1 Procédé isomate (standard-oil Indiana)

Le procédé peut fonctionner soit en une passe, soit avec recyclage. Dans ce dernier on y adjoint une section de fractionnement, il est continu et ne nécessite pas de régénération.

Le catalyseur utilisé est un complexe : chlorure d'aluminium – hydrocarbure, activé par l'acide chlorhydrique anhydre.

### III.1.2 Procédé Shell

Le produit à traiter, est séché puis chauffé à la température de réaction. Le catalyseur est chargé dans une colonne à remplissage, mélangé à l'hydrogène et à l'HCl envoyé dans la zone de réaction qui est constituée d'un à trois contacteurs à agitation mécanique. Le mélange réactionnel passe ensuite dans une colonne où il est débarrassé du catalyseur, lequel est recyclé.

### III.2 Procédé d'isomérisation en phase vapeur sur catalyseurs d'hydrogénation sur support acide

Ces procédés sont récents et spécialement mis au point pour le traitement d'isomérisation des hydrocarbures paraffiniques : pentane, hexane et même heptane. Ils constituent, en fait, un développement latéral des études des catalyseurs, dont ils possèdent les caractéristiques essentielles

#### III.2.1 Procédé Penex

Ce procédé, traite séparément les coupes pentanes et hexanes dans deux réacteurs. En fait, l'ensemble constitue dans ce cas deux unités liées mais distinctes. Divers schémas existent et sont adaptés à la nature de la charge traitée.

Une des variantes est la juxtaposition d'une unité **PENEX** à une unité Platforming, afin d'obtenir une essence à haut indice d'octane avec des rendements élevés.

Le schéma classique comprend un préfractionnement qui sépare la charge globale en deux coupes pentane et hexane.

#### III.2.2 Procédé ISO-KEL (M.W. KELLOGG CO)

Ce procédé peut traiter les charges pentane et hexane soit ensemble, soit séparément. Comme les précédents procédés, il utilise la technique du lit fixe, avec un catalyseur ne nécessitant pas la régénération, ce dernier est différent des autres en :

- La présence d'un métal noble autre que le platine.
- La forme de cylindres extrudés **1/16**.

La coupe pentane est envoyée vers un déisopentaniseur : le normal pentane est acheminé vers la section d'isomérisation dont l'effluent est recyclé au déisopentaniseur. Si on traite la coupe hexane ; elle passe dans un déisohexaniseur, puis dans la section d'isomérisation. L'effluent n'est généralement pas recyclé.

Le catalyseur est à base de platine similaire à celui utilisé en Platforming, il ne doit pas être régénéré.

### III.3 Procédé d'isomérisation avec et sans implémentation d'un DIH [12]

#### III.3.1 Technologie once through directe

Les réactions d'isomérisation C5 C6 sont réalisées dans deux réacteurs en série. Le produit brut de l'isomérisat est stabilisé dans le stabilisateur pour répondre à la spécification RVP ou à la teneur requise en C4. Une fois l'isomérisation terminée, l'amélioration de RON est limitée.

#### Technologie « once through »: schéma typique

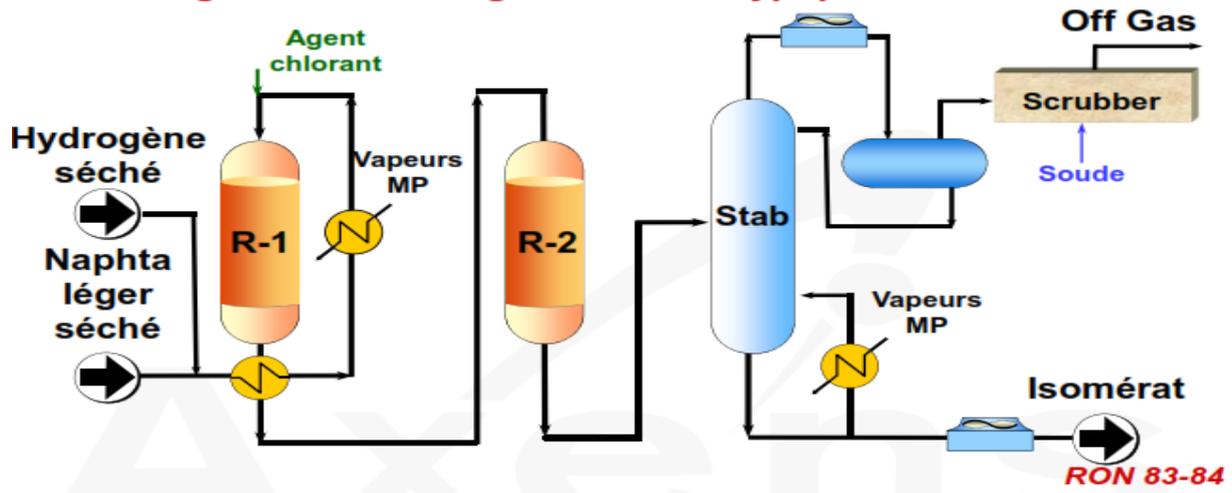


Figure II. 2 : Schéma de technologie once through

#### III.3.2 Implémentation d'un déisohexaniseur

- La séparation des n-C6 et i-C6 mono branché, non convertis et leur recyclage.
- On aura alors une amélioration du RON/MON de l'isomérisat pour répondre aux spécifications RON et MON

Dans les deux schémas :

- Une colonne stabilisatrice est utilisée pour supprimer l'excé d'hydrogène, les fractions légères et le HCL de l'isomérisat brut tout en minimisant les pertes de C5+.
- La purge ballon de reflux du stabilisateur contient de l'hydrogène et du chlore qui sont neutralisés avec de la soude dans le scrubber.

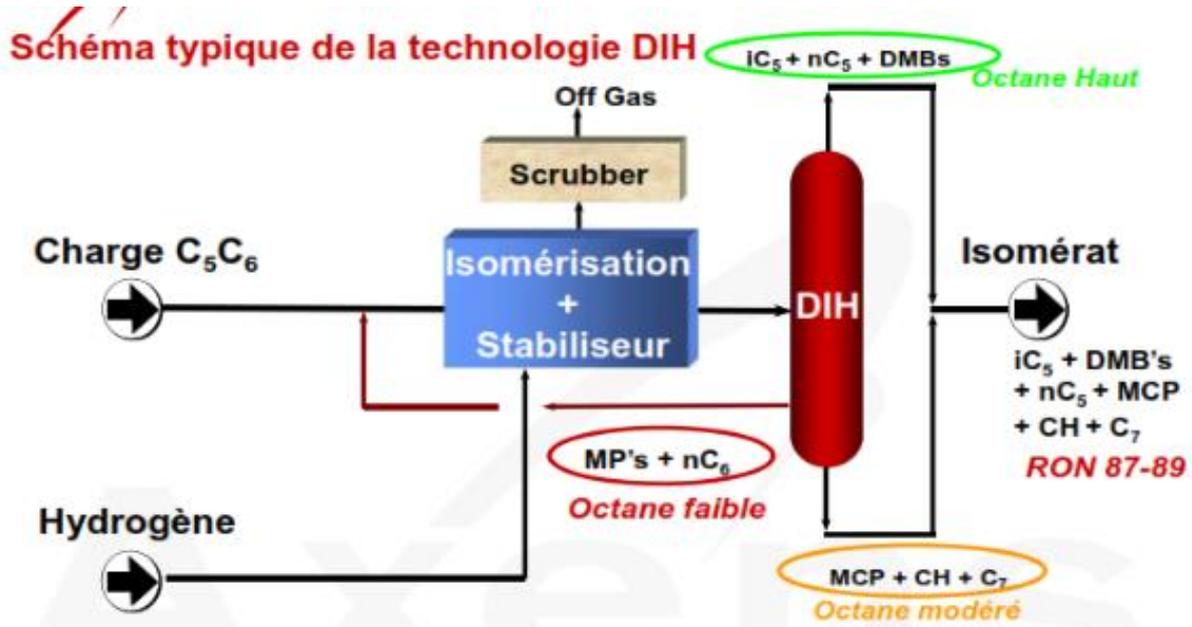
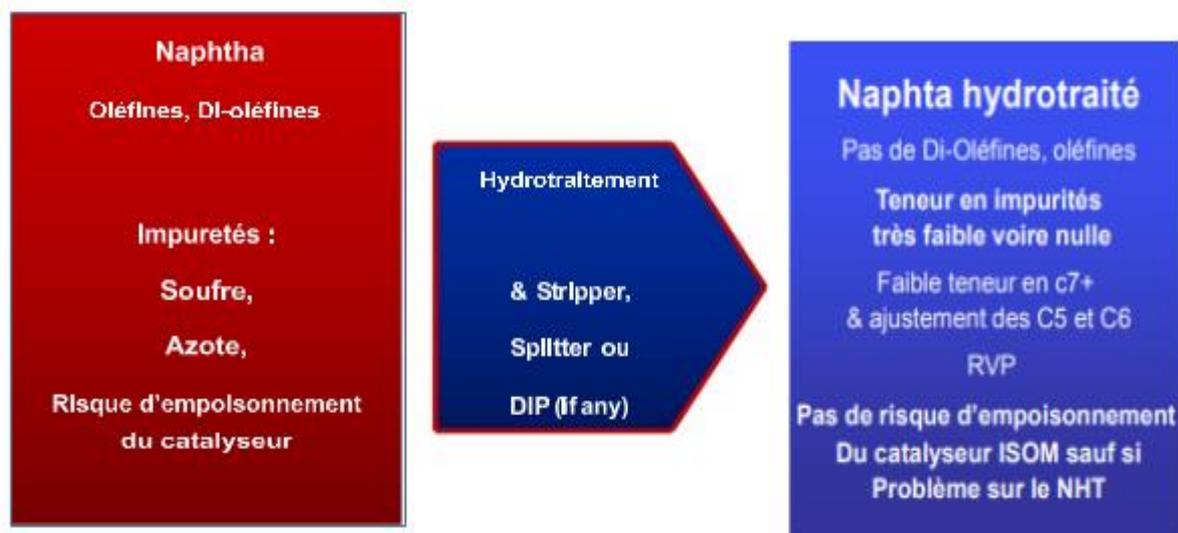


Figure II.3 : Schéma du procédé d'isomérisation avec implémentation d'un DIH

#### IV. L'unité d'isomérisation

La fonction originale du procédé d'isomérisation est de valoriser le naphta léger provenant de la distillation atmosphérique avec un faible indice d'octane, Pour obtenir un mélange de carburants à indice d'octane élevé en favorisant catalytiquement des groupes spécifiques de réactions chimiques. L'unité d'isomérisation 700/701 de la RA1K se divise en de grandes sections la section de prétraitement (hydrotraitement) et la section réactionnelle (isomérisation).

### IV.1 Rôle de l'hydrotraitement



**Figure II. 4 : But de l'hydrotraitement**

Le soufre est néfaste pour [12] :

- Catalyseur d'isomérisation,
- Catalyseur d'hydrogénation du benzène (le cas échéant)
- Adsorbants

Les principales spécifications :

- **S < 0,5 ppm pds**
- **N < 0,1 ppm pds**

### IV.2 Section hydrotraitement

La charge d'alimentation de l'unité est de la Naphta A (léger) forme de la coupe C5-C6, qui vient de l'unité Topping (la distillation atmosphérique) dans le but est le fractionner et traitement du pétrole brut dans la RA1K. Ces naphtas contiennent les niveaux des contaminants qui seront toxiques aux catalyseurs d'isomérisation et le prétraitement est donc nécessaire.

La section hydrotraitement (le prétraitement) a pour rôle d'éliminer les composants indésirables contenus dans la charge : soufre, azote, métaux (**As, Pb, Cu, Fe, Ni...**) afin de protéger le catalyseur d'isomérisation (à base de platine).

Il s'agit d'un traitement à l'hydrogène qui permet d'éliminer le soufre et l'azote sous forme d'hydrogène sulfuré « H<sub>2</sub>S » et d'ammoniac « NH<sub>3</sub> » volatils et en même temps à saturer les oléfines et de piéger les métaux.

### IV.3 Les principaux réactions d'hydrotraitement [13]

#### IV.3.1 Réaction d'hydrorafinage

Il s'agit du remplacement de la molécule contaminant par l'hydrogène on distingue :

- La réaction de désulfuration.
- La réaction de dénitrification.
- La réaction de désoxygénation.

#### IV.3.2 Réaction d'hydrogénation

L'hydrogénation ou la saturation des oléfines est l'addition d'hydrogène à un hydrocarbure non-saturé afin de fabriquer un produit saturé.

#### IV.3.3 Elimination des métaux

C'est la suppression des impuretés métalliques.

### IV.4 Equipements du procédé

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

- Séparation par distillation de la coupe C5-C6 d'une coupe riche d'iso-C5 envoyée pour le mélange avec le produit d'isomérisat (Section de DIP -700-C-1).
- Traitement du naphta dans un réacteur adiabatique sur un lit fixe de catalyseur bimétallique dans un environnement d'hydrogène. Une température modérément élevée dans la gamme de 290-310°C est nécessaire pour accélérer les réactions chimiques (Section de réaction-700-R-1).
- Stripping des produits hydro-traités brut pour éliminer des fractions légères, des produits gazeux y compris l'H<sub>2</sub>S et de l'eau.
- Section Compression de gaz d'H<sub>2</sub> qui a pour but de récupérer le H<sub>2</sub> de la déshydrogénation du naphta l'ajoute un appoint de H<sub>2</sub> en plus puis le comprimé est l'envoyé vers la section d'isomérisation. [13]

### IV.5 Section isomérisation

La section d'isomérisation a pour rôle de convertir la charge de la section d'hydrotraitement dans les réacteurs en compose haut indice octane comme le 23DMB et le 22DMB puis grâce à des on améliore encore la qualité et la quantité du produit finale nous éliminons le chlore et les composons aux bas indices d'octane.

## IV.6 Caractéristique de procédé

Le processus d'isomérisation est un processus à lit fixe dont les catalyseurs à base de platine favorisent une forte activité et une grande sélectivité en composés branchés avec un indice d'octane élevé, il se caractérise aussi par [10] :

- ✚ La charge et l'hydrogène de make-up passées à travers les sécheurs est exempté de toute trace d'eau et/ou de CO+CO<sub>2</sub>.
- ✚ L'opération est thermiquement modérée.
- ✚ Le benzène dans l'isomérat final est presque absent.
- ✚ La teneur en soufre est négligeable dans le produit isomérat.
- ✚ Les composés chlorés les plus couramment utilisés sont le tétrachlorure de carbone (CCl<sub>4</sub>) ou le perchloroéthylène (C<sub>2</sub>Cl<sub>4</sub>) moins toxique.
- ✚ Les conditions opératoires sont : température 120 à 180°C, pression 2 à 3 kg/cm<sup>3</sup>-g et vitesse spatiale supérieure à celle du platforming 1 à 2 h<sup>-1</sup>. Le rapport d'hydrogène sur l'hydrocarbure est de 0,1 à 2, le RON du produit étant de 90 favorise l'isomérisation et réduit au minimum l'hydrocraquage [10].

## IV.7 Les différentes sections de l'unité [10]

L'unité de l'isomérisation de la Naphta légère, illustré par le schéma, comprend six sections :

### IV.7.1 Section Sécheurs

La Naphta légère provenant de l'unité 700 (unité d'hydrotraitement du naphta léger) et le produit recyclé du Désohexaniseur sont mélangés dans le ballon de charge 701-V1.

Le naphta est pompé par la 701-P-1 A/B vers les 02 sécheurs de charge (en série) 701-V2 A/B pour éviter d'éventuels dommages des catalyseurs de l'isomérisation par la présence d'eau, l'H<sub>2</sub> d'appoint provenant de la PSA doit aussi être séché par l'élimination de H<sub>2</sub>O et CO/CO<sub>2</sub> qui sont considérés comme des poisons très nocifs pour le catalyseur du réacteur. De la limité batterie, l'H<sub>2</sub> est dirigé vers le ballon d'appoint d'H<sub>2</sub> (701-V-3), il est ensuite comprimé par le Compresseur (701-K-1 A/B) est refroidi dans l'échangeur (701-E-1) puis envoyé vers les deux sécheurs d'H<sub>2</sub> en série (701-V-4 A/B).il est mélangé après avec la naphta séchée et envoyé vers la Section Isomérisation. [10]

### IV.7.2 Section isomérisation

Les deux phases combinées prévenantes de la section sécheur sont préchauffées dans l'échangeur 701-E-2 (recyclage Désohexaniseur/Charge réacteur) ensuite dans

l'échangeur 701-E-3(Effluent Réacteur/la charge de l'échangeur) enfin la charge du réacteur va être chauffée par la vapeur intermédiaire dans l'échangeur 701-E-4 (Réchauffeur de charge Isomérisation).

Une petite quantité d'agent de chloration ( $C_2CL_4$ ) est injectée par la pompe d'une façon continue dans le réacteur d'isomérisation pour maintenir l'équilibre d'acidité sur le catalyseur (l'agent de chloration est stocké dans le ballon 701-V-5). Le mélange est envoyé vers le premier réacteur d'isomérisation 701-R-1 où la réaction d'isomérisation va être effectuée (cette réaction est légèrement exothermique), l'effluent du réacteur est refroidi dans l'échangeur 701-E-3 coté tube avant d'entrer dans le second réacteur R2 où se passe la continuité de la réaction d'isomérisation. [10]

L'effluent est envoyé vers la colonne de stabilisation 701-C-1 sous control de pression.

### IV.7.3 Section stabilisation

La charge sortant du réacteur d'isomérisation contient des parties légères de gaz incondensables constitue un produit appelé « l'isomérat non stabilisée », dans cette coupe il y a des parties légères qui ont une tension de vapeurs assez élevée et pour la diminuer et respecter les spécifications, on a disposé d'une colonne de stabilisation dont le but d'éliminer les légers qui sont l' $H_2$ , HCL,  $C_4$ . [10]

La purge du ballon de reflux de stabilisateur contient de l'hydrogène et du chlore d'où ils sont envoyés vers le scrubber pour subir la neutralisation avec la soude caustique puis envoyés vers fuel gaz. Le produit recueilli au fond de la colonne stabilisatrice forme « l'isomérat stabilisé » qui sera envoyé vers la colonne déisohexaniseur.

### IV.7.4 Déisohexaniseur

Détaillé en chapitre IV

### IV.7.5 Section scrubber

Comme le gaz provenant du ballon de reflux contient du HCL, un traitement à la soude et un lavage à l'eau sont conçus avant de l'envoyer au réseau fuel gas. Le gaz sortant de la section lavage à la soude, saturé par cette dernière est lavé une deuxième fois avec l'eau déminéralisée dans la section supérieure du Scrubber (Section à garnissage) pour prévenir d'éventuels entraînements. Après ils sont dirigés vers le collecteur du fuel gas ou à la torche.

Pour la soude caustique, la composition varie de 10% pds à 2% pds qu'elle réagit avec HCL pour produire NaCl.

La Caustique est circulée avec la pompe 701 P 8, elle est maintenue à une température à 50°C à travers l'échangeur 701-E11 (the caustic recycle Heater) pour garder la température de la caustique élevée de quelques degrés à celle de la charge gaz et pour éviter les risques de moussage qui sont dû à la condensation des hydrocarbures.

Les deux sections sont à garnissage avec (Anneaux à charbon).

Le besoin en caustique est stocké dans la section inférieure de la colonne et la charge (gaz) barbotte à travers cette caustique. Une partie de la caustique circulante est pulvérisé sur les parois internes en dessous du garnissage (lavage à la soude) pour éviter tout risque de corrosion humide par le HCL au niveau de cette partie du Scrubber. [10]

La soude est drainée par les 701-P-8 A/B (ligne de Refoulement) une fois la concentration de la soude circulante diminue aux environs de 2% pds. Quand la caustique est éliminée, le fond de la colonne est rempli avec de la soude fraîche. La fréquence de remplacement de la NAOH est de 10 jours. La soude utilisée est envoyée au ballon de dégazage 701-V13, puis vers la limite batterie par les 701-P-11 A/B (Soude pauvre). [10]

Comme la soude fraîche est disponible à 40%, une solution à une concentration de 10% doit être préparée par dilution avec de l'eau déminéralisée. La soude fraîche est mélangée avec l'eau Déminéralisée en ligne à travers 701-MX-1 (Mixeur caustique fraîche) et stocké dans 701-S-1 (Bac caustique fraîche).

La solution caustique à la concentration de 10% est injectée au niveau du scrubber chaque 10 jours par les pompes 701-P-10 A/B. [10]

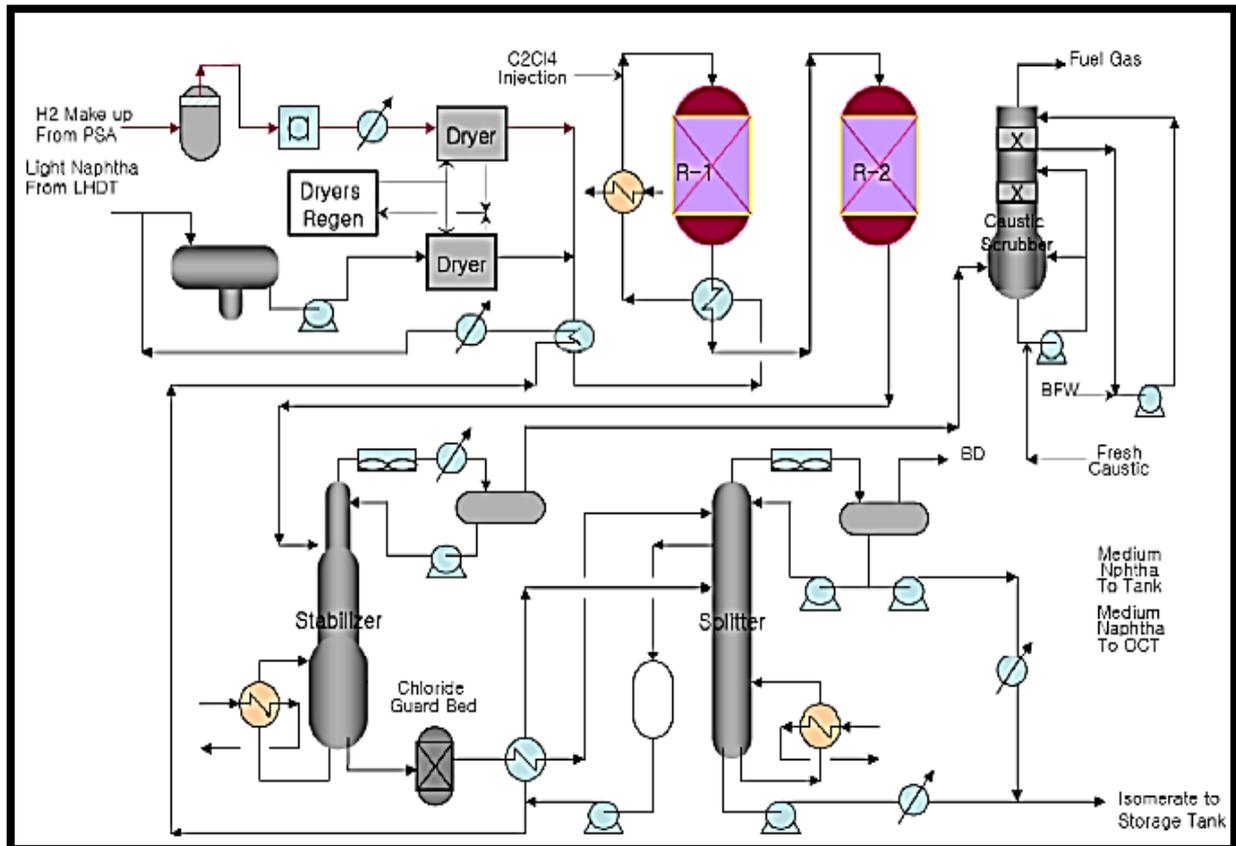


Figure II. 5 : Schéma descriptif de l'unité d'isomérisation

## Conclusion

L'invention concerne un procédé d'isomérisation des n-paraffines en isoparaffines, ayant notamment pour but d'améliorer l'indice d'octane de certaines coupes pétrolières, plus particulièrement de celles qui contiennent des pentanes et des hexanes normaux ainsi que des pentanes et des hexanes ramifiés (coupes C 5 /C 6).

**Chapitre III :**  
**Réactions chimiques et**  
**catalyse**

## I. Les principales réactions d'hydrotraitement

Le prétraitement catalytique accomplit plusieurs réactions afin de préparer la charge de naphta pour l'unité d'isomérisation en aval. L'objectif principal est d'éliminer le soufre, mais les réactions de dénitrégation, de désoxygénation et de saturation des oléfines se produisent simultanément avec l'hydrotraitement. [13]

### I.1 La désulfuration

Dans les naphtas, les principaux composés de soufre comprennent les mercaptans, les sulfures aliphatiques, les disulfures aliphatiques et les sulfures cycliques d'anneau à cinq et six membres.

Sous les conditions du réacteur de prétraitement, ces composés de soufre réagissent facilement pour produire le composé saturé correspondant, en libérant le H<sub>2</sub>S

- Mercaptans « RSH »:  $\text{RSH} + \text{H}_2 \longrightarrow \text{H}_2\text{S} + \text{RH}$
- Sulfures « RSR' »:  $\text{RSR}' + 2\text{H}_2 \longrightarrow \text{RH} + \text{R}'\text{H} + \text{H}_2\text{S}$
- Disulfures « RSSR' »:  $\text{RSSR}' + 3\text{H}_2 \longrightarrow \text{RH} + \text{R}'\text{H} + 2\text{H}_2\text{S}$

### I.2 Denitrification

- $\text{RNH}_2 + \text{H}_2 \longrightarrow \text{RH} + \text{NH}_3$
- $\text{NH}_3 + \text{HCl} \longrightarrow \text{NH}_4\text{Cl}$

### I.3 Hydrogenation des hydrocarbures oxygénés

- $\text{ROH} + \text{H}_2 \longrightarrow \text{RH} + \text{H}_2\text{O}$
- $\text{RCO}_2\text{H} + 3\text{H}_2 \longrightarrow \text{RCH}_3 + 2\text{H}_2\text{O}$

### I.4 Hydrogénation des oléfines

- $\text{CH}_3 - \text{CH}_2 - \text{CH} = \text{CH} - \text{CH}_3 \rightarrow \text{CH}_3 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_3$

Les réactions d'hydrogénation des oléfines sont exothermiques. La chaleur de réaction est d'environ 30 kcal/mol.

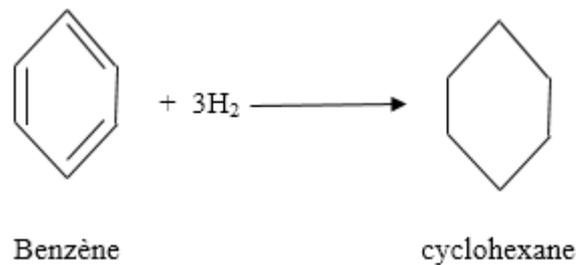
### I.5 Elimination des métaux

Arsenic, plomb, mercure et autres métaux souvent sous forme organométallique. La forme hydrogénée réagit avec le catalyseur d'hydrotraitement, formant un composé bimétallique. Les métaux sont donc physiquement absorbés par le catalyseur, créant un gradient le long du lit catalytique.

## II. Réaction chimique d'isomérisation [10]

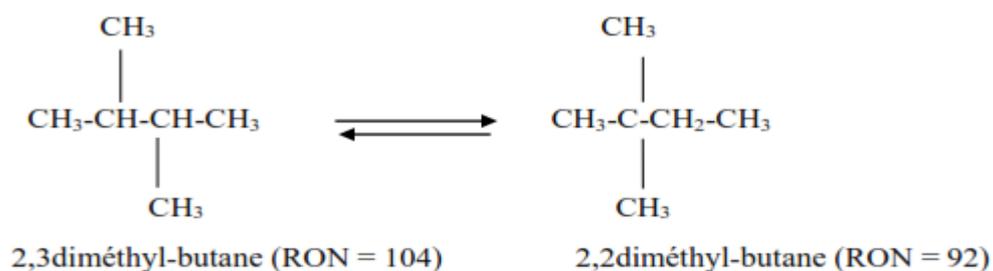
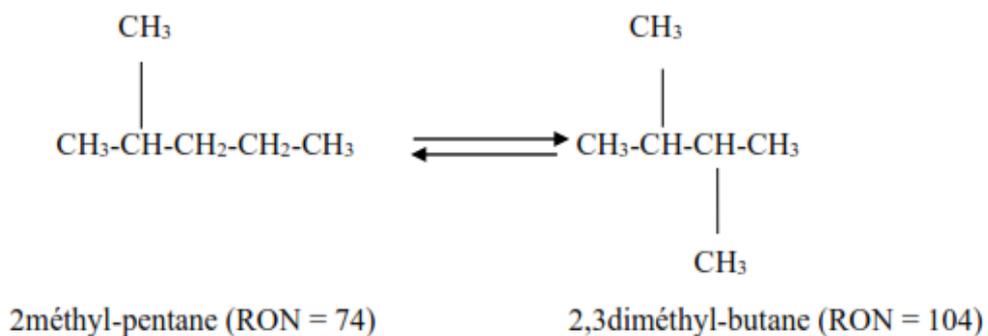
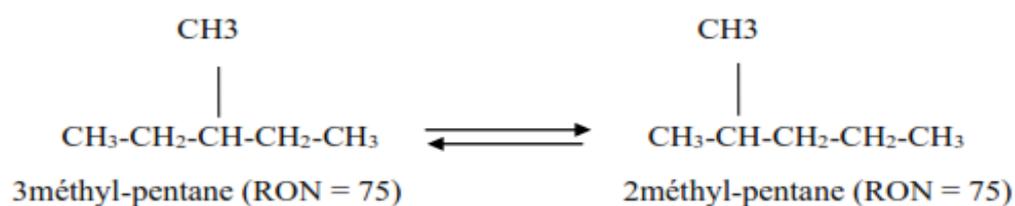
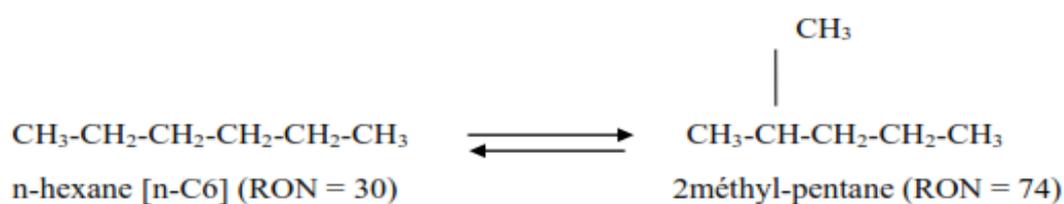
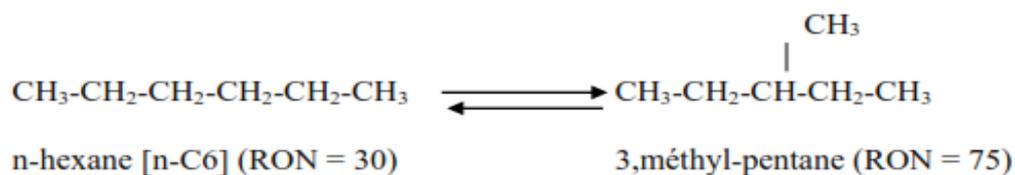
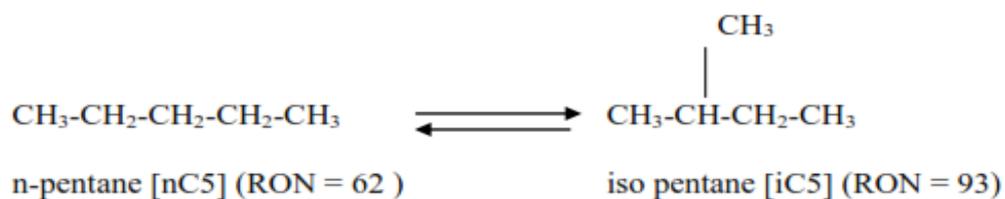
### II.1 Hydrogénation du benzène

La réaction est hautement exothermique. Afin de surveiller la température d'isomérisation, l'hydrogénation de benzène se produit dans le premier réacteur.

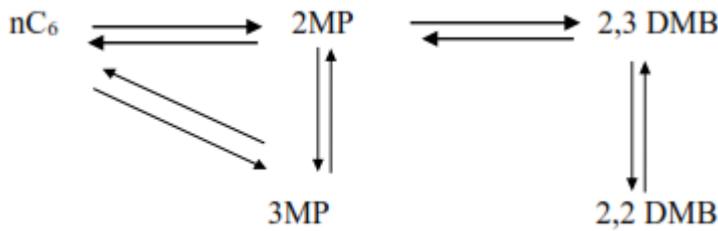


### II.2 L'isomérisation ou réarrangement de la chaîne

C'est la transformation de la chaîne linéaire vers une structure plus ramifiée à indice d'octane plus élevé. La réaction se produit dans les deux réacteurs.



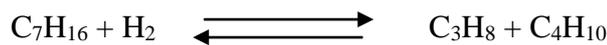
Avec n-hexane plusieurs combinaison sont possible :



Ces réactions, comme montrées, sont réversibles et la distribution finale des isomères est basée sur la composition d'équilibre qui est imposée par les conditions et la cinétique du procédé de réacteur. En plus des réactions d'isomérisation, il y a d'autres réactions secondaires qui se produisent également, dont quelques-unes ne sont pas souhaitables.

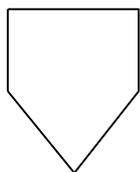
### II.3 Les réactions secondaires

#### II.3.1 Réaction d'hydrocraquage



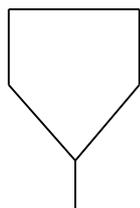
#### II.3.2 Ouverture du cycle naphténiq

Les trois naphténes qui sont en général présents dans une alimentation d'isomérisation sont cyclopentane (CP), méthyl cyclopentane (MCP) et cyclohexane (CH). Ces anneaux naphténiqes se brisent et s'hydrogènent pour former des paraffines.



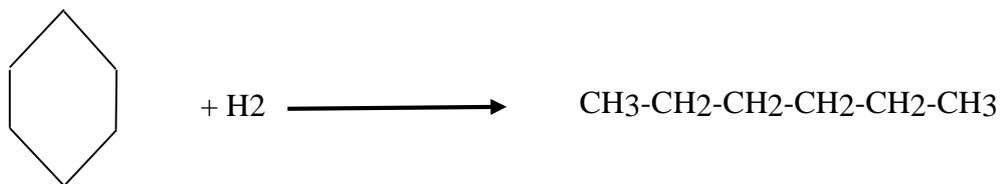
Cyclopentane

n-pentane



Méthylcyclopentane

n-hexane



Cyclohexane

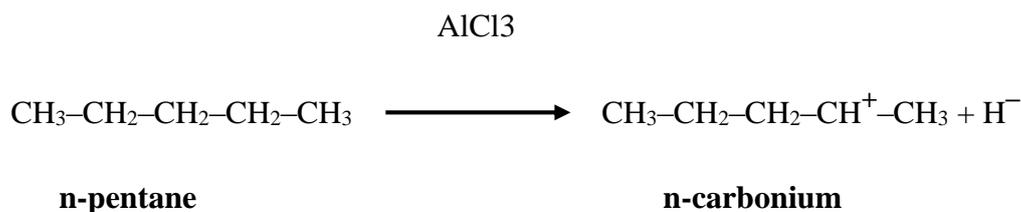
n-hexane

- Plus la température est haute, plus le taux d'hydrocraquage est grand.
- Dans les conditions d'isomérisation l'hydrocraquage est une réaction qui ne devrait pas avoir lieu
- Les réactions d'isomérisation sont légèrement exothermiques produisent de la chaleur environ (10Kj /mol), cela donc a pour conséquence que ces réactions ont une tendance naturelle à augmenter la température, ils sont alors favorisés à basse température selon le principe de Le Chatelier. [10]

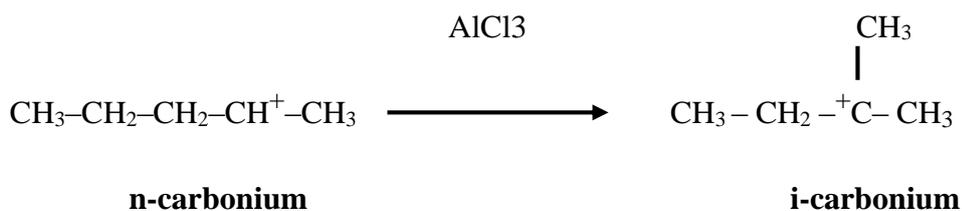
#### II.4 Mécanisme de l'isomérisation

Le mécanisme est cationique avec l'intermédiaire d'une formation d'un ion carbonium, cependant le mécanisme de la réaction est différent selon les catalyseurs très acides tels que le Platine sur alumine chloré ou catalyseurs zéolitiques. [10]

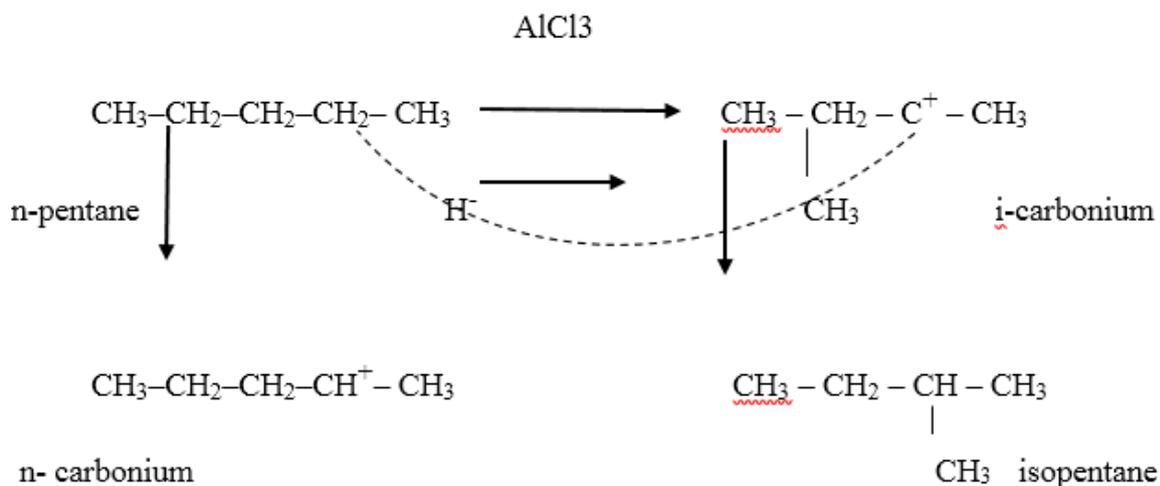
##### II.4.1 Formation des ions carbonium



##### II.4.2 Rearrangement des ions carbonium



## II.4.3 Abstraction hydride à un autre n-pentane



- La fonction Pt : sert de la stabilité de catalyseur.

## III. Thermodynamique et cinétique

La réaction d'isomérisation est une réaction très faiblement exothermique avec la différence de chaleur ( $H = -4$  à  $-20$  kJ/mol). C'est une réaction équilibrée, qui s'effectue sans variation du nombre de moles et n'est donc pas influencée par des variations de pression. En équilibre les isomères les plus intéressants d'un point de vue de l'indice d'octane sont favorisés à basse température.

Industriellement, il faudra travailler à la plus basse température possible afin d'obtenir le maximum d'isomères avec un indice d'octane élevé. [10]

## IV. Aspects cinétique

L'étude cinétique de la réaction d'isomérisation des alcanes a fait l'objet de nombreuses études. Sans rentrer dans les détails nous pouvons dire que [14]:

le mécanisme monofonctionnel acide est caractérisé par des valeurs d'énergie d'activation de l'ordre de 40 à 50 KJ par mole, par un ordre d'hydrogène d'hydrocarbures égale à 1 et par un ordre apparent d'hydrogène nul.

Le mécanisme bi fonctionnel est caractérisé par des valeurs d'énergie d'activation de l'ordre de 105 à 135 KJ par mole, par un ordre d'hydrogène compris entre 0 et -1.

Par ailleurs, suivant le type de mécanisme invoqué, les sélectivités obtenues sont différentes. Ainsi, dans le cas du n-hexane, lorsque l'isomérisation procède par un mécanisme monofonctionnel acide, seul le 2,2 diméthylbutane apparaît comme produit secondaire, les 2,3 diméthylbutane et les méthyl pentanes apparaissent comme produits primaires. Par contre, lorsque l'isomérisation s'effectue par mécanisme bifonctionnel seuls les méthylpentanes apparaissent comme produits primaires de réaction.

## V. Catalyseurs

### V.1 Caractéristique de catalyseur

La référence du catalyseur d'isomérisation est ATIS-2L. Il s'agit de platine sur un catalyseur à base d'alumine chlorée utilisé dans les raffineries pour l'isomérisation des coupes C5, C6 paraffiniques produisant une amélioration du RON et du MON de l'essence légère envoyée au Blender des essences automobile (motorgazoline pool). Une haute conversion des n-paraffines est obtenue à basse température avec de hauts rendements. [10]

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 des 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.

## V.2 Composition du catalyseur

ATIS 2L est composé de :

**Alumine ( $\gamma$ ) (comme support)**, caractérisée par :

- Une grande surface spécifique. [8]
- Son acidité naturelle est renforcée par l'ajout de chlore (8 à 10 % pds).

**Platine (0.3 à 0.5% en masse) (comme promoteur) :**

- Finement dispersé sur la surface d'alumine.
- En présence d'hydrogène, limite la formation d'hydrocarbures lourds (similaire au coke).

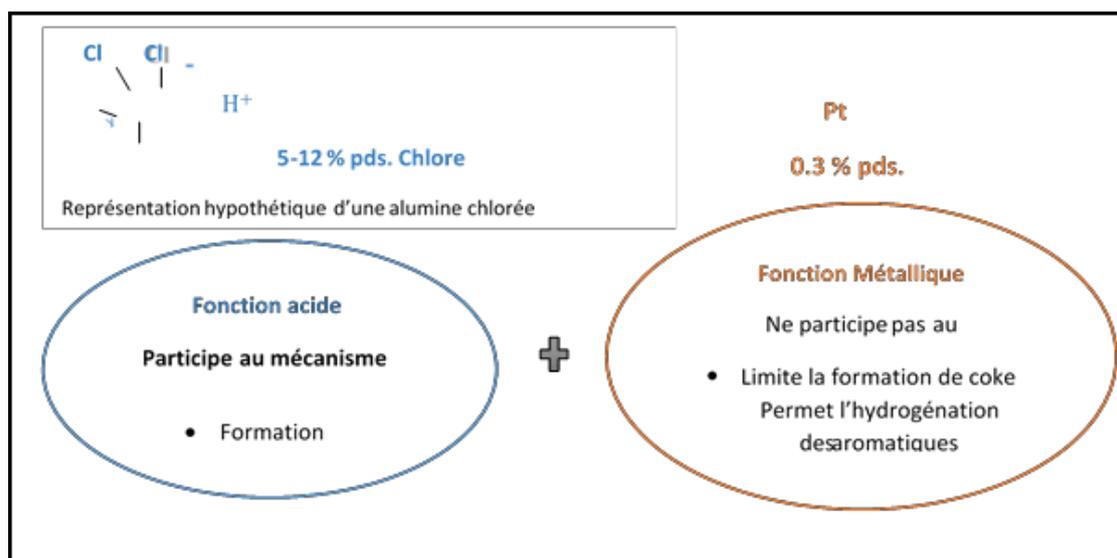
Le platine est requis pour :

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

Ils présentent un certain nombre de servitudes :

- Ils sont très sensibles à l'eau et au soufre qui, ces poisons diminuent considérablement l'activité du catalyseur, et nécessitera une purification préalable et un séchage rigoureux de la charge
- Ils imposent l'injection continue d'un composé chloré pour maintenir le taux de chlore sur le catalyseur, le chlore est en effet en partie sous forme d'acide chlorhydrique par les effluents gazeux, et liquides de l'unité qui doivent subir un traitement de neutralisation.
- Ils doivent travailler en présence d'hydrogène pour préserver l'activité catalytique en empêchant le « cokage ».

Pour traiter 50 t/h d'essence légère ce procédé exige la mise en œuvre d'environ 20 tonnes de catalyseurs disposés généralement dans deux réacteurs en série [8].

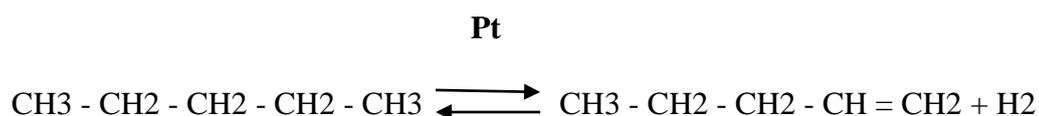


**Figure III. 1 :** Représentation du catalyseur Pt/alumine chlorée.

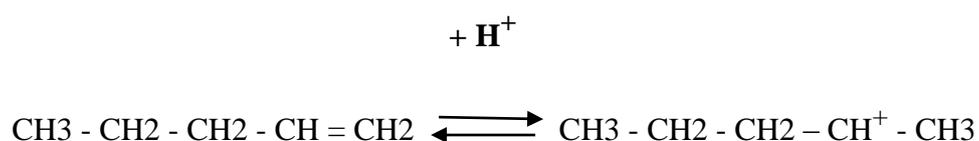
### V.3 Mécanisme de la catalyse

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. [10]

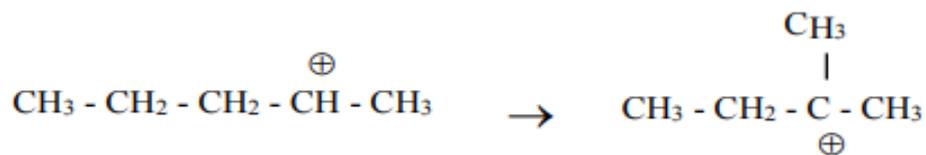
L'isomérisation sur un catalyseur à double-fonction dans une atmosphère d'hydrogène est généralement décrite par le schéma de réaction suivant :



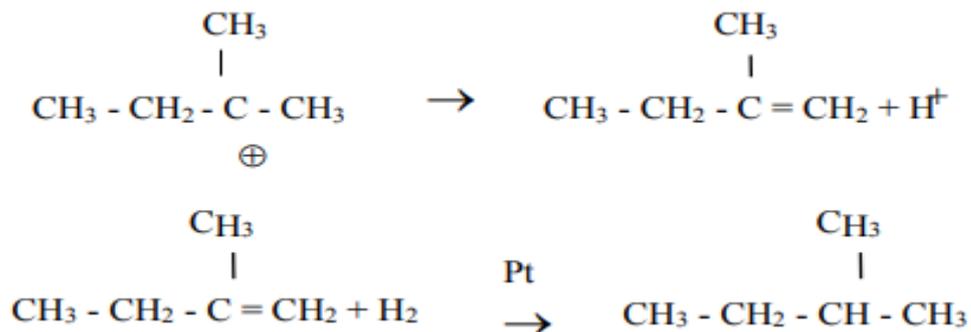
La fonction métallique du catalyseur, dans ce cas le platine, catalyse la formation d'une oléfine intermédiaire par une déshydrogénation de la paraffine. Les oléfines sont ensuite converties en ions carbonium par l'addition d'un proton durant l'adsorption sur la surface acide du catalyseur.



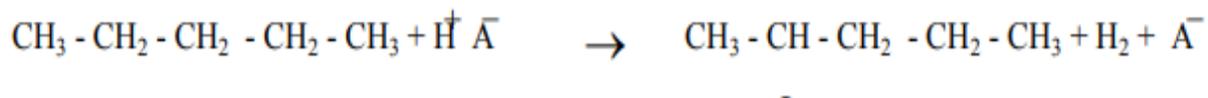
Le réarrangement du squelette se réalise ensuite :



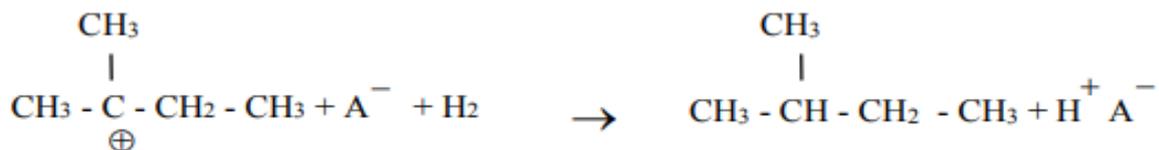
L'ion carbonium réarrangé est ensuite désorbé comme une iso-oléfine qui est ensuite hydrogénée, par la fonction métallique du catalyseur, en l'iso-paraffine :



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.



#### V.4 Contamination 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. [10]

La désactivation de catalyseur se fait par deux phénomènes essentiels qui sont :

- La formation d'un dépôt de coke au cours du traitement ; ce dépôt est éliminé lors de la régénération.
- La présence de poisons dans la charge qui sont en partie retirés par un prétraitement.

### V.5 Formation du coke

Elle résulte d'un craquage poussé des hydrocarbures, favorisé par une haute température et une basse pression, elle constitue l'une des réactions parasites les plus gênantes puisqu'elle entraîne une diminution de l'activité des catalyseurs, l'effet du coke est de diminuer la surface active du catalyseur, ce qui entraîne une baisse progressive de la conversion. Afin de pallier cet inconvénient, on commence par accroître lentement la température, lorsque la température que peut supporter le catalyseur est atteinte, il est nécessaire d'arrêter l'opération pour effectuer une régénération du catalyseur. [10]

### V.6 Poison du catalyseur

Les catalyseurs au platine sont particulièrement sensibles à l'empoisonnement, qui peut être provoqué :

- De façons permanentes.
- De façon temporaire. [10]

#### V.6.1 Poison temporaire

##### 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. [10]

## V.6.2 Poison permanent

### A. 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 1kgd'oxygène, sous toutes les formes, désactivera 100 kg de catalyseur. Si un perçement 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 température 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. [10]

### B. Composés azote

Cela concerne l'azote organique ou l'ammoniac, pas l'azote moléculaire  $N_2$ . 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. [10]

### C. 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. 1kg de fluorure désactivera 100 kilogrammes de catalyseur. [10]

### D. Les métaux

La contamination de l'unité d'isomérisation par les métaux réduit l'activité de la fonction métal du catalyseur ; Les métaux empoisonnent complètement le catalyseur, les effets observables sont une baisse importante de température, baisse de l'activité globale du catalyseur et de la sélectivité. [10]

Les tableaux II.1 illustrent les niveaux maximum admissibles d'impuretés dans l'alimentation.

**Tableau III. 1** : Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation.

<b>soufre</b>	<b>0,5 wt ppm max</b>
<b>Azote</b>	0,1 wt ppm max
<b>Eau+Oxygénés</b>	0,1 wt ppm max
<b>Métaux</b>	5 wt ppm max
<b>Arcenic</b>	1,0 wtppb max
<b>Plomb</b>	1,0 wtppb max
<b>Cuivre</b>	1,0 wtppb max
<b>Nickel</b>	1,0 wtppb max
<b>Chlorure</b>	1,0 wt ppm max
<b>Oléfines</b>	1,0 wt % max

## VI. Les paramètres du procédé

Il y a cinq variables primaires de procédé qui ont un effet direct sur les performances de réacteur d'isomérisation :

- Température de réacteur.
- Vitesse spatiale.
- Rapport Hydrogène / Hydrocarbure.
- Composition de la charge.
- Pression de sortie de réacteur.
- Injection de chlorure

Il faut comprendre que la pression est fixée lors de la conception de l'unité et ne constituera plus une variable opératoire en cours de marche. La température sera par excellence le paramètre que l'on peut augmenter, pour maintenir la valeur du **NO**.

La vitesse spatiale et le rapport **H<sub>2</sub>/HC** sont également susceptibles d'être modifiés en cours de marche.

L'étude de l'influence intrinsèque de ces paramètres va permettre de préciser ces généralités :

## VI.1 Composition de la charge

Les procédés d'isomérisation sont relativement flexibles vis à vis des charges utilisées. Les charges C<sub>5</sub>/C<sub>6</sub> utilisées sont issues de la distillation directe du pétrole brut. En général, le point de coupe de distillation de la charge est maintenu autour de 70°C -80°C pour éviter la présence importante de benzène, de cyclohexane et autre hydrocarbure contenant plus de 7 atomes de carbone. En effet la présence de ces composés dans la charge de l'unité d'isomérisation entraîne des pertes en rendement ou en octane de l'isomérat. [10]

### A. Caractéristiques de la charge

- Charge : naphta A (légère).
- Densité 15°C : 0,6721
- TVR (kgf/cm<sup>2</sup>) : 0,6580
- Indice d'octane : 70%
- Masse moléculaire : 83g/mol

Le tableau suivant représente les caractéristiques du naphta A :

**Tableau III. 2 :** La composition du naphta A

Nombre de C	Naphtène	i-paraffine	n-paraffine	Aromatique	Total
<b>C5</b>	1.92	3.78	25.25	-	30.95
<b>C6</b>	11.47	19.41	21.46	3.08	55.43
<b>C7</b>	4.26	6.41	2.37	0.23	13.28
<b>C8</b>	0.14	0.07	0.05	-	0.26
<b>C9</b>	-	-	0.05	0.03	0.08
<b>total</b>	17.80	29.68	49.18	3.34	100.00

## VI.2 Température du réacteur

La température d'entrée des réacteurs permet aux opérateurs un contrôle direct la qualité de produit. Les températures plus élevées améliorent l'activité de catalyseur et l'approche à l'équilibre, mais cela diminue la quantité d'équilibre d'isomères dans les effluents de réacteur. Une température plus élevée augmente également des réactions d'hydrocraquage, et par conséquent les dépôts de coke sur le catalyseur. [15]

### VI.3 La pression à la sortie du réacteur

Pression à la sortie du réacteur A la sortie du deuxième réacteur, la pression doit être au-dessus de 30 kg/cm<sup>2</sup> minimum. [15]

### VI.4 La vitesse spatiale

La Vitesse spatiale horaire pondérale (**WHSV**) est définie comme le rapport du débit horaire d'alimentation liquide en kg/h au poids de catalyseur, à savoir :

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

Ce paramètre est fixé par le taux d'alimentation. La vitesse spatiale horaire pondérale de calcul pour les réacteurs d'isomérisation est de 1.1 h<sup>-1</sup>(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. La diminution du taux d'alimentation diminue la vitesse spatiale. A température constante, cela augmente l'activité et par conséquent l'approche à l'équilibre. La température d'entrée du réacteur peut être réduite tout en maintenant la performance optimale de catalyseur. [15]

### VI.5 Rapport H<sub>2</sub>/ hydrocarbure

Ce rapport est défini comme le nombre de moles d'hydrogène à la sortie de réacteur par mole d'alimentation liquide de **C5** + passant sur le catalyseur. Le rapport de calcul 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. Aussi, cela évite le dépôt de carbone sur le catalyseur avec suffisamment d'hydrogène pour saturer les composants hydro-craqués, Ce rapport doit toujours rester au-dessus de **0.06**, si nécessaire, réduire le taux d'alimentation de réacteur afin de maintenir le rapport. [15]

### VI.6 Injection du chlorure

Le catalyseur de platine chloré perd une petite quantité de chlorure d'une façon continue jusqu'à l'effluent de réacteur, et cela est constitué par l'injection continue d'un agent de chlorure aux réacteurs d'isomérisation. Le Tétrachloroéthylène (**C<sub>2</sub>Cl<sub>4</sub>**), non stabilisé, est l'agent chlorurant recommandé. [15]

Les réacteurs d'isomérisation ne devraient pas être en service pour plus de six heures sans injection de chlorure, car les réactions d'isomérisation ralentissent significativement avec déficience de chlorure.

**Conclusion**

En conclusion, nous retiendrons ici que l'accroissement des indices d'octane constitue toujours un facteur d'amélioration du rendement, donc de réduction de consommation de carburant des véhicules. Cette constatation justifie tous les procédés mis en œuvre par le raffinage pour obtenir des essences à haut indice d'octane.

# **Chapitre IV :**

## **Colonnes de distillation**

## I. Généralités sur la distillation

La Distillation est une des opérations fondamentales du génie chimique, elle consiste à séparer les constituants d'un mélange de produits liquides par évaporations et condensations successives.

Les volatilités différentes des constituants rendent possible la séparation envisagée, les lois de la chimie physique régissant les équilibres liquide-vapeur constituent les bases nécessaires pour le traitement de la distillation et de la rectification.

Dans l'industrie chimique, pétrochimique et pétrolière, les installations les plus impressionnantes sont le plus souvent les tours de rectification, dont les phases atteignent 9 m et  $H \geq 60$  m. Ainsi donc, on peut définir la distillation comme un procédé de fabrication basé sur la différence de composition entre un liquide et sa vapeur en équilibre.

Dans le langage de l'ingénieur de process, les deux notions de distillation et rectification sont employées avec la même signification. Cependant, il convient d'utiliser le mot "Rectification" lorsqu'il intervient un phénomène de transfert de matière, dans une colonne de fractionnement, entre une phase vapeur montante et une phase liquide descendante.

Rectification est synonyme de distillation fractionnée et, par opposition, on appelle distillation simple l'opération consistant à condenser directement les vapeurs issues d'un bouilleur.

### I.1 Définition de la distillation

La distillation est une technique de séparation des constituants d'un mélange liquide. Cette méthode de séparation repose simplement sur le fait, qu'en général, la vapeur en équilibre avec un liquide qui lui a donné naissance, est plus riche en composé le plus volatil. Il sera d'autant plus facile de séparer les composés d'un mélange que leurs volatilités sont différentes.

[16]

### I.2 Principe de distillation

La distillation est une méthode de séparation basée sur la différence de température d'ébullition des différents liquides qui composent un mélange. Dans certains cas, mieux qu'une séparation, il s'agit d'une méthode de purification.

Si on chauffe un mélange de liquides, c'est le liquide le plus volatil, celui qui a la température d'ébullition ( $T_{eb}$ ) la plus basse qui s'échappera le premier. Pour recueillir les vapeurs de ce produit, il faut le condenser. Ceci est fait par un réfrigérant à eau. [17]

### I.3 L'équilibre liquide vapeur

Les différents mélanges de liquide peuvent être classés, d'après le nombre de leurs constituants, en mélanges binaires, ternaires... Les mélanges binaires, qui ont été les plus étudiés, seront seuls considérés ici. On distingue, d'après la solubilité réciproque des constituants :

Les mélanges homogènes comprenant :

- Les mélanges normaux parmi lesquels on rencontre les mélanges idéaux ;
- Les mélanges anormaux ou azéotropiques ;
- Les mélanges hétérogènes. [18]

#### a) Mélanges idéaux

On peut considérer qu'un mélange est idéal lorsque les écarts par rapport à la loi de Raoult sont faibles, ils sont constitués par des corps de même structure chimique (par exemple hydrocarbures saturés isomères). [18]

#### b) Mélanges azéotropiques

Un mélange azéotropique est un mélange de substances qui présente la même concentration de phases vapeur et fluide. Il s'agit essentiellement d'un mélange qui contient deux liquides ou plus. Un mélange azéotropique a un point d'ébullition constant ou identique et la vapeur du mélange aura également la même composition que le liquide.

Normalement, nous utilisons la distillation pour isoler les matériaux en tant que solutions idéales, une partie étant normalement plus volatile que l'autre. Cependant, dans un mélange azéotropique, comme les concentrations de vapeur et de liquide seront les mêmes, cette approche empêchera leur séparation.

Deux, trois et plus azéotropes peuvent être soit uniformes, soit hétérogènes (plus d'une phase). L'azéotrope se produit généralement lorsqu'un mélange est chauffé afin de produire de la vapeur ayant la même composition liquide.

Si le mélange s'écarte de la loi de Raoult, des azéotropes se forment et le point de bulle et le point de rosée sont identiques pour les azéotropes. Les mélanges de liquides non azéotropes, quelles que soient les circonstances, sont appelés azéotropes [18].

#### c) Mélanges hétérogènes

Dans ces mélanges, qui s'écartent totalement de l'état idéal, la solubilité réciproque des deux constituants liquides peut être partielle ou nulle. [18]

#### I.4 Distillation discontinue

Une distillation discontinue est une distillation où le mélange à séparer est chargé une fois dans l'installation et d'où les composants distillés les uns après les autres [14]. Cette opération est appliquée dans un réservoir en fond de colonne (bouilleur), où le mélange est introduit. Les produits les plus légers sont recueillis en premier au condenseur qui se trouve en tête de colonne. Lors du passage des différents composés légers, la température en tête de colonne s'accroît. En fin d'opération, il ne reste plus que le résidu lourd en bas de colonne. [19]

#### I.5 Distillation continue

Une distillation continue est une distillation où l'installation est continuellement alimentée avec le mélange à séparer. Cette opération permet de séparer les constituants d'un mélange, par une succession d'équilibre liquide- vapeur agencés à contre- courant. Les échanges de matières à contre- courant et les échanges de chaleur sont la conséquence du renvoi dans la colonne :

Une fraction du débit de liquide issu du condenseur dans le flux de matière froide est descendant constitue le reflux de la colonne.

Le courant de vapeur issu du bouilleur est un flux de matière chaude ascendant.

Pour assurer un bon contact entre le liquide descendant et la vapeur ascendante, la colonne est soit équipée de plateaux ou de garnissages. Le mélange à traiter est introduit sur le plateau d'alimentation de la colonne.

Les composés les plus volatils se vaporisent à partir du liquide contenu dans la colonne et atteignent un plateau supérieur. Les vapeurs s'enrichissent en composés volatils. La phase vapeur ainsi enrichie est collectée en haut de la colonne, puis condensée pour fournir un distillat léger.

La phase liquide tombe en cascade vers le bas, s'enrichit en élément lourds et perd ses éléments légers.

Plus le nombre de plateaux ou la hauteur de la colonne important, meilleure est la séparation. [20]

## I.6 Les types de distillation de pétrole

### a) La distillation atmosphérique

Ce procédé consiste à chauffer le pétrole dans une tour de distillation appelée Topping ou distillation atmosphérique (pression qui règne à l'intérieur est proche de celle de l'atmosphère), et grâce à la différence de température d'ébullition des composants en présence et avec la vaporisation des fractions on recueille à différents niveaux de la colonne des fractions de produits légers, intermédiaires, moyens et lourds.

La distillation atmosphérique se fait dans une colonne munie d'un certain nombre de plateaux, conduisant à une distillation fractionnée, donnant des distillats légers, la partie résiduelle est envoyée vers une autre colonne appelée distillation sous vide. [9]

### b) La distillation sous vide

Cette opération consiste à séparer le résidu atmosphérique sortant au fond de colonne atmosphérique et d'extraire des coupes de distillats destinées soit pour la production des lubrifiants soit à alimenter des unités de conversion donnant des produits de haute valeur ajoutée. En effet, cette fraction résiduelle contient des hydrocarbures à longues chaînes et plus les chaînes sont longues plus elles sont fragiles, donc susceptibles d'être scindées en plusieurs morceaux si le chauffage continue sous la pression atmosphérique,

Suivant la destination des distillats, les colonnes sous vide comportent ou non des zones de fractionnement et suivant l'utilisation ou non de la vapeur d'eau destinée à baisser la pression des hydrocarbures. [9]

## I.7 La distillation azéotropique

La distillation azéotropique hétérogène est couramment utilisée pour séparer des mélanges non idéaux. Dans cette technique, un "entraîneur" (appelé également "tiers-corps") permet de former un azéotrope ternaire à température de bulle minimale. D'autre part, la présence de ce tiers corps doit conduire à avoir une zone de démixtion qui permettra de franchir les frontières de distillation qui ne peuvent être franchies par une distillation classique. L'entraîneur sélectionné ici pour réaliser la séparation. [21]

La distillation azéotropique est une technique destinée à séparer des composants liquides très difficiles de volatilités trop proches voire impossibles à séparer par distillation (formant un azéotrope). Elle consiste à ajouter au mélange à séparer un solvant tiers, formant un azéotrope avec l'un des composants et non miscible avec lui après condensation. On choisira donc un solvant formant un azéotrope à minimum pour le récupérer en tête de colonne. Après

condensation le solvant entraîneur est séparé par décantation et recyclé dans la colonne sous forme de reflux.

Choisir un solvant entraîneur miscible avec le composant à extraire n'aurait aucun sens puisqu'on serait dans l'impossibilité de les séparer après condensation.[22] L'entraîneur doit aussi être suffisamment volatil pour être strippé du produit de pied de la distillation.

Cette technique est largement utilisée dans l'extraction d'eau de milieux organiques, aromatiques, alcools, ... etc. Elle est parfois en concurrence avec la distillation extractive qui consomme souvent moins d'énergie mais est plus coûteuse en investissement (deux colonnes au minimum). [22]

## II. Colonne de distillation

### II.1 Définition

L'opération de rectification qui est un procédé de séparation d'un mélange en constituants pratiquement purs par des échanges successifs de masse et de chaleur s'effectue dans un appareil appelé : colonne de rectification.

Une colonne, aussi appelé tour, est un équipement circulaire disposé verticalement d'une hauteur bien supérieure à son diamètre. Utilisé principalement dans les raffineries le terme de « colonne » est souvent employé pour les colonnes de distillation. C'est la première étape du raffinage. Cependant, la colonne est un équipement employé dans d'autres procédés du traitement des hydrocarbures et tout particulièrement du gaz. C'est ainsi qu'on l'emploiera pour la déshydratation du gaz. Dans cette utilisation, on a l'habitude de l'appeler « colonne de déshydratation » ou encore, « contacteur ». Cet équipement sera aussi employé dans le cadre de la désacidification du gaz par adsorption. [23]



Figure IV. 1 : colonne de distillation

## II.2 Les différents types de colonne

Les colonnes ont une forme cylindrique, leur hauteur est toujours très grande comparée à leur diamètre. Les plus utilisées sont équipées de plateaux (ils peuvent être de plusieurs types); mais il existe aussi des colonnes à garnissage (là aussi plusieurs types de garnissage sont disponibles sur le marché).

### II.2.1 Les colonnes à plateaux

Les colonnes à plateaux sont utilisées pour réaliser un contact entre une phase gazeuse et une phase liquide de façon à amener celles-ci le plus près possible de l'état d'équilibre. Les transferts de matière et de chaleur entre les phases sont d'autant plus importants que la surface de contact et la turbulence des phases sont plus grandes.

Les colonnes à plateaux ont été mises au point pour la distillation, opération dans laquelle la résistance au transfert de matière est plus importante dans la phase vapeur que dans la phase liquide. Les plateaux sont donc conçus pour assurer une dispersion de la phase vapeur au sein du liquide. Les colonnes à plateaux sont utilisées avec un égal succès en distillation et en absorption. [23]

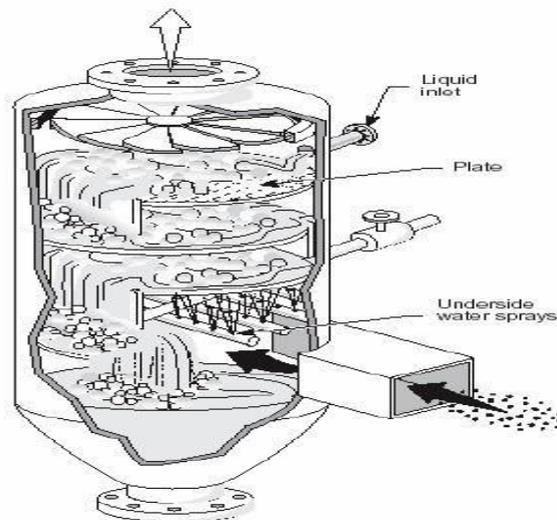
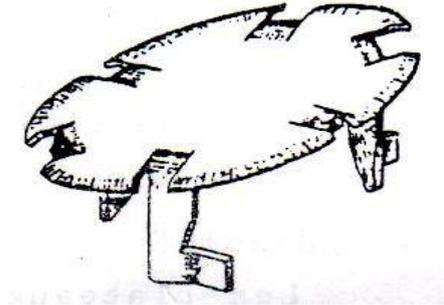


Figure IV. 2 : exemple d'une colonne à plateau

Les principaux types de plateaux sont :

➤ **Plateaux à clapets :**

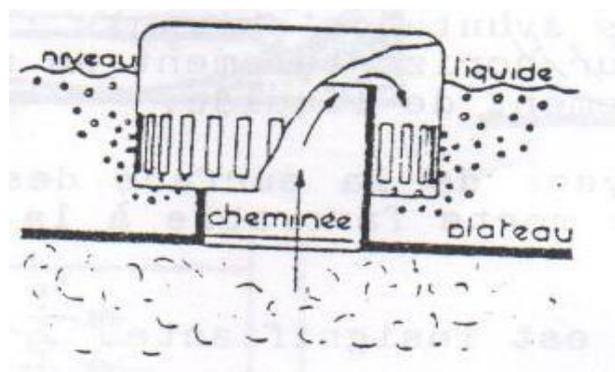
C'est un plateau perforé, dont les orifices sont équipés de clapets. La hauteur de soulèvement de ces derniers est fonction du débit de vapeur, qui s'échappe horizontalement dans le liquide. Ils sont progressivement substitués aux plateaux à calotte, car leurs performances sont légèrement supérieures pour un prix de revient plus faible. Ils existent des clapets ronds, triangulaires ou allongés. [23]



**Figure IV. 3 :** schéma d'un clapet

➤ **Plateaux à cloches ou à calottes :**

C'est le modèle le plus répandu encore aujourd'hui, il se rencontre encore dans les industries pétrolières ou chimiques. Construite en fonte moulée, il est constitué d'une plaque perforée, chaque trou étant muni d'une cheminée, celle-ci sert à guider une calotte dont la fixation est assurée par une tige et un contre-écrou. Une certaine quantité de liquide est maintenue sur le plateau grâce à un déversoir qui assure l'écoulement du liquide vers le plateau inférieur. [23]



**Figure IV. 4 :** Schéma d'une calotte

➤ **Plateaux Uniflux :**

C'est une variante du plateau à calottes, le plateau est décomposé en bandes ayant une section en S et l'échappement de la vapeur aux échancrures s'effectue unidirectionnellement vers le déversoir aval, ce qui tend à favoriser l'écoulement liquide sur le plateau, par contre, la dispersion de la vapeur dans le liquide est moins homogène que pour les types précédents. [23]

➤ **Plateaux à jet dimensionnel :**

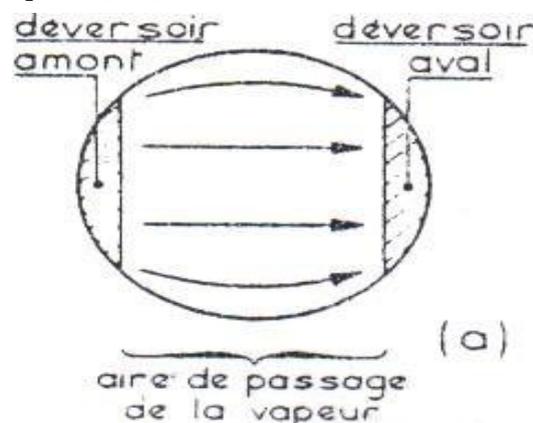
C'est un plateau ou sa construction est inspirée de simplicité et faible prix de revient que les plateaux perforé et réduction du gradient liquide par échappement orienté de la vapeur sous les languets dans le modèle (Float valve tray), ces derniers sont mobiles et articulés au plateau par une charnière. [23]

➤ **Plateaux sans déversoir :**

Il est de type perforé, donc de construction peu onéreuse, liquide et vapeur s'écoulent à contre-courant par les mêmes orifices, de sorte que l'ensemble peut être traité comme une colonne à garnissage. Le niveau liquide sur le plateau correspond à la balance dynamique des écoulements liquide et vapeur à travers les trous. Parmi ces modèles de plateaux, on trouve les marques : « Turbogrid » et « Ripple tray », ces plateaux ont une bonne efficacité tant que les débits ne s'écartent pas beaucoup de ceux prévus par le calcul. [23]

➤ **Plateaux perforé à déversoir :**

Il est connu depuis longtemps, en dépit de son prix de revient très faible, il n'a pas obtenu beaucoup de succès, ses performances ne demeurent acceptables que pour des variations de débit faibles autour de la valeur optimale pour laquelle il a été calculé, la vapeur traverse verticalement la couche liquide. [23]



**FigureIV.5 :** Schéma simplifié d'un Plateau perforé à déversoir

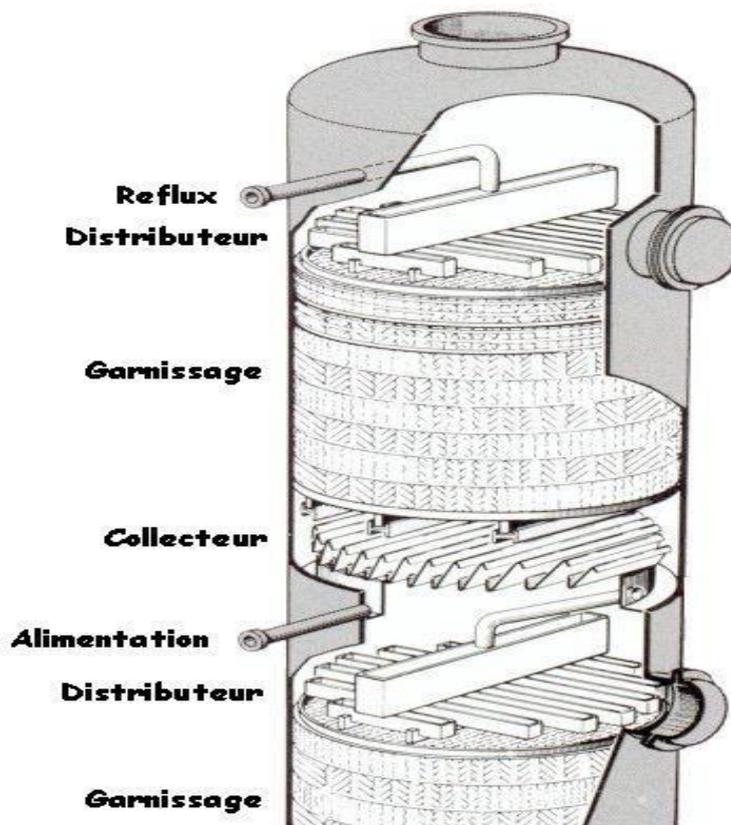
### II.2.2 Colonne à garnissage

Elles sont utilisées dans la distillation et l'absorption. Ces colonnes réalisent un contre-courant continu. L'échange de matière croît en régime turbulent. C'est pourquoi elles sont remplies d'éléments solides.

On emploie comme garnissage n'importe quels morceaux solides, généralement du coke ou de la brique qui ont l'avantage d'être particulièrement bon marché. Le garnissage efficace doit être tel que la surface par unité de volume soit la plus grande possible, distribution uniforme du liquide et du gaz et faibles pertes de charges.

Les garnissages les plus utilisés dans l'industrie sont de « **Rashing** » qui sont des manchons de cylindres dont la hauteur est égale au diamètre extérieur.

Leur construction est en céramique ou en porcelaine (bon marché et grande résistance à la corrosion). Comme il existe aussi des anneaux en acier, en carbone, et en matière plastique (polyéthylène). [23]



FigureIV.6 : exemple d'une colonne à garnissage

**Avantages :**

- Prix moins élevé.
- Faible perte de charge.
- Rétention peu importante.

**Inconvénients :**

- Faible flexibilité.
- Faible flexibilité des colonnes à grand diamètre. [23]

**II.3 Description de la colonne de distillation atmosphérique**

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

Les plateaux sont de types à clapet (soupape) qui permettent d'assurer un contact intime entre la phase liquide descendante et la phase vapeur ascendante. [24]

Les colonnes de distillation atmosphérique comportent généralement quatre zones :

**a) Zone de flash ou d'alimentation**

C'est la zone d'injection de la charge chauffée, où s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. Elle doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois contre l'érosion, pour ce là, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement. [24]

**b) Zone de rectification**

On effectue la rectification à partir de la tête de colonne. Elle permet d'obtenir des produits légers par le stripping et les soutirages distillat. [24]

**c) Zone d'épuisement ou de stripping**

La zone de stripping, en fond de colonne, est équipée de plateaux, qui a pour fonction d'éliminer les fractions légères contenues dans le résidu atmosphérique venant de la zone d'alimentation. [25]

Dans tous les cas, il est important d'avoir une vapeur de stripping sèche, afin d'éviter les vaporisations brutales qui peuvent endommager les internes.

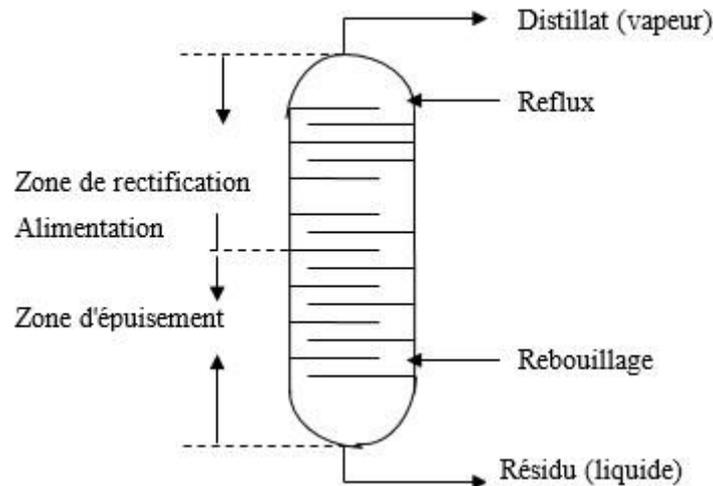


Figure IV.7 : Les différentes zones de la colonne atmosphérique

## II.4 Dimensionnement

Les caractéristiques générales d'une colonne à distillation sont les suivantes :

### a) Puissance de la colonne

Ça représente le nombre de plateaux théoriques de la colonne de distillation. [26]

### b) Plateau théorique

C'est, quel que soit le système utilisé, la zone dans laquelle, liquide à ébullition et vapeur émise sont en équilibre. [26]

### Remarque :

Le nombre de plateaux théoriques est repérable par construction sur le diagramme d'équilibre (liq - vap) du mélange en fonction de la température. [26]

Sous vide le nombre de plateaux théorique diminue, donc la colonne est moins puissante [24].

### c) Débit

C'est le volume de vapeur passant dans la colonne pendant l'unité de temps. Le débit sera fonction du diamètre de la colonne. [26]

Sous vide on doit diminuer le débit pour conserver le même nombre de plateaux théoriques.

On ne peut pas augmenter le débit au-delà d'une certaine valeur sous peine de provoquer l'engorgement de la colonne (il se forme "un bouchon liquide" lorsque les vapeurs empêchent le liquide de refluer vers le bouilleur) [26]

**d) H.E.P.T. (hauteur équivalente à un plateau théorique)**

On la détermine expérimentalement. Elle varie largement pour une colonne donnée, en fonction des conditions d'utilisation [26]

**e) Retenue de la colonne ou volume de rétention**

C'est le volume de liquide par unité de volume de la colonne, elle constitue un facteur important de la précision avec laquelle sont successivement séparés les constituants du mélange, et elle est statique et dynamique [26]

**f) Efficacité**

C'est le rapport de plateaux théorique au nombre de plateaux réels, pour une colonne donnée elle dépend du taux de reflux et de la pureté du produit. [26]

**g) Finesse**

Cette caractéristique permet de comparer des colonnes ayant une même efficacité et un même pouvoir séparateur pour un mélange donné (elle permet d'obtenir le même pourcentage de pureté du produit). La colonne présentant la plus grande finesse est celle qui a le plus faible volume de rétention. [26]

**h) Perte de charge**

C'est la force que doit vaincre la vapeur dans la colonne, elle a pour origine les obstacles rencontrés par la vapeur dans son mouvement ascendant ; principalement le liquide de reflux et le changement de direction liés à la conception de la colonne. [26]

**III. Paramètres opératoires**

Trois critères caractéristiques de distillation sont :

- Le gradient de température.
- Le point initial d'ébullition.
- Le point final de distillation.

### III.1 Le gradient de température

Le gradient de température consiste ont :

- L'amplitude thermique depuis la tête de colonne jusqu'au fond est appelée « gradient de température. »
- Le gradient de température peut révéler de nombreuses indications utiles quant à la conduite de colonne.
- La température sur chaque plateau installé dans une colonne de distillation est différente. Par conséquent, la composition de la fraction sur chaque plateau d'une colonne est également différente. La chaleur s'intensifie sur un plateau en raison des vapeurs chaudes remontant la colonne.
- La chaleur s'évacue d'un plateau par un reflux circulant à travers celui-ci et descendant la colonne.
- Le soutirage d'une partie du reflux sous forme de produit annexe entraîne la diminution de la quantité de chaleur évacuée par le reflux depuis les plateaux inférieurs.
- Toute colonne de distillation possède un débit de fluides circulant à contre-courant (voir chapitres précédents). Une veine de vapeurs chaudes s'élève dans la colonne tandis qu'une veine de liquide plus froid descend la colonne. Les vapeurs barbotent en s'élevant à travers le liquide sur chaque plateau à l'intérieur de la colonne. Cette mise en contact favorise la propension des matériaux légers présents dans le liquide à se vaporiser et celle des matériaux lourds à se condenser.
- Les températures les plus élevées sont enregistrées au fond de la colonne, là où les vapeurs chaudes sont générées.
- Les températures élevées entraînent la vaporisation de la majorité des matériaux légers extraits du liquide, avec formation d'une fraction lourde au fond de la colonne.
- Les températures les plus basses sont enregistrées en tête de colonne, là où le reflux vient s'ajouter au système.
- Le reflux plus froid condense la majorité des matériaux lourds en les extrayant des vapeurs en élévation, permettant ainsi l'isolement d'une fraction légère en tête de la colonne.

### III.2 Le point initial de distillation

Le point initial d'ébullition d'un produit se détermine par un essai de distillation en laboratoire. Pour effectuer l'essai, l'échantillon est placé dans un container puis chauffé. Les vapeurs s'élevant de l'échantillon traversent un condenseur et sont collectées. La température à laquelle la première goutte de condensat est collectée correspond au Point initial d'ébullition.

### III.3 Le point final de distillation

Le point final de distillation (EP pour End Point) d'un produit pétrolier correspond à la température la plus élevée atteinte au cours d'un essai de distillation en laboratoire ou à la température à laquelle la dernière goutte de liquide se vaporise au cours de l'essai.

Comme les hydrocarbures lourds sont les derniers à se vaporiser, l'essai du point final de distillation (ou du point final) permet la vérification de la présence d'hydrocarbures lourds dans un produit.

## IV. Equipement auxiliaires [27]

### IV.1 Les rebouilleurs

La chaleur nécessaire au fractionnement est généralement assurée par un préchauffeur, un rebouilleur ou par une association de préchauffeur et de rebouilleur. Le type de réchauffeur dépend de l'opération devant être réalisée. Les huiles lourdes sont généralement fractionnées à l'aide d'un préchauffeur fournissant toute la chaleur. Pour des opérations impliquant des hydrocarbures légers, les rebouilleurs sont généralement utilisés en association avec une charge préchauffée. Par exemple, la séparation de l'hexane et du pentane s'effectue généralement à l'aide d'une charge préchauffée et d'un rebouilleur.

Dans une colonne de rebouilleur, la charge préchauffée pénétrant la colonne est mise en contact avec les vapeurs s'élevant du fond de la colonne. Les vapeurs s'élevant du fond de la colonne sont générées dans le rebouilleur. Ces vapeurs extraient les composants plus légers du liquide sur chaque plateau. Au fond de la colonne, seules demeurent les fractions plus lourdes. La vapeur de tête est ensuite extraite de la colonne et condensée et une partie de ce condensât est renvoyée vers la colonne sous forme de reflux. Le produit de fond peut être soutiré à partir du fond de la colonne, il est en principe exempt des fractions les plus légères.

Dans une colonne de rebouilleur, la charge préchauffée pénétrant la colonne est mise en contact avec les vapeurs s'élevant du fond de la colonne. Les vapeurs s'élevant du fond de la colonne sont générées dans le rebouilleur. Ces vapeurs extraient les composants plus

légers du liquide sur chaque plateau. Au fond de la colonne, seules demeurent les fractions plus lourdes. La vapeur de tête est ensuite extraite de la colonne et condensée et une partie de ce condensât est renvoyée vers la colonne sous forme de reflux. Le produit de fond peut être soutiré à partir du fond de la colonne, il est en principe exempt des fractions les plus légères.

Le rebouilleur correspond souvent à une unité distincte placée à côté de la colonne. Il s'agit d'un échangeur thermique fournissant de la chaleur au fond de la colonne.

## IV.2 Les condenseurs

Un procédé de condensation correspond au processus inverse d'un procédé de rebouillage. Tandis que les rebouilleurs sont utilisés pour réchauffer un liquide, les condenseurs sont utilisés pour le refroidissement d'une vapeur. En fait, les condenseurs permettent de liquéfier le produit de tête

Un condenseur est généralement composé d'une enveloppe métallique contenant à l'intérieur un faisceau de tubes. Le produit de tête circule autour du faisceau de tubes. La vapeur de tête passe continuellement dans l'enveloppe. L'eau de refroidissement circulant à travers les tubes élimine de la chaleur de la vapeur et s'évacue réchauffée

Le condensat (vapeurs condensées) transite du condenseur vers un accumulateur. Au départ de l'accumulateur, une partie du condensat est éliminé sous forme de produit et une autre partie est re-pompée dans la colonne sous forme de reflux. Le reflux pénètre la colonne par la tête de colonne.

## IV.3 Les filtres

Dans une colonne en marche, les clapets, les boulons, le coke comme d'autres corps étrangers peuvent se détacher et être emportés par le reflux. Si ces objets quittent la colonne parallèlement aux produits de fond, ils risquent d'endommager les pompes.

Des filtres installés au fond de la colonne peuvent éviter cet endommagement des pompes. Le produit de fond traverse les filtres lors de son pompage au départ du stockage. Les filtres emprisonnent les corps étrangers lors du pompage du produit de fond. Les filtres doivent posséder des ouvertures suffisamment petites pour permettre la retenue des objets même de faible dimension mais suffisamment larges pour permettre le correct écoulement de l'huile de la colonne. Les orifices doivent être maintenus ouverts de façon à ne pas empêcher l'écoulement du liquide du filtre.

#### IV.4 Les distributeurs de reflux

Le reflux de tête est généralement renvoyé vers la colonne sur le dernier plateau supérieur. Si aucun dispositif n'est prévu pour répartir uniformément le reflux à travers le plateau, tout le reflux se déversera dans la colonne en un même point. Dès lors, il ne pourra pas être uniformément réparti à travers tout le plateau.

#### IV.5 Extracteur de brouillard

Un entraînement se produit lorsque des gouttes de liquide en suspension dans une vapeur sont transportées vers le plateau suivant ou dans le distillat de tête. Un entraînement peut s'avérer grave lorsque le produit de tête doit être un gaz sec. En règle générale, il peut être réduit grâce à un contrôle de la vitesse de la vapeur et à un espacement correct des plateaux. Il peut également être réduit à l'aide « d'extracteurs de brouillard » installés dans la colonne dans laquelle un entraînement est davantage susceptible d'avoir des conséquences graves. Les extracteurs de brouillard (séparateurs de brouillard liquide) sont généralement installés en tête de colonne. Les extracteurs de brouillard sont composés d'un fil de jauge fin sous forme de maillage. Les vapeurs traversent facilement le maillage ce qui n'est pas le cas des gouttes de liquide. Les extracteurs de brouillard doivent être conservés exempts de saleté ou de matière étrangère. Des extracteurs de brouillard obstrués gêneraient l'écoulement de vapeur.

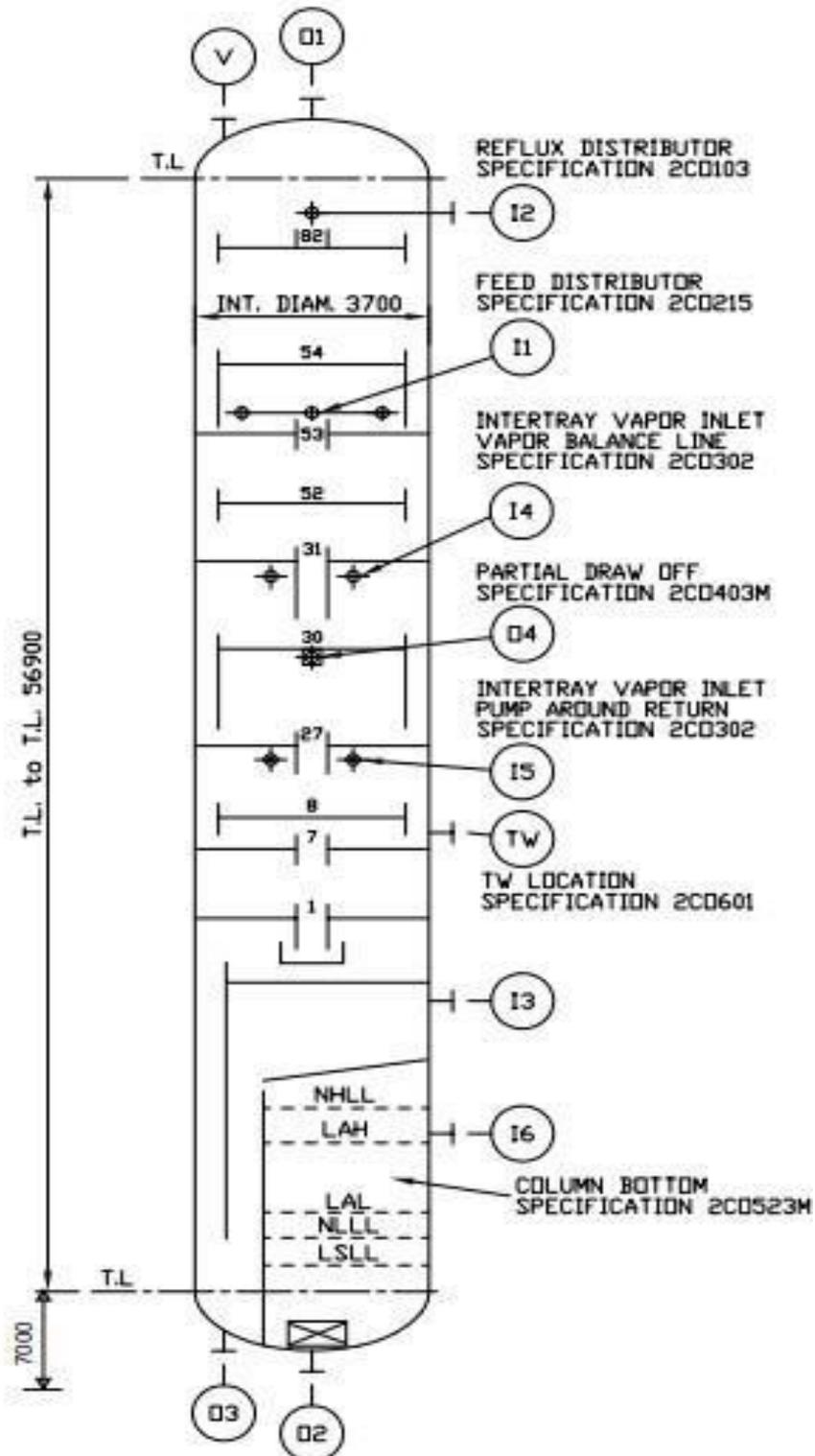
### V. Désohexaniseur (DIH)

C'est une colonne de séparation qui a un grand rôle dans l'unité d'isomérisation U700/701 qui porte le nom de Désohexaniseur / C2-701

#### V.1 A propos de la DIH

Le Désohexaniseur (DIH) est une colonne de distillation atmosphérique à plateau faite d'Acier au carbone d'un diamètre de 3.7 m et une hauteur de 64m qui comporte 82 plateaux elle est alimentée au plateau 53. [28]

Elle résiste à une température de 170°C et une pression de 4.3kg/cm<sub>g</sub>, les paramètres opératoires pour la tête et le fond sont la température de 80/145 °C et la pression de 2.6/3.2 kg/cm<sub>g</sub> [anexeIV].



FigureIV.8 : schéma de la DIH

**a) Les objectifs de DIH**

- Produire l'isoméat léger en tête (distillat) et l'isoméat lourd en fond
- Recycler les 2 MP & 3 MP et le N-hexane non converti à la section réactionnelle
- Purger les lourds restants (inhibiteurs d'Isomérisation) X-Factor = MCP+CH+C7<sup>+</sup>

**b) Les principaux paramètres à contrôler sont**

- ✓ Ajuster le travail du rebouilleur pour obtenir le ratio design de reflux pour permettre une bonne séparation.
- ✓ Ajuster le débit d'isoméat léger pour atteindre l'optimum en RON/MON
- ✓ Garder le soutirage du DIH constant pour maximiser le recycle des N-paraffines à la section réactionnelle.
- ✓ Garder constant le Pump around pour accroître les trafics liquide/gaz dans la zone voulue de la colonne.

**V.2 Le fonctionnement de la DIH**

Le Désohexaniseur (DIH) 701-C-2 est alimenté avec le fond du Stabilisateur. Le DIH récupère l'isoméat et il recycle méthyle-pentanes et n-hexane (octane bas) au réacteur. Le recyclage de l'isomérisation est soutiré dans 701-V-9 ballon de recyclage DIH.

Le liquide est pompé par la 701-P-6A/B (Pompe de recyclage), une partie est recyclée au Section réacteurs après refroidissement successifs contre la charge réacteur (701 E2) et 701 E8 (Refroidisseur a eau). L'autre partie du soutirage latéral du DIH est chauffée et vaporisée contre la charge DIH dans le 701-E-7.

Les vapeurs de tête de la colonne sont totalement condensées dans l'aéroréfrigérant 701-EA-2 puis collectées dans le ballon de reflux 701-V-8. De ce dernier l'isoméat léger est pompé vers la 701C-2 par Les 701-P-4 A/B (pompes de reflux du DIH).

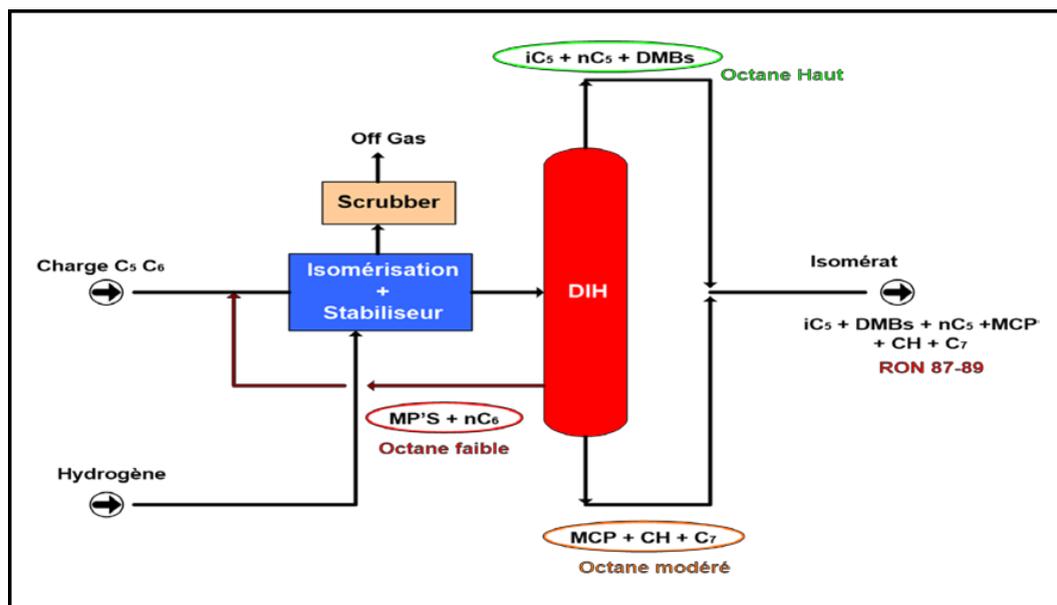
Le produit d'Isoméat léger est envoyé vers le 701E10 (condenseur d'isoméat léger par les 701- P-5A/B (Pompes d'isoméat léger). Une petite quantité est utilisée comme régénérant pour les Sécheurs.

L'isoméat léger du 701-P-5A/B est mélangé avec l'isoméat provenant du Désoisoméatiseur de l'unité 700 en amont du 701-E-10 (Condenseur Isoméat).

Le fluide réchauffeur utilisé dans le rebouilleur 701-E-9 (thermosiphon) est l'IS2. Le produit de fond est pompé par 701-P-7A/B (Pompes de fond Désohexaniseur). Cette charge est concentrée en C7<sup>+</sup> et C6 naphènes, elle est refroidie dans le 701-E-13 (refroidisseur isoméat

lourd), mélangée avec l'isomérat Léger (Distillat DIH et Distillat DIP) avant d'être envoyé au stockage.

Pour réduire la consommation en vapeur au niveau du rebouilleur du DIH, un Pumparound est installé. On récupère la chaleur de la charge chaude vers DIH venant du fond Stabilisateur pour produire rebouillage interne au niveau du DIH. La charge est refroidie coté tube/Pumparound 701 E7 avant d'entrer le DIH, Pump-around est vaporisé avant d'entrer en DIH. [8]



FigureIV.9 : schéma simplifié de la DIH

### V.3 La séparation dans la DIH

La charge pénètre dans la DIH au niveau du plateau 53, qui est une charge issue du fond du stabilisateur riche en isomère, Une fois la charge dans la zone de flash elle éclate puis elle est séparée grâce aux températures d'ébullition ce qui forme trois sections stabiliser par trois reflux.

- La section de tête (l'isomérat léger) riche en  $iC_5$  - $nC_5$ - 22DMB 2.3DMB est stabilise par le reflux de tête.
- La 2<sup>ème</sup> section le recycle riche en 2MP, 3MP et  $nC_6$  est stabilise par le reflux intermédiaire.
- La 3<sup>ème</sup> section celle du fond (l'isomérat lourd) stabiliser par le reflux du rebouiller.

Le fait d'avoir des constituant qui débordent dans les sections adjacentes au lieu que tout reste dans sa section revient à la nature azéotrope de la charge a séparé.

On peut dire que la séparation est bonne lorsqu'il y a un petit pourcentage de **2.3DMB** dans le recycle et avec une petite quantité de **nC6** au fond de la colonne, une petite quantité de **2MP** en tête. Quant à la présence de beaucoup de **2.2DMB** et **2.3DMB** au recycle et d'un fort pourcentage de **2MP-3MP** en haut ainsi que grand pourcentage de **nC6** au fond de la colonne, c'est une mauvaise séparation qu'il faut éviter.

Figure IV-10 IV-11 représentent, dans l'ordre, la répartition des différentes coupes d'isomérat dans la colonne DIH à différents niveaux, et la différence entre une bonne et une mauvaise séparation dans la colonne. [29]

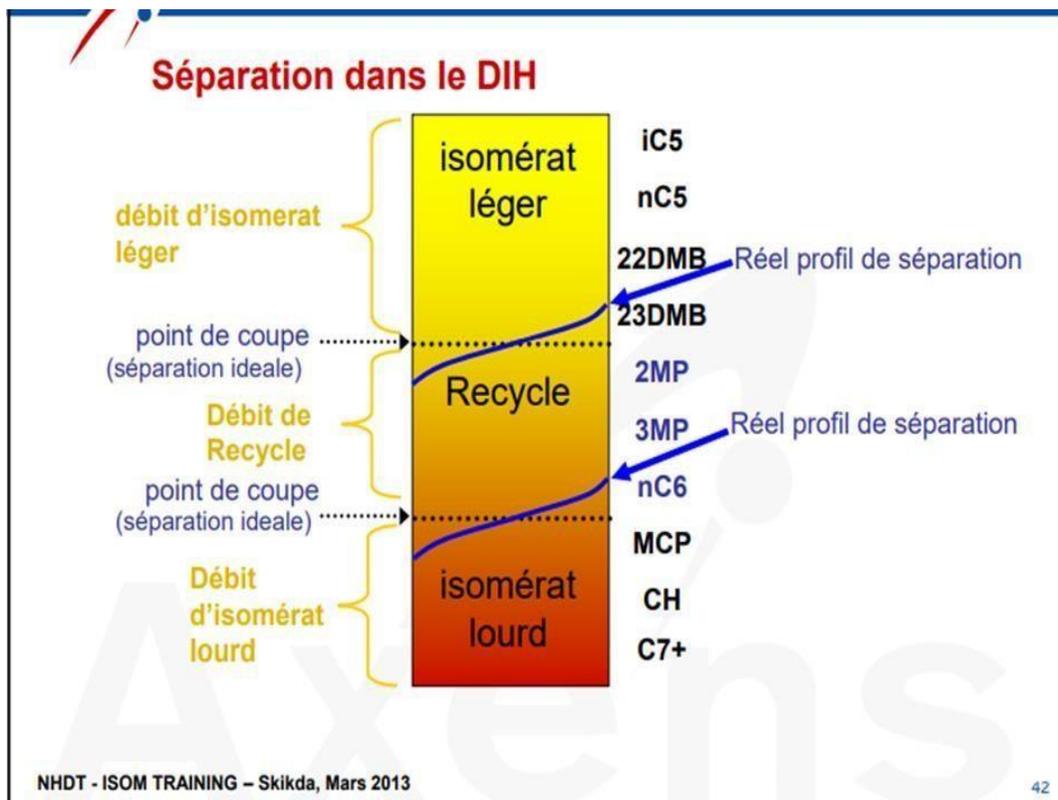


Figure IV. 10 : Les différentes coupes dans la DIH

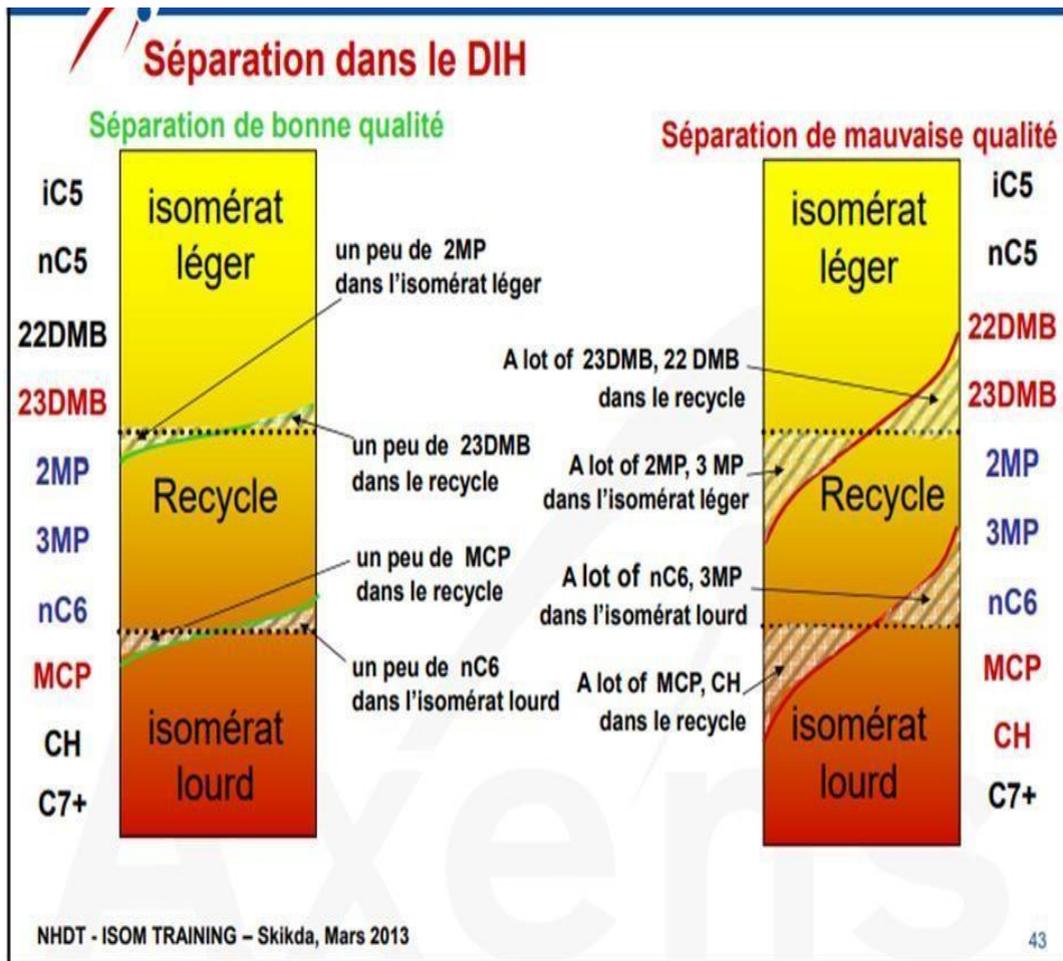


Figure IV. 11 : La différence entre une bonne et mauvaise séparation

**Chapitre V :**

**Généralité sur la**

**simulation par Hysys**

## I. Généralité

La simulation est un outil utilisé dans différents domaines de l'ingénierie et de la recherche en général, permettant d'analyser le comportement d'un système avant de l'implémenter et d'optimiser son fonctionnement en testant différentes solutions et différentes conditions opératoires. Elle s'appuie sur l'élaboration d'un modèle du système, et permet de réaliser des scénarios et d'en déduire le comportement du système physique analysé.

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation permet de résoudre le problème du calcul manuel long et fastidieux en utilisant comme outil des logiciels de simulation.

Les simulateurs existants tels que Aspen Plus, ChemCAD, HYSYS, Pro-II sont les plus vendus et deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités ou pour optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois bien loin de leur optimum.

Le simulateur HYSYS est l'un des plus performants logiciels de simulation utilisés dans les différentes études

## II. Principe de fonctionnement et rôle des simulateurs [30]

Les simulateurs disposent tous d'une base de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs (masse molaire, température d'ébullition sous conditions normales, paramètres des lois de tension de vapeur, etc.). Cette base de données est enrichie par un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges.

Tout simulateur industriel de procédés chimiques est organisé autour des modules suivants :

- ✚ Une base de données des corps purs et un ensemble de méthodes pour estimer les propriétés des mélanges appelés aussi modèles thermodynamiques.
- ✚ Un schéma de procédé permettant de décrire les liaisons entre les différentes opérations unitaires constituant l'unité (PFD pour Process Flow Diagram).

- ✚ Des modules de calcul des différentes opérations unitaires contenant les équations relatives à leur fonctionnement : réacteur chimique, colonne de distillation, colonne de séparation, échangeurs de chaleur, pertes de charges, etc.
- ✚ Un ensemble de méthodes numériques de résolution des équations des modèles.

Avec ce type de logiciel, les ingénieurs peuvent, à partir des données des corps purs présents dans le procédé et du schéma de procédé, développer un modèle du processus reposant sur la mise en commun des équations décrivant les différentes opérations unitaires, les réactions chimiques, les propriétés des substances et des mélanges, et qui puissent aussi communiquer avec d'autres applications comme Excel, Visual Basic et Matlab, etc.

### III. Types de simulation et autres concepts

Nous pouvons distinguer principalement deux types :

- 1- Simulation statique : La simulation statique d'un procédé vise à définir les propriétés des flux (débit, température, fraction vaporisée), ainsi que les bilans de matière et d'énergie en régime stabilisé.
- 2- Simulation dynamique : La simulation dynamique d'un procédé vise à définir les propriétés des courants en fonction du temps, pendant des situations transitoires ou le régime n'est pas stable.

#### III.1 Utilisation de la simulation

La simulation peut être utilisée pour deux objectifs distincts :

- ✚ Lors de la conception (engineering) : Il s'agit d'écrire les bilans de matière, d'énergie et de quantité de mouvement d'un procédé industriel afin de modéliser les différentes opérations intervenant dans le procédé, et de dimensionner les équipements utilisés.
- ✚ Lors du suivi des procédés : On peut faire appel à la simulation également lorsque le procédé est en fonctionnement. On est amené parfois à faire un réajustement des paramètres opératoires suite à un changement des conditions de fonctionnement, de déterminer les performances des équipements et d'optimiser le procédé.

## IV. Présentation du logiciel HYSYS

### IV.1 Historique

HYSYS a d'abord été conçu et créé par la société canadienne Hyprotech, fondée par des chercheurs de l'Université de Calgary. Le volume de référence HYSYS Version 1.1 a été publié en 1996. En mai 2002, AspenTech a acquis Hyprotech, y compris HYSYS. À la suite d'une décision rendue en 2004 par la Commission fédérale du commerce des États-Unis, AspenTech a été contrainte de céder ses actifs Hyprotech, y compris le code source de HYSYS, pour les vendre finalement à Honeywell. Honeywell a également pu embaucher un certain nombre de développeurs de HYSYS, mobilisant finalement ces ressources pour produire UniSim. L'accord de cession spécifiait qu'Aspentech conserverait les droits de commercialisation et de développement de la plupart des produits Hyprotech (y compris HYSYS) sans redevance. À la fin de 2016, Aspentech continue de produire HYSYS [31].

### IV.2 Domaine d'utilisation de HYSYS

HYSYS a été développé spécifiquement pour l'industrie du gaz et de pétrole, bien qu'il soit utilisé pour d'autres types de procédés chimiques. Les simulations sont accomplies en utilisant les outils des menus. En plus, il dispose d'une interface graphique pour l'établissement des plans de circulation des fluides de procédé (en anglais PFD : Process Flow Diagram).

Pour réaliser une simulation avec le HYSYS, les étapes nécessaires sont comme suit :

- 1- Choix des composés.
- 2- Sélection d'un modèle thermodynamique
- 3- Construction du PFD.
- 4- Spécification des courants et des unités.
- 5- Exécution du programme de simulation

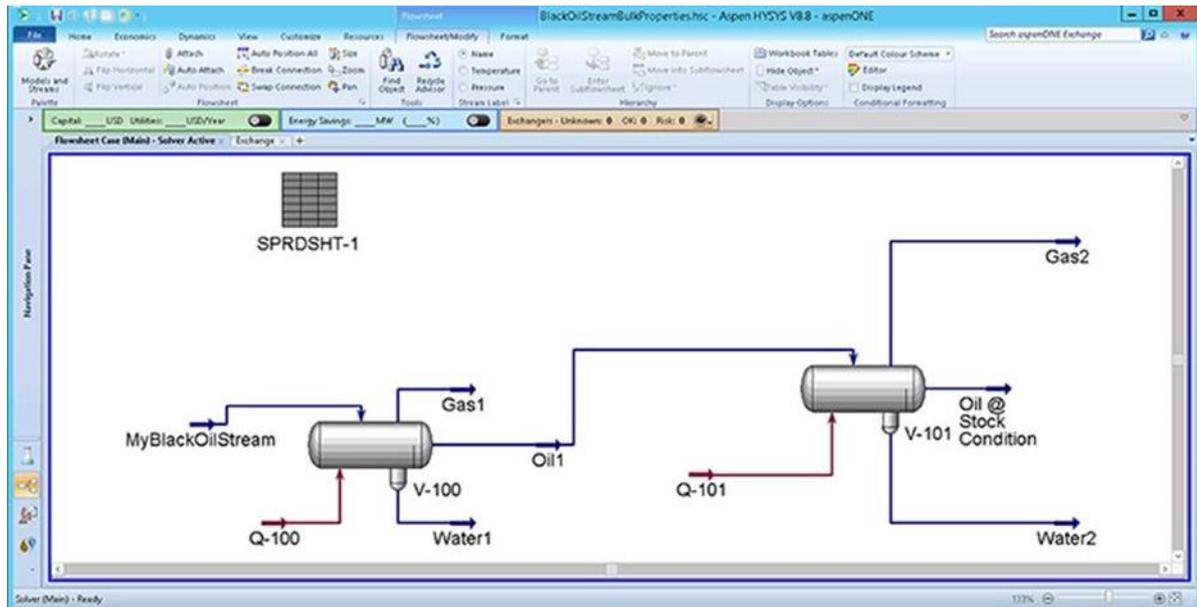


Figure V. 1 : Exemple de page de simulation HYSYS

### IV.3 Le modèle thermodynamique

La réussite de la simulation dépend du choix du modèle thermodynamique, parce que ce dernier est établi pour une classe de fluide et un domaine de conditions de pression et de température recommandé. Parmi les modèles thermodynamiques existants on distingue :

- Modèles basés sur les équations d'état.
- Modèles d'activité.
- Modèles hétérogènes.

### IV.4 L'équation d'état

#### IV.4.1 Soave

En physique et en thermodynamique, l'équation d'état de Redlich-Kwong est une équation empirique et algébrique qui relie la température, la pression et le volume des gaz. Elle est généralement plus précise que l'équation de van der Waals et l'équation du gaz idéal à des températures supérieures à la température critique. Elle a été formulée par Otto Redlich et Joseph Neng Shun Kwong en 1949. Elle a montré qu'une équation d'état cubique à deux paramètres pouvait bien refléter la réalité dans de nombreuses situations, parallèlement au modèle beaucoup plus compliqué de Beattie-Bridgeman et à l'équation de Benedict-Webb-Rubin qui étaient utilisés à l'époque. L'équation de Redlich-Kwong a fait l'objet de nombreuses

révisions et modifications, afin d'améliorer sa précision en termes de prédiction des propriétés en phase gazeuse d'un plus grand nombre de composés, ainsi que pour mieux simuler les conditions à plus basse température, notamment les équilibres vapeur-liquide [32].

#### IV.4.2 Peng Robinson

Depuis sa publication en 1976, l'équation d'état de Peng & Robinson (PR EoS) est devenue l'un des modèles les plus utiles et les plus utilisés pour les calculs thermodynamiques et volumétriques dans les domaines industriels et universitaires. Pour cette raison, nous avons passé en revue cette EoS cubique, afin d'explorer le développement autour d'elle et certaines applications générales où elle a été appliquée, y compris ses modifications les plus connues. Ainsi, une chronologie complète de l'EoS PR est présentée, comme une compilation de plus de 200 modifications pour les applications de composés purs et d'environ 100 modifications pour les mélanges.

Ces modifications de l'EoS PR ont été regroupées en quatre catégories principales en fonction de la nature de la modification :

- 1- En modifiant la structure de dépendance de  $\alpha$  avec la température ou les expressions des paramètres  $a$  et  $b$ ,
- 2- En introduisant des fonctions de déviation (comme la translation de volume
- 3- En incorporant nouveaux paramètres ou termes dans l'équation d'état,
- 4- En modifiant les règles de mélange pour les applications de mélange.

Bien que de grands efforts aient été faits pour améliorer la précision et les performances de l'EoS de la PR, comme le montre la démonstration de l'efficacité de la méthode. l'EoS PR, comme le montre le large éventail de modifications, il est nécessaire de poursuivre le développement d'un modèle universel simple et précis. La nécessité de poursuivre le développement d'un modèle universel simple et précis est une source riche de recherches et de discussions, étant donné que le succès de la plupart des modifications est limité à des applications spécifiques. Le succès de la plupart des modifications est limité aux propriétés et aux composés étudiés, et donc, ils ne peuvent être appliqués qu'au domaine étudié. Cependant, après 40 ans, le PR reste un outil inestimable et proéminent. Toutefois, après 40 ans, la PR reste

un outil précieux et important, qui fera l'objet d'un développement et d'une recherche continus au cours des prochaines décennies [33].

### Les équations :

L'équation de SOAVE est de la même forme que l'équation 1 :

$$P = \frac{RT}{V-B} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \dots\dots\dots 1)$$

SOAVE a introduit la relation suivante pour exprimer la fonction  $a(T)$  :

$$\text{Avec :} \quad a(T) = a_c \alpha(T_R) \dots\dots\dots 2)$$

$$\alpha(T_R) = [1 + m(1 - \sqrt{T_R})]^2 \dots\dots\dots 3)$$

Le coefficient  $m$  est calculé en fonction du facteur acentrique :

$$m = 0,480 + 1,574\omega - 0,176\omega^2 \dots\dots\dots 4)$$

L'équation de PENG-ROBINSON diffère de l'équation de SOAVE par l'expression du terme d'attraction. Elle a été introduite en vue d'améliorer les résultats obtenus par l'équation de SOAVE, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres :

$$P = \frac{PT}{V-B} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)} \dots\dots\dots 5)$$

Les termes  $a(T)$  et  $b$  sont définis comme suit :

$$a = 45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha(T_R) \dots\dots\dots 6)$$

Le terme  $(T_R)$  présente la même forme générale que dans le cas de l'équation de SOAVE. Il suit la relation (3), mais la fonction reliant le paramètre  $m$  au facteur acentrique  $\omega$  est différente :

$$m = 0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2 \dots\dots\dots 7)$$

$$b = 0,0778 \frac{RT_c}{P_c} \dots\dots\dots 8)$$

**A** et **b** constantes spécifiques à la substance.

**P** : pression (absolue)

**V** : volume.

**N** : nombre de moles.

**T** : température absolue.

**R** : constante des gaz parfaits  $\approx 8.3144621$  J/mol.K

**P<sub>c</sub>** : pression au point critique.

**V<sub>c</sub>** : volume molaire au point critique.

**T<sub>c</sub>** : température absolue au point critique.

Les constantes spécifiques à la substance a et b peuvent être calculées à partir des propriétés critiques

Ces équations sont très largement utilisées dans les modèles de simulation en production et traitement de gaz.

L'équation la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures est l'équation de PENG- ROBINSON, car elle résout correctement les problèmes d'équilibre et permet de prédire les densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations.[34]

**Chapitre VI :**

**Simulation de la colonne**

**DIH**

## Introduction

Ce chapitre consiste à simuler par le logiciel HYSYS, la colonne DIH de la section Isomérisation, dans le but d'optimiser les paramètres de marche les mieux adaptés pour minimiser les pertes des DMBs dans le recyclât de la colonne.

Ainsi, la simulation a été effectuée en trois étapes distinctes :

- La simulation du cas design afin de confirmer le choix du modèle thermodynamique choisit et de vérifier l'exactitude de la simulation.
- La simulation du cas réel et ceci dans le but de l'utiliser par la suite pour optimiser les paramètres de marche.
- L'optimisation des paramètres de marche afin de minimiser les pertes des DMBs dans le recycle.

## I. Simulation de la colonne déisohexaniseur

### I.1 Simulation de cas design

Dans cette partie, on va simuler la colonne DIH en utilisant les données de design, la simulation du cas design va nous permettre non seulement de confirmer le choix du modèle thermodynamique mais aussi de vérifier l'exactitude de la simulation.

Les données du cas design sont mentionnées en annexe.

### I.2 Le choix du modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique choisit est : l'équation de Peng robinson. Car elle résout rigoureusement tous les systèmes composés d'une seule phase, bi phasique ou un système à trois phases avec haut degré d'efficacité et de précision, et est applicable sur une grande gamme de conditions.

### I.3 Schéma de la simulation de la colonne DIH par HYSYS

Les deux figures (**Figure VI.1**, **Figure VI.2**) suivantes représentent le design choisi pour la simulation utilisée dans mon travail :

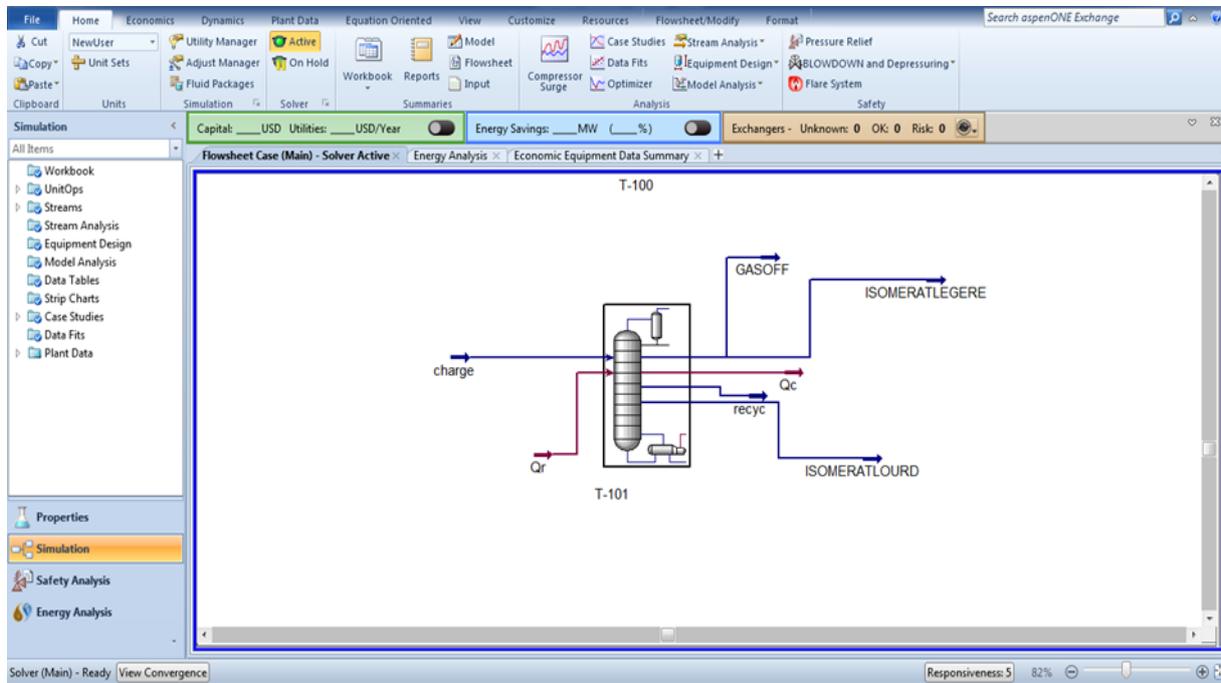


Figure VI. 1 : schéma de la simulation de la colonne DIH par le HYSYS

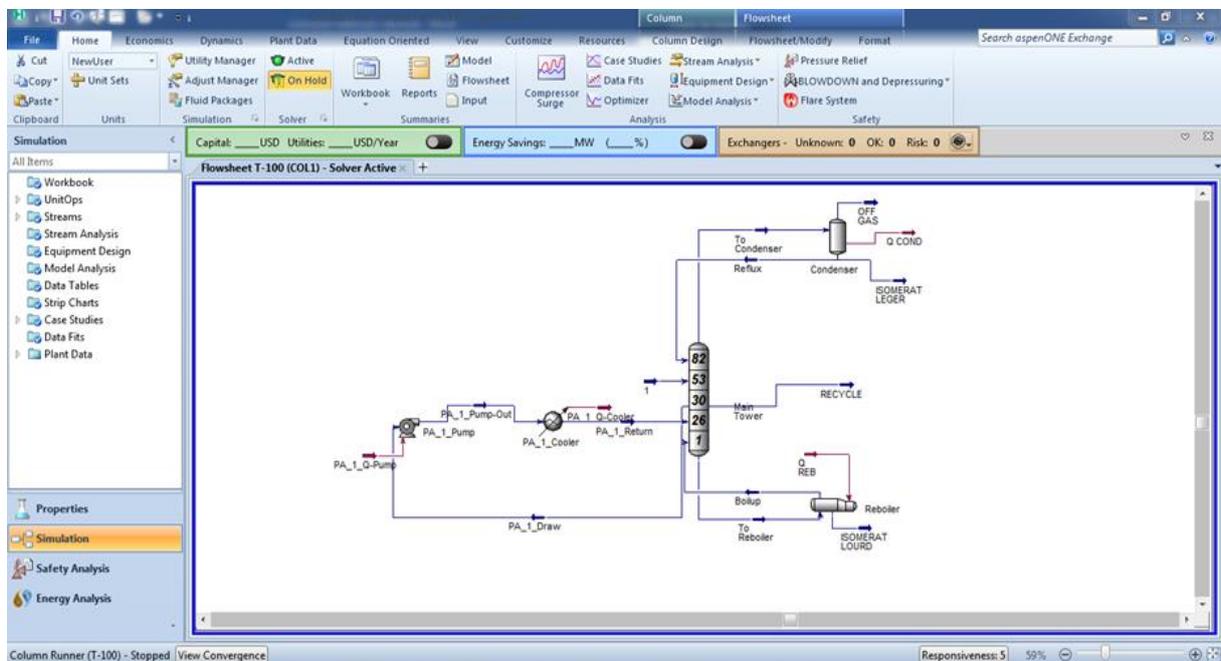


Figure VI. 2 : schéma de la simulation de l'environnement de la colonne DIH par HYSYS

## II. Résultats de la simulation par rapport aux données du constructeur (design)

Pour confirmer le choix du modèle thermodynamique on compare les résultats donnés par le logiciel HYSYS aux valeurs design donné par le constructeur (**Tableau VI-1**), les valeurs sont la température, pression, débit et de composition de la tête, le fond et du recycle de la colonne.

**Tableau VI. 1** : Comparaison entre les résultats de la simulation par rapport au design

	Simulation (HYSYS)			Design		
	Tête	Fond	Recycle	Tête	Fond	Recycle
<b>T (°C)</b>	60	146,3	111,9	60	144	112
<b>P (kg/cm.g)</b>	2,1	3,2	2,896	2,1	3,2	3,0
<b>Q (kg.mole/h)</b>	401,8	21,73	276,1	401,86	21,74	276,1

On remarque que les résultats de pression de la tête, du fond et du recycle de la colonne DIH obtenues suite la simulation sont identiques à ceux prévus par le design.

Pour les paramètres de température et de débit de la tête, du fond et du recycle de la colonne DIH les valeurs obtenues à partir de la simulation sont très proches de celles donnés par le constructeur (design) [**Anexe1**].

**Tableau VI. 2 :** Comparaison de la composition de la tête, le fond et le recycle de la colonne DIH, entre la simulation et le design

	Fraction Molaire (mol%)	Simulation (HYSYS)			Design		
		Tête	Fond	Recycle	Tête	Fond	Recycle
Aliphatique	IC4	0.46	0.00	0.00	0.35	0.00	0.00
	NC4	0.12	0.00	0.00	0.09	0.00	0.00
	IC5	53.78	0.00	0.02	51.30	0.00	0.00
	NC5	17.28	0.00	0.05	16.50	0.00	0.00
	2,2DMB	22.78	0.00	7.91	27.76	0.00	5.60
	2,3DMB	1.50	0.00	10.94	0.79	0.01	12.14
	2MP	1.57	0.00	35.05	0.82	0.03	36.32
	3MP	0.08	0.00	21.15	0.08	0.12	21.18
	NC6	0.00	0.00	14.44	0.00	0.96	14.38
Naphténe	NC7	0.00	2.68	0.05	0.00	2.98	0.07
	MCP	0.00	0.19	6.05	0.00	3.79	5.61
	CH	0.00	66.81	3.71	0.00	57.17	3.99
	CP	0.00	0.00	0.13	2.45	0.00	0.05
	MCH	0.00	12.90	0.25	0.00	13.80	0.30
Aromatique	11MCH	0.00	17.41	0.24	0.00	21.15	0.34
	Benzène	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

#### Interprétation des résultats

- Il est à noter que les valeurs obtenues à partir de la simulation HYSYS des constituants en fraction molaire de la tête, le recycle, et le fond sont presque similaires aux valeurs données par le design.
- Les erreurs observées dans les résultats de composition obtenues par simulation HYSYS et les composantes données par le design du soutirage de la tête, du recycle et du fond sont causées par les coefficients d'interaction existant dans la base de données HYSYS ce qui implique l'absence de certains coefficients ou l'incertitude de ces derniers sont la cause première.
- D'après les résultats et la comparaison entre les valeurs issues de la simulation et celles données par le design au niveau des paramètres et de la composition du

soutirage de la tête, du recycle et du fond de la colonne DIH, on constate que la simulation est de bonne qualité tout en confirmant le choix du modèle thermodynamique.

### **III. Simulation du cas réel**

Dans cette partie on vas commencer le travail qui consiste à jouer sur quelque paramètre pour la correction de la quantité de 2-méthylpentane / 3-méthylpentane tout on maintenant ou augmentant le 2,3diméthylebutane/ 2,2diméthylebutane dans le soutirage de tête de la colonne DIH en reproduisant la simulation de la colonne dont on a confirmé le choix dans la partie précédente grâce aux bons résultats, avec les paramètre de la charge d'entrée (température, pression, débit et composition) correspondant à la date du **20/06/2021**.

Les erreurs observées dans les résultats de composition obtenues par simulation HYSYS et les composantes données par le design du soutirage de la tête, du recycle et du fond sont causées par les coefficients d'interaction existant dans la base de données HYSYS.

#### **III.1 Composition de la charge**

Dans le tableau suivant, on compare la composition de la charge d'entré donnés par le design et les résultats d'analyse obtenus par le laboratoire grâce à la chromatographie des deux charges du **20/06/2021**.

**Tableau VI. 3** : Comparaison entre la composition de la charge du 20/06/2021 et la composition de la charge du design

	Fraction Molaire (mol%)	Alimentation DIH		
		Design	Charge réelle	Erreur
<b>Aliphatique</b>	iC4	0,19	0,01	0,16
	nC4	0,05	0,01	-0,04
	iC5	27,78	12,18	15,6
	nC5	8,94	9,18	0,24
	22DMB	17,40	11,12	-6,28
	23DMB	5,56	7,65	2,09
	2MP	15,82	21,62	5,80
	3MP	9,01	12,80	3,79
	nC6	6,12	10,94	4,82
	iC7	0,00	2,23	2,23
<b>Naphténe</b>	C5	0,00	0,35	0,35
	MCP	1,27	0,00	-1,27
	CH	2,51	9,98	7,47
	C7	3,71	1,91	-1,8
	C8	0,13	0,00	-0,13
<b>Aromatique</b>	C5	1,50	0,00	-1,5
<b>Somme</b>		99	0,00	

➤ **Interprétation :**

- On remarque que la composition de la charge réelle d'alimentation de la DIH de la journée est différente de celle du design, la charge réelle du 20/06/2021 est plus riche en 2MP, 3MP, 2,2DMB et iC5 mais moins riche en 2,3DMB et le n-C5.
- Cette charge lourde revient au dysfonctionnement du réacteur d'isomérisation 701-R-1 qui était hors-service pendant ce stage, la conséquence de l'arrêt d'un des deux réacteurs d'isomérisation est la diminution du nombre de réactions d'isomérisation, sachant que normalement le passage dans le premier réacteur c'est essentiellement les réactions d'hydrogénation du benzène et la formation du 2MP, 3MP, les CP et les CH dans l'indice d'octane est autour du 75 et le deuxième passage assure la formation du iC5 le 2,2DMB et 2,3DMB et autre composé dans l'indice d'octane est autour de 90.

- D'autant que la charge alimentation de l'unité issue du topping n'est pas identique à celle indiquée par le design et également les équipements tels que les échangeurs ou aéro ... , qui voient leur performance baisser à cause de l'usure du temps qui donne déjà une charge d'alimentation de la DIH qui n'aide pas à avoir les meilleurs produits à la fin.
- La diminution de taux de conversion du second réacteur ne fait qu'aggraver le cas comme c'est observé dans le tableau VI-3 sachant que le fait d'avoir un seul réacteur bloque la possibilité de régénérer le catalyseur du réacteur ce qui diminue son activité et dégrade la charge de plus en plus ; ceci est défavorable pour avoir une charge d'entrée de meilleure qualité afin d'avoir une bonne séparation dans la DIH.
- La charge d'entrée rend les paramètres de fonctionnement du design de la DIH fournis par le constructeur moins performant que prévu. Dans l'état actuel de la charge réelle d'alimentation dû à sa composition très différente de celle donnée par le design et c'est ce qu'on va confirmer dans la partie suivante.

### **III.2 Composition de la tête (isomérat léger) pour la charge du 20/06/2021**

En comparant les résultats donnés par l'analyse chromatographique fait au laboratoire la charge du 20/06/2021 aux résultats donnés par la simulation au niveau de la tête dans le tableau suivant :

**Tableau VI. 4 :** Comparaison de la composition de la tête du DIH donnée par la simulation et celle obtenue par l'analyse chromatographique pour les deux charges.

	Constituents en fraction Massique (%)	Isomérat Léger		
		Design	Réelle (1) du 20/06/2021	Simulation 1
Aliphatique	iC4	0,00	<b>0,2</b>	0,08
	nC4	0,00	<b>0,04</b>	0,03
	iC5	42,40	<b>23,93</b>	26,41
	nC5	13,73	<b>22,36</b>	20,00
	22DMB	41,33	<b>21,85</b>	20,19
	23DMB	0,00	<b>7,95</b>	9,67
	2MP	0,25	<b>21,12</b>	19,83
	3MP	0,00	<b>2,44</b>	3,68
	nC6	0,00	<b>0,04</b>	0,12
	iC7	0,00	<b>0,00</b>	0,00
	nC7	0,00	<b>0,00</b>	0,00
Naphténe	C5	2,31	<b>0,07</b>	0,00
	MCP	0,00	<b>0,00</b>	0,00
	CH	0,00	<b>0,00</b>	0,00
	C7	0,00	<b>0,00</b>	0,00
	C8	0,00	<b>0,00</b>	0,00
	C9	0,00	<b>0,00</b>	0,00
Aromatique	Benzène	0,00	<b>0,00</b>	0,00
	La somme	100	<b>0,00</b>	100
	<b>RON</b>	<b>87,3</b>	<b>82,8</b>	<b>85,2</b>

On remarque que le RON de la charge de tête est plus bas que celui du design avec un écart de 4.5 Cette différence est causée par un déficit en iC5 et 22DMB qui sont des composés à haut indice d'octane et un excès en nC5 et 2MP qui sont des composés à bas indice d'octane. La source de ce déséquilibre est la charge lourde d'entrée du DIH comparée à celle indiquée par le design.

Aussi Pour la charge de tête, on remarque que dans le cas réel, la comparaison entre la simulation par HYSYS et l'analyse chromatographique ; qu'il y'a un écart entre les deux résultats dû aux coefficients d'interactions estimés par le HYSYS.

### **III.3 Composition du recycle pour la charge du 20/06/2021**

En comparant les résultats donnés par l'analyse au laboratoire avec toujours une chromatographie aux résultats donnés par la simulation des deux charges au niveau du recycle dans le tableau ci-dessous (tableau VI.5), on obtient :

- Pour la charges du recycle dans le cas réel, on remarque qu'il y a une différence entre les deux résultats, la simulation par HYSYS et l'analyse chromatographique ; cet écart est dû toujours aux coefficients d'interactions estimés par le HYSYS.
- On remarque aussi que la composition du soutirage réelle du recycle est aussi loin des valeurs données par le design due à la composition de la charge d'entrée du DIH (charge lourde) qui diffère de celle indique dans le design.

**Tableau VI. 5 :** Comparaison de la composition du recycle du DIH donnée par la simulation et celle obtenue par l'analyse chromatographique pour les deux charges.

	Constituants en fraction massique (%)	Recycle (1902)		
		Design	Réelle du 03	Simulation
<b>Aliphatique</b>	<b>iC4</b>	0,00	0,00	0,00
	<b>nC4</b>	0,00	0,00	0,00
	<b>iC5</b>	0,37	0,02	0,00
	<b>nC5</b>	0,00	0,00	0,00
	<b>22DMB</b>	1,41	0,21	0,44
	<b>23DMB</b>	14,49	7,00	8,29
	<b>2MP</b>	44,07	36,50	36,54
	<b>3MP</b>	23,33	26 ,79	29,94
	<b>nC6</b>	13,50	19,96	15,54
	<b>iC7</b>	0,00	0,06	0,00
	<b>nC7</b>	0,00	0,00	0,96
<b>Naphténe</b>	<b>C5</b>	0,00	0,00	0,00
	<b>MCP</b>	0,00	0,00	0,00
	<b>CH</b>	2,03	9,48	7,58
	<b>C7</b>	0,8	0,00	0,00
	<b>C8</b>	0 ,00	0,00	0,00
	<b>C9</b>	0,00	0,00	0,00
<b>Aromatique</b>	<b>Benzène</b>	0,00	0,00	0,00
	<b>La somme</b>	100	100	100

#### IV. Optimisation des paramètres de marche

Dans cette partie, on va essayer d'identifier les paramètres à optimiser de la colonne DIH pour améliorer la qualité de l'isoméat léger qui représente 80% du produit finale, on diminue la quantité du 2MP et 3MP tout en gardant la quantité de 2.2DMB et 2.3DMB ou on l'augmente si possible et avoir un RON supérieur que celui mesurer le 20 Juin 2021.

On a notifié dans les parties précédentes que la colonne DIH a un mauvais rendement qui donne un produit final de bas indice d'octane causé par une charge d'entrée lourde qui n'est pas dans les normes pour lesquelles la colonne a été fabriquée et les paramètres de service ont été choisi.

La stabilisation de la colonne DIH avec un seul réacteur dans le but d'atteindre les valeurs du design n'est pas possible mais on peut son approcher pour atteindre des valeurs acceptables, en jouant sur les paramètres suivants : le taux de reflux de tête, le taux de reflux intermédiaire (pumparound) et la pression de tête.

- ✚ **Le taux de reflux de tête** : on utilise une partie du soutirage de la tête pour stabiliser la qualité et la composition de l'isoméat léger en ajustant le débit, on l'augmente pour refroidir la tête de la DIH et on le diminue pour la réchauffer, les paramètres de service sont constants avec un débit de 245 m<sup>3</sup>/h, température de 55°C et une pression de 2.4kg/cm<sup>3</sup>g.
- ✚ **Le taux de reflux intermédiaire** : on utilise une partie de la charge du recycle pour stabiliser la colonne (avoir une bonne séparation) et réchauffer son milieu en augmentant le débit du reflux chaud (pumparound) et sa diminution permis de le refroidir, les paramètre de service sont constants avec une température de 113°C, un débit de 55 m<sup>3</sup>/h et une pression variante autour des 2.1kg/cm<sup>3</sup>g.
- ✚ **La pression de tête** : la pression de tête est régulée grâce à une vanne placée à la sortie de la tête de la colonne DIH, la pression constante indiquée par le design est de 2.6kg/cm<sup>3</sup>\_g mais elle a été changée par les ingénieurs de l'unité à 2.4kg/cm<sup>3</sup>\_g pour augmenter la présence des composés avec une basse TVA comme le 2.2DMB et 2.3DMB dans le soutirage de tête et aussi refroidir la tête de la DIH pour diminuer la présence des 2MP et 3MP afin d'avoir un bon indice d'octane.

#### IV.1 Le taux de reflux de la tête

On prend les valeurs du taux de reflux de tête dans un intervalle de **245 m<sup>3</sup>/h** jusqu'à **247 m<sup>3</sup>/h** par rapport à la tête de la colonne DIH sachant que le maximum de la vanne de régulation du taux de reflux est de **250 m<sup>3</sup>/h**.

Les résultats de la rectification de la fraction massique des composés 2,2DMB, 2,3DMB, 3MP et 2MP dans l'isomérat léger pour la charge du 20 Juin 2021 issue de la simulation sont groupés dans le tableau suivant (VI.6) :

**Tableau VI. 6** : Les résultats de la composition de l'isomérat léger relevés pour la simulation avec le taux de reflux de tête du 20/06/2021.

Reflux Rate m <sup>3</sup> /h		Isomérat léger 20/06/2021			
		Mass Frac 2,2DMB	Mass Frac 2,3DMB	Mass Frac 2MP	Mass Frac 3MP
<b>Case 1</b>	245,0	0,2019	0,0967	0,1983	0,0368
<b>Case 2</b>	245,5	0,2019	0,0967	0,1984	0,0367
<b>Case 3</b>	246,0	0,2019	0,0968	0,1984	0,0366
<b>Case 4</b>	246,5	0,2019	0,0968	0,1984	0,0365
<b>Case 5</b>	247,0	0,2019	0,0969	0,1985	0,0364

- On remarque d'après la correction apportée via l'augmentation du débit du reflux de tête des fractions massique des constituants étudiés : une stagnation de la quantité de 2,2DMB et 2MP avec une augmentation de quantité de 2,3DMB et diminution de la quantité de 3MP.

**Tableau VI. 7 :** les résultats de la composition de du recycle relevés pour la simulation avec le taux de reflux de tête du 20/06/2021

Reflux Rate m <sup>3</sup> /h		Recycle 20/06/2021			
		Mass Frac 2,2DMB	Mass Frac 2,3DMB	Mass Frac 2MP	Mass Frac 3MP
Case 1	245,0	0,0044	0,0829	0,3653	0,2994
Case 2	245,5	0,0044	0,0828	0,3653	0,2997
Case 3	246,0	0,0044	0,0827	0,3653	0,3000
Case 4	246,5	0,0043	0,0826	0,3653	0,3002
Case 5	247,0	0,0043	0,0825	0,3653	0,3005

- On remarque que l'ajustement de la composition des soutirages de la colonne DIH apportée via l'augmentation du débit du reflux de tête pour les fractions massiques des constituants étudiés donne une stagnation du 2MP une diminution du 2.3DMB et 2.2DMB et une augmentation du 3MP
- Donc après l'ensemble des remarques observé dans le tableau précédent (VI.5/VI.6/VI.7/VI.8) que la correction apportée via l'augmentation du taux de reflux sur les fractions massiques des constituants ciblés par l'ajustement est positive.
- Cette amélioration de la qualité de la séparation de la colonne DIH est expliquée par le refroidissement de la tête avec l'augmentation du taux de reflux froid qui garantit la décente des 3MP et 2MP vers le recycle et la montée des 2.3DMB et 2.2DMB vers la tête, mais on voit que ce n'est pas très efficace étant donné que le maximum de débit du reflux est de 250m<sup>3</sup>/h et que la différence entre l'avant et l'après l'ajustement est notable mais pas extrême grand

## IV.2 Le taux de reflux intermédiaire

On reprend les valeurs du taux de reflux d'intermédiaire entre 55 m<sup>3</sup>/h jusqu'à 30m<sup>3</sup>/h.

Les résultats de la rectification de la fraction massique des composés 2.2DMB, 2.3DMB, 3MP et 2MP dans l'isomérat léger pour la charge du 20 Juin 2021 issue de la simulation, sont groupés dans le tableau suivant (VI.8) :

**Tableau VI. 8** : les résultats de la composition de l'isomérat t léger relevés pour la simulation avec le taux de reflux intermédiaire du 20/06/2021.

Pump around (m <sup>3</sup> /h)		Isomérat léger 20/06/2021			
		Mass Frac 2,2DMB	Mass Frac 2,3DMB	Mass Frac 2MP	Mass Frac 3MP
Case 1	55,00	0,2019	0,0967	0,1983	0,0368
Case 2	50,00	0,2019	0,0969	0,1985	0,0364
Case 3	45,00	0,2019	0,0969	0,1985	0,0365
Case 4	40,00	0,2019	0,0969	0,1985	0,0365
Case 5	35,00	0,2019	0,0969	0,1985	0,0365
Case 6	30,00	0,2019	0,0969	0,1985	0,0365

- On note que la correction apportée via la diminution du débit du reflux intermédiaire des fractions massiques des constituants étudiés avec une diminution du 3MP et aucun changement au niveau du 2.2DMB 2.3DMB et 2MP.

**Tableau VI. 9 :** les résultats de la composition du recycle relevés pour la simulation avec le taux de reflux intermédiaire du 20/06/2021.

Pump around (m <sup>3</sup> /h)		Recycle 20/06/2021			
		Mass Frac 2,2DMB	Mass Frac 2,3DMB	Mass Frac 2MP	Mass Frac 3MP
Case 1	55,00	0,0044	0,0829	0,2994	0,3653
Case 2	50,00	0,0043	0,0824	0,3015	0,3653
Case 3	45,00	0,0043	0,0824	0,3024	0,3653
Case 4	40,00	0,0043	0,0823	0,3032	0,3653
Case 5	35,00	0,0043	0,0823	0,3040	0,3653
Case 6	30,00	0,0043	0,0822	0,3048	0,3653

- On remarque que la correction apportée via la diminution du débit du reflux intermédiaire des fractions massiques des composants étudiés avec aucun changement de la teneur du 2.2DMB et une augmentation du 2MP et une diminution du 2.3DMB.
- Donc après l'ensemble des remarques observées dans les tableaux précédent (VI8, VI-9) la correction apportée par la diminution du taux de reflux intermédiaire sur les fractions massiques des constituants ciblés par l'ajustement est positive. Cette amélioration de la qualité de séparation de la colonne DIH est expliqué par le refroidissement du milieu de la colonne et la tête avec la diminution du débit du reflux intermédiaire chaud en même temps qui garantit la décente des 3MP et 2MP vers le recycle et la monté des 2.3DMB et 2.2DMB vers la tête de colonne.
- On observe que cette amélioration n'est pas satisfaisante sachant que le débit a été réduit de 20m<sup>3</sup>/h et les résultats ne sont pas très convaincants. Il n'est pas possible de diminuer davantage le taux de reflux car on doit garder un débit qui assurera une bonne alimentation et la température nécessaire dans le milieu de la DIH pour garantir sa stabilité.

### IV.3 La pression de tête

On a limité les valeurs de pression de tête entre 2.4 kg/cm<sup>3</sup>.g jusqu'à 2.3 kg/cm<sup>3</sup>. g.

Les résultats de la rectification de la fraction massique des composés 2.2DMB, 2.3DM, 3MP et 2MP dans l'isomérait léger pour la charge du 20 Juin 2021 issue de la simulation qui sont groupés dans les tableaux suivants :

**Tableau VI. 10** : les résultats de la composition de l'isomérait léger relevés pour la simulation avec la pression de tête du 03/05/2021.

Stage pressure 82 (Kg.cm /g)		Isomérait léger 20/06/2021			
		Mass Frac 2,2DMB	Mass Frac 2,3DMB	Mass Frac 2MP	Mass Frac 3MP
Case 1	2,4	0,2019	0,0967	0,1983	0,0368
Case 2	2,3	0,2019	0,0970	0,1985	0,0363
Case 3	2,2	0,2019	0,0972	0,1986	0,0361

- On remarque que la correction apportée par le biais de la diminution de la pression de tête des fractions massiques des constituants étudiés avec aucun changement du 2.2DMB, une augmentation du 2.3DMB, 2MP et une diminution des 3MP.

Les résultats de la rectification de la fraction massique des composés 2.2DMB, 2.3DMB, 3MP et 2MP dans le recycle pour la charge du 20 Juin 2021 issue de la simulation avec l'outil de HYSYS qui sont groupés dans le tableau suivant :

**Tableau VI. 11** : les résultats de la composition du recycle relevés pour la simulation avec la pression de tête du 20/06/2021.

Stage pressure 82 (Kg cm /g)		Recycle 20/06/2021			
		Mass Frac 2,2DMB	Mass Frac 2,3DMB	Mass Frac 2MP	Mass Frac 3MP
Case 1	2,4	0,0044	0,0829	0,3653	0,2994
Case 2	2,3	0,0043	0,0819	0,3653	0,3053
Case 3	2 ,2	0,0042	0,0817	0,3653	0,3057

- On constate que la correction apportée via la diminution de la pression de tête des fractions massiques des constituants étudiés avec aucun changement du 2MP et une diminution 3MP, 2.3DMBet2.2DMB.
- Après toutes les remarques observées dans les tableaux précédents (VI-10, VI-11) la correction apportée en réduisant la pression de tête pour ajuster les fractions massiques des constituant ciblé est positive, la raison de cette amélioration de la qualité de séparation de la colonne DIH est le refroidissement de la tête avec la réduction de la pression de tête, ceci garantit la décente des 3MP et 2MP vers le recycle et la montée des 2.3DMB et 2.2DMB vers la tête.
- La diminution de la pression permet d'avoir une isomérat léger riche en compose à haut indice d'octane (2.3DMB et 2.2DMB).
- La diminution de la température de la tête de colonne assure une bonne séparation sachant que les constituant a séparé dans la partie de la tête de colonne sont un mélange azéotropique (les températures d'ébullition des 4 compose étudié sont très proche).
- Du fait que la pression soit le bon paramètre pour résoudre notre problématique reste cohérent en connaissances de la nature du mélange a séparé, sachant quand peut encore diminuer la pression de tête pour avoir des résultats meilleurs.

## Conclusion

Le sujet que j'ai traité porte sur l'étude des caractéristiques de la charge sortante après une panne dans un des deux réacteurs de l'unité d'isomérisation qui est la première cause de la mauvaise qualité du produit final dont le RON est très bas ce qui rend son utilisation pour le blindage impossible.

C'est pour cette raison qu'il nous a été confié la tâche d'identifier le paramètre à ajusté pour dépanne et essaye d'améliorer la qualité du produit finale en améliorant la séparation dans la DIH pour une isomérat léger de qualité passable qui représente 80% du produit finale.

Pour la fiabilité de nos résultats nous avons utilisé l'Aspen HYSYS pour la simulation. On a procédé en premier lieu à confirmer le modèle thermodynamique choisi et la réalisation des tests appropriés pour le rapprocher à celui du design. Ceci et afin d'identifier les paramètres de service, pour augmenter la teneur des DMBs et diminuer celle des MPs au niveau de la tête de la colonne DIH, en vue d'avoir un produit de bonne qualité.

Grâce à l'utilisation de l'outil de simulation des solutions présume (pression de tête, taux de reflux de tête et taux de reflux intermédiaire) pour la charge du 20/06/2021, puis on note les résultats dans des tableaux pour facilite leur lecture et analyse.

D'après l'étude des résultats de la simulation des différents paramètres pour les deux charges nous avons remarqué que pour le taux de reflux intermédiaire les résultats étaient bons mais très peu satisfaisants pour la réduction qui a était faite.

A propos du taux de reflux de tête, on constate que les résultats étaient bons pour l'augmentation minime qu'on a faite, mais comme on est dans l'incapacité d'augmenter plus le débit (le maximum du taux de reflux de tête (250m<sup>3</sup>/h)), ce qui rend ce paramètre un mauvais choix.

Les résultats des fractions massiques obtenus par le changement de la pression de tête sont très bons, sachant qu'on peut encours diminuer la pression pour avoir plus de résultats positifs, ce qui fait que la pression de tête est le meilleur choix pour dépanner et ajuster la qualité de l'isomérat léger et avoir un RON acceptable.

Mais la bonne solution pour régler ce problème reste :

- L'identification de la cause de la défaillance du réacteur en panne.
- Trouve une solution pour le rendre le réacteur opérationnel de nouveau.

C'est qu'à la suite de ces recommandations que la colonne DIH sera au maximum de sa performance grâce à la bonne charge d'entrée et aux paramètres optimisés pour cette dernière.

# **Conclusion générale**

### Conclusion générale :

Le procédé d'isomérisation a pour but de produire le maximum des isomères iC5 et iC6 utilisés pour le blindage ou comme essence automobile à haut indice d'octane. Ce procédé est très difficile à exploiter car il dépend de plusieurs paramètres opératoires qui ne sont pas faciles à maîtriser mais reste une bonne alternative pour remplacer l'essence en plomb.

J'étudié dans ce mémoire les différents paramètres à ajuster pour améliorer la séparation de la colonne atmosphérique à plateaux déisohehexaniseur (DIH) de l'unité 700/701 afin d'avoir un produit de qualité acceptable après les résultats insatisfaisants obtenus actuellement à cause d'une panne d'un des deux réacteurs d'isomérisation de l'unité 700/701, cette panne a pour conséquence que la DIH reçoit une charge d'entrée différente de celle indiquée par le constructeur conduisant à une mauvaise séparation dans la DIH avec les paramètres de service habituel.

Les paramètres qui garantissent une diminution de la teneur des MPs aux indices d'octane bas et la stabilisation ou l'augmentation de la teneur des DMBs aux indices d'octane haut dans le soutirage de tête (isomérat léger) sont ceux que nous allons étudier : le taux de reflux de tête, le taux de reflux d'intermédiaire et la pression de tête.

La simulation utilisant le logiciel ASPEN HYSYS a pour but de confirmer le modèle thermodynamique avec les paramètres du design, après on réapplique les paramètres de charge réelle puis on teste les ajustements des teneurs de DMBs et MPs avec les différents paramètres de marche afin d'analyser les résultats obtenus.

Pour conclure, d'après l'étude de nos résultats on recommande donc la diminution de la pression de tête de la DIH à une valeur comprise entre 2.4 à 2.2 kg/cm<sup>3</sup>.g qui s'impose comme le bon choix dans cette situation.

**Référence**  
**bibliographiques**

## Bibliographie

- [1] : P. WUITHIER, Raffinage et génie chimique tome 2, édition Technip, Paris 1972.
- [2] : Conférence européen de ministre de transport "glossaire de statistique de transport  
« p.p. 72 ; 73 »
- [3] : Cours de Mr. ATEK
- [4] : P.WUITHIER « raffinage et génie chimique » tome I, Edition TECHNIP 1972.
- [5] :C.E CHITOUR « raffinage, propriétés physique des hydrocarbures et des fractions  
pétrolière » tom 1. OPU. Alger (1999).
- [6] : Manuel d'exploitation de l'unité de reformage catalytique de la raffinerie d'Alger.
- [7] : Commission européen document de référence sur les meilleurs techniques disponibles  
raffinerie de pétrole et de gaz Février 2003
- [8] : IFP Training « Traitement des coupes légères et des distillats moyens » École nationale  
supérieure du pétrole et des moteurs (2015).
- [9] : Cours de raffinage IAP Dr. Mimoun.
- [10] : Groupe Samsung Engineering « Manuelle opératoire pour unité d'isomérisation du  
naphta léger-i (Unité N0 : 701) RA1K ». Projet de réhabilitation et adaptation de la  
raffinerie de Skikda (2013).
- [11] : P. WUITHIER. Raffinage et génie chimie (Tome 1 et 2). Edition Technip, 1972.
- [12] : Formation N AXENS NHT Isom Skikda Section 2 NHT
- [13] : Groupe Samsung Engineering « Manuelle opératoire pour unité d'hydrotraitement  
du naphta léger-i (Unité N0 : 700) RA1K ». Projet de réhabilitation et adaptation de la  
raffinerie de Skikda (2013).
- [14] : Pierre LEPRINCE, *procédés de Transformation*, TECHNIP. Paris : Publication de  
l'institut Français de pétrole, 1998.
- [15] : J. Pierre WAUQUIER. Le raffinage du pétrole (Tome3) Edition Technip, 1998.
- [16] : Leçons commentées en ligne sur <http://www.grandjean-bpa.com/distil/>
- [17] : <http://processs.free.fr/Pages/VersionWeb.php?page=0510>
- [18] : Livre de distillation et extraction document PC
- [19] : « Usine de distillation discontinue » – GEA Group, disponible sur :  
«<https://www.gea.com/en/products/distillation-fermentation/distillation/batch-distillation-plants%20.jsp> » , consulté le 5/8/2021.
- [20] : « Thermodynamique : Résumé du cours – Distillation continue » disponible sur  
« [Https://nte.mines-albi.fr/Thermo/co/Module\\_Distillation.html](https://nte.mines-albi.fr/Thermo/co/Module_Distillation.html) / » consulté le 10/8/2021.

- [21] : [https://www.prosim.net/wp-content/uploads/2019/12/PSPS\\_EX\\_FR-Distillation-Azeotropique-Heterogene.pdf](https://www.prosim.net/wp-content/uploads/2019/12/PSPS_EX_FR-Distillation-Azeotropique-Heterogene.pdf)
- [22] : <http://processs.free.fr/Pages/VersionWeb.php?page=0510> Guide des techniques pour les industries de procédé
- [23] : Document phase B Hassi RMEL
- [24] : R. OUDINA, B. KHALED, « Amélioration de la teneur en précurseurs d'aromatiques de la NAPHTA B au niveau du splitter de l'unité 11 de la RA1K », Mémoire de fin d'étude, Université M'Hamed Bougarra Boumerdès (2007).
- [25] : WAUQUIER « Procédé de séparation, Le raffinage du pétrole » Editions Technip (1998).
- [26] : TOTAL « LES ÉQUIPEMENTS LES COLONNES », Manuel de formation cours EXP-PR- EQ100 Révision 0.1.
- [27] : TOTAL « Exploration et Production Le Process La Distillation » Manuel de formation cours EXP-PR-PR180 Révision 0.1 (2007).
- [28]: Samsung Engineering co LTD, Skikda refinery rehabilitation & adaptation project, «PROCESS DATASHEET, FOR DEISOHEXANIZER (ITEM NO: 701-C-2), DEV-K-23-09»
- [29] : AXENS, Formation Terrain, Points clés et étude de cas, Skikda 2013.
- [30] : M. AHMED SISTA bilel, Timisation des paramètres de fonctionnements de la colonne de stabilisation 103-C31 Par Hysys, INSTITUT ALGERIEN DU PETROLE, Avril 2017.
- [31] : Aspen Hysys» disponible sur «[https://en.wikipedia.org/wiki/Aspen\\_HYSYS#cite\\_note-11](https://en.wikipedia.org/wiki/Aspen_HYSYS#cite_note-11)» consulté le 26/7/2021 .
- [32] : « equation of state », disponible sur [https://en.wikipedia.org/wiki/Redlich%E2%80%93Kwong\\_equation\\_of\\_state](https://en.wikipedia.org/wiki/Redlich%E2%80%93Kwong_equation_of_state) » consulté le 26/7/2021 .
- [33]: J. Sebastian Lopez, E.Simon, Reif-Acherman, E. Araujo-Lopez, «Peng-Robinson equation of state: 40 years through cubics » Fluid Phase Equilibria 447 (2017) 39-71 /journal site page:  
[www.elsevier.com/](http://www.elsevier.com/)
- [34] : L. Sofiene, Étude des sections hautes les basses pressions en vue de maximiser la récupération de GPL de condensât, Mémoire d'ingénieur spécialisé en Raffinage et Pétrochimie, Université M'hamed Bougara Boumerdes (2007).

# **Annexes**

## Annexes I : les paramètres du constructeur (design)



Process licensing

## HEAT BALANCE

Job Number	Unit	Type	Page
06-2798	701	1HB	7/11

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 SOR				

	DIH pumparound HX tube side outlet	DIH inlet	DIH overhead	DIH air condenser outlet	
	25	26	27	28	
Temperature	°C	125	93	80	60
Pressure	kg/cm <sup>2</sup> g	17.4	2.8	2.6	2.1
<b>TOTAL STREAM</b>					
Weight rate	kg/h	56 142	56 142	152 000	152 000
Molar rate	kmol/h	699.61	699.61	2 009.31	2 009.31
Enthalpy	Mkcal/h	4.02	4.02	17.41	4.82
Density	kg/m <sup>3</sup>	533.7	34.13	10.07	589.2
Mol. Weight	kg/kmol	80.25	80.25	75.65	75.65
Wt pc vapor	%		29.91	100.00	
Wt pc free water	%	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor Pressure	kg/cm <sup>2</sup> a	8.2			2.3
<b>TOTAL VAPOR</b>					
Weight rate	kg/h		16 794	152 000	
Molar rate	kmol/h		214.46	2 009.31	
Volumetric rate	m <sup>3</sup> /h		1 576.9	15 096.1	
Normal vapor rate	Nm <sup>3</sup> /h		4 806.8	45 036.7	
Enthalpy	Mkcal/h		2.03	17.41	
Spec. Enthalpy	kcal/kg		121.0	114.6	
Density	kg/m <sup>3</sup>		10.65	10.07	
Mol. Weight	kg/kmol		78.31	75.65	
Viscosity	cP		0.0087	0.0085	
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C		0.018	0.017	
Specific Heat	kcal/kg.°C		0.494	0.482	
Cp/Cv			1.088	1.092	
Comp. factor			0.901	0.904	
<b>TOTAL LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	56 142	39 348		152 000
Molar rate	kmol/h	699.61	485.16		2 009.31
Volumetric rate	m <sup>3</sup> /h	105.2	68.2		258.0
Std liquid rate	m <sup>3</sup> /h	85.8	59.8		239.0
Enthalpy	Mkcal/h	4.02	1.99		4.82
Spec. Enthalpy	kcal/kg	71.6	50.5		31.7
Spec. Gravity		0.6553	0.6588		0.6366
Density	kg/m <sup>3</sup>	533.7	577.1		589.2
Mol. Weight	kg/kmol	80.25	81.10		75.65
Viscosity	cP	0.11	0.15		0.17
Thermal Cond.	kcal/h.m.°C	0.079	0.089		0.098
Specific Heat	kcal/kg.°C	0.655	0.612		0.586
Surf. Tension	dyn/cm	6.8	10.2		11.8
<b>DRY LIQUID</b>					
Weight rate	kg/h	56 142	39 348		152 000
Spec. Gravity		0.6553	0.6588		0.6366
Density	kg/m <sup>3</sup>	533.7	577.1		589.2
Crit. Pressure	kg/cm <sup>2</sup> a	33.3	33.2		34.0

Client :	NAFTEC,Spa	Date	By	Check by	Iss.
	Adaptation Project, SKIKDA Refinery, ALGERIA	June07	LMO	GCI	0
Unit :	Light Naphtha Isomerization Unit - I				
Run case :	FEED RAJK - CASE SOR				

	DIH reflux 29	DIH draw-off 30	DIH pumparound HX shell side inlet 31	DIH pumparound HX shell side outlet 32
Temperature °C	60	112	112	116
Pressura kg/cm <sup>2</sup> g	2.6	3.0	3.5	3.0
<b>TOTAL STREAM</b>				
Weight rate kg/h	121 600	53 700	29 942	29 942
Molar rate kmol/h	1 607.45	623.86	347.85	347.85
Enthalpy Mkal/h	3.86	3.35	1.87	3.96
Density kg/m <sup>3</sup>	589.3	571.4	571.6	11.66
Mol. Weight kg/kmol	75.65	86.08	86.08	86.08
Wt pc vapor %				100.00
Wt pc free water %	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor Pressure kg/cm <sup>2</sup> a	2.3	4.0	4.0	
<b>TOTAL VAPOR</b>				
Weight rate kg/h				29 942
Molar rate kmol/h				347.85
Volumetric rate m <sup>3</sup> /h				2 567.7
Normal vapor rate Nm <sup>3</sup> /h				7 796.7
Enthalpy Mkal/h				3.96
Spec. Enthalpy kcal/kg				132.2
Density kg/m <sup>3</sup>				11.66
Mol. Weight kg/kmol				86.08
Viscosity cP				0.0089
Thermal Cond. kcal/h.m.°C				0.019
Specific Heat kcal/kg.°C				0.517
Cp/Cv				1.079
Comp. factor				0.894
<b>TOTAL LIQUID</b>				
Weight rate kg/h	121 600	53 700	29 942	
Molar rate kmol/h	1 607.45	623.86	347.85	
Volumetric rate m <sup>3</sup> /h	206.4	94.0	52.4	
Std liquid rate m <sup>3</sup> /h	191.2	80.0	44.6	
Enthalpy Mkal/h	3.86	3.35	1.87	
Spec. Enthalpy kcal/kg	31.7	62.4	62.4	
Spec. Gravity	0.6366	0.6717	0.6717	
Density kg/m <sup>3</sup>	589.3	571.4	571.6	
Mol. Weight kg/kmol	75.65	86.08	86.08	
Viscosity cP	0.17	0.14	0.14	
Thermal Cond. kcal/h.m.°C	0.098	0.084	0.084	
Specific Heat kcal/kg.°C	0.586	0.632	0.632	
Surf. Tension dyn/cm	11.8	9.4	9.4	
<b>DRY LIQUID</b>				
Weight rate kg/h	121 600	53 700	29 942	
Spec. Gravity	0.6366	0.6717	0.6717	
Density kg/m <sup>3</sup>	589.3	571.4	571.6	
Crit. Pressure kg/cm <sup>2</sup> a	34.0	32.0	32.0	



Process licensing

## HEAT BALANCE

Job Number	Unit	Type	Page
06-2798	701	1HB	9/11

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 SOR				

	DIH reboiler inlet 33	DIH reboiler outlet 34	DIH bottom 35	DIH distillate 36
Temperature °C	143	144	144	60
Pressure kg/cm <sup>2</sup> g	3.2	3.2	3.2	5.9
<b>TOTAL STREAM</b>				
Weight rate kg/h	489 744	489 744	1 984	30 400
Molar rate kmol/h	5 413.72	5 413.72	21.74	401.86
Enthalpy Mkcal/h	34.76	43.83	0.14	0.96
Density kg/m <sup>3</sup>	651.4	44.04	651.0	590.0
Mol. Weight kg/kmol	90.46	90.46	91.24	75.65
Wt pc vapor %		25.00		
Wt pc free water %	0.00	0.00	0.00	0.00
Vapor Pressure kg/cm <sup>2</sup> a	4.2		4.2	2.3
<b>TOTAL VAPOR</b>				
Weight rate kg/h		122 436		
Molar rate kmol/h		1 388.20		
Volumetric rate m <sup>3</sup> /h		10 555.5		
Normal vapor rate Nm <sup>3</sup> /h		31 115.0		
Enthalpy Mkcal/h		17.50		
Spec. Enthalpy kcal/kg		142.9		
Density kg/m <sup>3</sup>		11.60		
Mol. Weight kg/kmol		88.20		
Viscosity cP		0.0098		
Thermal Cond. kcal/h.m.°C		0.021		
Specific Heat kcal/kg.°C		0.480		
Cp/Cv		1.078		
Comp. factor		0.903		
<b>TOTAL LIQUID</b>				
Weight rate kg/h	489 744	367 308	1 984	30 400
Molar rate kmol/h	5 413.72	4 025.52	21.74	401.86
Volumetric rate m <sup>3</sup> /h	751.8	564.3	3.0	51.5
Std liquid rate m <sup>3</sup> /h	631.7	473.6	2.6	47.8
Enthalpy Mkcal/h	34.76	26.33	0.14	0.96
Spec. Enthalpy kcal/kg	71.0	71.7	71.7	31.7
Spec. Gravity	0.7760	0.7763	0.7763	0.6366
Density kg/m <sup>3</sup>	651.4	651.0	651.0	590.0
Mol. Weight kg/kmol	90.46	91.24	91.24	75.65
Viscosity cP	0.16	0.16	0.16	0.17
Thermal Cond. kcal/h.m.°C	0.083	0.083	0.083	0.098
Specific Heat kcal/kg.°C	0.585	0.586	0.586	0.586
Surf. Tension dyn/cm	11.7	11.7	11.7	11.8
<b>DRY LIQUID</b>				
Weight rate kg/h	489 744	367 308	1 984	30 400
Spec. Gravity	0.7760	0.7763	0.7763	0.6366
Density kg/m <sup>3</sup>	651.4	651.0	651.0	590.0
Crit. Pressure kg/cm <sup>2</sup> a	38.4	38.1	38.1	34.0



Process licensing

## MATERIAL BALANCE (MOLAR PERCENT)

Job Number	Unit	Type	Page
06-2798	701	1MP	7/11

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 SOR				

Flow rate unit : mol %	DIH pumparound HX tube side outlet	DIH inlet	DIH overhead	DIH air condenser outlet	
	25	26	27	28	
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	0.26	0.26	0.45	0.45	
NC4	0.07	0.07	0.12	0.12	
IC5	30.89	30.89	53.78	53.78	
NC5	9.94	9.94	17.30	17.30	
22MB	16.21	16.21	24.37	24.37	
23MB	5.18	5.18	0.69	0.69	
2MP	14.73	14.73	0.72	0.72	
3MP	8.39	8.39	0.07	0.07	
NC6	5.70	5.70	0.00	0.00	
CP	1.45	1.45	2.49	2.49	
MCP	2.39	2.39	0.00	0.00	
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00	
CH	3.54	3.54	0.00	0.00	
NC7	0.11	0.11	0.00	0.00	
MCH	0.50	0.50	0.00	0.00	
11MCH	0.64	0.64	0.00	0.00	
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	
<b>Total</b>	<b>kmol/h</b>	<b>699.61</b>	<b>699.61</b>	<b>2 009.31</b>	<b>2 009.31</b>
<b>Total</b>	<b>kg/h</b>	<b>56 142</b>	<b>56 142</b>	<b>152 000</b>	<b>152 000</b>

a



Process licensing

## MATERIAL BALANCE (MOLAR PERCENT)

Job Number	Unit	Type	Page
06-2798	701	1MP	8/11

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 SOR				

Flow rate unit : mol %	DIH reflux	DIH draw-off	DIH pumparound HX shell side inlet	DIH pumparound HX shell side outlet
	29	30	31	32
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	0.45	0.00	0.00	0.00
NC4	0.12	0.00	0.00	0.00
IC5	53.78	0.00	0.00	0.00
NC5	17.30	0.00	0.00	0.00
22MB	24.37	5.60	5.60	5.60
23MB	0.69	12.12	12.12	12.12
2MP	0.72	36.28	36.28	36.28
3MP	0.07	21.16	21.16	21.16
NC6	0.00	14.37	14.37	14.37
CP	2.49	0.06	0.06	0.06
MCP	0.00	5.74	5.74	5.74
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00
CH	0.00	4.08	4.08	4.08
NC7	0.00	0.06	0.06	0.06
MCH	0.00	0.26	0.26	0.26
11MCH	0.00	0.26	0.26	0.26
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00

<b>Total</b>	<b>kmol/h</b>	1 607.45	623.86	347.85	347.85
<b>Total</b>	<b>kg/h</b>	121 600	53 700	29 942	29 942

Ce



Process licensing

## MATERIAL BALANCE (MOLAR PERCENT)

Job Number	Unit	Type	Page
06-2798	701	IMP	9/11

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 RA1K - CASE SOR				

Flow rate unit : mol %	DIH reboiler inlet	DIH reboiler outlet	DIH bottom	DIH distillate	
	33	34	35	36	
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	0.00	0.00	0.00	0.45	
NC4	0.00	0.00	0.00	0.12	
IC5	0.00	0.00	0.00	53.78	
NC5	0.00	0.00	0.00	17.30	
22MB	0.00	0.00	0.00	24.37	
23MB	0.01	0.01	0.01	0.69	
2MP	0.04	0.04	0.03	0.72	
3MP	0.15	0.15	0.13	0.07	
NC6	1.17	1.17	1.01	0.00	
CP	0.00	0.00	0.00	2.49	
MCP	4.54	4.54	4.11	0.00	
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00	
CH	64.62	64.62	61.98	0.00	
NC7	2.62	2.62	2.72	0.00	
MCH	11.96	11.96	12.82	0.00	
11MCH	14.88	14.88	17.19	0.00	
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	
<b>Total</b>	<b>kmol/h</b>	5 413.72	5 413.72	21.74	401.86
<b>Total</b>	<b>kg/h</b>	489 744	489 744	1 984	30 400

G

## Annexes II : Résultats case studie

Design   Parameters   Side Ops   Internals   Rating   Worksheet   Performance   Flowsheet   Reactions   Dynamics							
Worksheet		DIH inlet	off gas	isomerat léger	recycle	isomerat lourd	
Conditions	i-Butane	0,0004	0,0030	0,0008	0,0000	0,0000	0,0000
Properties	n-Butane	0,0001	0,0008	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000
Compositions	i-Pentane	0,1401	0,3847	0,2641	0,0000	0,0000	
PF Specs	n-Pentane	0,1056	0,2395	0,2000	0,0000	0,0000	
	22-Mbutane	0,1071	0,1607	0,2019	0,0044	0,0000	
	23-Mbutane	0,0737	0,0644	0,0967	0,0829	0,0024	
	2-Mpentane	0,2083	0,1251	0,1983	0,3653	0,0241	
	3-Mpentane	0,1233	0,0213	0,0368	0,2994	0,1114	
	n-Hexane	0,1054	0,0006	0,0012	0,1555	0,3105	
	Cyclopentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
	Mycyclopentan	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
	Benzene	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
	Cyclohexane	0,0984	0,0000	0,0000	0,0759	0,3873	
	n-Heptane	0,0214	0,0000	0,0000	0,0096	0,0935	
	Mycyclohexane	0,0161	0,0000	0,0000	0,0071	0,0708	
	1-c12-MCC6	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	
	H2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	

Delete    Column Environment...    Run    Reset    **Converged**     Update Outlets     Ignored

Column: DIH / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design Parameters Side Ops Internals Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

**Worksheet**

	DIH inlet	off gas	isomerat leger	recycle	isomerat lourd
Conditions					
Properties					
Compositions					
PF Specs					
i-Butane	0.0004	0.0030	0.0008	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0001	0.0008	0.0003	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.1401	0.3847	0.2641	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.1056	0.2395	0.2000	0.0000	0.0000
22-Mbutane	0.1071	0.1607	0.2019	0.0044	0.0000
23-Mbutane	0.0737	0.0643	0.0966	0.0825	0.0018
2-Mpentane	0.2083	0.1251	0.1983	0.3653	0.0193
3-Mpentane	0.1233	0.0213	0.0368	0.3050	0.1009
n-Hexane	0.1054	0.0006	0.0012	0.1526	0.3168
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Myclopentan	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Cyclohexane	0.0984	0.0000	0.0000	0.0736	0.3947
n-Heptane	0.0214	0.0000	0.0000	0.0095	0.0948
Myclohexane	0.0161	0.0000	0.0000	0.0071	0.0717
1-c2-MCC6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Delete Column Environment... Run Reset Converged  Update Outlets  Ignored

Column: DIH / COL1 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

Design Parameters Side Ops Internals Rating Worksheet Performance Flowsheet Reactions Dynamics

**Worksheet**

	DIH inlet	off gas	isomerat leger	recycle	isomerat lourd
Conditions					
Properties					
Compositions					
PF Specs					
i-Butane	0.0004	0.0030	0.0008	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0001	0.0008	0.0003	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.1401	0.3852	0.2641	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.1056	0.2396	0.2000	0.0000	0.0000
22-Mbutane	0.1071	0.1605	0.2019	0.0044	0.0000
23-Mbutane	0.0737	0.0643	0.0968	0.0823	0.0018
2-Mpentane	0.2083	0.1249	0.1984	0.3653	0.0193
3-Mpentane	0.1233	0.0211	0.0366	0.3054	0.1009
n-Hexane	0.1054	0.0006	0.0011	0.1526	0.3168
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Myclopentan	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Cyclohexane	0.0984	0.0000	0.0000	0.0736	0.3947
n-Heptane	0.0214	0.0000	0.0000	0.0095	0.0947
Myclohexane	0.0161	0.0000	0.0000	0.0071	0.0717
1-c2-MCC6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Delete Column Environment... Run Reset Converged  Update Outlets  Ignored

Worksheet							
	DIH inlet	off gas	isomerat leger	recycle	isomerat lourd		
i-Butane	0.0004	0.0030	0.0008	0.0000	0.0000		
n-Butane	0.0001	0.0008	0.0003	0.0000	0.0000		
i-Pentane	0.1401	0.3853	0.2641	0.0000	0.0000		
n-Pentane	0.1056	0.2396	0.2000	0.0000	0.0000		
22-Mbutane	0.1071	0.1605	0.2019	0.0044	0.0000		
23-Mbutane	0.0737	0.0643	0.0968	0.0823	0.0018		
2-Mpentane	0.2083	0.1249	0.1984	0.3653	0.0193		
3-Mpentane	0.1233	0.0211	0.0366	0.3055	0.1009		
n-Hexane	0.1054	0.0006	0.0011	0.1525	0.3169		
Cyclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Myclopentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Benzene	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
Cyclohexane	0.0984	0.0000	0.0000	0.0736	0.3947		
n-Heptane	0.0214	0.0000	0.0000	0.0095	0.0947		
Myclohexane	0.0161	0.0000	0.0000	0.0071	0.0717		
1-c2-MCC6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		
H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000		

Converged

Update Outlets Ignored

