



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique
Université 20 août 1955 -SKIKDA



Faculté de
Technologie
Département de
Pétrochimie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Génie Pétrochimique

Spécialité : Génie Pétrochimique

Thème :

Optimisation des paramètres de marche de la colonne déisohéxaniseur pour minimiser les pertes des 2,2 et 2,3 méthylbutane dans le recycle de l'unité d'isomérisation

Réalisé par :

- Amirouch Abdelmounaim
- Bensaifi Salim Rami

Encadré par :

- Saadi Chahrazed

Année Universitaire 2022/2023

REMERCIEMENTS

Tout d'abord nous commençons par remercier dieu le miséricordieux qui nous a donné l'opportunité de mener à bien ce travail.

En guise de reconnaissance, nous tenons à exprimer nos sincères remerciements à toutes les personnes qui ont contribué de près ou de loin au bon déroulement de notre stage et à l'élaboration de notre modeste travail.

Nos remerciements vont également à tout le personnel de la zone industrielle pour leur accueil et leurs aides.

Nous exprimons notre gratitude à tous les enseignants et au corps pédagogique de la classe de génie pétrochimie qui nous ont permis de nous former tout au long de l'année, et tout particulièrement Mme Saadi Chahrazed pour le privilège qu'elle nous a fait en acceptant de diriger ce travail, sa grande disponibilité, ses précieuses directives et son soutien tout au long de la réalisation de cette recherche.

DÉDICACE

Je tiens à dédier ce mémoire : A mes très chers parents qui m'ont inculqué les valeurs de persévérance, de travail acharné et de détermination et pour leur amour inestimable, leur confiance, leur soutien, leurs sacrifices et toutes les valeurs qu'ils ont su m'inculquer ainsi qu'à toute ma famille et mes amis, je vous en suis reconnaissant. Je dédie ce travail également aux enseignants de génie pétrochimie et à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de mon mémoire

Amirouch Abdelmounaim.

DÉDICACE

Je dédie ce mémoire à mes parents pour leur amour, leur soutien inconditionnel et leur encouragement tout au long de ma vie et de mes études. Leur confiance en moi m'a toujours poussé à donner le meilleur de moi-même, et c'est grâce à leur sacrifice et leur dévouement que j'en suis arrivé là où je suis aujourd'hui. Je tiens également à remercier mes parents pour leurs encouragements et leurs conseils tout au long de mes études. Enfin, je dédie ce mémoire à tous les enseignants et membres du personnel de la spécialité de génie pétrochimie, qui ont contribué à ma formation et à mon développement personnel. Vos connaissances, votre expérience et votre engagement ont été une source d'inspiration pour moi, et je vous en suis reconnaissant.

Bensaifi Salim Ramy.

RÉSUMÉ :

La colonne déisohexaniseur de l'unité 701 d'isomérisation de la raffinerie de Skikda présente un problème de mauvaise séparation des composés, ce qui entraîne des pertes de DMBs (2,2 diméthylebutane, 2,3 diméthylebutane) dans le recyclage de la colonne. L'objectif de cette simulation est de réduire et minimiser ces pertes en les récupérant principalement au niveau de la tête de la colonne. Pour ce faire, nous cherchons à optimiser les paramètres de fonctionnement de la colonne afin d'améliorer la séparation des composés et favoriser la récupération des DMBs à la tête de la colonne, selon trois étapes :

- Simulation du cas design afin de confirmer le choix du modèle thermodynamique choisit
- Une analyse chromatographique de la Composition
- L'optimisation des paramètres de marche

La simulation a donné qu'un débit de reflux haut fait diminuer les pertes des DMBs dans le recycle de la colonne DIH).

Mots clés : Isomérisation, HYSYS, DMBs, simulation, optimisation.

ABSTRACT :

The deisohexanizer column of unit 701 in the Skikda refinery's isomerization plant exhibits poor compound separation, leading to losses of DMBs (2,2 dimethylbutane, 2,3 dimethylbutane) in the column recycle. The objective of this simulation is to reduce and minimize these losses by primarily recovering them at the top of the column. To achieve this, we aim to optimize the operating parameters of the column to improve compound separation and enhance DMB recovery at the column head, following three steps:

- Simulation of the design case to confirm the chosen thermodynamic model.
- Chromatographic analysis of the composition.
- Optimization of operating parameters.

Keywords: Isomerization, HYSYS, DMBs, simulation, optimization.

الملخص

سوء فصل المركبات في عمود إزالة الأيزوهكسان على مستوى وحدة 701 لعملية التسييح في مصفاة سكيكدة يؤدي إلى ظهور 2,2-ديميثيل بيوتان و2,3-ديميثيل بيوتان كخسائر في إعادة هدف هذه المحاكاة هو تقليل وتقليل هذه الخسائر وزيادتها عند رأس العمود . تدوير العمود وتحسين معلمات التشغيل، وفقاً لثلاث خطوات:

- محاكاة حالة التصميم لتأكيد اختيار النموذج الحراري المختار
- تحليل كروماتوغرافي للتركيبية
- تحسين معلمات التشغيل

أظهرت المحاكاة أن زيادة تدفق الاسترجاع يقلل من خسائر 2,2-ديميثيل بيوتان و2,3-ديميثيل بيوتان في إعادة تدوير عمود إزالة الأيزوهكسان .

LISTE DES ABRIVIATIONS

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.
NC₅ : 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

Figure 1-1 : simplifie l'unité 700 naphta d'hydrotraitement.....	20
Figure 1-2 : but de l'unité NHDT (u-700).	23
Figure 1-3 : <i>schéma simplifie l'implémentation d'un déisopentaniseur</i>	11
Figure 1-4 : simplifie l'unité 701 d'isomérisation.....	26
Figure 1-5 : schéma typique de la technologie DIH.....	31
Figure 1-6 : Section de régénération des sécheurs.	33
Figure 2-1 : but du procédé d'isomérisation.	36
Figure 2-2 : l'indice d'octane selon les familles moléculaires.....	39
Figure 2-3 : répartition de l'indice d'octane selon les composants.....	39
Figure 2-4 : principe du procédé d'isomérisation des essences légères.	40
Figure 2-5 : Schéma de technologie once through.....	44
Figure 2-6 : Schéma du procédé d'isomérisation avec implémentation d'un DIH.....	45
Figure 3-1 : représentation du catalyseur pt/alumine chlorée.	53
Figure 3-2 : Structure de catalyseur.	55
Figure 4-1 : Interface HYSYS montrent quelques vocabulaires qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle.	69
Figure 4-2 : Environnements de développement dans HYSYS.	70
Figure 5-2 : Schéma de la simulation de la colonne DIH par le HYSYS.....	77
Figure 7-1 : Evolution de la teneur des 2,2 méthyl butane et 2,3 méthyl butane dans la tête de la colonne en fonction de la température.	86
Figure 7-2 : Evolution de la teneur des 2,2 méthyl butane et 2,3 méthyl butane dans le recycle de la colonne en fonction de la température.	89
Figure 7-3 : l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans la tête de la colonne en fonction de la pression.....	91
Figure 7-4 : l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans le recycle de la colonne en fonction de la pression.....	92
Figure 7-5 : L'évolution de la teneur des 2,3MB et 2,2 MB dans la tête de la colonne en fonction de débit de reflux.....	94
figure 7-6 : l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans le recycle de la colonne en fonction de débit de reflux.....	96

Figure 7-7: l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans la tête de la colonne en fonction du plateau d'alimentation.....	98
Figure 7-8: l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans le recycle de la colonne en fonction du plateau d'alimentation.....	100
Figure 7-9: l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans la tête de la colonne en fonction du nombre de plateaux.....	102
Figure 7-11 : l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans le recycle de la colonne en fonction du nombre des plateaux	103

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1-1: Niveau moyen maximum des contaminants dans l'alimentation pour naphta..	21
Tableau 1-2 : Niveau moyen maximum des contaminants dans l'alimentation pour L'appoint d'hydrogène	21
Tableau 2-1 : les gains obtenus par les transformations chimique de l'isomérisation.....	36
Tableau 2-2 : Composition de la charge en Pourcentage massique. (12).....	41
Tableau 2-3 : Nature de la charge en pourcentage volumiques. (12).....	41
Tableau 2-4 : Les caractéristique du produit (ISOMERAT). (12).....	42
Tableau 3-1: Le principe de Chatelier. (9)	50
Tableau 3-2: Catalyseurs de première génération	51
Tableau 3-3: Catalyseurs de deuxième génération	51
Tableau 3-4: Catalyseur de troisième génération.....	52
Tableau 3-5: Catalyseur de quatrième génération.....	52
Tableau 3-6: Les propriétés physiques du catalyseur ATIS-2L.....	53
Tableau 3-7: Les performance du catalyseur ATIS-2L.....	54
Tableau 3-8: Tolérances aux impureté recommandées pour les catalyseurs type alumine chlorée. (8)	59
Tableau 3-9 : Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation (13).....	61
Tableau 3-10: Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'hydrogène. (13).....	61
Tableau 5-1 : Domaine d'application de l'équation PR	74
Tableau 6-1 : Comparaison entre les résultats de la simulation par rapport au design.	77
Tableau 6-2: Comparaison de la composition de la tête, le fond et le recycle de la colonne DIH, entre la simulation et le design.	78
Tableau 7-1: Comparaison entre la composition de la charge du 25/09/2022 et la composition de la charge du design.....	79
Tableau 7-2: Comparaison de la composition de la tête du DIH donnée par la simulation et celle obtenue par l'analyse chromatographique pour les deux charges.....	81
Tableau 7-3: Comparaison de la composition du recycle du DIH donnée par la simulation et celle obtenue par l'analyse chromatographique pour les deux charges.....	82
Tableau 8-1: les résultats de la température relevées pour la simulation (tête de colonne) ...	85
Tableau 8-2: les résultats de la température relevées pour la simulation (recycle)	87
Tableau 8-3 : Valeurs de pression relevées pour la simulation (tête)	89

Tableau 8-4: Valeurs de pression relevées pour la simulation (recycle).....	91
Tableau 8-5: Valeurs de débit de reflux relevées pour la simulation (Tête).....	93
Tableau 8-6: Valeurs de débit de reflux relevées pour la simulation (RECYCLE).....	95
Tableau 8-7: changement du plateau d'alimentation (Tête)	97
Tableau 8-8 : changement du plateau d'alimentation (recycle).....	98
Tableau 8-9: changement du nombre de plateau (tête)	100
Tableau 8-10: changement du nombre de plateau (recycle).....	102

Table des matières

Chapitre I :Procédé et description de l'unité 700-701	18
1. Description de l'unité d'isomérisation 700-701 :.....	19
1.1 Introduction.....	19
1.2 Section hydrotraitement :.....	19
1.2.1 Equipement du procédé :.....	20
1.2.2 Les Principeaux réactions d'hydrotraitement	21
1.2.3 Rôle de l'hydrotraitement des naphtas	23
1.2.4 Implémentation d'un déisopentaniseur.....	23
1.3 Section isomérisation.....	24
1.3.1 Caractéristique de procédé.....	24
1.4 Les différentes sections de l'unité :.....	25
1.4.1 Section Isomérisation	25
1.4.2 Section de stabilisation	29
1.4.3 Deisohexaniseur	29
1.4.4 Section Scrubber	31
1.4.5 Section Sécheurs	32
1.5 Conclusion	33
2. Procédé d'isomérisation.....	34
2.1 Introduction :.....	34
2.1.1 Présentation du procédé :.....	34
2.1.2 But du procédé :	35
2.1.3 importance du procédé d'isomérisation.....	36
2.1.4 indice d'octane	38
2.1.5 Principe du procédé d'isomérisation : (10).....	40
2.1.6 Nature de la charge :.....	40

2.1.6.1	Composition de la charge :.....	41
2.2	Différents procédés industriels d'isomérisation.....	42
2.2.1	Procédé en phase liquide sur catalyseur au chlorure d'aluminium.....	42
2.2.2	Procédé d'isomérisation en phase vapeur sur catalyseurs d'hydrogénation sur support acide	43
2.2.3	Procédé d'isomérisation avec et sans implémentation d'un DIH	44
3.	Réaction chimique et catalyseur.....	45
3.1	Les réactions mise en jeux :	45
3.1.1	Thermodynamique et cinétique.....	45
3.1.2	Réactions chimiques.....	46
3.1.3	Les réactions secondaires :	47
3.2	Paramètres du procédé :.....	48
3.2.1	Température du réacteur :.....	49
3.2.2	Vitesse Spatiale :.....	49
3.2.3	Rapport Hydrogène par rapport à la charge d'hydrocarbure :	49
3.2.4	La composition d'alimentation :.....	50
3.2.5	Pression à la sortie du réacteur :.....	50
3.2.6	Injection de chlore :.....	50
3.3	Catalyseurs d'isomérisation :	50
3.4	Nature du catalyseur :.....	53
3.4.1	Les propriétés du catalyseur ATIS-2L :	53
3.4.2	Les Performance du catalyseur ATIS-2L	54
3.4.3	Structure de catalyseur : (9).....	55
3.4.4	Composition du catalyseur :	55
3.4.5	Caractéristiques du catalyseur :.....	56
3.4.6	Mécanisme de la catalyse :	56
3.4.7	Les poisons catalytiques :.....	59

3.4.8	Durée de vie :	61
3.4.9	Désactivation du catalyseur :	62
3.4.10	Le but de régénération de catalyseur :	62
3.4.11	Conclusion	62
Chapitre II :La simulation et le simulateur hysys		Error! Bookmark not defined.
1.	La simulation et le simulateur HYSYS :	64
1.1	Introduction :	64
1.2	Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs :	64
2.	Modes de fonctionnement des simulateurs :	65
3.	Utilisation de la simulation :	66
4.	Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS :	66
4.1	Concepts de base du simulateur HYSYS :	66
4.2	Environnement de simulation :	68
4.3	Caractéristiques principales de HYSYS :	70
5.	Les modèles thermodynamiques de HYSYS :	72
Chapitre III : La Simulation et La simulation hysys		Error! Bookmark not defined.
1.	Introduction :	Error! Bookmark not defined.
2.	Simulation de la colonne Déisohexaniseur:	76
2.1	Simulation du cas design	76
2.1.1	Le choix du modèle thermodynamique	76
2.1.2	Schéma de la simulation de la colonne DIH par le HYSYS	76
3.	Résultats de la simulation par rapport aux données du constructeur (design)	77
4.	Simulation du cas réel	79
4.1	Composition de la charge	79
4.2	Composition de la tête (isomérat léger) pour la charge du 25/09/2020	80
4.3	Composition du recycle pour la charge du 25/09/2020	81
5.	Problématique :	82

6. DMBs :.....	83
6.1 Définition :.....	83
6.2 le rôle du DMBs :.....	83
7. Les solutions adaptées pour minimiser les pertes de DMBs :.....	83
7.1 température :.....	84
7.2 La pression :.....	89
7.3 Débit de reflux :.....	93
7.4 N feed (plateau d'alimentation) : :.....	97
7.5 Nombre des plateaux :.....	100
9. Références.....	106

INTRODUCTION :

Au cours des dernières années, le raffinage du pétrole a été marqué par l'introduction de nouvelles techniques, toutes destinées à répondre à une demande croissante en matière de qualité des produits raffinés. Parmi ces exigences, celle qui prédomine dans cette évolution est la nécessité de produire des essences hautement performantes, notamment avec un indice d'octane de plus en plus élevé et une sensibilité réduite autant que possible.

Dans la section d'isomérisation de l'unité (700/701) de la raffinerie de Skikda, une colonne appelée déisohexaniseur (DIH) est utilisée pour séparer l'isomère léger de l'isomère lourd et recycler les composés non convertis présentant un faible indice d'octane. Cependant, il y a un problème de mauvaise séparation au niveau de la colonne DIH, ce qui entraîne la présence d'isomères à haut indice d'octane, tels que le 2,2 diméthylebutane et le 2,3 diméthylebutane, dans le produit recyclé. Cela est dû aux paramètres de fonctionnement appliqués.

L'isomérisation est un processus chimique qui transforme des molécules ayant la même composition chimique mais des structures différentes, appelées isomères. Il modifie l'arrangement spatial des atomes tout en conservant le nombre et le type d'atomes. L'objectif principal de l'isomérisation est d'obtenir des produits avec des caractéristiques spécifiques, comme un meilleur indice d'octane pour les carburants. Ce processus est largement utilisé dans l'industrie pour améliorer la qualité et les performances des produits.

Ce travail se concentre sur l'étude du déisohexaniseur (DIH), une colonne située dans la section d'isomérisation. L'invention concerne un procédé d'isomérisation des n-paraffines en iso paraffines, 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).

Pour ce faire, nous commençons notre étude par une brève description de la raffinerie (RKA1) et procédé d'isomérisation récemment utilisé dans la raffinerie, ainsi que des explications sur les mécanismes réactionnels impliqués dans les différentes étapes de production. Le deuxième chapitre consiste en les notions d'Aspen HYSYS.

Le dernier chapitre de l'étude est consacré à la modélisation de certains paramètres opérationnels et à leur comparaison avec les valeurs de référence afin d'identifier la meilleure solution pour résoudre le problème. Les étapes suivantes sont suivies :

- Une simulation est réalisée à l'aide du logiciel ASPEN HYSYS pour le cas de conception, afin de confirmer le choix du modèle thermodynamique et de vérifier l'exactitude de la simulation.
- Une simulation est effectuée pour reproduire la situation réelle, ce qui permettra d'optimiser les paramètres de fonctionnement.
- Les paramètres opérationnels sont identifiés afin de minimiser l'excès de (2MP-3MP) tout en maintenant ou en améliorant la présence de 2,2DMB-2,3DMB dans l'isomérat léger. Cela permettra de trouver la combinaison optimale de paramètres pour résoudre la problématique.

L'objectif de cette approche expérimentale est de trouver une solution efficace en utilisant la modélisation et la simulation pour ajuster les paramètres de fonctionnement et améliorer la composition de l'isomérat léger en minimisant les composés indésirables.

Chapitre I :
Procédé et
description de
l'unité
700-701

1 Description de l'unité d'isomérisation 700-701:

1.1 Introduction

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). (1)

1.2 Section hydrotraitement :

L'objet de l'unité 700 Hydrotraitement du Naphta léger est de produire des charges d'alimentation hydrotraitées propres pour alimenter l'unité 701 d'isomérisations. Ces charges d'alimentation doivent être suffisamment basses en contaminants tels que le soufre, l'azote, l'eau, les halogènes, les dioléfines, l'arsenic, le mercure et d'autres métaux afin de ne pas affecter les unités en aval. Un lit de protection du soufre est installé sur le courant de fond de stripper pour protéger les unités en aval du H₂S dissous pouvant être transporté en cas de désordres du stripper.

Une section de déisopentaniseur est incluse dans cette unité. La coupe iso- pentane de l'alimentation est séparées et envoyée à l'unité d'isomérisation (unite701), tandis que la coupe plus lourde est envoyée à la section de réaction HDT pour l'élimination du soufre. De la même manière, un lit de protection du mercure est installé sur le naphta désulfuré refroidi pour éliminer toute trace du mercure présent dans le naphta envoyé à l'unité d'isomérisation.

La charge d'alimentation de l'unité est un mélange du Naphta direct de la coupe C5-C6, du naphta direct de la coupe C6 et de la coupe C5 du Plate format qui sont venus de traitement des pétroles bruts deRA1K et de HBNS5 dans la raffinerie.

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

D'isomérisation en aval d'une percée du soufre.

Les hautes performances de l'unité d'isomérisation dépendent largement de l'efficacité de l'unité d'hydrotraitement du naphta. La table suivante montre les niveaux maximums des contaminants dans le naphta hydrotraite.

Tableau 1-1: Niveau moyen maximum des contaminants dans l'alimentation pour naphta

Oxygène dissous	5 poids ppm
Gommes existantes	5 mg/100ml
Gommes potentielles	500mg/100ml
Chlore totale	1 poids ppm
Caustique (NaOH)	1 poids ppm
As	10 poids ppb
P	300 poids ppb
Pb	4 poids ppb
Cu	5 poids ppb
Hg	1.5 poids ppb (1)
Si	2 poids ppm

(1) L'Hg n'est pas piégé sur le catalyseur d'hydrotraitement du naphta. Par conséquent, la teneur maximum en Hg dans l'alimentation d'hydrotraiteur est fixée par des contraintes des unités en aval. (1.5 wt ppb max. Pour l'alimentation à l'unité d'isomérisation). (2)

Tableau 1-2 : Niveau moyen maximum des contaminants dans l'alimentation pour L'appoint d'hydrogène

CO/Oxygène	50 vol. ppm
CO2	50 vol. ppm
HCl	0.5 vol. ppm

1.2.2 Les Principaux 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

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

les réactions de dénitrogénations, de désoxygénation et de saturation des oléfines se produisent simultanément avec l'hydrotraitement.

1.2.2.1 La désulfuration

Dans les naphthas, 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 H₂S

- 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' »: $\text{RSSR}' + 3\text{H}_2 \longrightarrow \text{RH} + \text{R}'\text{H} + 2\text{H}_2\text{S}$

1.2.2.2 Dénitrification

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

1.2.2.3 Hydrogénation des hydrocarbures oxygénés

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

1.2.2.4 Hydrogénation des oléfines

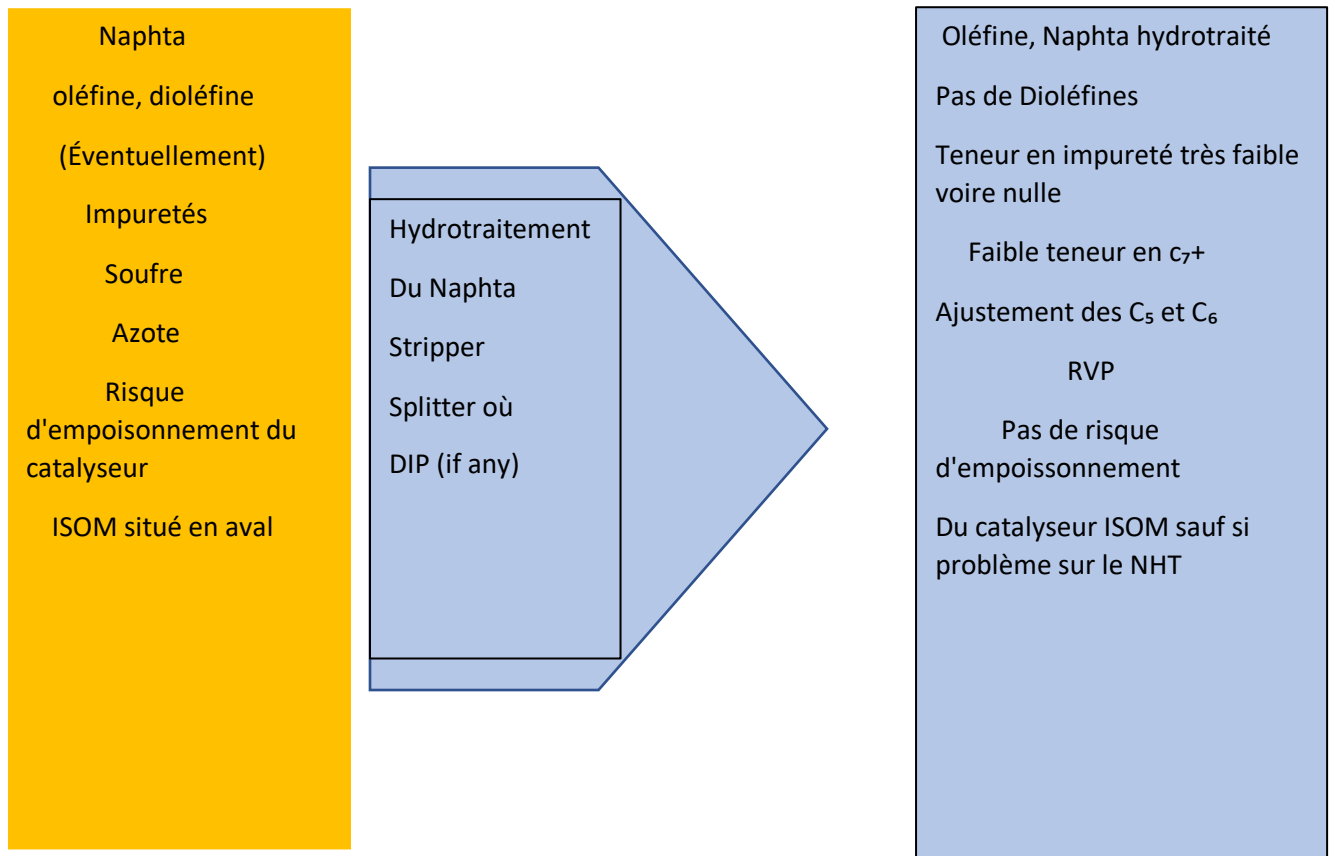
- $\text{CH}_3 - \text{CH}_2 - \text{CH} = \text{CH} - \text{CH}_3 \longrightarrow \text{CH}_3 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_2 - \text{CH}_3$

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

1.2.2.5 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. (2)

1.2.3 Rôle de l'hydrotraitement des naphtas



Le soufre est néfaste pour : (3) spécification

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

principale

$s < 0.5$ ppm pds

$N < 0.1$ ppm pds

Figure 1-2: but de l'unité NHDT (u-700).

1.2.4 Implémentation d'un désopentaneur

- Séparation du N-C₅ et du I-C₅
- L'I-C₅ avec un haut indice d'octane est directement envoyé au stockage d'isomerat
- N-C₅ est envoyé à l'isomérisation pour donner du I-C₅. (2)

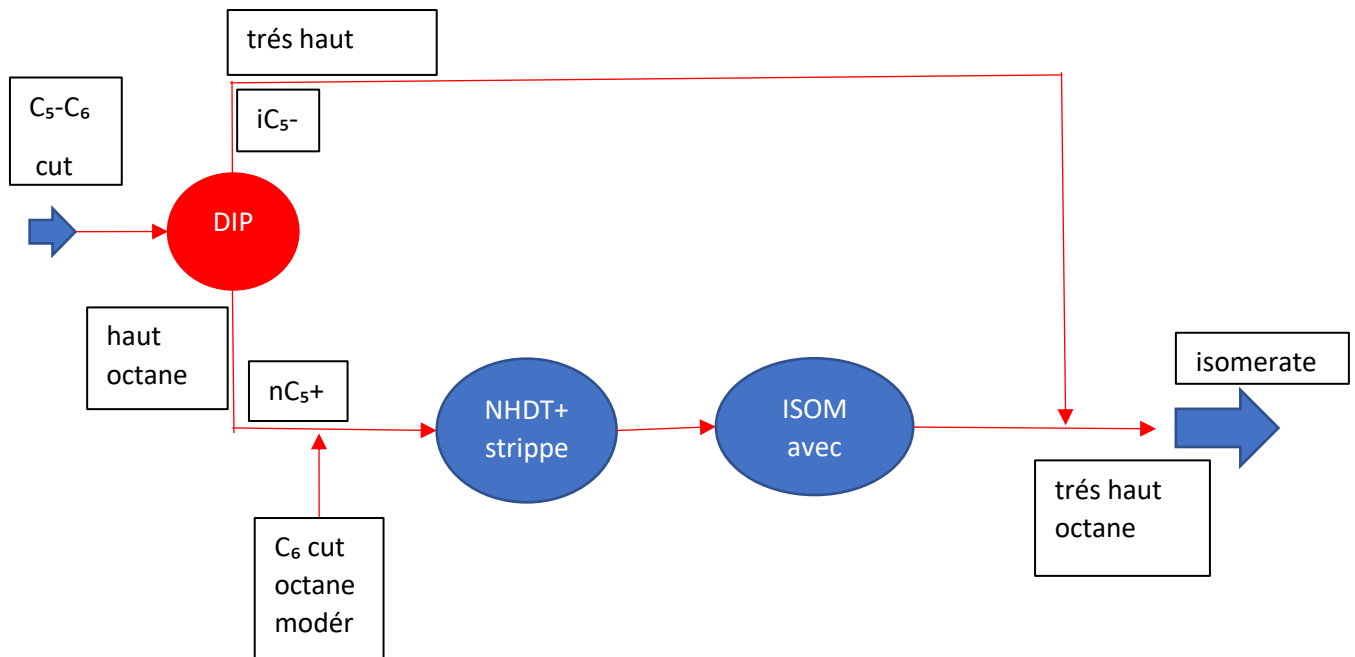


Figure 1-3 : schéma simplifié l'implémentation d'un déisopentaneur

1.3 Section isomérisation

La section d'isomérisation joue un rôle crucial en transformant les charges provenant des réacteurs de l'hydrotraitement en composés à indice d'octane élevé tels que le 23DMB et le 22DMB. En améliorant la qualité et la quantité du produit final, nous éliminons également le chlore ainsi que les composés à faible indice d'octane. (2)

1.3.1 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 :

- La charge et l'hydrogène de make-up passées à travers les sécheurs est exempté de toute trace d'eau et/ou de CO+CO₂.
- 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 (CCl₄) ou le perchloroéthylène (C₂Cl₄) moins toxique.
- Les conditions opératoires sont : température 120 à 180°C, pression 2 à 3 kg/cm³-g et vitesse spatiale supérieure à celle du platforming 1 à 2 h⁻¹. Le rapport d'hydrogène sur

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

l'hydrocarbure est de 0,1 à 2, le RON du produit étant de 90 favorise l'isomérisation et réduit au minimum l'hydrocraquage. (2)

1.4 **Les différentes sections de l'unité :**

1.4.1 **Section Isomérisation**

La charge traite et l'hydrogène de make-up sont passés à travers les sécheurs pour enlever toute trace d'eau et/ou de CO+CO₂ (l'eau est un poison irréversible pour le catalyseur).

Les deux phases combinées prévenantes de la section sécheur sont préchauffées dans l'échangeur 701-E-2 (recyclage deisohexaniseur/Charge réacteur) en suite dans le 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).

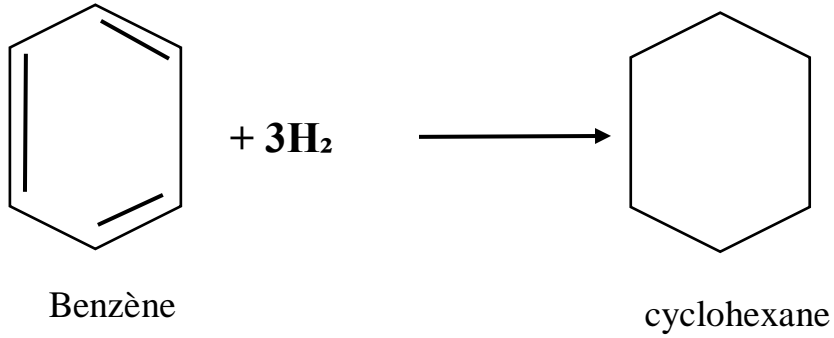
Une petite quantité d'agent de chloration est injectée par la pompe d'une façon continue dans le réacteur d'isomérisation pour maintenir l'équilibre d'acidité sur le catalyseur (l'agent de chloration est stocké dans le ballon 701-V-5).

Un mélange est envoyé vers le premier réacteur d'isomérisation 701-R-1 ou le réacteur d'isomérisation va être effectuée (cette réaction est légèrement exothermique), l'effluent du réacteur est refroidi dans l'échangeur 701-E-3 cote tube avant d'entrer dans le second réacteur 701-R-2 où se passe la continuité de la réaction d'isomérisation. L'effluent est envoyé vers la colonne de stabilisation 701-C-1 sous control de pression. (2)

1.4.1.1 Principales réactions d'isomérisation :

1.4.1.1.1 Hydrogénation du benzène

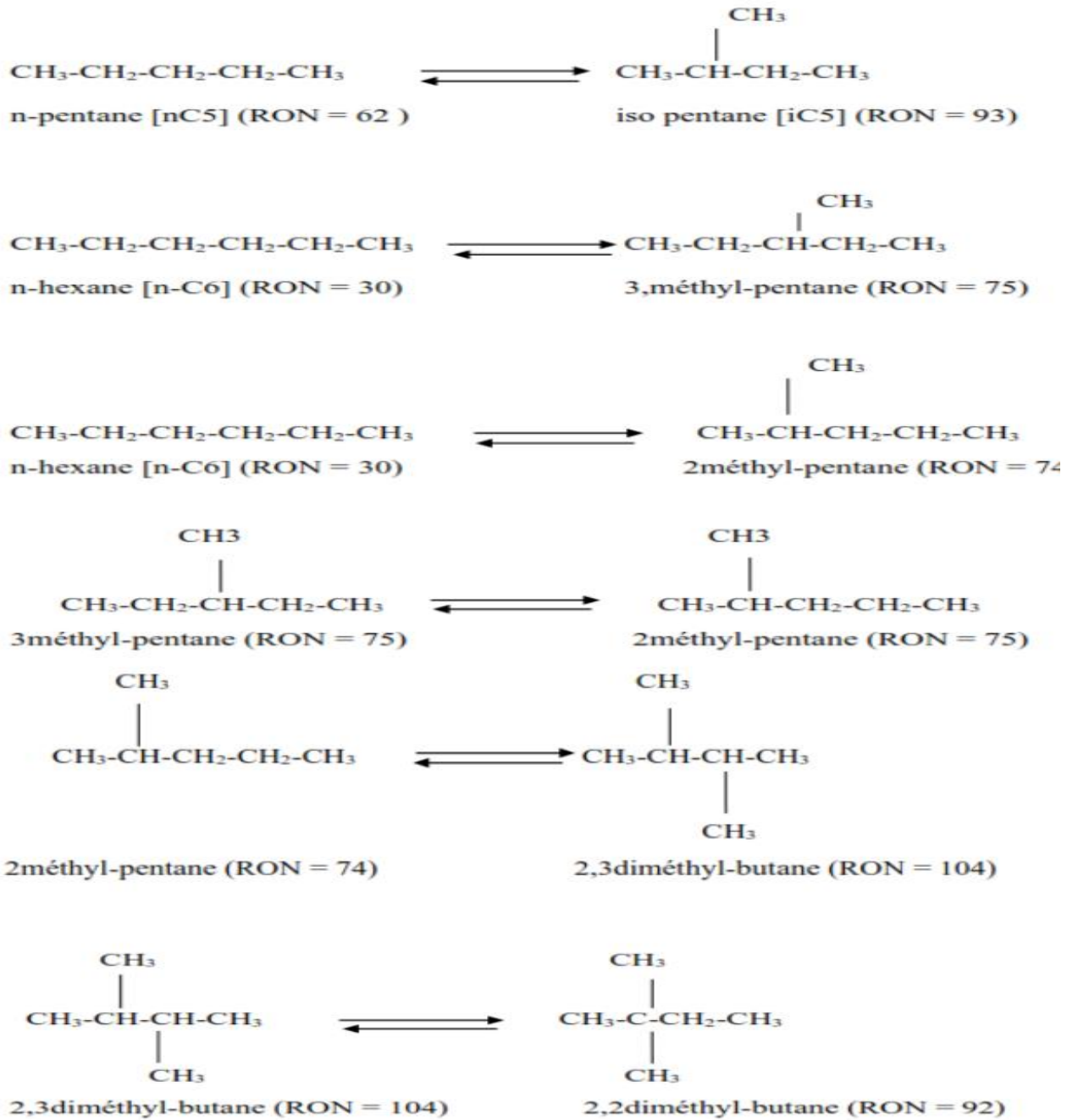
La réaction est hautement exothermique. Afin de surveiller la température d'isomérisation, l'hydrogénation de benzène se produit dans le premier réacteur. (2)



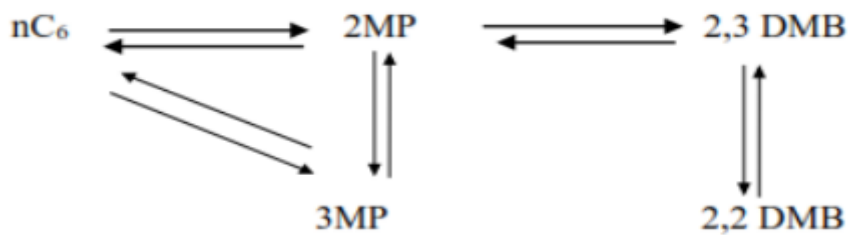
1.4.1.1.2 Mécanisme d'isomérisation :

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. (2)

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701



Avec n-Hexane plusieurs combinaison sont possible :



Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

Ces réactions, telles qu'illustrées, sont réversibles, et la répartition finale des isomères dépend de la composition d'équilibre imposée par les conditions et la cinétique du procédé réactionnel. En plus des réactions d'isomérisation, d'autres réactions secondaires se produisent également, dont certaines ne sont pas souhaitables. (2)

1.4.2 Section de stabilisation

L'effluent du réacteur d'isomérisation R2 alimente la colonne stabilisatrice 701-C-1 au niveau du 22^{-ème} plateau, le but de ce dernier est de réduire la teneur en C4- dans l'effluent de réacteur d'isomérisation. GPL, H₂, et HCL, sont strippés et envoyés vers la colonne SCRUBBER 701-C-3, la pression de marche de la colonne stabilisatrice 701-C-1 est optimisée, pour permettre le stripping des composants de l'effluent de réacteur.

Les produits de tête de la colonne stabilisatrice C1 sont condensés dans l'aéroréfrigérant 701-EA-1 puis dans le 701-E-5, ensuite ils sont collectés dans le ballon de reflux 701-V-6, où la vapeur est envoyée vers la section du scrubber et la phase liquide est pompée par 701-P-3 comme reflux vers le stabilisateur. Le fluide réchauffeur utilisé dans le rebouilleur 701-E-6 (Thermosiphon) est l'ISI (vapeur désurchauffée).

Le fond de la colonne de stabilisation est acheminé vers le deisohexaniseur 701-C-2 à travers le lit (chlore Guard bed) 701-V-7, pour prévenir la présence du Chlore dans le reste de l'unité.

En cas d'upset du stabilisateur, le lit de garde de chlore permet :

- De conserver la spécification du produit
- De protéger les sécheurs
- D'éviter les problèmes de corrosion en aval

La vapeur intermédiaire IP1, IP2 sont générées dans l'unité par les désurchauffeurs 701-X-1 & 701-X-2. La vapeur MP est désurchauffée par BFW (eau d'alimentation des chaudières). (4)

1.4.3 Deisohexaniseur

Le deisohexaniseur (DIH) 701-C-2 est alimenté avec le fond de stabilisateur. Le DIH récupère l'isomérisat et il recycle le méthyle-pentane et n-hexane (octane bas) au réacteur. Le recyclage de l'isomérisation est soutenu 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

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

(refroidissement a eau). L'autre partie du soutirage latérale 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'isomérat léger est pompé vers la 701-C-2 par les 701-P-4 A/B (pompe du reflux du DIH).

Le produit d'isomérat léger est envoyé vers le 701-E-10 (condenseur d'isomérat léger par les 701-P-5A/B (pompe d'isomérat léger). Une petite quantité est utilisée comme régénérant pour les sécheurs.

L'isomérat léger du 701-P-5A/B est mélangé avec l'isomérat provenant du deisopentaniseur d'unité 700 en amont du 701-E-10 (condenseur isomérat).

Le fluide de réchauffeur utilise dans le rebouilleur 701-E-9 (thermosiphon) est l'IS2. Le produit de fond est pompé par 701-P-7A/B (pompe de fond deisohexaniseur). Cette charge est concentrée en C7+ et C6 naphènes, elle est refroidie dans le 701-E-13 (refroidisseur isomérat 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 pumaround est installé. On récupère la chaleur de la charge chaude vers DIH venant du fond de stabilisateur pour produire le rebouillage interne au niveau du DIH. La charge est refroidit cote tube/pumaround 701-E-7 avant d'entrer le DIH, pump-around est vaporisé avant d'entrer en DIH. (2)

1.4.3.1 Implémentation d'un deisohexaniseur

- Séparations des N-C6 et I-C6 mono-branché, non convertis
- Recyclage des N-C6 et I-C6 mono- branché
- Amélioration du RON/MON de l'isomérat pour répondre aux spécifications RON & MON. (5)

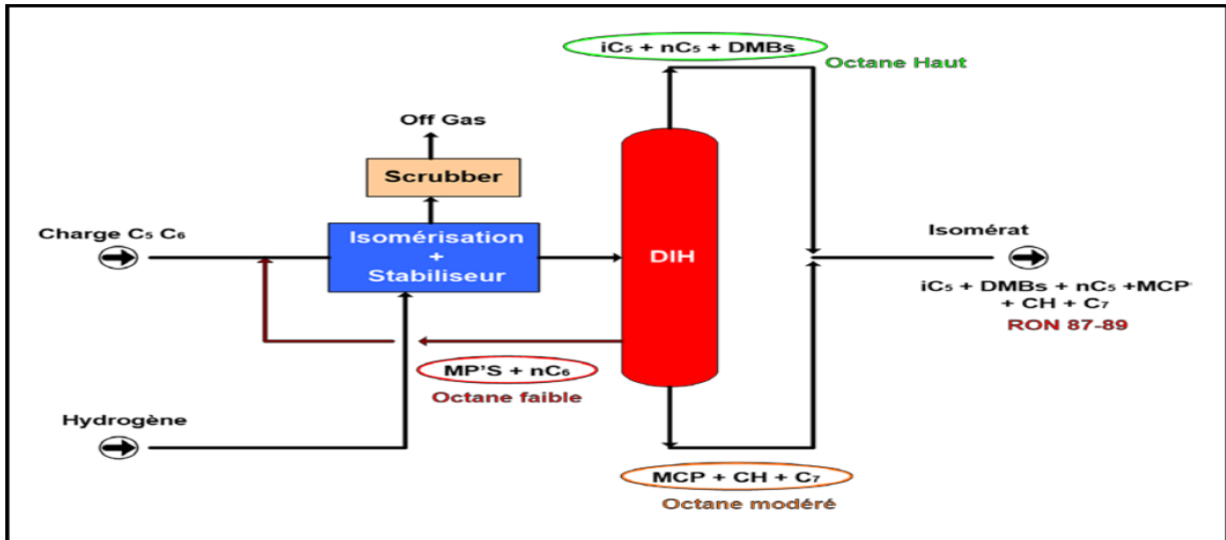


Figure 1-5 : schéma typique de la technologie DIH.

1.4.4 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 de scrubber (section à garnissage) pour prévenir d'éventuels entrainement.

Après les off-Gas de la section lavage à l'eau sont dirigés vers le collecteur du fuel Gas ou à la torche. Pour caustique, la composition varie de 10% en pds à 2% en pds comme il 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-E-11 (the caustique recycle Heater) pour garde 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 inferieure de la colonne et la charge (gaz) barbotte à travers cette caustique. Une partie de la caustique circulante est pulvérisé sur les parois interne en dessous du garnissage (lavage à la soude) pour éviter tout risque de corrosion humide par HCL au niveau de cette partie de scrubber.

La soude est drainée par les 701-P-8A/B (ligne refoulement) une fois la concentration de la soude circulante diminue aux environs de 2% en pds. Quand la caustique est éliminée, le fond de la colonne est rempli avec la soude fraîche. La fréquence de remplacement de NAOH est de

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

10 jours. La soude utilisée est envoyée au ballon de dégazage 701-V-13, puis vers la limite batterie par les 701-P-11A/B (soude pauvre).

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 travers 701-MX-1 (mixeur caustique fraîche) et stockée dans 701-S-1 (bac caustique fraîche).

La solution caustique à la concentration de 10% est injectée au niveau de scrubber chaque 10 jours par les pompes 701-P-10 A/B. (2)

1.4.5 Section Sécheurs

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

La naphta est pompée 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_2 d'appoint provenant de la PSA doit aussi être séché par l'élimination de H_2O et CO/CO_2 qui sont considérés comme des poisons très nocifs pour le catalyseur du réacteur. De la limite batterie, l' H_2 est dirigé vers le ballon d'appoint d' H_2 (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_2 en série (701-V-4 A/B). Après cela, il est mélangé avec le naphta séché et dirigé vers la Section Isomérisation. (2)

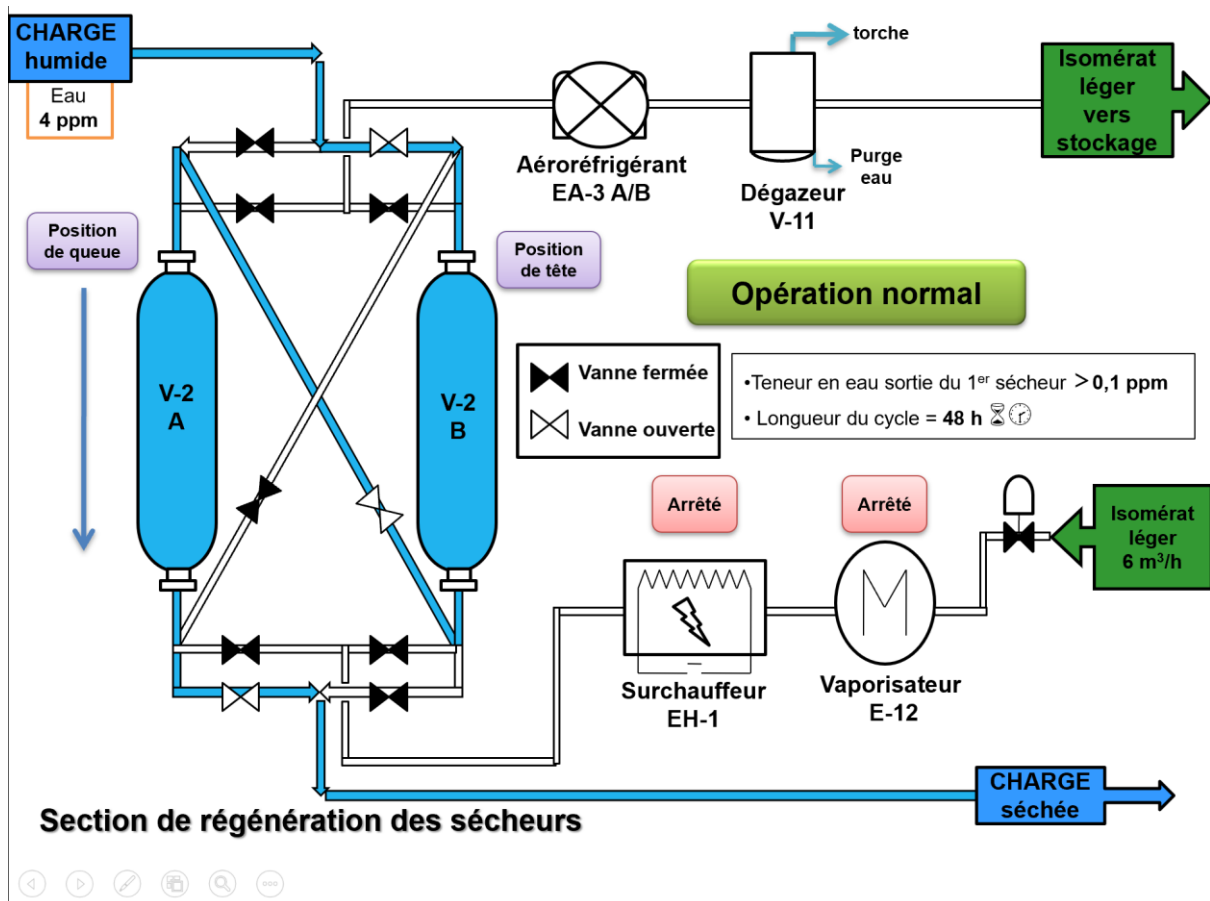


Figure 1-6: Section de régénération des sécheurs.

1.5 Conclusion

L'invention concerne un procédé d'isomérisation des n-paraffines en iso paraffines, 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). (6)

2 **Procédé d'isomérisation**

2.1 **Introduction :**

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

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

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

Les coupes C5-C6, peuvent également être totalement isomérisées en composants à haut indice d'octane très recherchés pour le pool essence.

Le procédé d'isomérisation est devenu pour le raffineur un outil précieux pour élargir la gamme de ses produits et améliorer leurs qualités, tout en augmentant la flexibilité d'opération et leur rentabilité. De plus, la production de ces constituants à haute indice d'octane, mais exempts d'aromatiques, permet de réduire la contribution au pool essence du reformât, riche en aromatiques, améliorant ainsi la qualité de l'essence en termes de protection de l'environnement, ce qui est aujourd'hui un facteur très important. (7)

2.1.1 **Présentation du procédé :**

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

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

l'isobutane, on a généralement procédé à l'installation d'une unité d'isomérisation du butane de pair avec l'unité d'alkylation. (8)

2.1.2 **But du procédé :**

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

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

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

Ce procédé, développé et sous licence de Axens, se compose de deux réacteurs à lit adiabatique, de réactions d'isomérisation C5/C6 effectuées dans les deux réacteurs. Les réactions d'isomérisation sont effectuées sur un lit fixe de catalyseur chloré dans un environnement d'hydrogène.

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

Ces conditions opératoires favorisent la réaction d'isomérisation, minimisent l'hydrocraquage et les coûts d'investissement. (8)



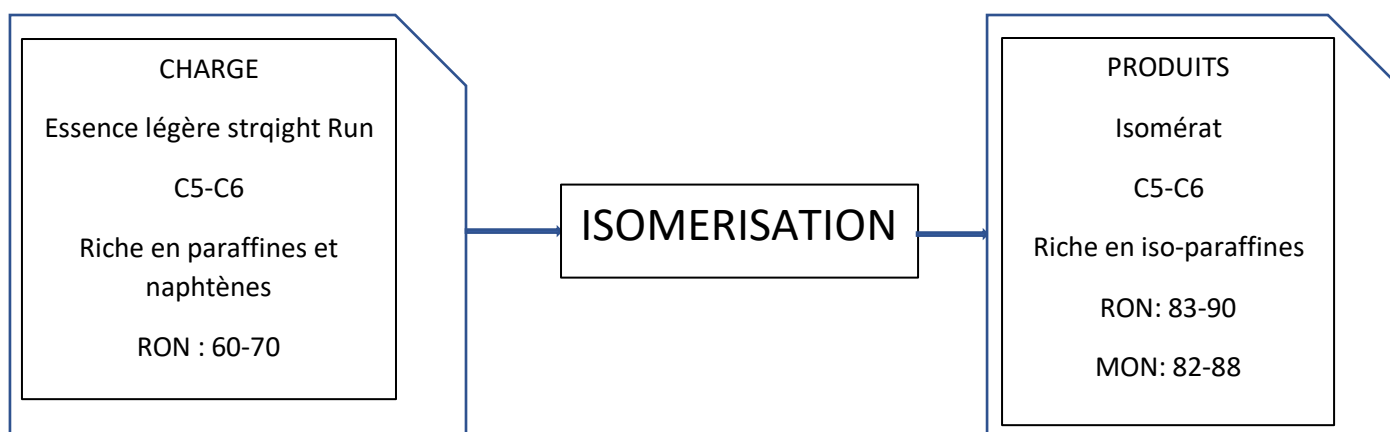


Figure 2-1: but du procédé d'isomérisation.

2.1.3 importance du procédé d'isomérisation

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

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

- Indice d'octane (RON :95 min / MON :85 min)
- Pourcentage d'aromatique (<35% vol)

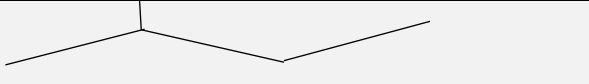
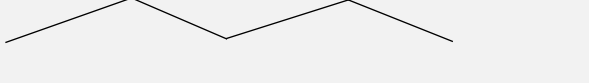
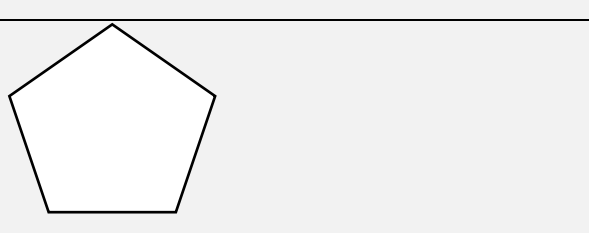
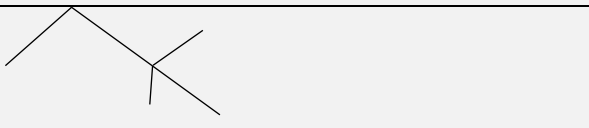
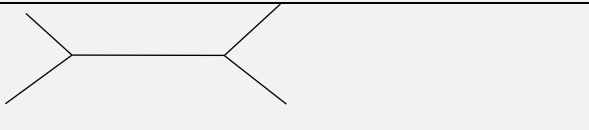


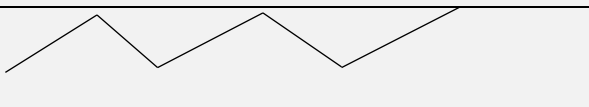

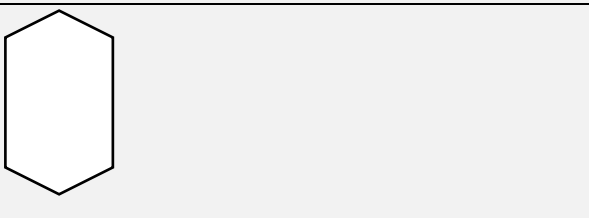
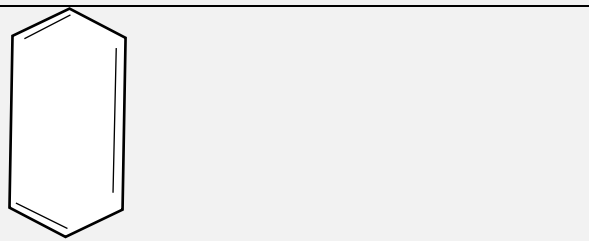
L'isomérisation apparait alors comme une méthode intéressante puisqu'elle permis de convertir des n-paraffines en iso-paraffines. Les produits ont donc des indices d'octane élevés et une teneur en aromatique nulle.

Les tableaux présentes ci-dessous illustrent les gains pouvant être obtenus par les transformations chimiques de l'isomérisation.

Tableau 2-1 : les gains obtenus par les transformations chimique de l'isomérisation.

Nom usuel	Formules développées	T-°C	RON	MO N

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

P e n t a n e	iCs-isopentane		28	92,3	90,5
	nCs-pentane		36	61,7	61,9
	cCs-cyclopentane		49,3	101,6	84,9
2,2dimethyl-butane			50	91,8	93,4
2,3-dimethyl-butane			58	103,5	104
2-methyl-pentane			60	73,4	73,3
3-methyl-pentane			63	74,5	74,3
n-hexane			69	24,8	26
methylcyclopentane			71,8	91,3	80
Cyclohexane			80,1	83	77,2
Benzène			87	117	-

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

On peut voir que le RON des iso-paraffines n'est pas très haut, et il est généralement plus faible que les spécifications quant au MON lui il est dans la plupart des cas plus important que les valeurs de spécification requises : ce qui rend des iso-paraffines une excellente base si cette propriété est la plus contraignante pour le raffineur.

La figure ci-dessous montre également la différence entre iso-paraffine en C6 Momo-branchés et bi-branchés. Certains procédés d'isomérisation sont désignés de sorte à obtenir un isomérisat riche en C6 bi-branchés, (grâce à une recycle des C6 Momo-branchés), et fournissent donc des produits à plus hauts indices d'octane.

En générale, une installation d'isomérisation dans un raffinerie procure un gain d'octane de l'ordre de 1 à 3 points dans l'ensemble du pool essence, ceci dépendant bien entendu de la nature des charge traites et de la configuration du procédé.

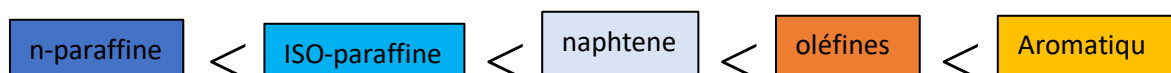
Il apparaît donc que l'isomérisation est une solution intéressante pour contrebalancer la perte d'octane cause par l'élimination des additifs à base de plomb. (8)

2.1.4 Indice d'octane

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

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

L'indice d'octane dépend de la famille moléculaire :



Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

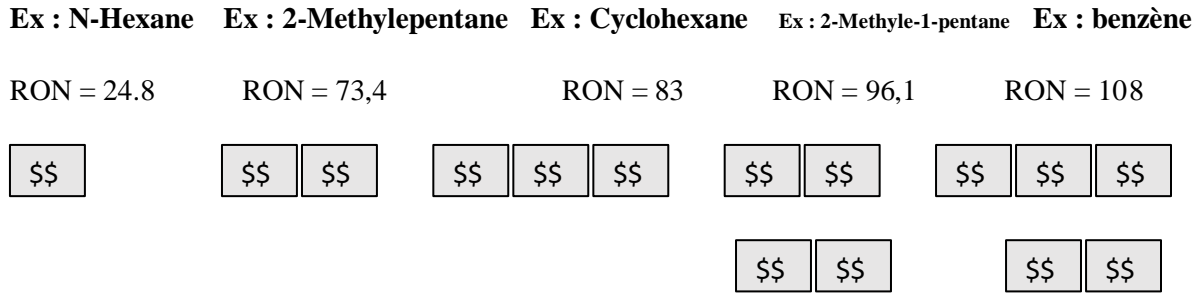


Figure 2-2: l'indice d'octane selon les familles moléculaires.

Certaines valeurs d'indice d'octane sont données sur le pictogramme suivant des composants de la charge naphta alimenté du procédé d'isomérisation. (9)

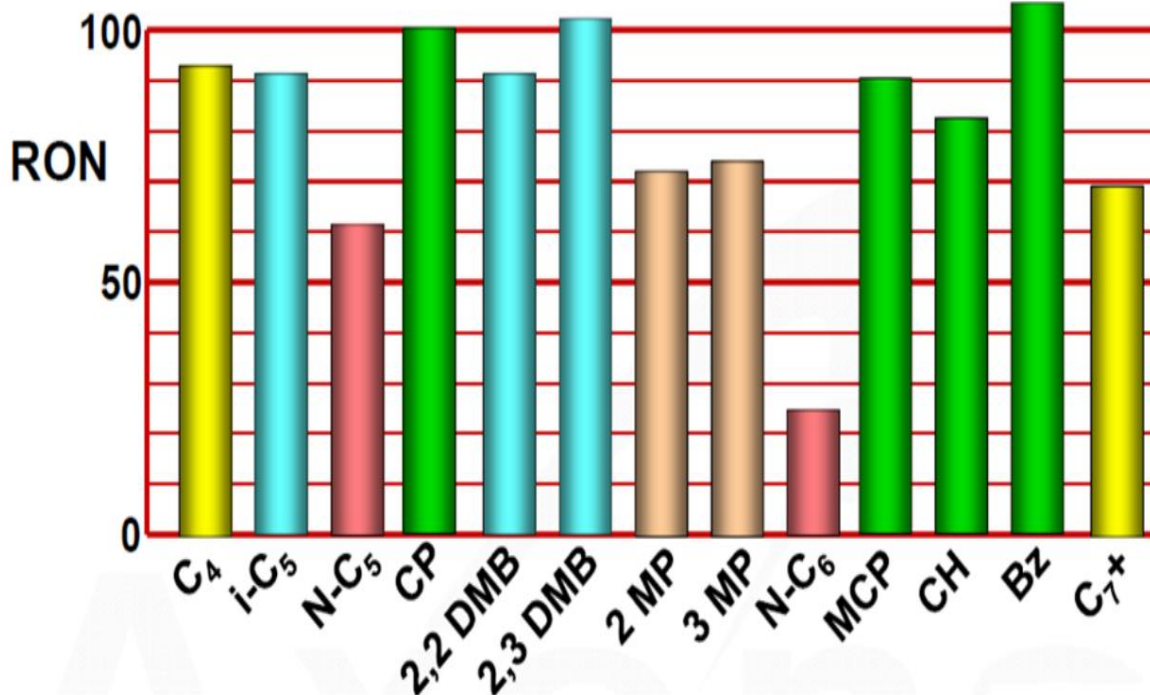


Figure 2-3: répartition de l'indice d'octane selon les composants.

2.1.5 **Principe du procédé d'isomérisation : (10)**

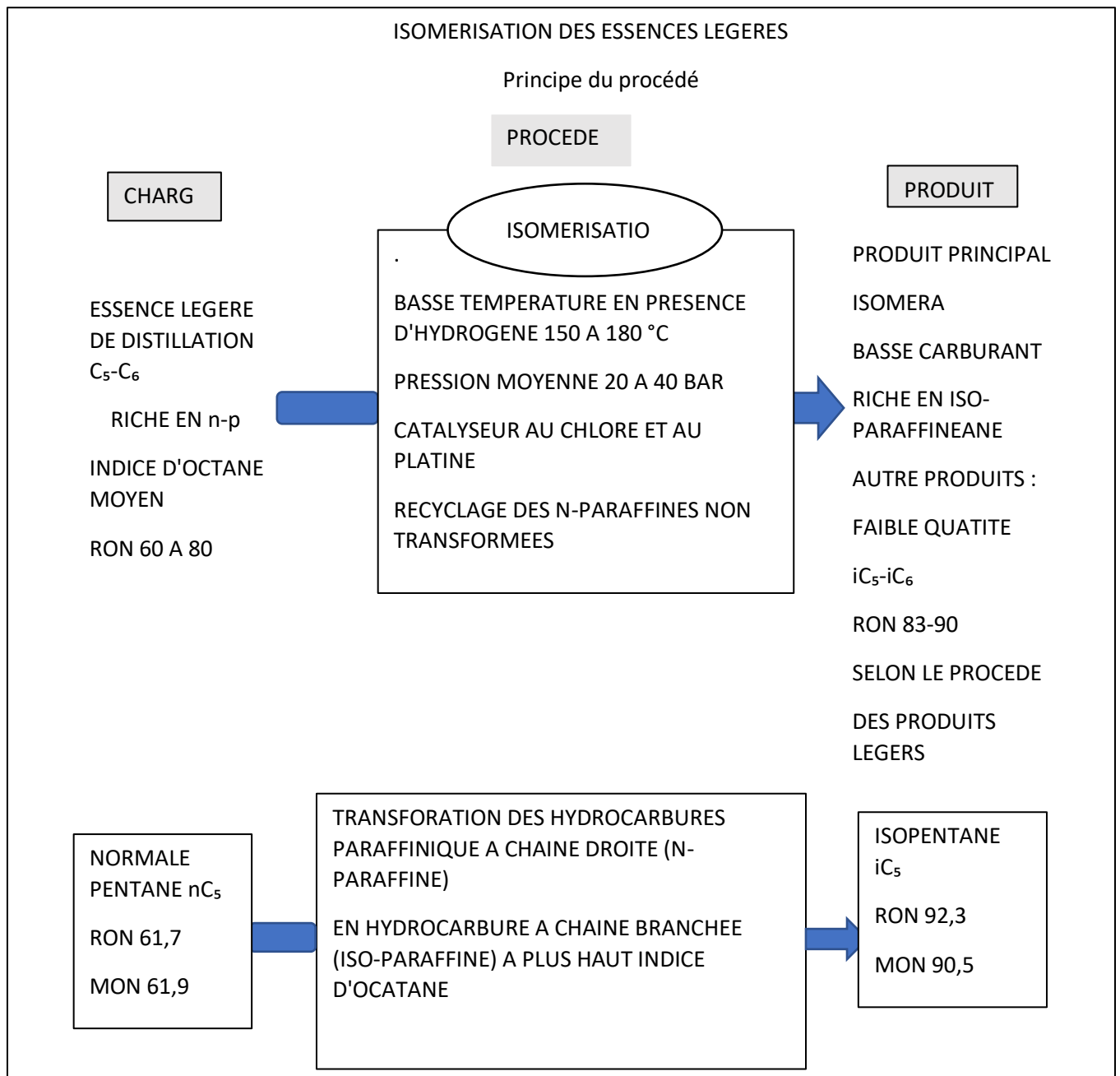


Figure 2-4: principe du procédé d'isomérisation des essences légères.

2.1.6 **Nature de la charge :**

Pour satisfaire les meilleures conditions pour transformer une essence, obtenue à partir de la distillation du pétrole, à faible NO en essence, on doit choisir les meilleures charges, ou autrement des charges optimales. Comme, les charges légères qui sont généralement les plus utilisées. Elles sont caractérisées par :

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

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

Comme charge de ce procédé on peut utiliser :

- Fraction d'essence de distillation direct.
- Fraction d'essence de magnoforming. (11)

2.1.6.1 Composition de la charge :

Le procédé d'isomérisation est relativement flexible vis-à-vis des charges utilisées. Les charge C5 – C6 utilisées sont issues soit de la distillation directe du pétrole brut, soit du reformage catalytique.

Dans le cas général, le point de coupe de distillation de la charge est maintenu autour de 70-80°C

Pour éviter la présence de quantité importante de benzène, de cyclohexane et d'hydrocarbures comprenant plus de 7 atomes de carbone.

En effet la présence de composés lourds dans la charge de l'unité d'isomérisation entraîne des pertes en rendement ou en octane de l'isomerat, c'est pourquoi les teneurs généralement admises dans les charges d'isomérisation sont : 2% pour le benzène, de 1 à 2 % pour le cyclohexane et inférieure à 2% pour les hydrocarbures en C7+.

Les tableau 2-2,2-3 et 2-4 représentent les caractéristiques de la charge. (12)

Tableau 2-2 : Composition de la charge en Pourcentage massique. (12)

Nombre de C	N	i-par	n-par	A	Total
5	1,92	3,78	25,25		30,92
6	11,47	19,41	21,46	3,08	55,43
7	4,26	6,41	2,37	0,23	13,28
8	0,14	0,07	0,05		0,26
9			0,05	0,03	0,08
Total	17,80	29,68	49,18	3,34	100,00

Tableau 2-3 : Nature de la charge en pourcentage volumiques. (12)

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

Nature chimiques	% Volumique
Benzène	2,35%
Totale aromatique	2,6%
Totale oléfines	0,0%
Totale saturâtes	97,4%

Tableau 2-4 : Les caractéristique du produit (ISOMERAT). (12)

Caractéristiques	ISOMERAT
Densité	0,647
TVR(Kg/cm ²)	0,8
RON clair	91
MON clair	88
Benzène (% Volumique)	0
Aromatique (% Volumique)	0

2.2 Différents procédés industriels d'isomérisation

2.2.1 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. (2)

2.2.1.1 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. (2)

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

2.2.1.2 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. (2)

2.2.2 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. (2)

2.2.2.1 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. (2)

2.2.2.2 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. (2)

2.2.3 Procédé d'isomérisation avec et sans implémentation d'un DIH

2.2.3.1 *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 (2)

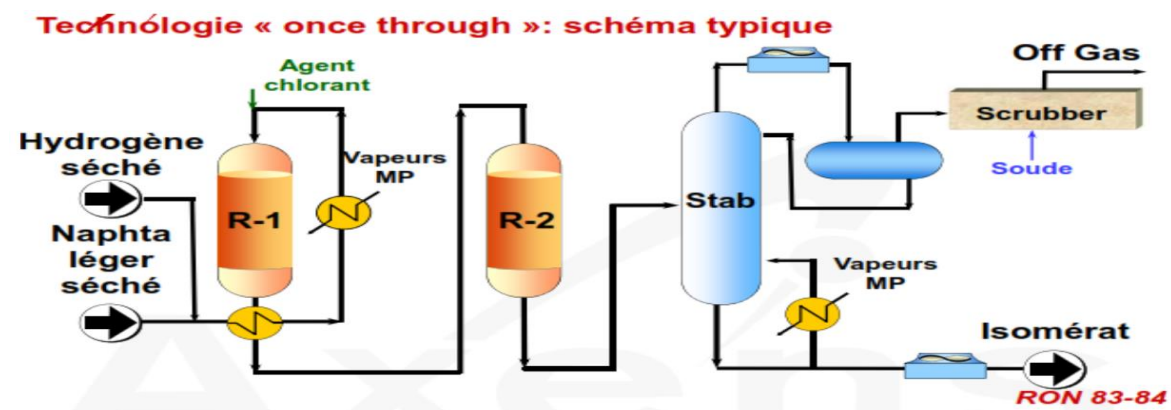


Figure 2-5: Schéma de technologie once through

- 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. (2)

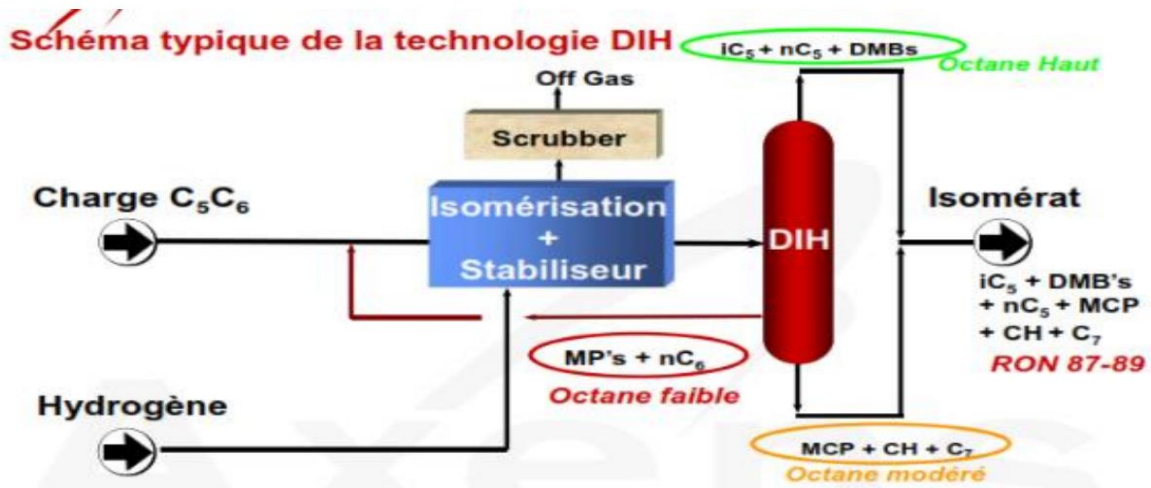


Figure 2-6: Schéma du procédé d'isomérisation avec implémentation d'un DIH

3 Réaction chimique et catalyseur

3.1 Les réactions mise en jeux :

3.1.1 Thermodynamique et cinétique

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

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

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

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

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

Le métal est responsable de l'action catalytique. Très souvent le support a également une action catalytique liée à sa nature chimique qui peut être améliorée par l'addition de chlore. Un catalyseur n'est pas complètement consommé, mais peut être désactivé soit par les impuretés contenues dans la charge, soit par certains produits de réactions chimiques complexes, en produisant des polymères ou des dépôts de coke sur le catalyseur. (2)

3.1.2 Réactions chimiques

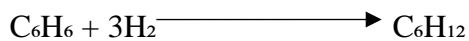
Il y a principalement deux réactions fondamentales qui se produisent :

- ✓ Hydrogénation du benzène
- ✓ Isomérisation

La première réaction est hautement exothermique. Afin de surveiller la température d'isomérisation, l'hydrogénation du benzène s'effectue dans le premier réacteur. La deuxième réaction est la réaction d'isomérisation même et elle s'effectue dans les deux réacteurs. (2)

3.1.2.1 Hydrogénation du benzène :

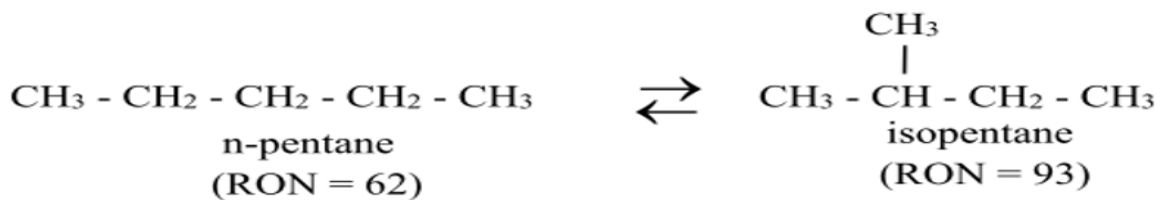
Le benzène et l'hydrogène réagissent pour former le cyclohexane.

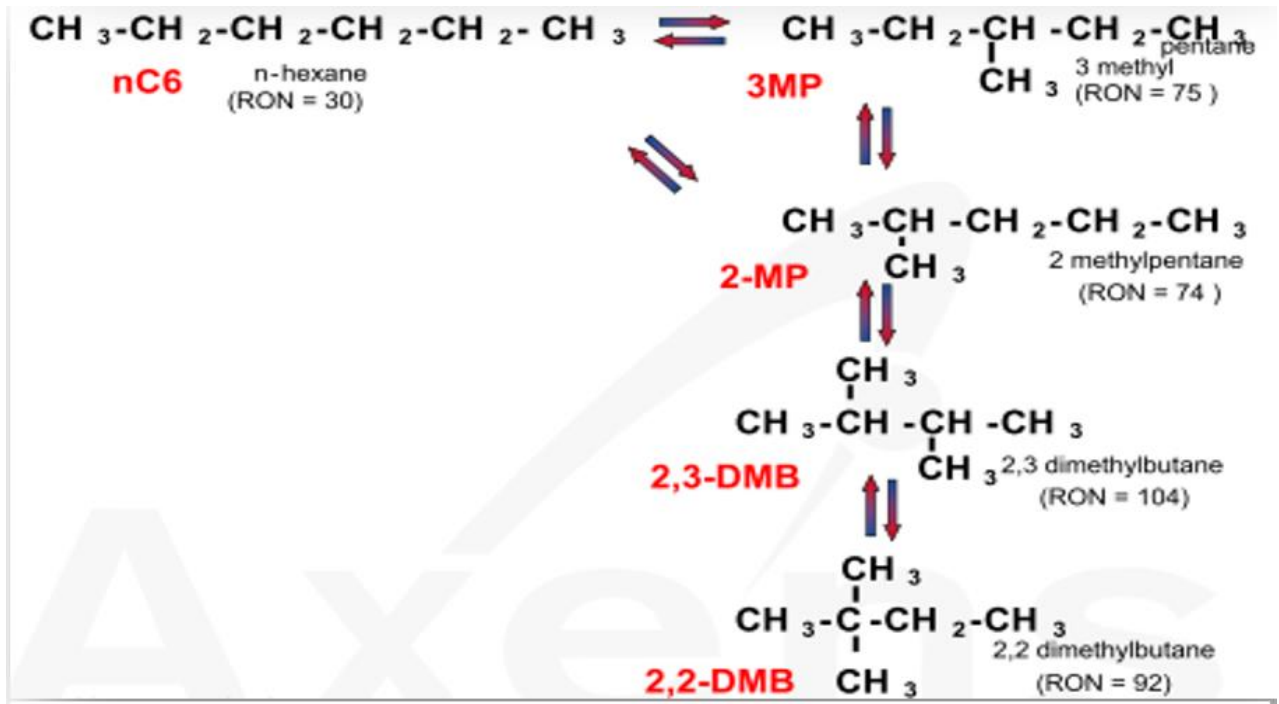


Cette réaction se produit dans la première partie du premier Réacteur (lead reactor) 701-R-1 (ou 701-R-2). L'hydrogénation du benzène est une réaction exothermique (16800 kcal / kmol d'hydrogène consommé). (2)

3.1.2.2 Isomérisation :

L'isomérisation est la conversion ou le réarrangement de la structure d'un composant à sa structure plus ramifiée, à indice d'octane plus élevé. Ces réarrangements sont décrits par la formule suivante. (2)





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

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

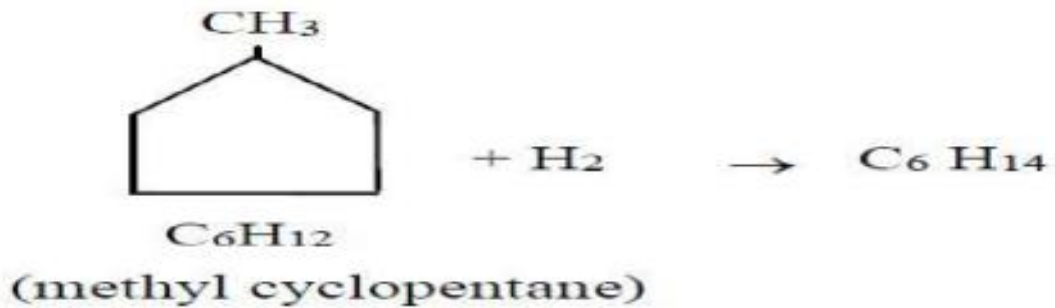
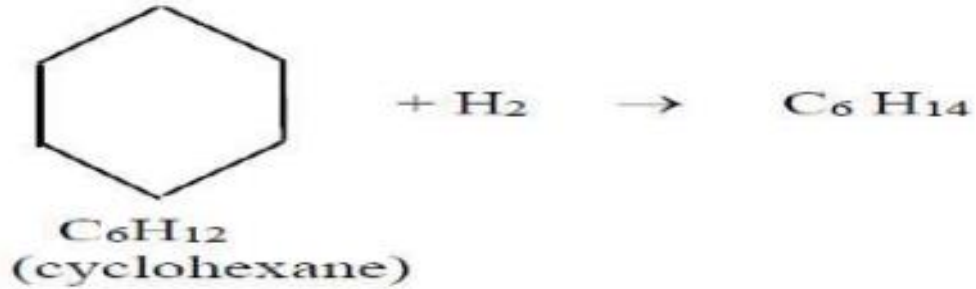
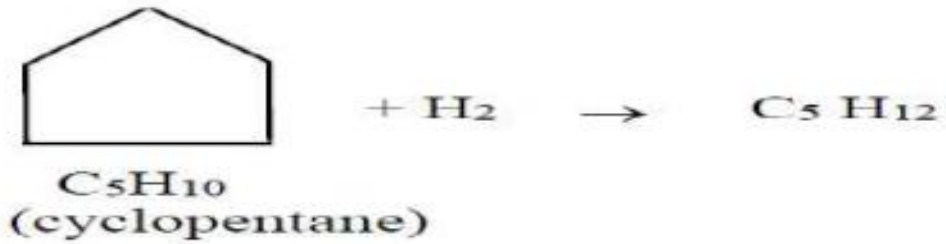
C'est une réaction très rapide ($E=30$ Kcal) et sa vitesse augmente avec le nombre de carbone et la structure iso. Cette vitesse est notable des 400°C . (2)

3.1.3 Les réactions secondaires :

3.1.3.1 L'ouverture de l'anneau des naphènes :

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

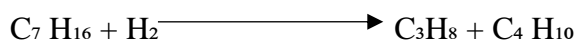
Ces anneaux naphéniques se brisent et s'hydrogènent pour former des paraffines. Les réactions d'ouverture des anneaux augmentent avec l'augmentation de la température et sont, à nouveau, déterminées par la composition d'équilibre aux conditions de processus du réacteur. Dans les conditions habituelles du réacteur d'isomérisation, la conversion des anneaux de naphène en paraffines sera approximativement de 20-30 pourcent. (2)



3.1.3.2 Hydrocraquage :

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

Beaucoup d'hydrocraquage se produit dans le premier réacteur qui fonctionne en général à une température plus élevée. Les réactions d'hydrocraquage consomment de l'hydrogène, et par conséquent il est recommandé de limiter la teneur en C7+ dans la charge de l'isomérisation. (2)



3.2 Paramètres du procédé :

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

- ☺ Température du réacteur
- ☺ Vitesse spatiale

- ☺ Rapport Hydrogène / Hydrocarbures
- ☺ Composition de la charge
- ☺ Pression à la sortie du réacteur
- ☺ Injection de chlore. (2)

3.2.1 **Température du réacteur :**

La température à l'entrée des réacteurs est la variable la plus directe dont dispose l'opérateur pour contrôler la qualité du produit. Les températures élevées améliorent l'activité du catalyseur et l'approche de l'équilibre, mais cela diminue la quantité d'isomères d'équilibre dans les effluents du réacteur. Les températures élevées augmentent également les réactions d'hydrocraquage, et par conséquent les dépôts de coke sur le catalyseur. (2)

3.2.2 **Vitesse Spatiale :**

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

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

Ce paramètre est fixé par le taux d'alimentation.

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

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

Une diminution du taux d'alimentation entraîne une diminution de la vitesse spatiale. A température constante, cela fait augmenter l'activité et par conséquent une approche vers l'équilibre. L'opérateur peut par conséquent réduire la température à l'entrée du réacteur tout en maintenant une performance optimale du catalyseur. (2)

3.2.3 **Rapport Hydrogène par rapport à la charge d'hydrocarbure :**

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

Cela évite, aussi, les dépôts de coke sur le catalyseur avec suffisamment d'hydrogène pour saturer les composants hydrocraqués. (2)

3.2.4 La composition d'alimentation :

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

Par exemple, lorsque la teneur en hydrocarbures cycliques est élevée dans l'alimentation, la température à l'entrée du réacteur d'isomérisation de la première étape est augmentée pour faire augmenter la température moyenne pondérée du lit. Cela entraîne une augmentation de l'ouverture de l'anneau dans le premier réacteur et réduit l'effet d'inhibition par les hydrocarbures cycliques sur les réactions d'isomérisation dans le réacteur de la deuxième étape... (2)

3.2.5 Pression à la sortie du réacteur :

A la sortie du deuxième réacteur, la pression doit être au-dessus de 30 kg/cm² minimum. (2)

3.2.6 Injection de chlore :

Le catalyseur de platine chloré perd une petite quantité de chlore d'une façon continue à travers l'effluent du réacteur, et cela est compensé par une injection continue d'un composé de chlore dans les réacteurs d'isomérisation. Le Tétrachloroéthylène (C₂Cl₄), non-stabilisé, est l'agent de chloration recommandé. Les réacteurs d'isomérisation ne devraient pas fonctionner pendant plus de six heures sans injection de chlorure, car les réactions d'isomérisation ralentissent significativement à cause d'une déficience de chlorure. (8)

Tableau 3-1: Le principe de Chatelier. (9)

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

3.3 Catalyseurs d'isomérisation :

En accord avec la thermodynamique de la réaction d'isomérisation, la formation des isomères présentant un indice d'octane plus important est favorisée à basse température, ce qui

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

exige une activité suffisante et l'acidité très élevée du catalyseur qui permet la formation des carbocations reconnus comme espèces actives intermédiaires.

Il existe quatre (04) générations de catalyseurs d'isomérisation : (11)

- **1 ère Génération :**

Catalyseur FRIEDEL et CRAFTS ($AlCl_3$) qui présente une activité très élevée à faible température (80-120°C). Ils sont cependant difficiles à mettre en œuvre, car ils sont sensibles aux impuretés dans la charge et générateurs de corrosion. (11)

Tableau 3-2: Catalyseurs de première génération

Procédé	La charge	La phase	T(°C)	Catalyseur
Shell	C4	GAZ	95-150	$AlCl_3$ /bauxite/Cl
UOP	C4	Liquide	80-100	$AlCl_3$ /HCl
Isomate	C5/C6	Liquide	---	$AlCl_3$ /HCl
Shell	C4/C5/C6	Liquide	---	$AlCl_3$ /SbF ₃ /HCl

- **2 -ème Génération :**

Ce sont des catalyseurs bifonctionnels (métal/support) et essentiellement (Pt/Alumine). Leur mise en œuvre a permis d'éliminer les problèmes de corrosion, de minimiser la sensibilité aux poisons et d'augmenter sensiblement leur durée de vie. Ils opèrent à haute température (350°C - 550°C), ce qui entraîne une limitation thermodynamique de la conversion par passe. (11)

Tableau 3-3: Catalyseurs de deuxième génération

Procédés	Charge	P(Bar)	T (°C)	Catalyseur
Butamer	n-C4	---	375	Pt /support
Pentafining	C5/C6	49	450	Pt/silisoalumine
Isomérate	C5/C6	20	420	Méta
Iso-kel	C5/C6	24 -42	400	Métal
Penex	C5/C6	21- 70	400	Pt/support
hauteTempérature				

- **3 -ème Génération :**

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

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

Leur mise en œuvre nécessite un prétraitement de la charge. Ils sont générateurs de corrosion qui est essentiellement due à l'injection de chlore en continu dans la charge lors de la réaction afin de maintenir leur acidité. (11)

Tableau 3-4: Catalyseur de troisième génération

Procédés	Charge	P(Bar)	T(°C)	Catalyseur
Penex (BT)	C4/C5/C6	20 –70	110-180	Pt/Al ₂ O ₃ chlorée par AlCl ₃
C5/C6Isomérisation (BP)	C4/C5/C6	10 –25	110-180	Pt/Al ₂ O ₃ chlorée par CCl ₄
C5/C6Isomérisation (IFP)	C4/C5/C6	25 -50	110-180	Pt/Al ₂ O ₃ chlorée Par AIR xCly

- **4 -ème Génération :**

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

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

Actuellement les catalyseurs de 3ème et 4ème génération sont les plus utilisés. (11)

Tableau 3-5: Catalyseur de quatrième génération

Procédés	Charge	Pression	Température (°C)	Catalyseur	Phase
Shell Hysomer	C5/C6	30	230–300	Pt/H-modernité	Gaz

UOP	C6	21	150		Gaz
Sun-Oil	C5/C6	30	325	H-modernité+ PtRe/Al2O3	Gaz
Norton	C5	30	250	PtHY Pd/modernité Pt/modernité	Gaz
IFP	C5/C6	15-30	240-260		Gaz

3.4 Nature du catalyseur :

Les catalyseurs utilisés actuellement dans ce procédé sont dérivés du platine sur alumine chloré introduit par AXENS. (9)

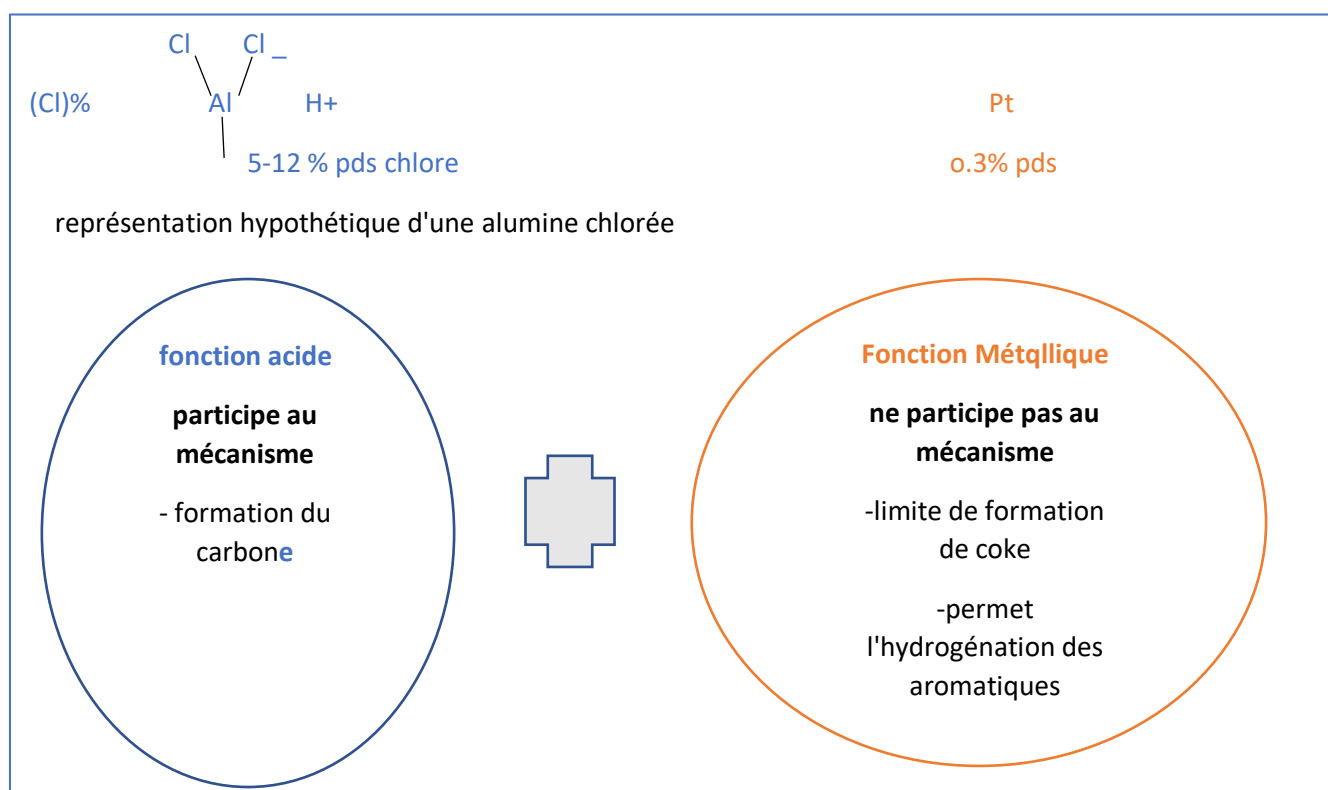


Figure 3-1: représentation du catalyseur pt/alumine chlorée.

3.4.1 Les propriétés du catalyseur ATIS-2L :

Les propriétés physiques du catalyseur ATIS-2L sont résumées ci-dessous : (9)

Tableau 3-6: Les propriétés physiques du catalyseur ATIS-2L.

COMPANIE	Axens
Catalyseurs	Atis-2l

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

Platine	0.25 %
Cl - (% pd)	8 à 10
État	Oxydé
Forme	Cylindrique Extrudé
Diamètre inch	1/16
Densité (kg/m3)	750
Volume (m3)	203.5
Soufre ppm pds	0.5
H2O ppm pds	0

3.4.2 Les Performance du catalyseur ATIS-2L

Les performances du catalyseur ATIS-2L sont résumées ci-dessous : (9)

Tableau 3-7: Les performance du catalyseur ATIS-2L

Rendement Nombre Estimation	X052031
Type de catalyseur	Atis-2l
H2 /HC mol /mol	0.06
Octane produit. Ronc	89
Octane produit. Monc	86.2
Start Of Run Wait , °C	R1:107,R2:128
End Of Run Wait , °C	R1:120,R2:140
Durée de cycle. Mois	48
Isomérat rendementC4+ .Wt %	89.2
Isomérat rendementC5+ .Wt %	84.5
Hydrogène rendement, Nm3 / m3	0
Hydrogène rendement, Wt%	0

3.4.3 Structure de catalyseur : (9)

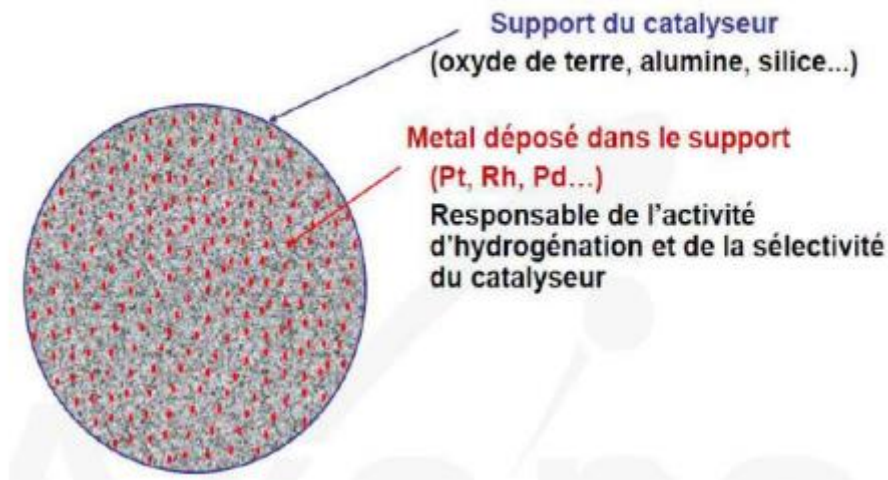


Figure 3-2: Structure de catalyseur.

3.4.4 Composition du catalyseur :

ATIS 2L est composé de :

- ✓ Alumine (γ) (comme support), caractérisée par :
 - Une grande surface spécifique
 - Son acidité naturelle est renforcée par l'ajout de chlore (8 à 10 % pds)
- ✓ Platine (0.3 à 0.5% en masse) (comme promoteur) :
 - Finement dispersé sur la surface d'alumine
 - En présence d'hydrogène, limite la formation d'hydrocarbures lourds (similaire au coke)
 - Le platine est requis pour :
 - Maintenir l'activité des catalyseurs
 - Nettoyer la surface en hydrogénant les précurseurs de 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

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

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 2 réacteurs en série. (9)

3.4.5 Caractéristiques du catalyseur :

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

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

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.

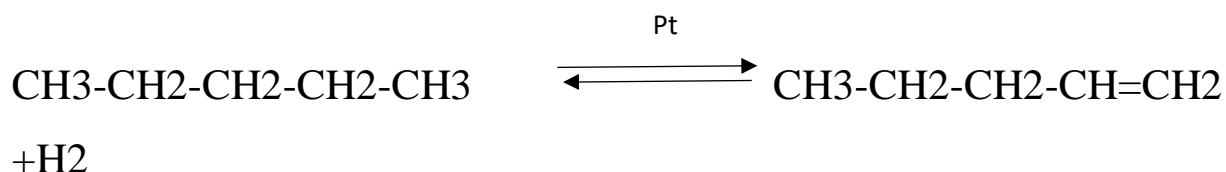
3.4.6 Mécanisme de la catalyse :

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

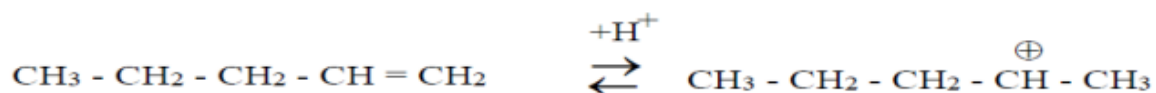
Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

de catalyseur utilisé, l'étape intermédiaire est identique, à savoir, la formation d'un ion carbonium ou carbocation.

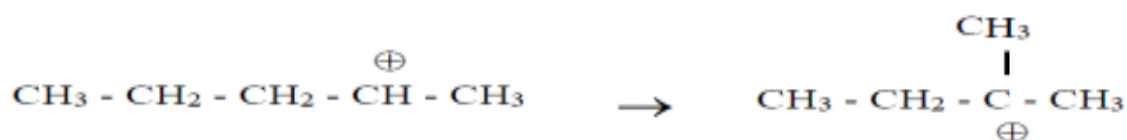
L'isomérisation sur un catalyseur à double-fonction dans une atmosphère d'hydrogène est généralement décrite par le schéma de réaction suivant :



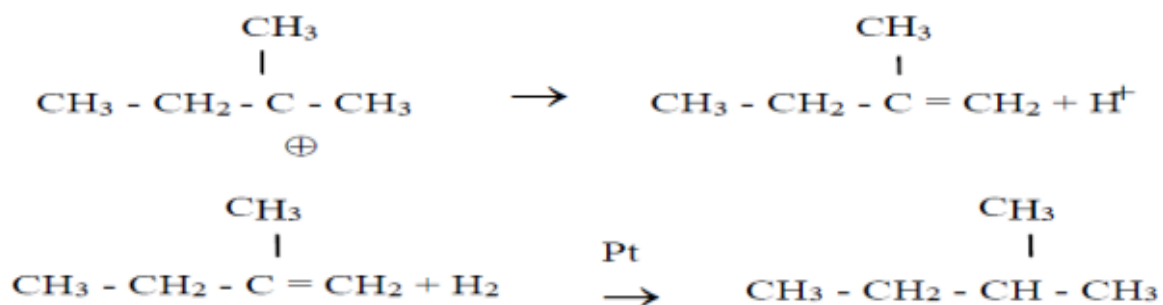
La fonction métallique du catalyseur, dans ce cas le platine, catalyse la formation d'une oléfine intermédiaire par une déshydrogénation de la paraffine. Les oléfines sont ensuite converties en ions carbonium par l'addition d'un proton durant l'adsorption sur la surface acide du catalyseur.



Le réarrangement du squelette se réalise ensuite :

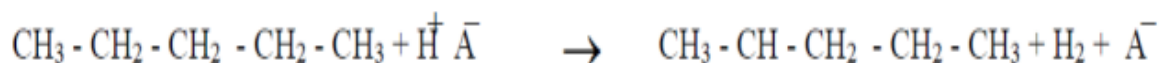


L'ion carbonium réarrangé est ensuite désorbé comme une iso-oléfine qui est ensuite hydrogénée, par la fonction métallique du catalyseur, en l'iso-paraffine :

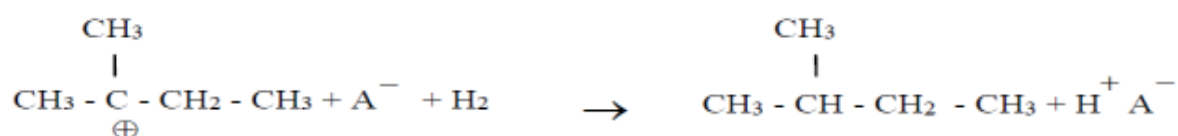


Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

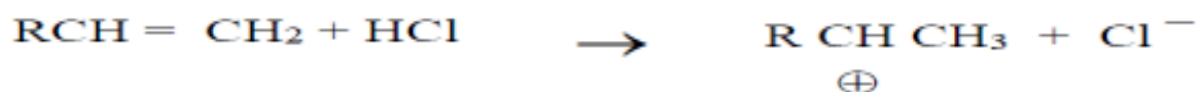
Les catalyseurs d'hydro-isomérisation à double fonction qui fonctionnent à très basse température ont des sites acides plus forts que ceux qui exigent de plus hautes températures. Dans ce cas, la théorie suppose que l'ion carbonium est formé par abstraction directe d'ion d'hydruure, à partir de paraffines,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



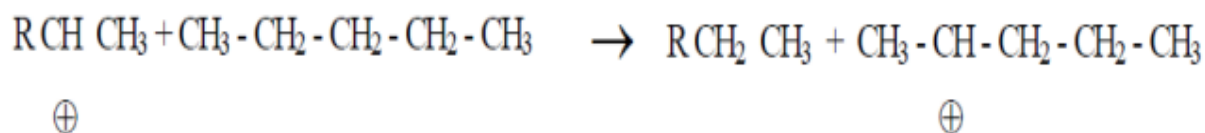
Après le réarrangement, l'isopentane est formé et la chaîne est propagée par la génération d'un nouveau site acide.



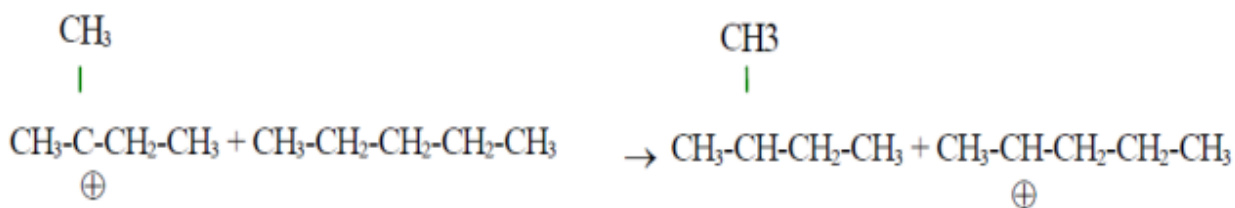
Une autre théorie principale d'initiation et de propagation est celle qui se base sur la théorie de Friedel-Craft. L'isomérisation Friedel-Craft nécessite la présence de traces d'oléfines ou d'halogénures d'alkyle comme initiateurs d'ion carbonium avec la réaction par la suite, procédant à travers la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



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



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



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

3.4.7 Les poisons catalytiques :

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

Les tableaux 3 (8,9 et 10) indiquent la limite maximum admissible des impuretés pour la charge et l'appoint d'hydrogène.

IL y'a empoisonnement si les impuretés interagissent plus fortement que les réactifs avec la surface active et cette dernière (interaction) est irréversible. (8)

Tableau 3-8: Tolérances aux impuretés recommandées pour les catalyseurs type alumine chlorée. (8)

Impuretés	Tolérance maximale (≤)
Soufre	1.0 wt ppm
Eau	0.5wt ppm
Azote	0.5wt ppm
Oxygène	1.0wt ppm
Arsenic	5.0wt ppm
Plomb	20wt ppm
Cuivre	20wt pp

Voyons maintenant l'influence des différents poisons sur le catalyseur

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

3.4.7.1 .Le soufre :

La présence de soufre dans l'alimentation ou dans l'appoint d'hydrogène diminuera immédiatement l'activité du catalyseur. Le soufre réagit avec le platine pour former le sulfure de platine, et cela réduit la fonction métallique du catalyseur qui affecte le mécanisme de transfert d'hydrogène. Cette diminution de l'activité est temporaire et la récupération est normalement rapide une fois que le soufre a été enlevé. Cependant, une augmentation de la température du réacteur et un taux plus élevé en appoint d'hydrogène aidera la purge du soufre à partir du catalyseur plus rapidement. Lorsque le soufre est présent dans l'alimentation, une augmentation de la température peut aider pour compenser partiellement de la réduction de l'activité du catalyseur.

3.4.7.2 .Eau/Oxydes :

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

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

3.4.7.3 .Composé d'Azote :

Cela concerne l'azote organique ou l'ammoniac, pas l'azote moléculaire N₂. Les composants d'azote réagissent pour former l'ammoniac qui à son tour réagit avec le chlore dans le catalyseur ou le HCl pour former du sel de chlorure d'ammonium.

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

Chapitre I : procédé et description de l'unité 700-701

3.4.7.4 Composés fluorés :

Cela est également un poison permanent du catalyseur provoqué par la liaison de fluorure avec les sites actifs du catalyseur qui affecte l'acidité du catalyseur. Un kilogramme de fluorure désactivera 100 kilogrammes de catalyseur. (8)

Tableau 3-9 : Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'alimentation (13)

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

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

Tableau 3-10: Niveaux maximum admissible d'impuretés dans l'hydrogène. (13)

Impuretés	Niveau maximum (\leq)
Total Soufre	1.0 wt ppm
Total Composés d'azote	1.0 wt ppm
Eau	0.5 wt ppm (1)
CO + CO₂	10 wt ppm (1)
Oléfines	10 wt ppm
Chlorure	5 wt ppm

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

3.4.8 Durée de vie :

La durée de vie total du catalyseur dépend de tous les facteurs précédents (pression, nature de charge ...) mais le facteur essentiel normalement est sa température de travail mis à part les poisons métalliques, n'interviennent qu'indirectement par l'augmentation de la température de travail qu'il provoque. (14)

3.4.9 **Désactivation du catalyseur :**

Une perte significative d'activité et/ou de sélectivité entraîne généralement la décharge ou la régénération du catalyseur, dans tous les cas cette diminution des performances correspond à une diminution du nombre de sites accessibles pour l'acte catalytique. Cette diminution peut être compensée par une élévation de la température du caractère réversible ou irréversible de la désactivation. (8)

3.4.10 **Le but de régénération de catalyseur :**

L'objectif de la régénération est de rendre le plus possible au catalyseur sa fraîcheur originale. Autrement dit le catalyseur régénéré doit avoir les propriétés suivantes :

- ◆ La surface des pores doit être importante.
- ◆ Les métaux doivent se trouver à l'état réduit.
- ◆ Les métaux doivent être bien dispersés.
- ◆ L'acidité/halogène doit être à un taux adéquat.
- ◆ Le maintien de ces propriétés pendant la régénération est un problème fondamental. (8)

3.4.11 **Conclusion**

L'isomérisation est le meilleur moyen de booster l'octane dans des naphthas légers qui permet d'atteindre les nouvelles spécifications d'essence :

- Jusqu'à 88 de RON (pour les régimes conventionnels)
- Soufre-libre
- Aromatique-libre
- Oléfine-libre
- Haut indice de MON (isomérat très paraffinaux) (8)

Chapitre II :

Notion sur

ASPEN HYSYS

1 La simulation et le simulateur HYSYS :

1.1 Introduction :

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.

Un modèle n'est pas une représentation exacte de la réalité physique, mais il est seulement apte à restituer les caractéristiques les plus importantes du système analysé.

Il existe plusieurs types de modèle d'un système physique : allant du modèle de représentation qui ne s'appuie que sur des relations mathématiques traduisant les grandes caractéristiques de son fonctionnement, jusqu'au modèle de connaissance complexe issu de l'écriture des lois physiques régissant les phénomènes mis en jeu. Le choix du type de modèle dépend principalement des objectifs poursuivis.

1.2 Principes de fonctionnement et rôle des simulateurs :

Les simulateurs de procédés utilisés classiquement dans l'industrie, peuvent être considérés comme des modèles de connaissance. Ils sont basés sur la résolution de bilans de masse et d'énergie, des équations d'équilibres thermodynamiques, ... et sont à même de fournir l'information de base pour la conception. Ils sont principalement utilisés pour la conception de nouveaux procédés (dimensionnement d'appareil, analyse du fonctionnement pour différentes conditions opératoires, optimisation), pour l'optimisation de procédés existants et l'évaluation de changements effectués sur les conditions opératoires. Avant même de parler de modèles d'opération de transformation de la matière, il faut des modèles pour prédire les propriétés physiques de la matière. C'est pourquoi ces 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, ...). Cette base de données est enrichie d'un ensemble de modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges.

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

:

Chapitre II : ASPEN HYSYS

- 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 de la donnée 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, qui puisse aussi communiquer avec d'autres applications comme Excel, Visual Basic et Matlab,

2 Modes de fonctionnement des simulateurs :

Il y a deux modes de fonctionnement dans un simulateur : statique (ou stationnaire) et dynamique. Les simulateurs statiques résolvent des équations statiques qui traduisent le fonctionnement en régime permanent (à l'équilibre), tandis que les simulateurs dynamiques permettent d'évaluer l'évolution des variables dans le temps à partir de la résolution de systèmes d'équations différentielles. Les simulateurs industriels sur la thermodynamique les plus connus mondialement sont :

- **Statiques** : ASPEN PLUS (Aspen Technologies), Design II de (WinSim), HYSYS (Hyprotech), PRO/II (Simulation Sciences), PROSIM.
- **Dynamiques** : HYSYS (Hyprotech), ASPEN DYNAMICS (Aspen Technologies), Design II de (WinSim), DYMSYM (Simulation Sciences Inc.).

Selon Winter (Winter, 1992) les simulateurs dynamiques sont en passe de se substituer aux simulateurs en régime permanent. Par exemple, HYSYS (Hyprotech) peut passer de la simulation d'un régime permanent à celle d'un régime transitoire (dynamique) par un seul « click » sur un bouton.

Néanmoins, tout procédé ne peut être simulé à l'aide de ces simulateurs industriels. En effet, dans le cas de la mise au point de nouveau procédé, il est généralement nécessaire de disposer de son propre simulateur. Le concept est le même de bilan de matière et d'énergie et

Chapitre II : ASPEN HYSYS

des relations d'équilibre constituant le modèle. La différence vient du fait que généralement seules les propriétés des corps présents dans le procédé chimique considéré ne sont détaillées et que l'environnement de développement est moins convivial. On parlera de simulateur dédié (spécifique à un procédé donné). Il a l'avantage de pouvoir avoir une totale maîtrise sur la façon d'écrire les équations du modèle et de les résoudre.

3 **Utilisation de la simulation:**

Les différentes tâches qu'un simulateur de procédé devraient effectuer sont :

- Dans la conception (engineering) :
 - ❖ La résolution des bilans de matières et d'énergie.
 - ❖ Le dimensionnement des équipements.
 - ❖ L'évaluation économique du procédé.
 - ❖ L'optimisation du procédé.

- Dans le suivi des procédés :
 - ❖ Réajustement des paramètres de fonctionnement dans le cas des changements de composition de l'alimentation.
 - ❖ Détermination de la performance des équipements.

4 **Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS :**

4.1 **Concepts de base du simulateur HYSYS :**

HYSYS est un simulateur de conception orientée-objets. Tout changement spécifié sur un élément est répercuté dans tout le modèle.

C'est un logiciel de simulation interactif intégrant la gestion d'événements (Event Driven) :

C'est-à-dire qu'à tout moment, un accès instantané à l'information est possible, de même que toute nouvelle information est traitée sur demande et que les calculs qui en découlent s'effectuent de manière automatique. Deuxièmement, il allie le concept d'opérations modulaires à celui de résolution non-séquentielle. Non seulement toute nouvelle information est traitée dès son arrivée mais elle est propagée tout au long du Flowsheet.

Chapitre II : ASPEN HYSYS

Dans ce qui suit, on définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS (voir la Figure I-1) [HYSYS ver 3.2] :

- « **Flowsheet** » : c'est un ensemble d'objets « Flowsheet Elements » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui constituent tout ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamique « Fluid Package ». Ce simulateur possède une Architecture Multi-Flowsheet : il n'y a pas de limite par rapport au nombre de Flowsheets. On peut préalablement construire des Flowsheets pour les utiliser dans une autre simulation, ou organiser la description de procédés complexes en le scindant en sous-Flowsheets qui sont des modèles plus concis (ceci permet de hiérarchiser un processus très complexe). Il possède un certain nombre d'entités particulières : un « Process Flow Diagram » (PFD), un « Workbook ».
- « **Fluid Package** » : il permet de définir les composants chimiques présents dans le procédé simulé et leurs affecte les propriétés chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il permet aussi de définir les modèles thermodynamiques qui seront utilisés pour le calcul des propriétés des mélanges et de définir les cinétiques des réactions chimiques mises en jeu dans le procédé.
- « **Process Flow Diagram** » : ce diagramme permet de visualiser les courants et les opérations unitaires, représentées par des symboles dans le « Flowsheet », ainsi que la connectivité entre les courants, les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.
- « **Workbook** » : il permet d'avoir accès à l'information sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau de données.
- « **Desktop** » : c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- « **Property view** » : il contient l'information décrivant un objet (opération ou courant).
- « **Simulation Case** » (**fichier de simulation**) : c'est l'ensemble des « Fluid Packages », « Flowsheets » et « Flowsheet Elements » qui constituent le modèle. (15)

4.2 Environnement de simulation :

Il existe 5 environnements de développement pour manipuler et mettre en forme l'information dans le simulateur (voir la Figure 4-1) :

- **Environnement « Basis Manager »** : cet environnement permet de créer et modifier le « Fluid Package ».
- **Environnement « Oil Characterization »** : il est utilisé pour caractériser les fluides de type pétrolier.
- **Environnement « Main Flowsheet »** : il permet de définir la topologie du Flowsheet principal de la simulation. Il est utilisé pour placer et définir les différents courants, opérations unitaires et « Sub-Flowsheets » qui constituent le procédé simulé.
- **Environnement « Sub-Flowsheet »** : il permet de définir la topologie d'un sous-ensemble particulier du schéma principal (un courant ou une opération particulière et des autres Sub-Flowsheets).
- **Environnement « Column »** : c'est un objet particulier permettant de définir la topologie de l'opération unitaire colonne à distiller. Il possède ses propres «Flowsheet», «Fluid Package », « PFD » et «Workbook».

Dans la Fig. 4-1, les flèches montrent que seuls l'environnement « Column » et le « sub-Flowsheet » sont accessibles depuis l'environnement principal « Main Flowsheet ». Toutefois, en utilisant l'Object Navigator on peut se déplacer directement d'un Flowsheet. (15)

Chapitre II : ASPEN HYSYS

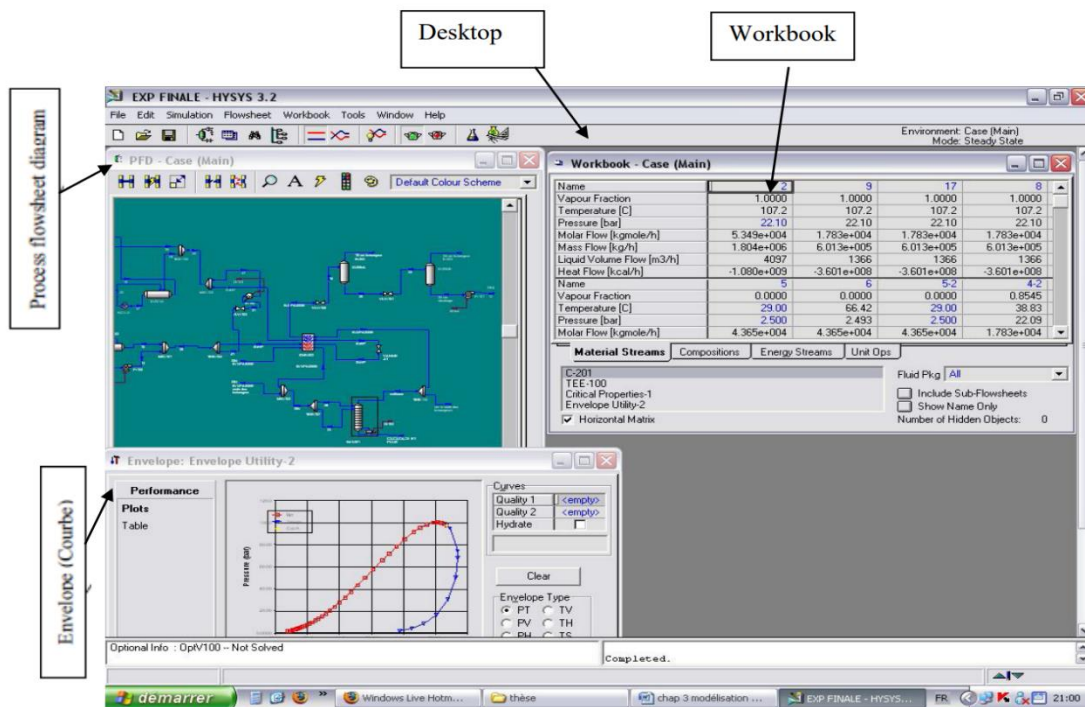


Figure 4-1: Interface HYSYS montrant quelques vocabulaires qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle.

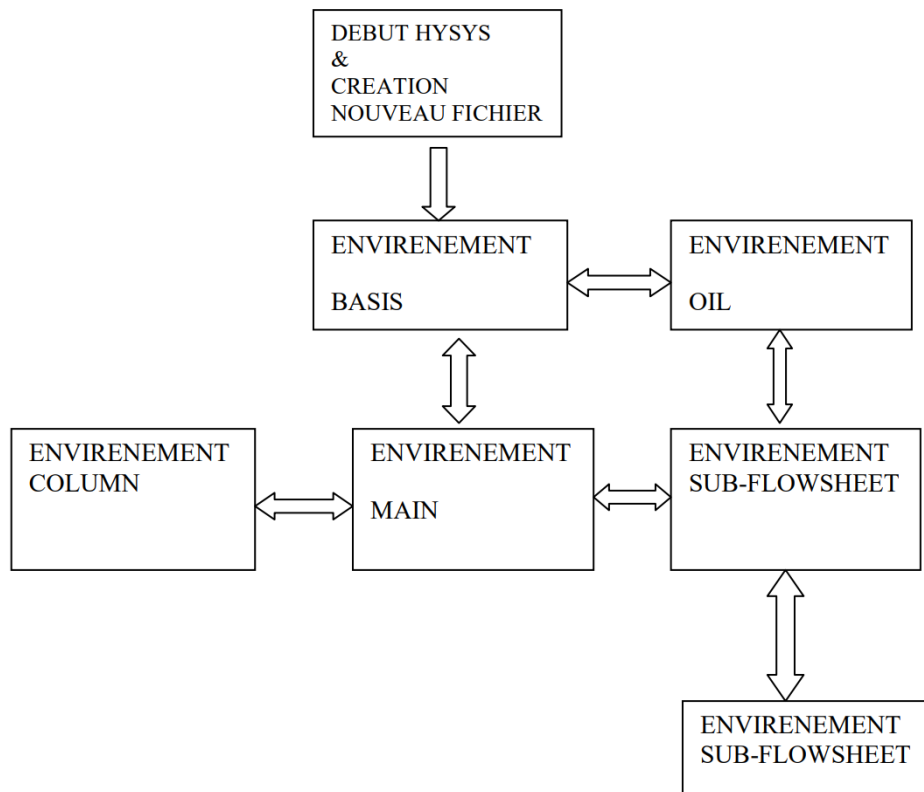


Figure 4-2 : Environnements de développement dans HYSYS.

4.3 Caractéristiques principales de HYSYS :

Cette partie décrit brièvement les caractéristiques importantes qui font de HYSYS une plate-forme de simulation et de développement très puissant.

- **(The Integrated Engineering Environment) :** Toutes les applications nécessaires sont utilisées dans un environnement de simulation commun.
- Il intègre la possibilité d'une modélisation dans un état stable ou stationnaire et en régime dynamique : la modélisation dans un état stable et l'optimisation étant utilisées lors de la conception des procédés ; la simulation en régime dynamique étant réservée aux études de contrôlabilité de procédés et au développement de stratégies de contrôle.
- **Programmation de HYSYS :** HYSYS contient un Internal Macro Engine qui supporte la même syntaxe que Microsoft Visual Basic. On peut automatiser différentes tâches dans HYSYS sans avoir besoin d'un autre programme.

Voici quelques caractéristiques de HYSYS sur la manière dont sont réalisés les calculs :

Chapitre II : ASPEN HYSYS

- **Gestion des événements (Event Driven) :** HYSYS combine le calcul interactif (les calculs sont exécutés automatiquement chaque fois que l'on fournit une nouvelle information) avec un accès instantané à l'information (à tout moment on peut avoir accès à l'information depuis n'importe quel environnement de simulation).
- **Gestion intelligente de l'information (Built-in Intelligence) :** Les calculs des propriétés thermodynamiques s'effectuent instantanément et automatiquement dès qu'une nouvelle information est disponible.
- **Opérations Modulaires :** Chaque courant ou unité d'opération peut réaliser tous les calculs nécessaires, en utilisant l'information soit indiquée dans l'opération ou communiquée depuis un courant. L'information est transmise dans les deux directions à travers les Flowsheets.
- **Algorithme de résolution non séquentielle :** on peut construire des Flowsheets dans n'importe quel ordre.

Voici les caractéristiques de HYSYS sur comment opèrent les environnements :

Lorsque l'on effectue des développements dans un Flowsheet particulier, seul ce Flowsheet et les autres situés au-dessous dans la description hiérarchique, seront modifiés. Par exemple, si l'on considère la Fig.II.3 et que l'on suppose que l'on désire faire des changements dans le SubFlowsheet D, on se place dans son environnement pour y effectuer ces changements. Puisque D est au-dessus de E dans la hiérarchie, tous les Flowsheets autres que D et E resteront inchangés. Dès que les calculs dans D seront effectués, il est possible alors de se déplacer dans l'environnement Main Flowsheet pour recalculer toutes les autres parties du modèle contenues dans les autres SubFlowsheets. (15)

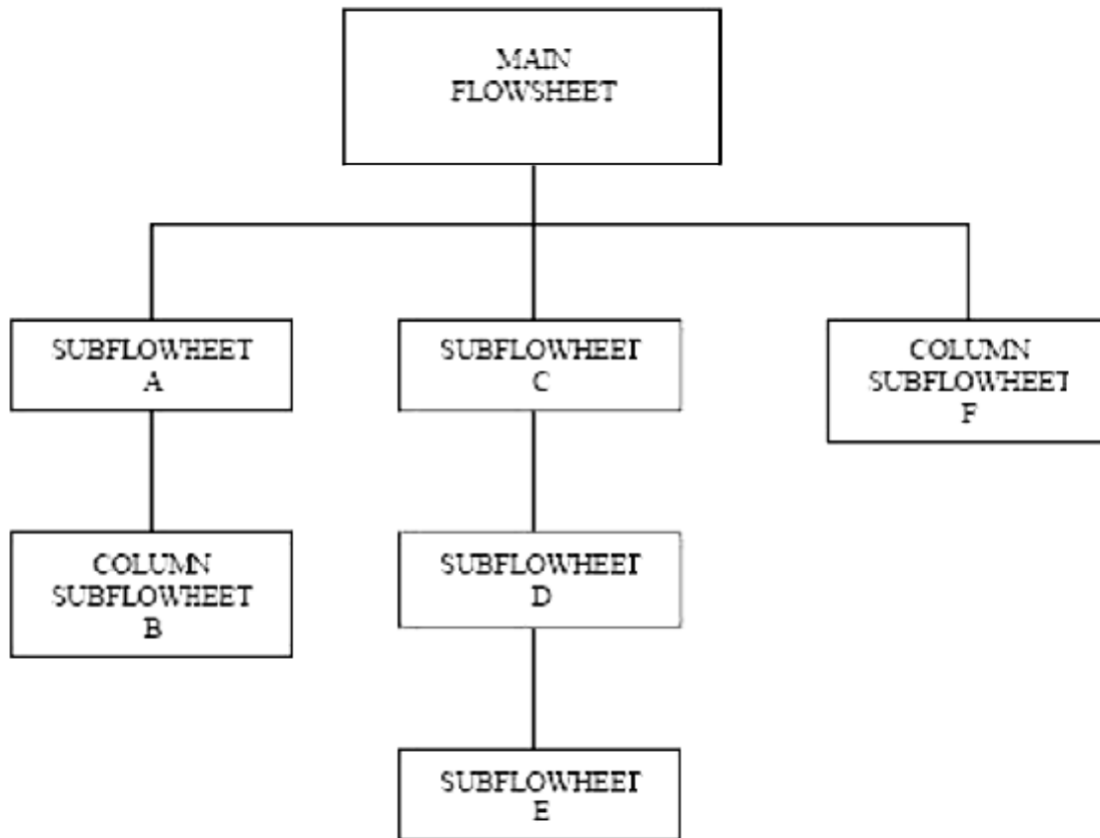


Figure. I-3 : Organigramme des environnements dans la hiérarchie.

5 Les modèles thermodynamiques de HYSYS :

➤ Les équations d'état :

Les modèles basés sur les équations d'état (RK, SRK, PR...etc.) ; sont souvent utilisés pour le calcul des systèmes d'hydrocarbures et des systèmes presque idéaux.

Leurs avantages par rapport aux autres modèles résident dans le fait de l'utilisation des coefficients d'interaction-binaire. En générale les équations d'état permettent de calculer l'ensemble des propriétés des produits par rapport à la température et aux fractions molaires.

➤ Equation de REDLICH-K WONG (RK) :

Chapitre II : ASPEN HYSYS

Considérer comme la plus simple des équations d'état, elle est très utilisée pour prédire d'état de la phase vapeur.

$$P = \frac{RT}{V-b} - a/\sqrt{T} \frac{1}{V(V+b)} \dots\dots\dots \text{(I-1)}$$

➤ **Equation de SOAVE-REDLICH-KWONG (SRK) :**

Cette équation modifiée celle de REDLICH-KWONG, par l'introduction d'une fonction a(T) qui dépend du facteur acentrique.

L'équation de SOAVE est de la même forme générale que l'équation (I.1). (16)

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+B)} \dots\dots\dots \text{(I-2)}$$

SOAVE a introduit les relations suivantes pour exprimer la fonction $\alpha(\omega)$:

$$a(T) = a_c a(T_R) \dots\dots\dots \text{(I-3)}$$

Avec :

$$a(T_r) = [1 + m(1 - \sqrt{T_r})]^2 \dots\dots\dots \text{(I-4)}$$

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

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2 \dots\dots\dots \text{(I-5)}$$

➤ **Equation de PMG-ROBINSON**

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 SAOVE, notamment en ce qui concerne le calcul des densités en phase liquide, sans modifier le nombre de paramètres :

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)+b(V-b)} \dots\dots\dots \text{(I-6)}$$

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

$$a = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} a(T_r) \dots\dots\dots \text{(I-7)}$$

Chapitre II : ASPEN HYSYS

Le terme $a(T_R)$ présente la même forme générale que dans le cas de l'équation de SOAVE. Il suit la relation (I-4), mais la fonction reliant le paramètre α au facteur acentrique ω est différente :

$$m = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2 \dots \dots \dots (I-8)$$

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 des densités liquides plus en accord avec les valeurs réelles que les autres équations.

Domaines d'applications de l'équation de PENG ROBINSON. (17)

Tableau 5-1 : Domaine d'application de l'équation PR

Equation	Température °C	Pression en Kpa
PR	>-271	100000

Chapitre III :

Simulation de la colonne DIH

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

1 Introduction:

Ce chapitre traite de la simulation de la colonne DIH de la section isomérisation avec le logiciel HYSYS pour optimiser les paramètres de fonctionnement les plus adaptés afin de minimiser l'excès de 2-méthylpentane / 3-méthylpentane tout en maintenant ou augmentant le 2,3diméthylebutane/ 2,2diméthylebutane dans le soutirage de la tête de la colonne DIH (isomérat léger).

Ainsi, la simulation suit trois étapes distinctes :

- La simulation du cas design afin de confirmer le choix du modèle thermodynamique choisit et de vérifier l'exactitude de cette simulation.
- Simulation des situations réelles afin qu'elle puisse être utilisée pour optimiser des paramètres de fonctionnement.
- L'ajustement des paramètres de marche afin de minimiser l'excès des 2MP-3MP tout en maintenant ou améliorant le 2.2DMB-2.3DMB dans l'isomérat léger.

2 Simulation de la colonne Désohexaniseur:

2.1 Simulation du cas design

Dans cette partie, on utilise les données fournies par le constructeur (Design) pour simuler la colonne DIH. La simulation du cas de conception nous permet non seulement de confirmer le choix du modèle thermodynamique, mais aussi de vérifier l'exactitude de la simulation. Les données du cas de design sont mentionnées en annexe.

2.1.1 Le choix du modèle thermodynamique

Le modèle thermodynamique sélectionné est : l'équation de Peng Robinson. Parce qu'elle résout strictement tous les systèmes constitués de systèmes monophasés, biphasés ou triphasés, elle a un rendement et une précision élevée et convient à un large éventail de conditions.

2.1.2 Schéma de la simulation de la colonne DIH par le HYSYS

La figure Figure 5-2, suivante représente le design choisi pour la simulation utilisée dans notre travail :

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

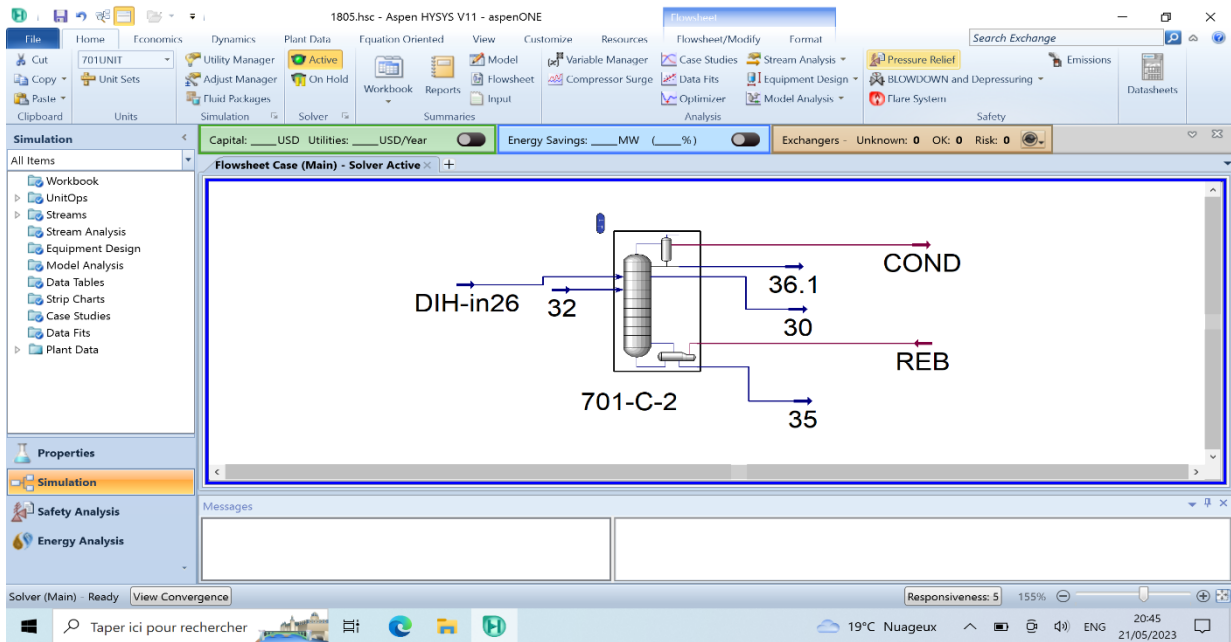


Figure 5-2 : Schéma de la simulation de la colonne DIH par le HYSYS.

3 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 6-1), les valeurs sont la température, pression, débit et de composition de la tête, le fond et du recycle de la colonne.

Tableau6-1 : Comparaison entre les résultats de la simulation par rapport au design.

	Simulation (HYSYS)			Design			Erreur relative %		
	Tête	Fond	Recycle	Tête	Fond	Recycle	Tête	Fond	Recycle
T (°C)	73,70	146,2	110,4	60	144	112	22,83	1,52	1,43
P (kg/cm-g)	2,1	3,2	2,985	2,1	3,2	3	0	0	0,51
Q (kgmole/h)	396,4	21,55	629,6	401,86	21,74	623,86	1,36	0,88	0,92

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 données par le constructeur (design) [Anexe1].

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

Tableau 6-1 : Comparaison de la composition de la tête, le fond et le recycle de la colonne DIH, entre la simulation et le design.

	Fraction massique (kg/h)	Simulation (HYSYS)			Design			Erreur absolue %		
		Tête	Fond	Recycle	Tête	Fond	Recycle	Tête	Fond	Recycle
Aliphatique	IC4	0,0046	0,0000	0,0000	0,45	0,00	0,00	0,445	0,00	0,00
	NC4	0,0012	0,0000	0,0000	0,12	0,00	0,00	0,11	0,00	0,00
	IC5	0,4925	0,0000	0,0333	53,78	0,00	0,00	53,29	0,00	0,03
	NC5	0,1503	0,0000	0,0159	17,3	0,00	0,00	17,15	0,00	0,01
	2,2MB	0,1984	0,0000	0,0861	24,37	0,00	5,60	24,17	0,00	5,51
	2,3MB	0,0516	0,0000	0,0920	0,69	0,01	12,1	0,64	0,01	12,01
	2MP	0,0793	0,0000	0,3143	0,72	0,03	36,3	0,07	0,03	35,99
	3MP	0,0029	0,0000	0,2083	0,07	0,13	21,2	0,067	0,13	20,99
	NC6	0,0000	0,0006	0,1427	0,00	1,01	14,4	0,00	1,009	14,26
	NC7	0,0000	3,1027	0,0004	0,00	2,72	0,06	0,00	0,38	0,06
Naphtène	MCP	0,0000	0,0076	0,0580	0,00	4,11	5,74	0,00	4,1	5,68
	CH	0,0000	0,6254	0,0405	0,00	61,9	4,08	0,00	61,27	4,04
	CP	0,0189	0,0000	0,0044	2,49	0,00	0,06	2,47	0,00	0,06
	MCH	0,0000	0,1461	0,0020	0,00	12,8	0,26	0,00	12,65	0,26
	1,1MCH	0,0000	0,1892	0,0020	0,00	17,2	0,26	0,00	17,01	0,26
Aromatique	Benzène	0,0000	0,0000	0,0000	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

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.

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

D'après les résultats et la comparaison entre les valeurs issue 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.

4 **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 25/09/2022.

4.1 **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 25/09/2022.

Tableau 7-1 : Comparaison entre la composition de la charge du 25/09/2022 et la composition de la charge du design.

	Constituant Alimentation			
	s en fraction massique	Désigne	Réelle du 25/09/2022	Erreur absolue %
Aliphatique	IC4	0,0000	0,0000	0,0000
	NC4	0,0000	0,0000	0,0000
	IC5	4,3300	5,8800	1,5500
	NC5	33,160	23,100	10,060
	2,2MB	2,8200	0,3200	2,5000
	2,3MB	5,0900	0,6900	3,4000
	2MP	20,170	5,8200	14,350
	3MP	11,630	2,9900	8,6400
	NC6	13,900	8,3300	5,5700

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

	NC7	0,4000	19,720	19,320
Naphtène	MCP	4,0400	0,0000	4,0400
	CH	2,2400	30,620	28,320
	CP	0,0000	0,0000	0,0000
	MCH	0,0000	0,0000	0,0000
	1,1MCH	0,0000	0,0000	0,0000
Aromatique	Benzène	2,2200	1,2100	1,0100
	Toluène	0,0000	0,2600	0,2600
	Sommes	100,00	100,00	

4.2 Composition de la tête (isomérat léger) pour la charge du 25/09/2022

En comparant les résultats donnés par l'analyse chromatographique fait au laboratoire pour les deux charges du 25/09/2022 aux résultats donnés par la simulation au niveau de la tête dans le tableau suivant :

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

Tableau 7-2 : Comparaison de la composition de la tête du DIH donnée par la simulation et celle obtenue par l'analyse chromatographique pour les deux charges.

	Constituant	Isomerat léger (2002)			
		s en fraction massique	Désigne	Réelle du 25/09/2022	Simulation
Aliphatique	IC4	0,0000	3,7100	0,0000	3,7100
	NC4	0,0000	0,1700	0,0000	0,1700
	IC5	44,710	29,580	12,650	16,930
	NC5	13,730	22,040	41,340	19,300
	2,2MB	41,310	8,0800	0,5300	7,5500
	2,3MB	0,0000	4,4400	1,0800	3,3600
	2MP	0,2500	14,550	9,0600	5,4900
	3MP	0,0000	8,2900	4,5300	3,7600
	NC6	0,0000	5,5000	12,150	6,6500
	NC7	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Naphène	MCP	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	CH	0,0000	3,4600	17,790	14,330
	CP	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	MCH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	1,1MCH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Aromatique	Benzène	0,0000	0,0000	0,9700	0,9700
	Somme	100,00	99,820		
	RON	79,300	78,600		

4.3 Composition du recycle pour la charge du 25/09/2022

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 7-3), on obtient :

-Pour les deux 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.

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

-On remarque aussi que la composition du soutirage réelle du recycle dans les deux cas 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 indiquée dans le design.

Tableau 7-3: Comparaison de la composition du recycle du DIH donnée par la simulation et celle obtenue par l'analyse chromatographique pour les deux charges.

	Constituant	Recycle (1902)			
		s en fraction massique	Désigne	Réelle du 25/09/2022	Simulation
Aliphatique	IC4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	NC4	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	IC5	0,3700	0,0000	0,3800	0,3800
	NC5	0,0000	0,0000	1,7100	1,7100
	2,2MB	1,4100	0,0000	0,0600	0,0600
	2,3MB	4,4900	0,0000	0,1500	0,1500
	2MP	44,070	0,0000	1,3600	1,3600
	3MP	23,330	0,2500	0,9000	0,6500
	NC6	13,500	3,0500	3,9800	0,9300
	NC7	0,8000	24,310	30,560	6,2500
Naphène	MCP	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	CH	2,0300	72,390	59,980	12,410
	CP	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	MCH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	1,1MCH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Aromatique	Benzène	0,0000	0,0000	0,7400	0,7400
	Somme	100,00	100,00		

5 Problématique :

La mauvaise séparation des composés au niveau de la colonne deisohexaniseur au niveau de l'unité 701 d'isomérisation) de la raffinerie de Skikda fait apparaître les DMBs (2,2 diméthylebutane 2,3diméthylebutane) comme perte dans le recycle de la colonne.

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

L'objectif de cette simulation est de réduire et de minimiser ces pertes et de les augmenter au niveau de tête de la colonne et optimiser les paramètres de fonctionnement.

6 DMBs :

6.1 Définition :

L'acronyme DMBs peut faire référence à un composé appelle (2,2 diméthylebutane 2,3 diméthylebutane) qui est utilisé dans l'unité d'isomérisation comme un réactif pour produire de l'isobutane, un gaz utilise dans l'industrie pétrochimique par la fabrication des produits tels que les plastiques et les élastomères.

Le DMBs est converti en isobutane par le biais d'une réaction catalytique qui se produit dans l'unité d'isomérisation.

Les DMBs (diméthylbutanes) sont des composés organiques qui sont produits lors du processus d'isomérisation des alcanes dans l'unité d'isomérisation.

Les DMBs sont considérés comme des impuretés dans le produit final et doivent être retirés afin d'obtenir un produit purifié de qualité.

6.2 le rôle du DMBs :

DMBs dans l'unité d'isomérisation est donc de servir de réactif pour produire de l'isobutène à partir de molécule de DMBs isomère. Ce processus permet d'obtenir un produit plus utile pour l'industrie pétrochimique que le DMBs initial.

7 Les solutions adaptées pour minimiser les pertes de DMBs :

Pour minimiser les pertes de DMB dans le recycle de l'unité d'isomérisation, plusieurs solutions peuvent être adoptées, notamment :

- **Composition de la charge**

Optimisation des paramètres de marche

- **La température**

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

- **La pression**
- **Le débit de reflux**

- **Nombre des plateaux**
- **Plateau d'alimentation (n feed)**

En résumé, la réduction des pertes de DMBs dans le recyclage de l'unité d'isomérisation peut être réalisée en utilisant une combinaison de techniques de purification, d'optimisation des conditions de recyclage, de réduction des impuretés, de réduction de la quantité de matière perdue et de l'utilisation de technologies de pointe.

7.1 **Température :**

D'après le manuel opératoire, On a limité les valeurs de température de 90°C jusqu'à 103°C par Rapport à la tête de la colonne. Les résultats sont représentés dans les tableaux n **Tableau 8(1-2)**.

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

Tête de colonne :

Tableau 8-1: les résultats de la température relevées pour la simulation (tête de colonne)

State	Température	Fraction 2,3MB massique	Fraction 2,2MB massique
Case 1	90	$10,1533 \cdot 10^{-4}$	$49,6187 \cdot 10^{-4}$
Case 2	91	$10,1533 \cdot 10^{-4}$	$49,6186 \cdot 10^{-4}$
Case 3	92	$10,1535 \cdot 10^{-4}$	$49,6191 \cdot 10^{-4}$
Case 4	93	$10,1537 \cdot 10^{-4}$	$49,6195 \cdot 10^{-4}$
Case 5	94	$10,1538 \cdot 10^{-4}$	$49,62 \cdot 10^{-4}$
Case 6	95	$10,154 \cdot 10^{-4}$	$49,6204 \cdot 10^{-4}$
Case 7	96	$10,1541 \cdot 10^{-4}$	$49,6208 \cdot 10^{-4}$
Case 8	97	$10,1543 \cdot 10^{-4}$	$49,6213 \cdot 10^{-4}$
Case 9	98	$10,1545 \cdot 10^{-4}$	$49,6218 \cdot 10^{-4}$
Case 10	99	$10,1547 \cdot 10^{-4}$	$49,6223 \cdot 10^{-4}$
Case 11	100	$10,1548 \cdot 10^{-4}$	$49,6227 \cdot 10^{-4}$
Case 12	101	$10,155 \cdot 10^{-4}$	$49,6232 \cdot 10^{-4}$
Case 13	102	$10,1552 \cdot 10^{-4}$	$49,6237 \cdot 10^{-4}$
Case 14	103	$10,1553 \cdot 10^{-4}$	$49,6241 \cdot 10^{-4}$

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

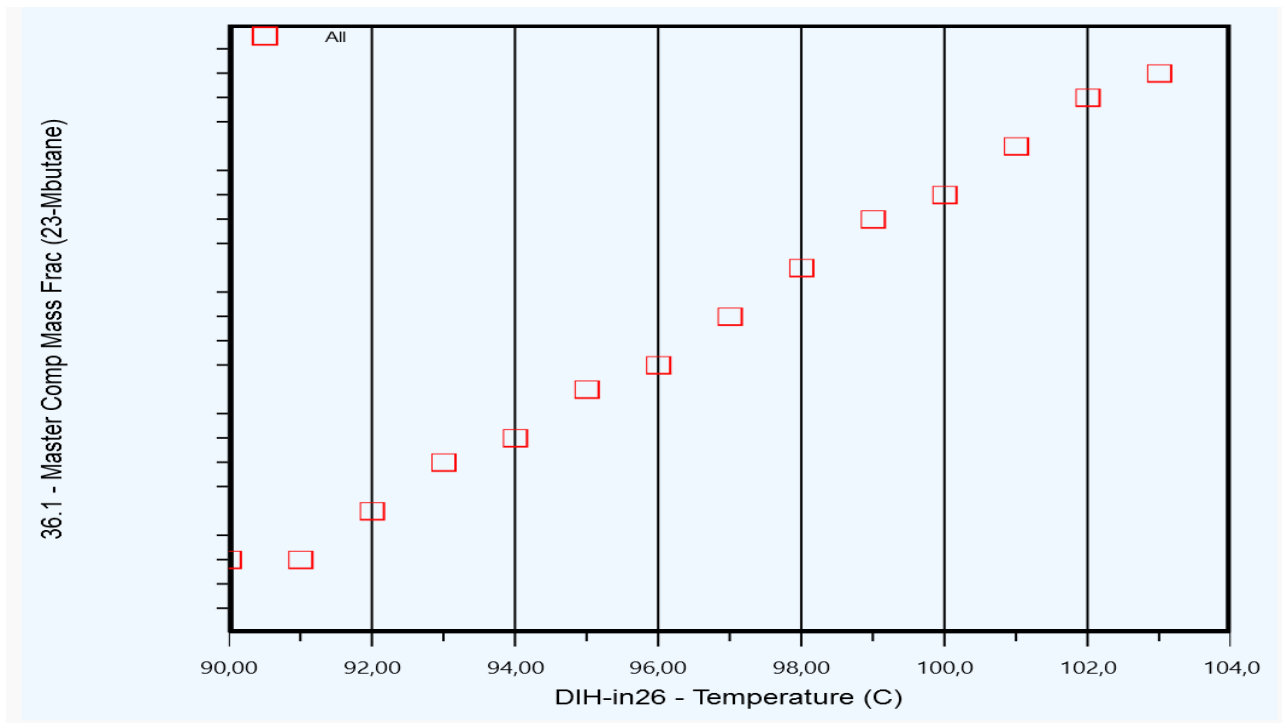
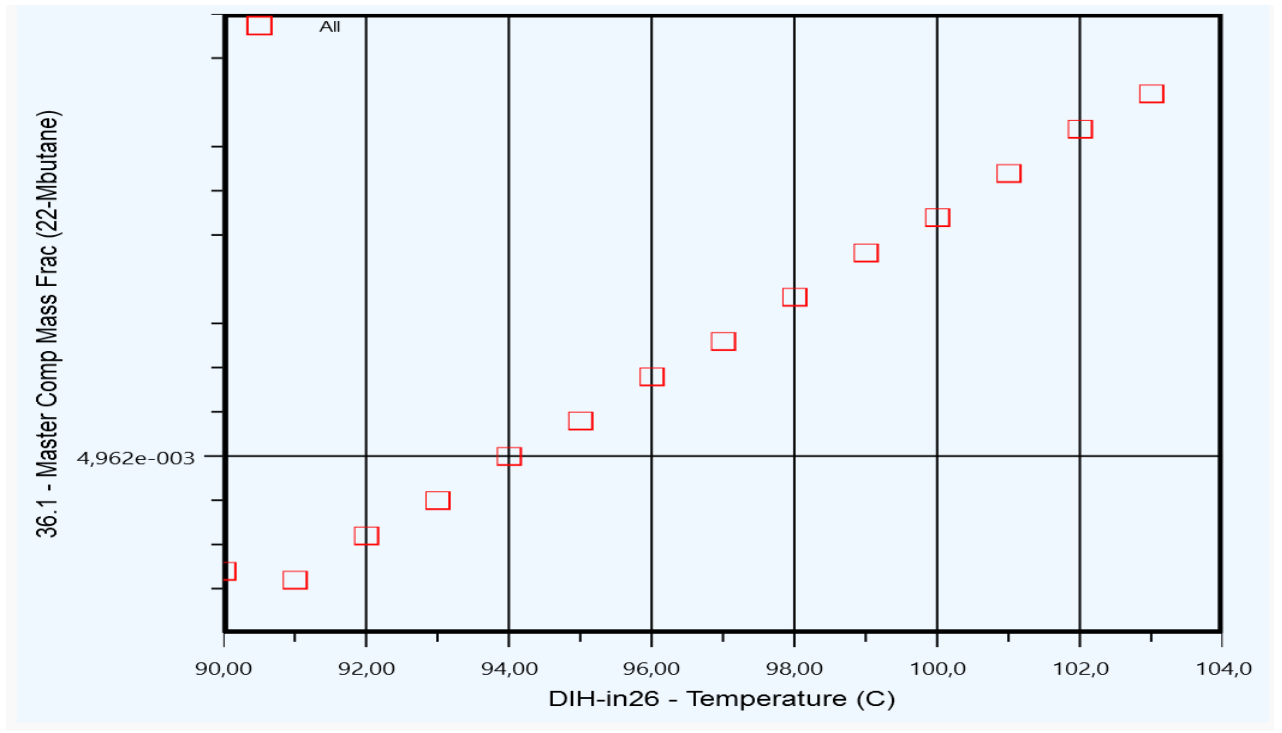


Figure 7-1: Evolution de la teneur des 2,2 méthyl butane et 2,3 méthyls butane dans la tête de la colonne en fonction de la température.

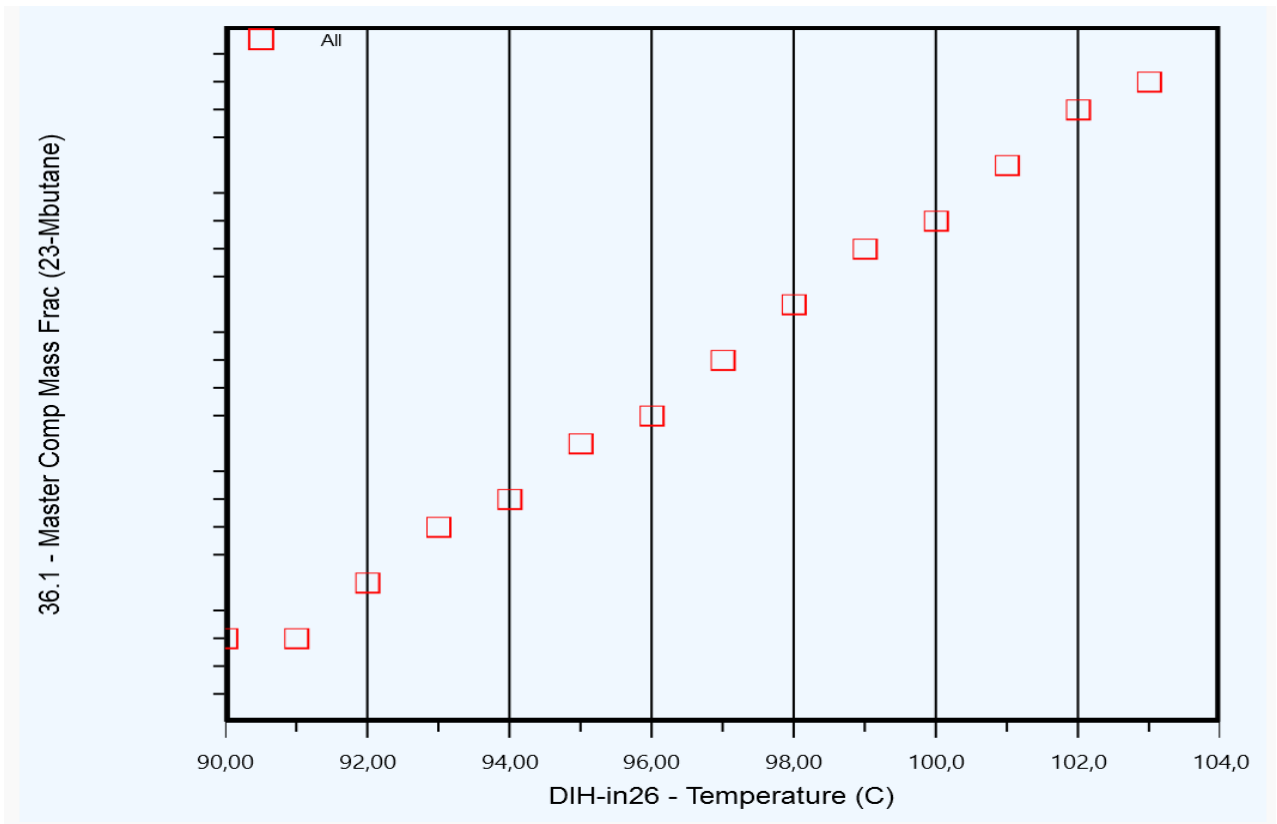
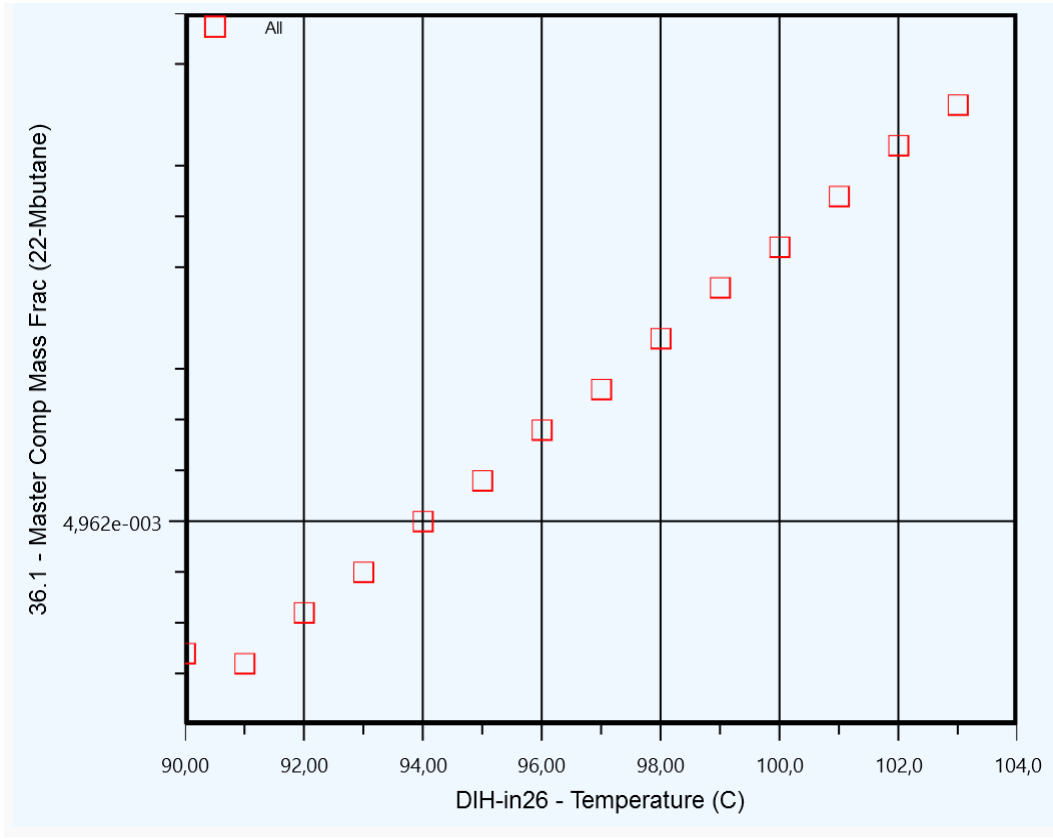
Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

Recycle :

Tableau 8-2: les résultats de la température relevées pour la simulation (recycle)

State	Température	Fraction massique 2,2 MB	Fraction massique 2,3 MB
Case 1	90	0,0005	0,0015
Case 2	91	0,0005	0,0015
Case 3	92	0,0005	0,0015
Case 4	93	0,0005	0,0015
Case 5	94	0,0005	0,0015
Case 6	95	0,0005	0,0015
Case 7	96	0,0005	0,0015
Case 8	97	0,0005	0,0015
Case 9	98	0,0005	0,0015
Case 10	99	0,0005	0,0015
Case 11	100	0,0005	0,0015
Case 12	101	0,0005	0,0015
Case 13	102	0,0005	0,0015
Case 14	103	0,0005	0,0015

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH



Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

Figure 7-2 : Evolution de la teneur des 2,2 méthyl butane et 2,3 méthyl butane dans le recycle de la colonne en fonction de la température.

Les résultats du tableau ci-dessus montrent que la fraction en DMBs dans le recyclât diminue Avec la température, toutefois il est à noter que cette diminution reste légère. Ce qui traduit un Bon contrôle des paramètres de la part des opérateurs. Cette différence n'est pas vraiment Importante puisque les DMBs ne disparaissent pas dans le recycle. La limite supérieure de Température coïncide avec 103°C.

Cependant et pour ne pas avoir le risque d'évaporation de la composition dans la tête de la Colonne, la température ne peut être augmentée à des valeurs supérieures à 100°C.

7.2 La pression :

La même procédure pour la température a été refaite pour la pression [2 – 10kPa]. **Tableau 8(3-4).**

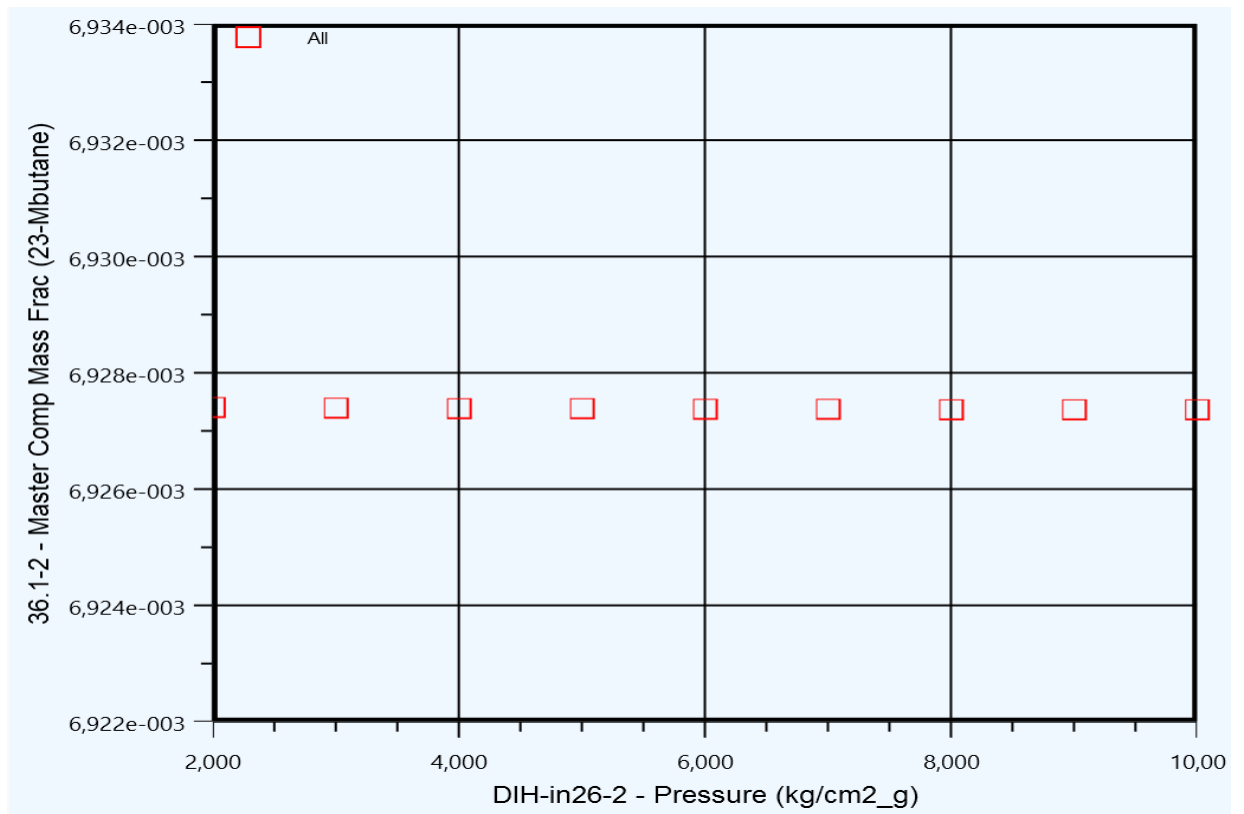
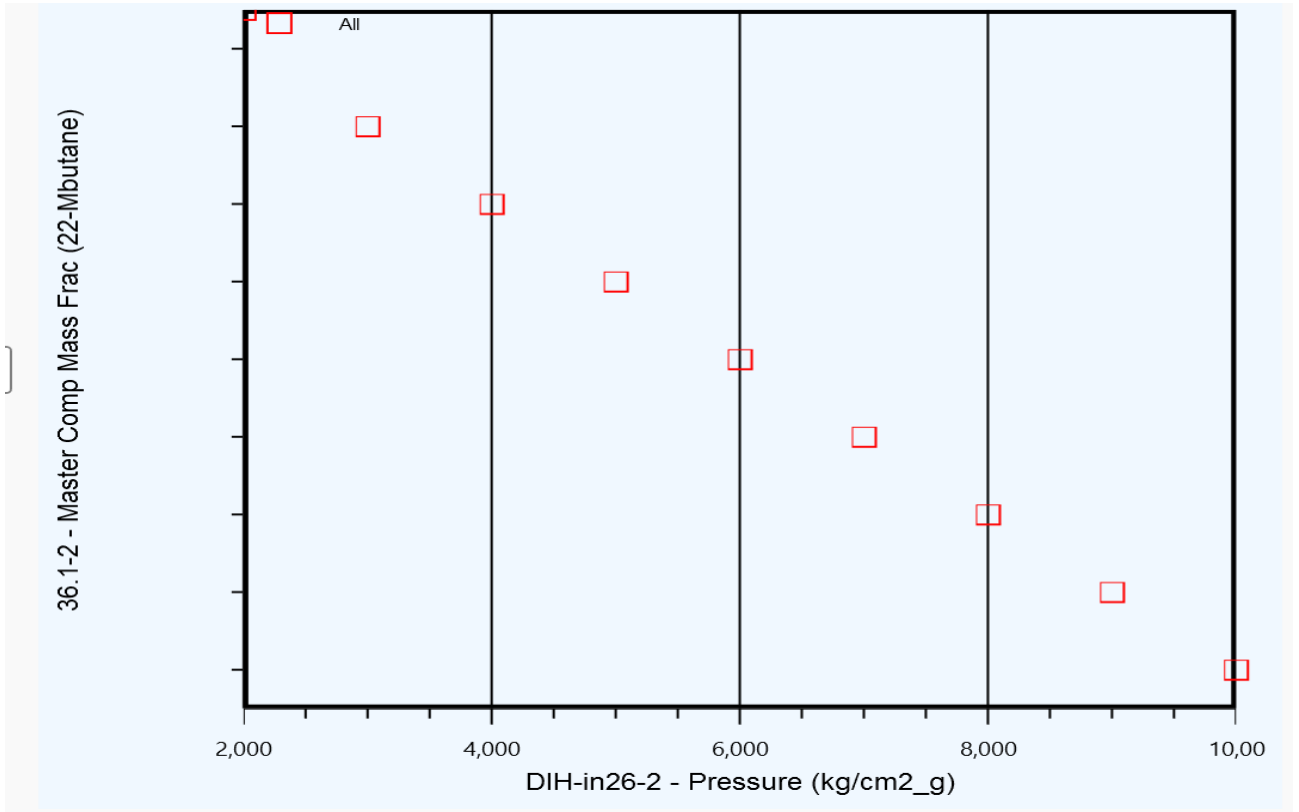
Tête de colonne :

Tableau 8-3 : Valeurs de pression relevées pour la simulation (tête)

State	pression	Fraction massique 22MB	Fraction massique 23MB
Case 1	2	3,48065e-003	6,92741e-003
Case 2	3	3,48063e-003	6,92740e-003
Case 3	4	3,48061e-003	6,92739e-003
Case 4	5	3,48059e-003	6,92738e-003
Case 5	6	3,48059e-003	6,92738e-003
Case 6	7	3,48057e-003	6,92737e-003
Case 7	8	3,48053e-003	6,92737e-003
Case 8	9	3,48051e-003	6,92736e-003
Case 9	10	3,48049e-003	6,92736e-003

Tete:

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH



Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

Figure 7-3 : l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans la tête de la colonne en fonction de la pression.

La même procédure pour la température a été refaite pour la pression [0.5 – 10kPa]

Recycle :

Tableau 8-4 : Valeurs de pression relevées pour la simulation (recycle)

State	pression	Fraction massique 22MB	Fraction massique 23MB
Case 1	0,5	1,37524e-003	3,2923e-003
Case 2	1,5	1,37417e-003	3,2900e-003
Case 3	2,5	1,37437e-003	3,2905e-003
Case 4	3,5	1,3743e-003	3,2905e-003
Case 5	4,5	1,3743e-003	3,2905e-003
Case 6	5,5	1,3743e-003	3,2905e-003
Case 7	6,5	1,37439e-003	3,2905e-003
Case 8	7,5	1,3743e-003	3,2905e-003
Case 9	8,5	1,37439e-003	3,2905e-003
Case 10	9,5	1,3743e-003	3,2905e-003

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

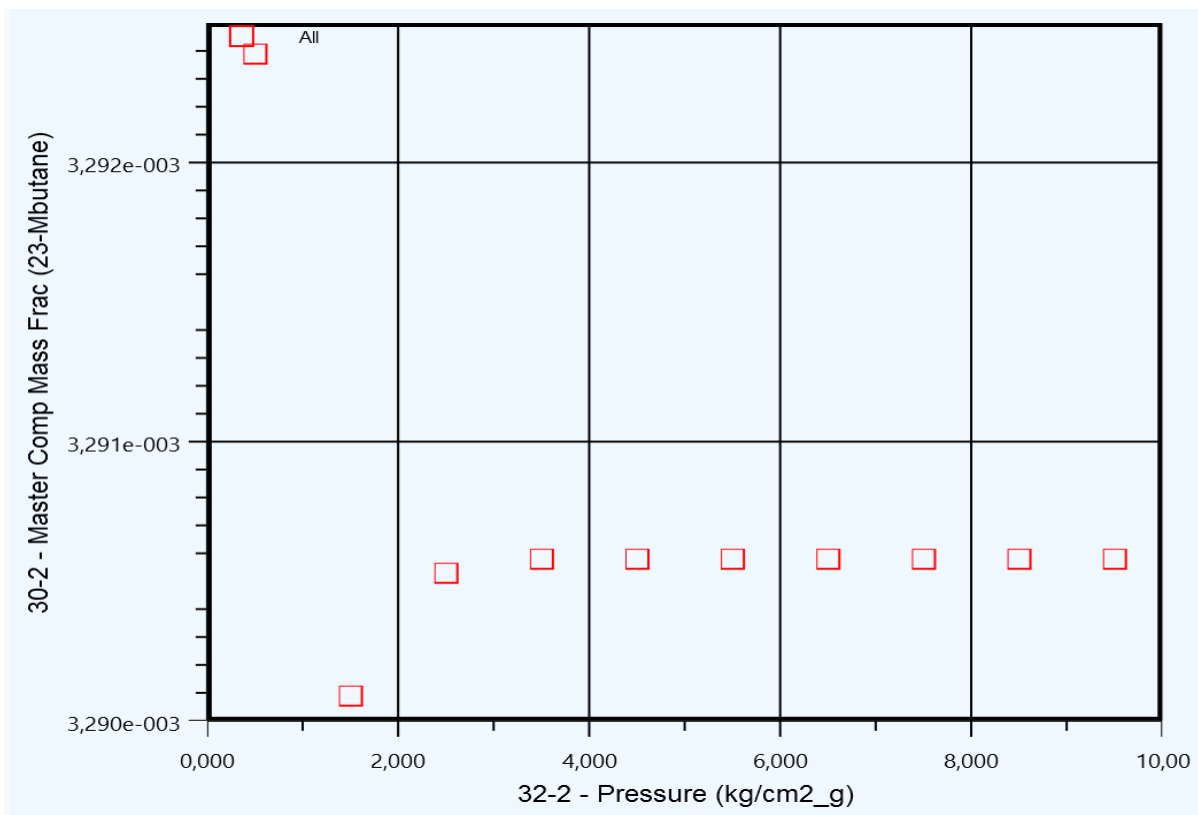
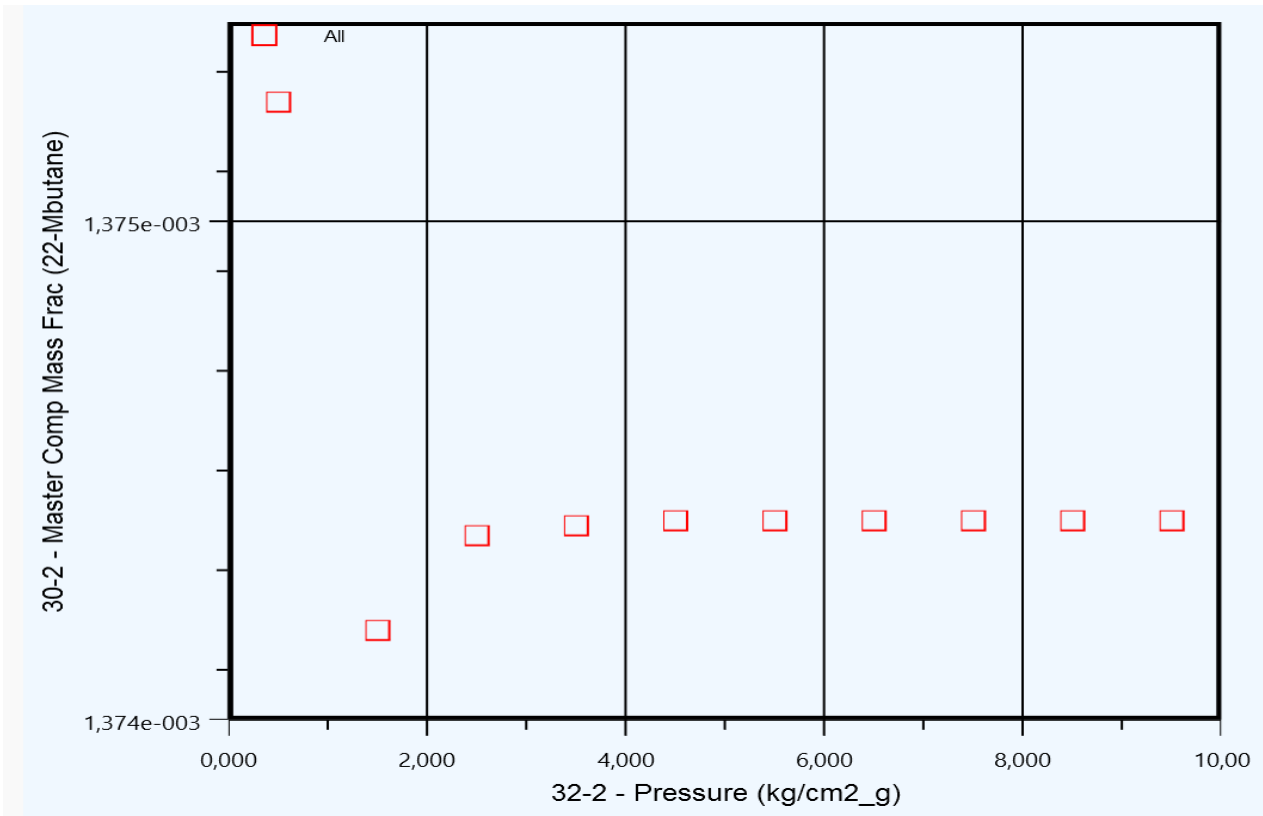


Figure 7-4: l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans le recycle de la colonne en fonction de la pression.

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

Malgré que la pression soit un paramètre économique que l'on ne fait pas varier en principe dans Une colonne de rectification vu n'on peut déplacer l'équilibre du système et donc le design. Ont Essayé de le varier légèrement. Ajouter ainsi, les mêmes étapes de simulation ont été suivi pour la pression, d'après les résultats Du simulation, nous ont amenée à la diminution des valeurs des DMBs, dans le recycle pour Une valeur optimisée de pression de 0.5kPa. Au-delà de cette valeur, le risque d'avoir la monté des lourds à la tête de la colonne.

7.3 Débit de reflux :

D'après le manuel opératoire, L'intervalles choisi est entre [65142-78142kg/h]. **Tableau 8(5-6).**

Tête de colonne :

Tableau 8-5 : Valeurs de débit de reflux relevées pour la simulation (Tête)

State	Débit de reflux	Fraction	Fraction
		massique 2,2 MB	massique 2,3 MB
Case 1	65142	0,0055	0,0111
Case 2	66142	0,0056	0,0112
Case 3	67142	0,0056	0,0113
Case 4	68142	0,0075	0,0114
Case 5	69142	0,0057	0,0115
Case 6	70142	0,0058	0,0116
Case 7	72142	0,0059	0,0117
Case 8	73142	0,0059	0,0118
Case 9	74142	0,0060	0,0119
Case 10	75142	0,0060	0,0120
Case 11	76142	0,0061	0,0120
Case 12	77142	0,0061	0,0121
Case 13	78142	0,0061	0,0122

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

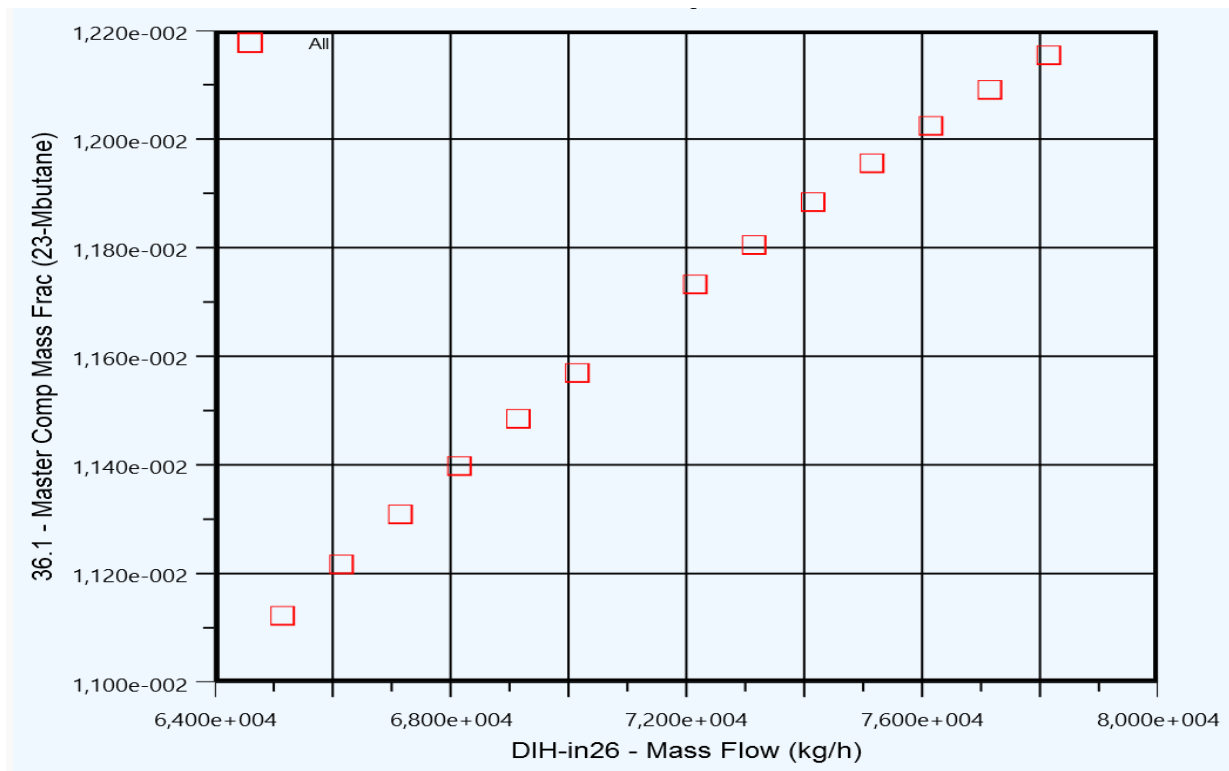
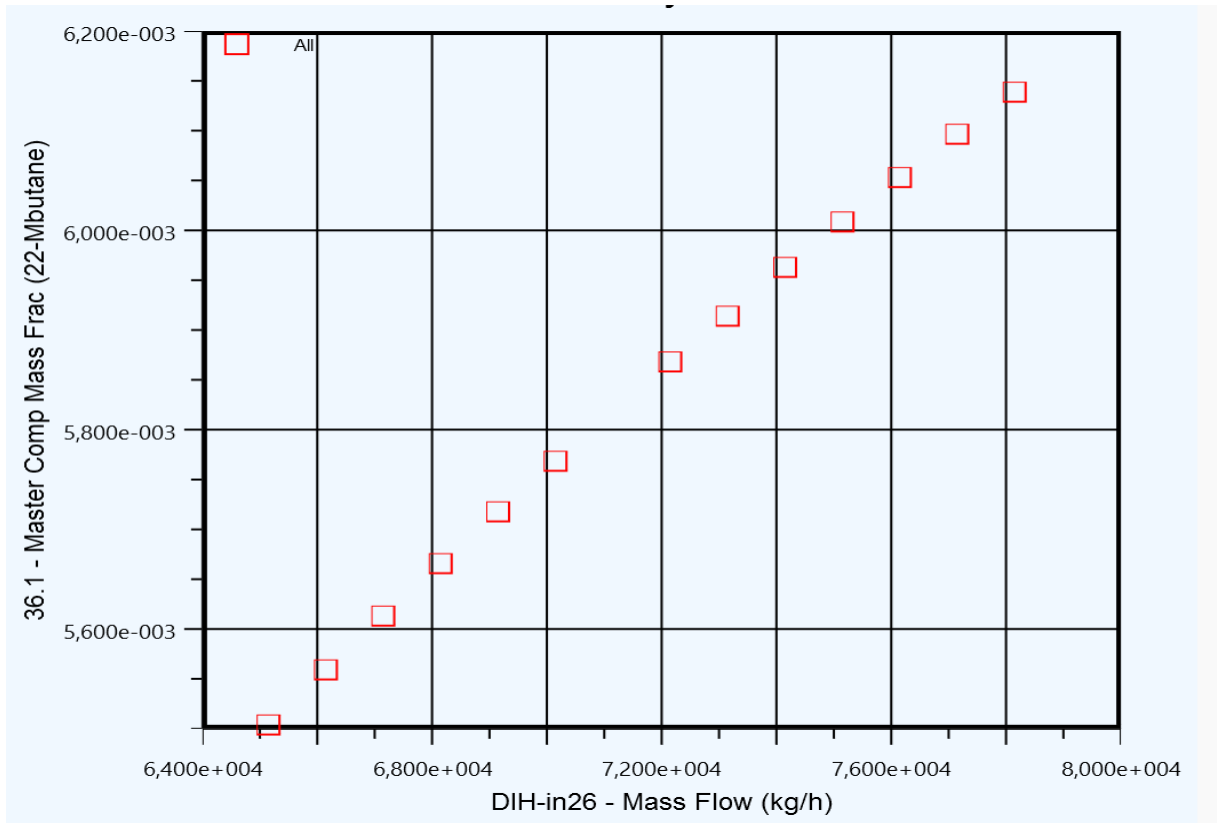


Figure 7-5 : L'évolution de la teneur des 2,3MB et 2,2 MB dans la tête de la colonne en fonction de débit de reflux.

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

D'après le manuel opératoire, L'intervalles choisi est entre [29942-41942 kg/h]

Recycle :

Tableau8-6 : Valeurs de débit de reflux relevées pour la simulation (RECYCLE)

State	Débit de reflux	Mass frac 2,2 MB	Mass frac 2,3 MB
Case 1	29942	$5,362 \cdot 10^{-4}$	0,0014
Case 2	30942	$5,34 \cdot 10^{-4}$	0,0014
Case 3	31942	$5,31 \cdot 10^{-4}$	0,0014
Case 4	32942	$5,28 \cdot 10^{-4}$	0,0014
Case 5	33942	$5,25 \cdot 10^{-4}$	0,0014
Case 6	34942	$5,22 \cdot 10^{-4}$	0,0014
Case 7	35942	$5,18 \cdot 10^{-4}$	0,0013
Case 8	36942	$5,12 \cdot 10^{-4}$	0,0013
Case 9	37942	$5,09 \cdot 10^{-4}$	0,0013
Case 10	38942	$5,07 \cdot 10^{-4}$	0,0013
Case 11	39942	$5,03 \cdot 10^{-4}$	0,0013
Case 12	40942	$5,015 \cdot 10^{-4}$	0,0013
Case 13	41942	$5,01 \cdot 10^{-4}$	0,0013

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

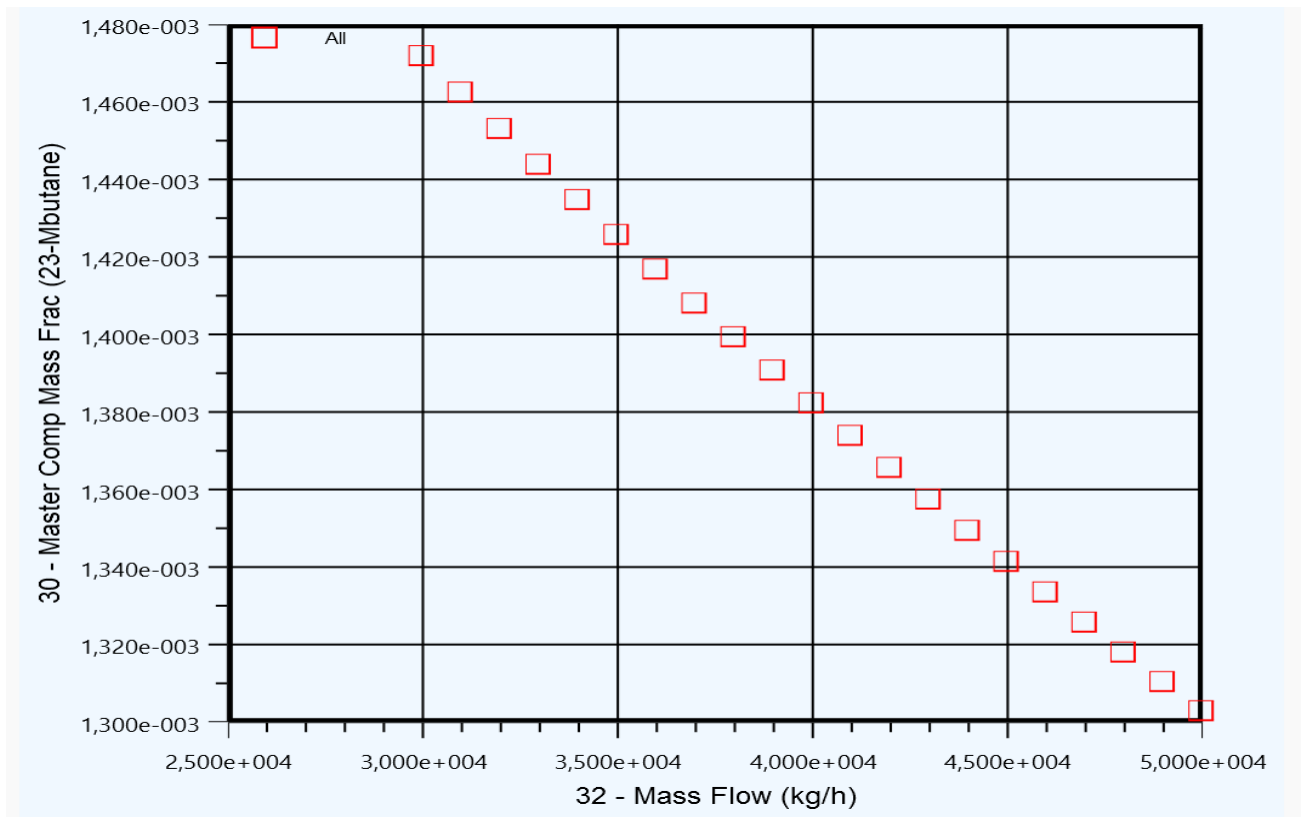
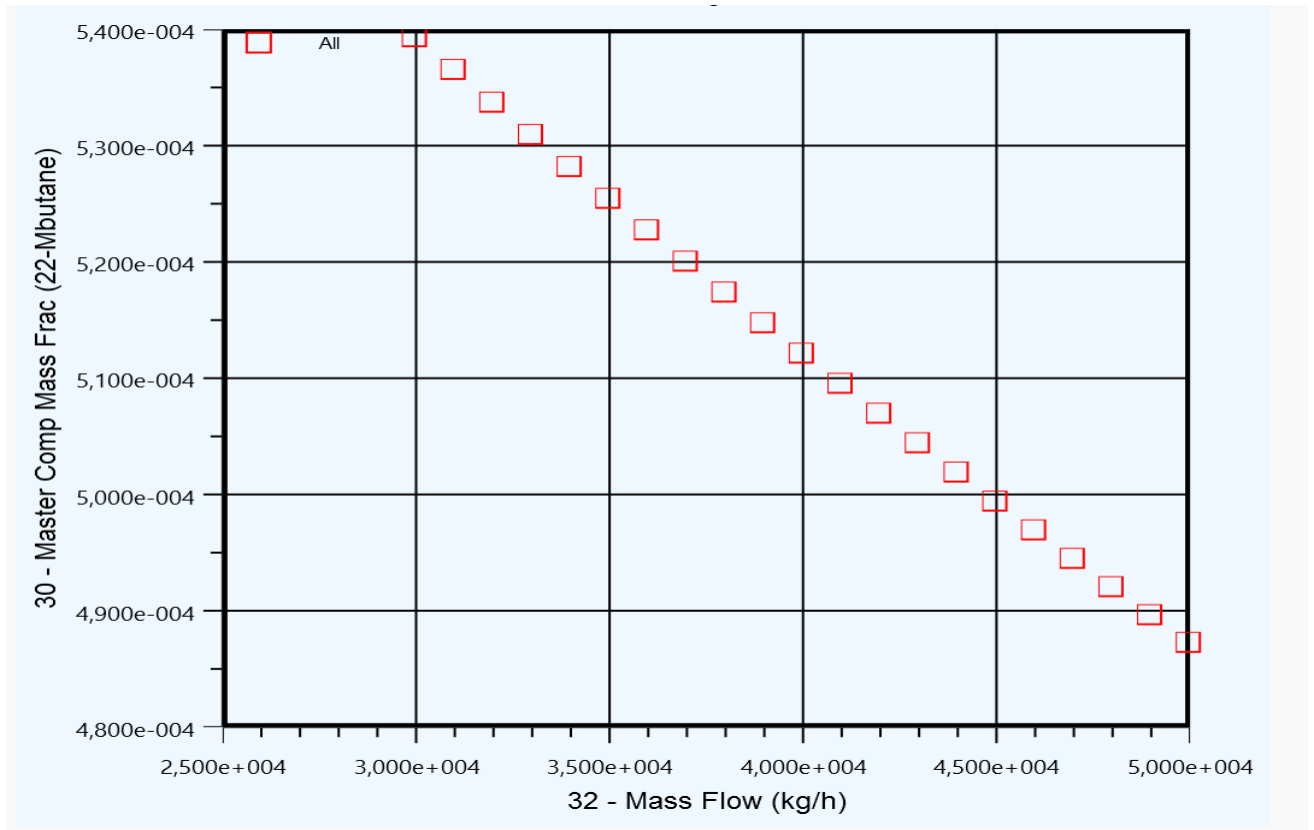


Figure 7-6 : l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans le recycle de la colonne en fonction de débit de reflux.

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

D'après les résultats, nous trouvons que le débit de reflux qui donne un minimum des DMBs Dans le recycle est la valeur la plus basse du débit qui corresponde à la valeur de 65142 kg/h Pour valider nos résultats, nous avons tracé les courbes de l'évolution de la teneur des DMBs En fonction de débit de reflux, on a pris les valeurs de débit des DMBs dans le recycle et la Tête.

7.4 N feed (plateau d'alimentation) :

_ D'après le manuel opératoire, On a changé les plateaux d'alimentation (N Feed). Les résultats sont représentés dans le tableau n **Tableau 8(7-8) :**

Tête de colonne :

Tableau8-7 : changement du plateau d'alimentation (Tête)

State	N feed	Fraction massique 2,2MB	Fraction massique 2,3MB
Case 1	31	0,1628	0,0578
Case 2	32	0,1679	0,0501
Case 3	33	0,1695	0,0452
Case 4	34	0,1693	0,0420
Case 5	35	0,1681	0,0397
Case 6	36	0,1665	0,0380

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

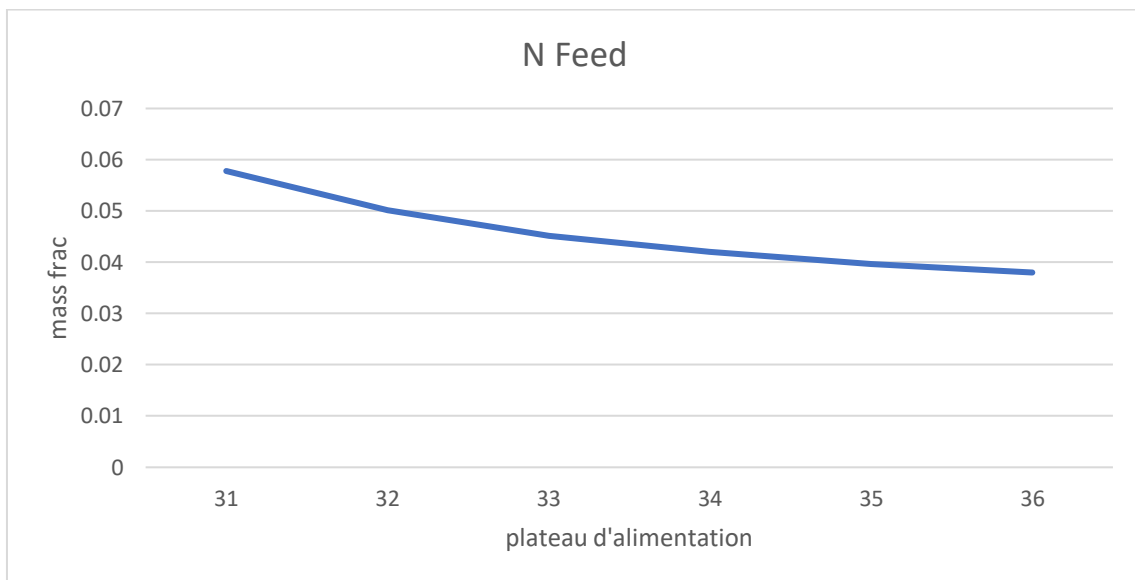
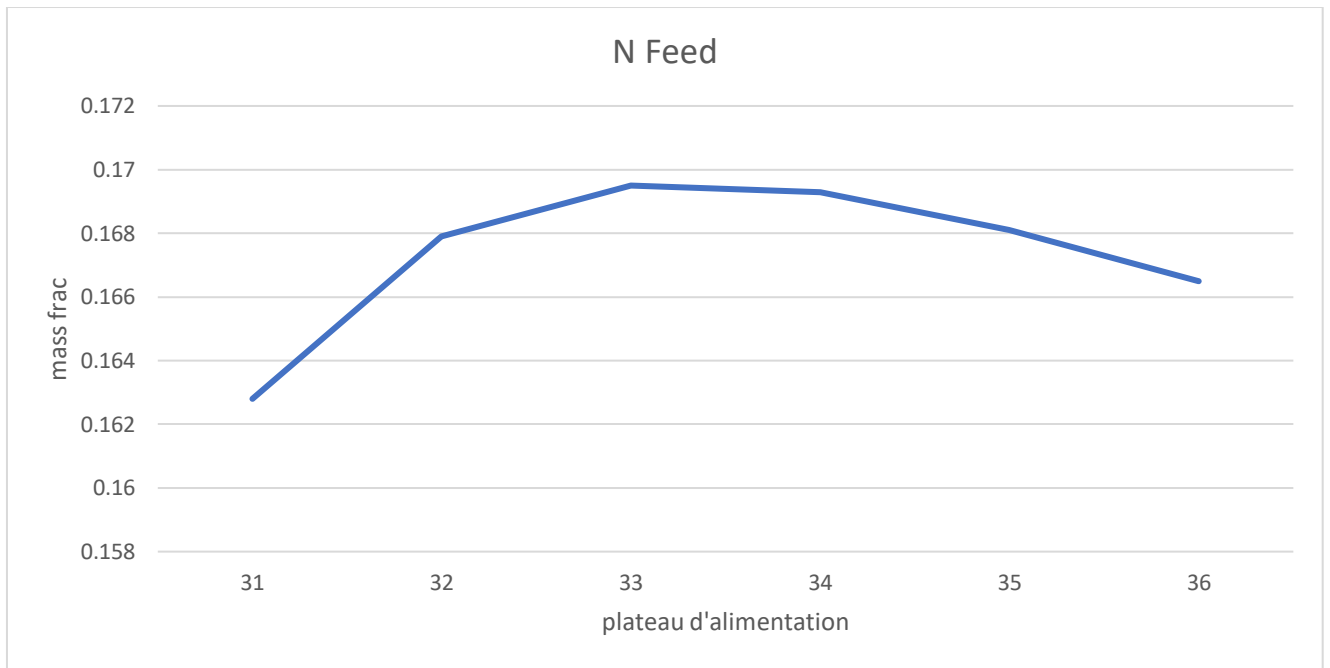


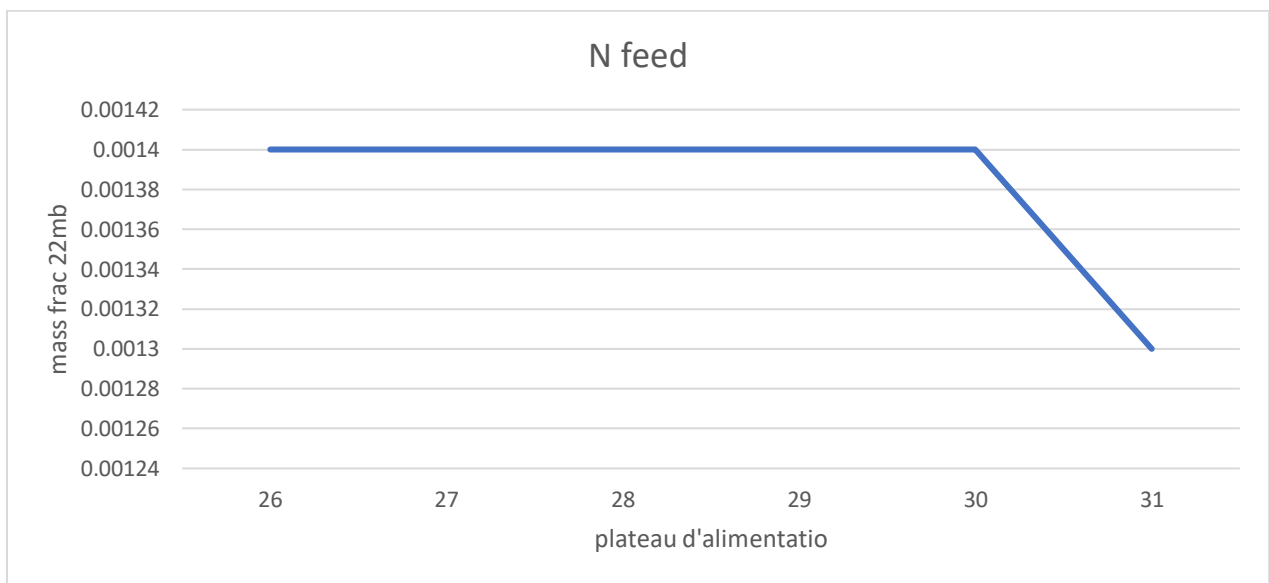
Figure 7-7 : l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans la tête de la colonne en fonction du plateau d'alimentation.

Recycle :

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

Tableau 8-8 : changement du plateau d'alimentation (recycle)

State	N feed	Fraction massique 2,2MB	Fraction massique 2,3MB
Case 1	26	0,0014	0,0033
Case 2	27	0,0014	0,0033
Case 3	28	0,0014	0,0033
Case 4	29	0,0014	0,0033
Case 5	30	0,0014	0,0033
Case 6	31	0,0013	0,0033



Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

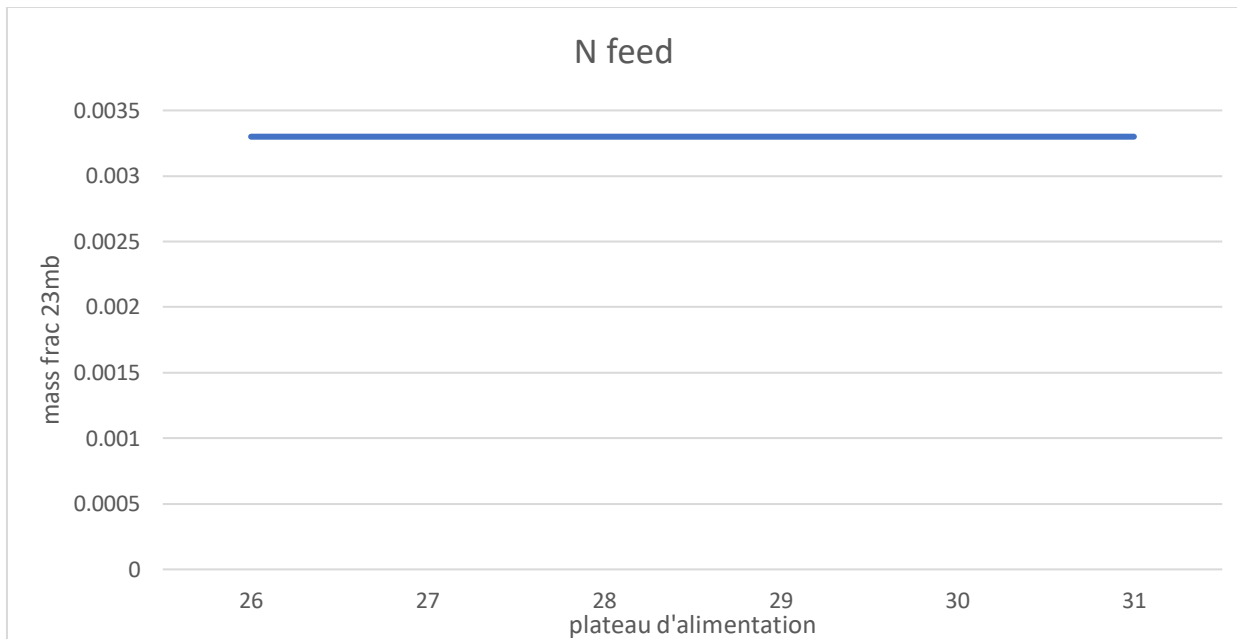


Figure 7-8 : l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans le recycle de la colonne en fonction du plateau d'alimentation.

Les résultats des tableaux ci-dessus montrent que la fraction 2,2MB est augmenté à la tête de la colonne par contre la fraction 2,3MB diminue, et en remarque que la fraction 2,2MB dans le recyclât diminue, toute fois il est noté que cette diminution reste légère. Ce qui traduit un bon contrôle des paramètre des marches de la part des opérateurs. Cette différence n'est pas vraiment importante puisque le DMBs ne disparaissent pas dans le recycle. D'après les tableaux ci-dessus les meilleurs plateaux d'alimentation sont entre 31 et le plateau 33.

7.5 Nombre des plateaux :

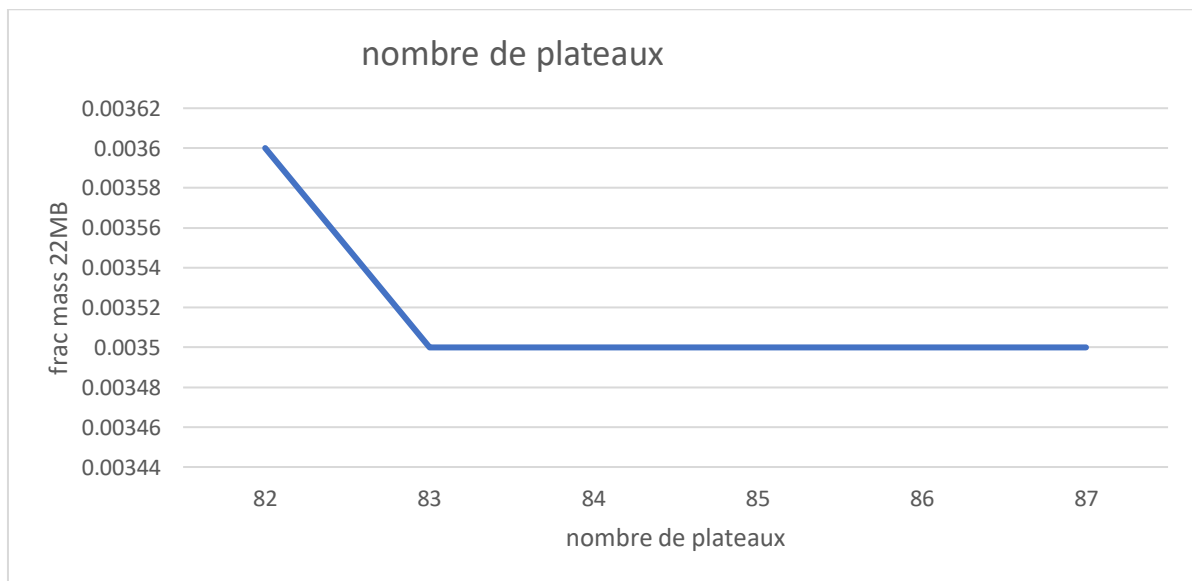
D'après le manuel opératoire, Nous augmentons le nombre des plateaux jusqu'à 87 plateaux. Les résultats sont représentés dans le tableau n° **8(9-10)**

Tête de colonne :

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

Tableau 8-9 : changement du nombre de plateau (tête)

State	Nombre de plateaux	Fraction massique 2,2MB	Fraction massique 2,3MB
Case 1	82	0,0036	0,0070
Case 2	83	0,0035	0,0069
Case 3	84	0,0035	0,0069
Case 4	85	0,0035	0,0069
Case 5	86	0,0035	0,0069
Case 6	87	0,0035	0,0069



Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

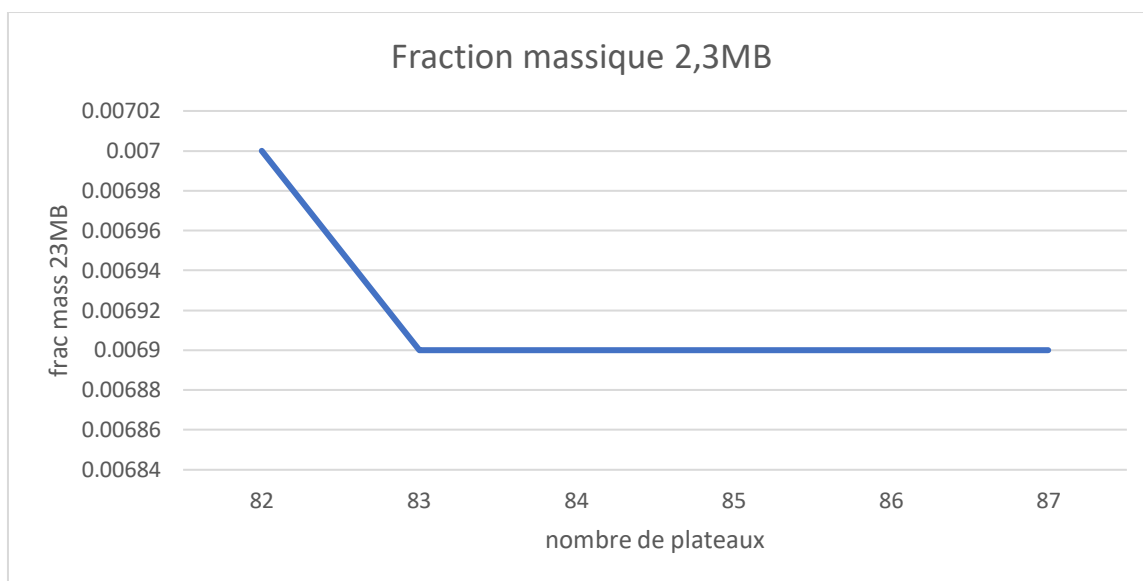


Figure 7-9 : l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans la tête de la colonne en fonction du nombre de plateaux.

Recycle :

Tableau8-10 : changement du nombre de plateau (recycle)

State	Nombre de plateaux	Fraction massique 2,2MB	Fraction massique 2,3MB
Case 1	82	0,0013	0,0033
Case 2	83	0,0014	0,0033
Case 3	84	0,0014	0,0033
Case 4	85	0,0014	0,0033
Case 5	86	0,0014	0,0033
Case 6	87	0,0014	0,0033

Recycle :

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH



Figure 7-10 : l'évolution de la teneur des 2,2MB 2,3MB dans le recycle de la colonne en fonction du nombre des plateaux

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

En ce qui concerne le nombre de plateaux, on voit que plus on augmente le nombre de plateaux, plus la quantité de 2,2MB et 2,3 MB diminue a la tête de la colonne, par contre augmenter a la recycle Par contre le DMBs augment dans le recycle.

Chapitre III : Simulation de la colonne DIH

CONCLUSION

Le procédé d'isomérisation vise à produire une quantité maximale d'isomères iC5 et iC6, qui sont utilisés comme additifs pour l'essence automobile à haut indice d'octane ou comme carburants d'avion. Ce procédé présente des défis en termes de contrôle opérationnel, car il dépend de plusieurs paramètres qui ne sont pas faciles à maîtriser. Cependant, il offre une alternative prometteuse pour remplacer l'essence au plomb, qui présente des problèmes environnementaux et de santé publique. L'isomérisation permet d'améliorer la qualité des carburants en augmentant leur indice d'octane sans recourir aux additifs au plomb.

Dans ce mémoire, nous étudions les différents paramètres à ajuster pour améliorer la séparation dans la colonne atmosphérique à plateaux, plus précisément le désohexaniseur (DIH) de l'unité 700/701. Notre objectif est d'obtenir un produit de qualité acceptable en optimisant ces paramètres.

Nous allons étudier les paramètres qui permettent d'augmenter la teneur en DMBs à haut indice d'octane dans le soutirage de tête (isomérisat léger). Ces paramètres joueront un rôle crucial dans notre étude : température, pression, débit de reflux, plateaux d'alimentation et nombre des plateaux.

L'objectif de la simulation utilisant le logiciel ASPEN HYSYS est de confirmer le modèle thermodynamique en utilisant les paramètres de conception. Ensuite, nous appliquons les paramètres de charge réelle et procédons à des ajustements des teneurs en DMBs en modifiant les différents paramètres de fonctionnement. Cette étape nous permettra d'analyser les résultats obtenus et d'évaluer l'impact des ajustements sur les teneurs en DMBs.

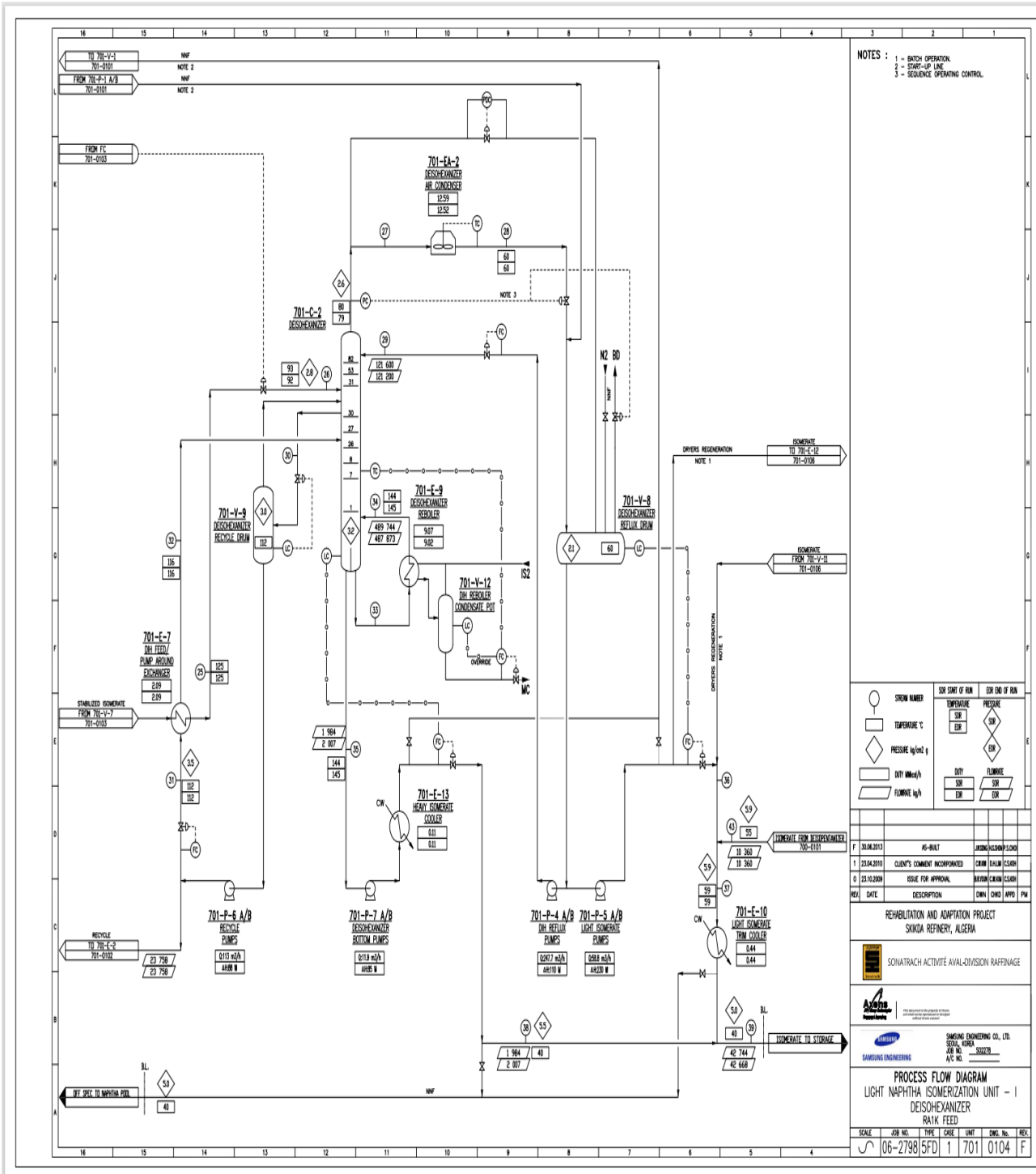
D'après nos résultats de calculs, nous recommandons de vérifier et d'ajuster le débit de reflux. Un débit de reflux élevé permettra de réduire les pertes de DMBs dans le recycle de la colonne DIH.

8 Références

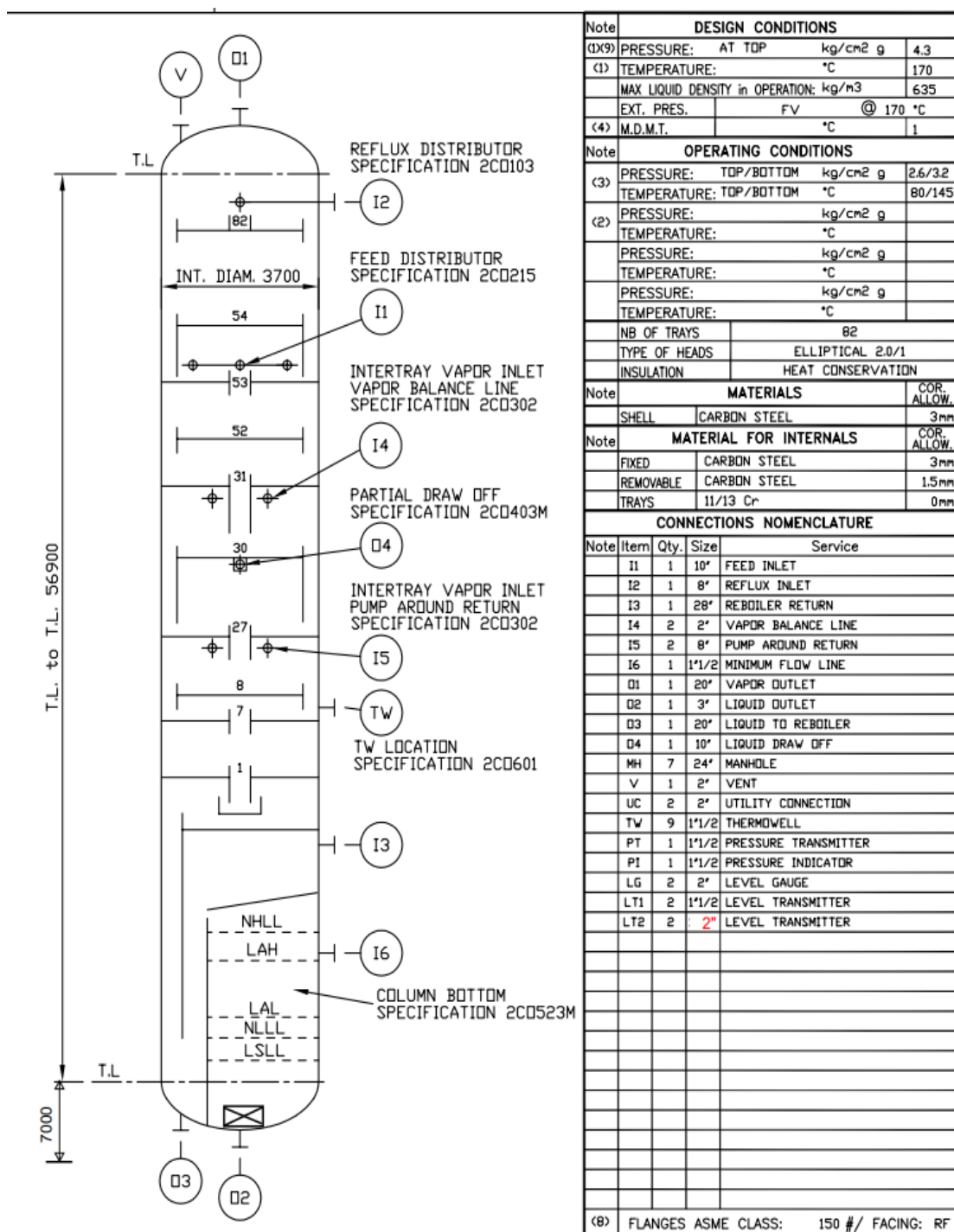
1. **AHLEM, Gasti.** *Optémisation des paramètres de marche de la colonne DIH au niveau de l'unité d'isomérisation de skikda en utilise la simulation hysys afin le teneur MPs et DMBs dans l'isomérat leger.*
2. **Engineering, Groupe Samsung.** *manuelle opératoire pour l'unité d'hydrotraitement naphta léger-i (unité N:700) RA1K. projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de skikda : Engineering, Groupe Samsung, 2013 .*
3. **Formation N AXENS NHT Isom Skikda Section 2.**
4. **Training, IFP.** *Traitement des coupes légères et des distillat moyens . Ecole nationale supérieure de pétrole et des moteurs : s.n., 2015.*
5. **Technologies, Axens IFP Groupe.** *FORMATION ISOMERISATION . Skikda,Algerie : project d'adaptation raffenerie , 2012.*
6. **Asma, Karer.** *Amélioration de la section de l'unité isomérisation par l'installation d'un four à gaz. project professionnel de fin de formation pour l'obtenation du diplome d'ingénieur spécialisé en raffinage et pétrochimie . Ecole de IAP Hassi Messaoud , 2015-2017.*
7. **Fouad, Hocine** *Isomérisation des paraffine légères.. Université de M'hamed Bouguerra-Boumerdes : s.n., 2007.*
8. **RA1K, Manuelle opératoire de l'unité 701isomérisation.**
9. **RA1K, Manuelle opératoire Axens de l'unité 701isomérisation.**
10. **training, ENSPM formation industrielle IFP.** *Procèdes et unité de raffinage : reformage catalytique - isomérisation. 2005.*
11. **J.P , WAUQUIER.** *procède de transformation (tome 3). Edition technip, paris 1999.*
12. **légère, Etude technico-économique d'une unité d'isomérisation du naphta. RA1K, 2013.**
13. **RA1K., Manuelle opératoire de l'unité 700 hydrotraitement.**
14. **Merrouche Housem Eddine, Tabtia Bilel.** *Etude comparative entre l'unité Magnaforming I et platforming II au niveau de la raffinerie de Skikda (RA1K). Mémoire de Master, Université de Kasdi Merbah- Ouargla. 2014.*
15. **Hysys, Aspen.** *wikipedia. https://en.wikipedia.org/wiki/Aspen_HYSYS#cite_note-11. [En ligne] 03 05 2023.*
16. **state, equation of.** *wikipedia. https://en.wikipedia.org/wiki/Redlich%E2%80%93Kwong_equation_of_state. [En ligne] 03 05 2023.*
17. **J. Sebastian Lopez, E.Simon, Reif-Acherman, E. Araujo-Lopez,***equation of «Peng-Robinson. elsevier. www.elsevier.com/. [En ligne]*

Annexes

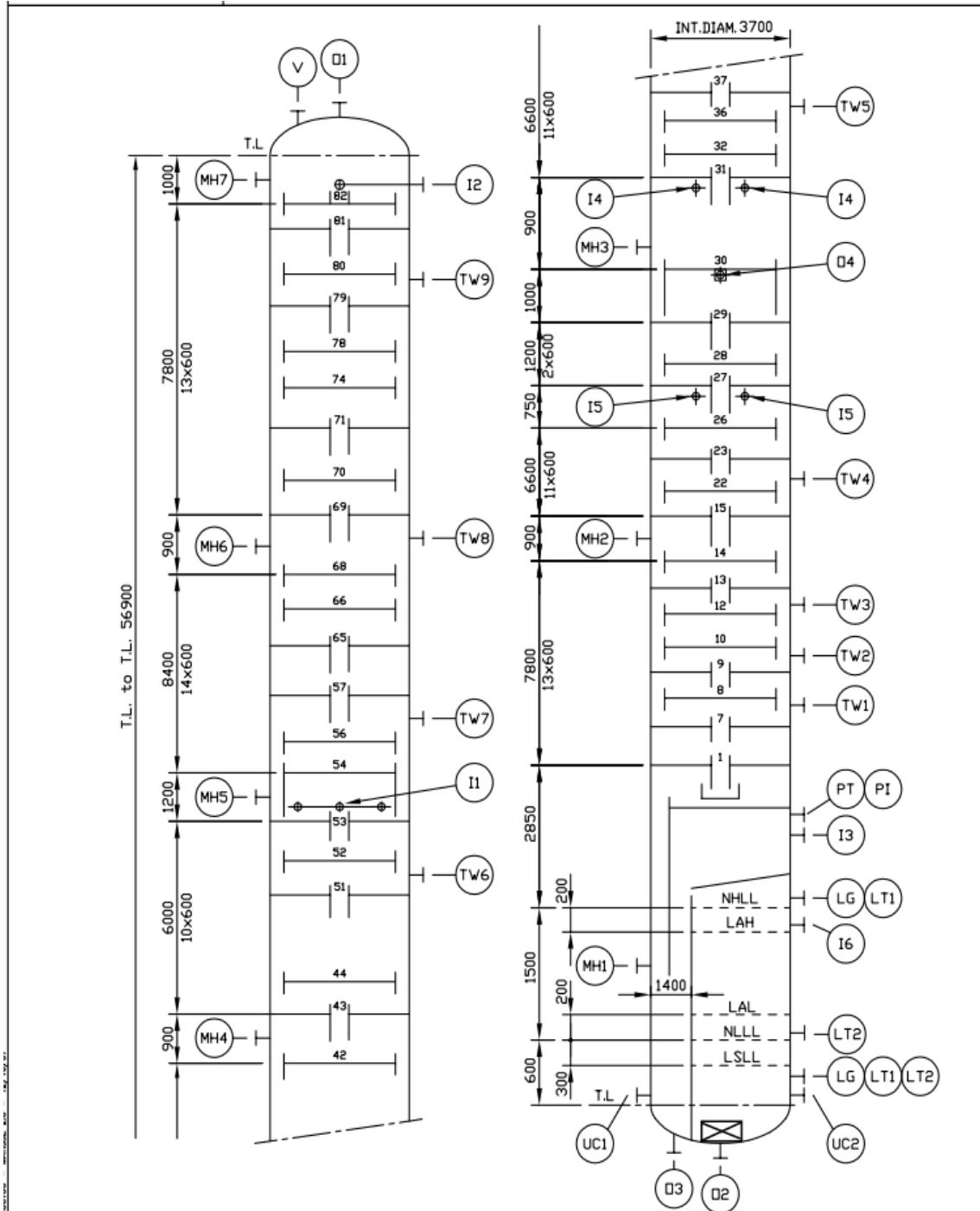
Annexe A : schéma technologique de la colonne DIH




Annexes B : datasheet DIH



Annexe C : datasheet DIH.



Annexe D : Axens document.

 Process licensing		HEAT BALANCE			
		Job Number 06-2798	Unit 701	Type IHB	Page 7/11
Client :	NAFTEC, Spa Adaptation Project, SKIKDA Refinery, ALGERIA	Date	By	Check by	Iss.
Unit :	Light Naphtha Isomerization Unit - 1	June 07	LMO	GCI	0
Run case :	FEED RA1K - CASE SOR				


	DIH pumparound HX tube side outlet 25	DIH inlet 26	DIH overhead 27	DIH air condenser outlet 28
Temperature °C	125	93	80	60
Pressure kg/cm ² g	17.4	2.8	2.6	2.1
TOTAL STREAM				
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 ³	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 ² a	8.2			2.3
TOTAL VAPOR				
Weight rate kg/h		16 794	152 000	
Molar rate kmol/h		214.46	2 009.31	
Volumetric rate m ³ /h		1 576.9	15 096.1	
Normal vapor rate Nm ³ /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 ³		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	
TOTAL LIQUID				
Weight rate kg/h	56 142	39 348		152 000
Molar rate kmol/h	699.61	485.16		2 009.31
Volumetric rate m ³ /h	105.2	68.2		258.0
Std liquid rate m ³ /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 ³	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
DRY LIQUID				
Weight rate kg/h	56 142	39 348		152 000
Spec. Gravity	0.6553	0.6588		0.6366
Density kg/m ³	533.7	577.1		589.2
Crit. Pressure kg/cm ² a	33.3	33.2		34.0

Ce

REF: MOUT/OU 10/05/07 11:01:45 AIG_1.4 P7.1

06-2798 701 FEED RA1K - CASE SOR HB Iss. 0

Annexe E : Axens document.

 HEAT BALANCE		Job Number	Unit	Type	Page
		06-2798	701	IHB	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				

	DIH reflux	DIH draw-off	DIH pumparound HX shell side inlet	DIH pumparound HX shell side outlet
	29	30	31	32
Temperature °C	60	112	112	116
Pressure kg/cm ² g	2.6	3.0	3.5	3.0
TOTAL STREAM				
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 ³	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 ² a	2.3	4.0	4.0	
TOTAL VAPOR				
Weight rate kg/h				29 942
Molar rate kmol/h				347.85
Volumetric rate m ³ /h				2 567.7
Normal vapor rate Nm ³ /h				7 796.7
Enthalpy Mkal/h				3.96
Spec. Enthalpy kcal/kg				132.2
Density kg/m ³				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
TOTAL LIQUID				
Weight rate kg/h	121 600	53 700	29 942	
Molar rate kmol/h	1 607.45	623.86	347.85	
Volumetric rate m ³ /h	206.4	94.0	52.4	
Std liquid rate m ³ /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 ³	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	
DRY LIQUID				
Weight rate kg/h	121 600	53 700	29 942	
Spec. Gravity	0.6366	0.6717	0.6717	
Density kg/m ³	589.3	571.4	571.6	
Crit. Pressure kg/cm ² a	34.0	32.0	32.0	

Annexe F : liste des analyses.



Process licensing

MATERIAL BALANCE (WEIGHT PERCENT)

Job Number	Unit	Type	Page
06-2798	701	1WP	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 : wt %	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	0.19	0.19	0.35	0.35
NC4	0.05	0.05	0.09	0.09
IC5	27.78	27.78	51.30	51.30
NC5	8.94	8.94	16.50	16.50
22MB	17.40	17.40	27.76	27.76
23MB	5.56	5.56	0.79	0.79
2MP	15.82	15.82	0.82	0.82
3MP	9.01	9.01	0.08	0.08
NC6	6.12	6.12	0.00	0.00
CP	1.27	1.27	2.31	2.31
MCP	2.51	2.51	0.00	0.00
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00
CH	3.71	3.71	0.00	0.00
NC7	0.13	0.13	0.00	0.00
MCH	0.61	0.61	0.00	0.00
11MCH	0.89	0.89	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00

Total	kg/h	56 142	56 142	152 000	152 000
Total	kmol/h	699.61	699.61	2 009.31	2 009.31

Annex G : liste des analyses.



Process licensing

MATERIAL BALANCE (WEIGHT PERCENT)

Job Number	Unit	Type		Page
06-2798	701	1WP		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 RA1K - CASE SOR				

Flow rate unit : wt %	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	0.35	0.00	0.00	0.00
NC4	0.09	0.00	0.00	0.00
IC5	51.30	0.00	0.00	0.00
NC5	16.50	0.00	0.00	0.00
22MB	27.76	5.60	5.60	5.60
23MB	0.79	12.14	12.14	12.14
2MP	0.82	36.32	36.32	36.32
3MP	0.08	21.18	21.18	21.18
NC6	0.00	14.38	14.38	14.38
CP	2.31	0.05	0.05	0.05
MCP	0.00	5.61	5.61	5.61
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00
CH	0.00	3.99	3.99	3.99
NC7	0.00	0.07	0.07	0.07
MCH	0.00	0.30	0.30	0.30
11MCH	0.00	0.34	0.34	0.34
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00

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

Annexe H : liste des analyses (tête, fond de la colonne).

isomérat léger 2002			25/09/2022		25/09/2022	
constituants	RON	design	réel	écart	réel	écart
iC ₄	100		↑ 3,71	3,71	↑ 0,84	0,65
nC ₄	94		↑ 0,17	0,17	↓ 0	-0,05
iC ₅	92,3	42,4	↓ 29,58	-12,82	↓ 10,31	-17,47
nC ₅	61,7	13,73	↑ 20,27	6,54	↓ 7,66	-1,28
22DMB	91,8	41,31	↓ 8,08	-33,23	↓ 3,43	-13,97
23DMB	103,5		↑ 4,44	4,44	↓ 2,05	-3,51
2MP	73,4	0,25	↑ 14,55	14,3	↓ 6,88	-8,94
3MP	74,5		↑ 8,29	8,29	↓ 4,05	-4,96
nC ₆	24,8		↑ 5,5		↑ 3,62	-2,5
iC ₇	65			0	↑ 16,32	16,32
nC ₇ ⁺	0			0	↑ 1,76	1,76
C ₅	101,6	2,31	↓ 1,77		↓ 0,77	-0,5
CH	83		3,46	3,46	↑ 36,3	33,79
C ₇	85			0	↑ 6,01	2,3
MCP	91,3			0		0
C ₈				0		-1,5
C ₉				0		0
Benzène	108			0		0
La somme		100	99,82		100	
	densité				↓ 84,7%	-33,5%
		RON calculé	78,6		↓ 57,4%	-18,3%
		RON Labo	79,3		↑ 54,6%	8,5%
					↓ 27,4%	-15,2%

Annexe I : liste des analyses (recycle).

Recycle 1902		25/09/2022	
constituants	design	réel	écart
iC ₄			0
nC ₄			0
iC ₅	0,37		-0,37
nC ₅			0
22DMB	1,41		-1,41
23DMB	14,49		-14,49
2MP	44,07		-44,07
3MP	23,33	↓ 0,25	-23,08
nC ₆	13,5	↓ 3,05	-10,45
iC ₇		↑ 21,44	21,44
nC ₇ ⁺		↑ 0,56	0,56
C ₅			0
CH	2,03	↑ 72,39	70,36
C ₇	0,8	↑ 2,31	1,51
MCP			0
C ₈			0
C ₉			0
Benzène			
La somme	100	100	
X FACTOR	2,83	75,26	72,43


Annexe J : résultats case studie.

Column: 701-C-2-2 / COL2 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson

		DIH-in26-2	32-2	isomerat-leger-36,1	recycle-30	isomerat-lourd-35
Conditions	Hydrogen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Properties	Methane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Compositions	Ethane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
PF Specs	Propane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	i-Pentane	0,0798	0,0000	0,1103	0,0198	0,0000
	n-Pentane	0,2655	0,0000	0,3450	0,0793	0,0000
	22-Mbutane	0,0031	0,0000	0,0032	0,0014	0,0000
	23-Mbutane	0,0066	0,0000	0,0065	0,0033	0,0000
	2-Mpentane	0,0560	0,0000	0,0535	0,0285	0,0000
	3-Mpentane	0,0288	0,0025	0,0265	0,0167	0,0000
	n-Hexane	0,0802	0,0310	0,0714	0,0611	0,0000
	Cyclopentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	Myclopentan	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	Benzene	0,0128	0,0000	0,0094	0,0083	0,0000
	Cyclohexane	0,3017	0,7538	0,2893	0,5586	0,3029
	n-Heptane	0,1632	0,2126	0,0841	0,2209	0,6967
	Myclohexane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	11-Mychexan	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	H2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	Toluene	0,0023	0,0000	0,0008	0,0020	0,0003
	n-Octane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	n-Nonane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000


Converged
 Update Outlets
 Ignored

Annexe K : résultats case studie.


1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: 1805(1).hsc		
2			Unit Set: 701UNIT		
3			Date/Time: Wed Jul 5 01:17:17 2023		
4					
5					
6	Distillation: 701-C-2-2 @Main				
7					
8					
9	CONDITIONS				
10					
11	Name	DIH-in28-2 @Main	32-2 @Main	35-2 @Main	36.1-2 @Main
12	Vapour	0.2351	1.0000	0.0000	0.0000
13	Temperature (C)	93.0000 *	116.0000 *	128.4968	77.6235
14	Pressure (kg/cm2_g)	2.8000 *	0.5000 *	3.2000	2.1000
15	Molar Flow (kgmole/h)	699.6463	347.8476	22.8369	388.0674
16	Mass Flow (kg/h)	56142.0000 *	29942.0000 *	2007.0031	30376.9991
17	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	85.8625	44.6619	2.7959	47.2461
18	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.720e+005	-1.543e+005	-1.591e+005	-1.798e+005
19	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	70.28	105.0	9.552	57.51
20	Heat Flow (kJ/h)	-1.2032e+08	-5.3662e+07	-3.6345e+06	-6.9781e+07
21	Name	30-2 @Main	REB-2 @Main	COND-2 @Main	
22	Vapour	0.0000	---	---	
23	Temperature (C)	106.4999	---	---	
24	Pressure (kg/cm2_g)	2.9852	---	---	
25	Molar Flow (kgmole/h)	636.5896	---	---	
26	Mass Flow (kg/h)	53699.9978	---	---	
27	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	80.4823	---	---	
28	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-1.794e+005	---	---	
29	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	39.09	---	---	
30	Heat Flow (kJ/h)	-1.1417e+08	6.4643e+06	2.0070e+07	
31					
32					
33					
34	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 11		Page 1 of 4	

Licensed to: Company Name Not Available * Specified by user.

Annexe L : résultats case studie.


1			Case Name: 1805(1).hsc			
2		Company Name Not Available Bedford, MA USA	Unit Set: 701UNIT			
3			Date/Time: Wed Jul 5 01:17:17 2023			
4						
5						
6	Distillation: 701-C-2-2 @Main (continued)					
7	PROPERTIES					
8						
9						
10						
11	Name	DIH-in28-2 @Main	32-2 @Main	35-2 @Main	38.1-2 @Main	30-2 @Main
12	Molecular Weight	80.24	88.08	87.88	78.28	84.36
13	Molar Density (kgmole/m3)	0.5504	4.842e-002	6.904	7.432	6.835
14	Mass Density (kg/m3)	44.16	4.168	606.7	581.8	576.6
15	Act. Volume Flow (m3/h)	1271	7184	3.308	52.21	93.13
16	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-2143	-1792	-1811	-2297	-2126
17	Mass Entropy (kJ/kg-C)	0.8759	1.220	0.1087	0.7347	0.4634
18	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	189.0	171.7	225.0	190.9	214.5
19	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.358	1.995	2.560	2.439	2.543
20	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	---	3.528e+008	---
21	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	---	---	---	3.791e+008	---
22	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	---	4.843e+004	---
23	CO2 Loading	---	---	---	---	---
24	CO2 Apparent Mole Conc.(kgmole/m3)	---	---	---	---	---
25	CO2 Apparent Wt. Conc. (kgmol/kg)	---	---	---	---	---
26	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	---	---	---	4.507e+004	---
27	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.2319	1.000	0.0000	0.0000	0.0000
28	Phase Fraction [Mass Basis]	0.2288	1.000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.9413	1.000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Mass Exergy (kJ/kg)	28.70	70.29	34.47	9.963	22.71
31	Partial Pressure of CO2 (kg/cm2_g)	-1.033	-1.033	-1.033	-1.033	-1.033
32	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Act. Gas Flow (ACT m3/h)	1197	7184	---	---	---
34	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 11		Page 2 of 4	
	Licensed to: Company Name Not Available		* Specified by user.			

Annexe M : résultats case studie.

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: 1805(1).hsc			
2			Unit Set: 701UNIT			
3			Date/Time: Wed Jul 5 01:17:17 2023			
4						
5						
6	Distillation: 701-C-2-2 @Main (continued)					
7						
8						
9	PROPERTIES					
10						
11	Name	DIH-in26-2 @Main	32-2 @Main	35-2 @Main	36.1-2 @Main	30-2 @Main
12	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	8.148	7.788	8.168	8.214	7.910
13	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	189.0	171.7	225.0	190.9	214.5
14	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	1.654e+004	8225	540.0	9178	1.505e+004
15	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	653.9	670.4	717.8	643.0	667.2
16	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.073e-002	---	9.189e-004	1.450e-002	2.587e-002
17	Z Factor	---	0.9598	1.801e-002	1.418e-002	1.826e-002
18	Watson K	12.72	12.59	11.91	12.86	12.60
19	User Property	---	---	---	---	---
20	Partial Pressure of H2S (kg/cm2_g)	-1.033	-1.033	-1.033	-1.033	-1.033
21	Cp/(Cp - R)	1.046	1.051	1.038	1.046	1.040
22	Cp/Cv	1.016	1.060	1.038	1.046	1.040
23	Ideal Gas Cp/Cv	1.059	1.051	1.051	1.062	1.054
24	Ideal Gas Cp (kJ/kgmole-C)	149.7	170.2	172.4	142.8	161.8
25	Mass Ideal Gas Cp (kJ/kg-C)	1.865	1.977	1.961	1.824	1.919
26	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	2.547e+004	2.763e+004	2.708e+004	2.511e+004	2.554e+004
27	Kinematic Viscosity (cSt)	---	1.971	0.2837	0.2714	0.2568
28	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	658.6	673.1	721.3	647.3	670.9
29	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	85.25	44.48	2.782	46.93	80.04
30	Liquid Fraction	0.7649	0.0000	1.000	1.000	1.000
31	Molar Volume (m3/kgmole)	1.817	20.65	0.1449	0.1346	0.1463
32	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	317.4	321.0	308.1	320.8	302.7
33	Phase Fraction [Molar Basis]	0.2351	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 11			Page 3 of 4	

Licensed to: Company Name Not Available * Specified by user.

Annexe N : résultats case studie.

1	 Company Name Not Available Bedford, MA USA		Case Name: 1805(1).hsc			
2			Unit Set: 701UNIT			
3			Date/Time: Wed Jul 5 01:17:17 2023			
4						
5						
6	Distillation: 701-C-2-2 @Main (continued)					
7						
8						
9	PROPERTIES					
10						
11	Name	DIH-in26-2 @Main	32-2 @Main	35-2 @Main	36.1-2 @Main	30-2 @Main
12	Surface Tension (dyne/cm)	9.981	---	9.899	10.55	9.458
13	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	2.020e-002	9.001e-002	8.988e-002	8.719e-002
14	Bubble Point Pressure (kg/cm2_g)	2.974	3.252	3.200	2.100	2.985
15	Viscosity (cP)	---	8.216e-003	0.1600	0.1579	0.1481
16	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	180.7	163.4	216.7	182.6	206.2
17	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.252	1.898	2.466	2.333	2.445
18	Cv (kJ/kgmole-C)	186.0	162.0	216.7	182.6	206.2
19	Mass Cv (kJ/kg-C)	2.318	1.883	2.466	2.333	2.445
20	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	---	---	---
21	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	---	---	---
22	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---	---	---
23	Reid VP at 37.8 C (kg/cm2_g)	-0.1858	-0.5901	-0.7306	-4.773e-002	-0.4716
24	True VP at 37.8 C (kg/cm2_g)	-0.1812	-0.5898	-0.7304	-4.294e-002	-0.4697
25	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	85.25	44.48	2.782	46.93	80.04
26	Viscosity Index	-30.18	-33.99	-29.50	-27.90	-31.12
27						
28						
29						
30						
31						
32						
33						
34	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 11			Page 4 of 4	
	Licensed to: Company Name Not Available			* Specified by user.		