

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITE M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques



Mémoire de Master

Présenté par

ALI MESSIAD Abderrahmane

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés : Raffinage

Optimisation des paramètres de marche de la colonne Déisohexaniseur de l'unité d'isomérisation de la raffinerie de Skikda (RA/1K)

Devant le jury :

SAOUD Abdessalem	MCA	UMBB	Président
BELAMIRI Laid	MAA	UMBB	Examineur
BEDDOUD Karim	MAA	UMBB	Examineur
BEDDA Kahina	MCA	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2022/2023

Dédicaces

C'est avec une profonde gratitude que je dédie ce travail

À **mes parents** qui ont été mes guides, mes piliers et mes plus grands champions qui me sont donnés un soutien inconditionnel, votre amour, vos sacrifices et votre engagement constant ont été les fondations solides sur lesquelles j'ai bâti mon parcours académique et ma vie, votre présence bienveillante a été une source d'inspiration et de soutien sans faille vous m'avez encouragé à poursuivre mes passions, à repousser mes limites et à croire en mes capacités. Les mots ne suffisent pas pour exprimer l'amour et l'affection que je porte pour vous, je vous dédis ce travail en témoignage de mon profond amour et que dieu vous préserve et vous accorde la santé, vie et bonheur.

À **mes sœurs**, votre présence et votre influence ont été des éléments essentiels de ma croissance et de ma réussite, vous avez toujours été là pour m'inspirer, me motiver et me guider lorsque je faisais face à des défis, votre confiance en moi et votre amour indéfectible ont été des sources de force et de détermination, vos mots d'encouragement, vos conseils avisés et vos éloges sincères ont nourri ma confiance en moi et ont fait de moi la personne que je suis aujourd'hui. Les mots ne suffisent pas pour exprimer l'attachement et l'affection que je porte pour vous, je vous souhaite une vie pleine de succès, bonheur et santé.

À tous ceux qui sont chères, proches de mon cœur et à tous ceux qui m'aiment et qui veulent partager ma joie et bonheur.

ALI MESSIAD ABDERRAHMANE

Remerciements

Mes remerciements à **Dieu** tout puissant qui m'a donné le courage, la patience et la puissance pour accomplir ce modeste travail.

Un remerciement spécial pour ma promotrice **Mme. Bedda Kahina**, que nous aimons et apprécions énormément. Sa gentillesse, son sourire et sa présence m'ont marqué tout le long de mes années universitaires. Elle a été un facteur majeur pour la réussite de ce travail, grâce à sa précieuse aide, sa disponibilité à tout moment, ses encouragements et ses conseils constructifs, qui ont été d'une grande valeur.

Un sincèrement remerciement à **tout le personnel du complexe RA1K** ainsi qu'à l'ensemble du **personnel de l'unité d'isomérisation**, en particulièrement **Mr. Hadiby Yassine**, pour son aide et sa facilitation de mon travail, ses connaissances et son expérience qu'il partagées avec moi pendant mon stage pratique.

Mes vifs remerciements aux membres du **jury** pour l'intérêt qu'ils ont porté à mon travail et à **tous les professeurs** qui m'ont enseigné.

Un remerciement à **toutes les personnes** qui m'ont aidée lors de la rédaction de ce mémoire.

Résumé

Résumé

La mauvaise séparation des composés dans la colonne déisohexaniseur (DIH) au sein de l'unité d'isomérisation 700/701 de la raffinerie de Skikda (RA1K) causée par le changement de la composition de la charge initiale de l'unité fait diminuer la qualité de son produit final précisément l'isomérate léger et son indice d'octane qui affecte la formulation finale de l'essence. Le problème est issu de l'interruption de l'acheminement de la coupe C5 provenant du platforming et de la diminution du débit de la coupe C6 du topping et seul la coupe C5 du topping est sans changement.

L'objectif de notre travail est d'étudier l'influence des paramètres de marche de la colonne DIH pour les optimiser et améliorer la séparation pour augmenter la qualité et l'indice d'octane de l'isomérate léger à l'aide du simulateur HYSYS.

Mots Clés : isomérisation, déisohexaniseur, colonne, isomérate léger, paramètres de marche, indice d'octane, simulateur.

Abstract

The poor separation of compounds in the deisohexanizer (DIH) column within the 700/701 isomerization unit of Skikda Refinery (RA1K), caused by the change in the initial feed composition, reduces the quality of its final product, specifically the light isomerate and its octane number, which affects the final gasoline formulation. The issue arises from the shutdown of the C5 cut from the platformer and the decrease in the C6 cut from the topping unit, while only the C5 cut from the topping unit remains unchanged.

The objective of our work is to study the influence of operational parameters in the DIH column to optimize them and improve separation, thereby enhancing the quality and octane number of the light isomerate, with the help of the HYSYS simulator.

Key words: isomerization, deisohexanizer, column, light isomerate, octane rating, operational parameters, simulator.

ملخص

ضعف فصل المركبات في عمود التقطير الاخير داخل وحدة التفكيك الازوميري 701/700 في مصفاة سكيكدة الناتج عن تغيير تركيبة التغذية الأولية يقلل من جودة المنتج النهائي، وتحديدًا الجزء الخفيف للمنتج الاخير ومؤشر الأوكتان الخاص به، مما يؤثر على صياغة البنزين النهائي. ينشأ المشكلة من إيقاف مصدر الكربون 5 من وحدة البلاتفورمة وانخفاض مصدر الكربون 6 من وحدة التقطير الجوي، في حين أن مصدر الكربون 5 من وحدة التقطير الجوي هي الوحيدة التي تعمل بدون أي تغيير.

هدف عملنا هو دراسة تأثير معلمات التشغيل في عمود التقطير الاخير داخل 700/701 لتحسينها وتحسين عملية الفصل وبالتالي تعزيز جودة ومؤشر الأوكتان للمنتج الأخير وهذا باستخدام برنامج المحاكات Aspen HYSYS.

الكلمات المفتاحية: وحدة التفكيك الازوميري، عمود التقطير، المنتج النهائي الخفيف، مؤشر الأوكتان، معلمات التشغيل، برنامج المحاكات.

Table des Matières

Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Liste des annexes	
Introduction générale	1
Chapitre I : Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1K)	4
I.1. Description de la raffinerie de Skikda (RA1K)	4
a) Situation géographique	4
b) Historique de construction	5
I.2. Evolution de la raffinerie (RA1K)	5
I.3. Présentation des différentes unités de production	6
I.3.1. L'unité de Distillation atmosphérique	7
I.3.2. Les unités de Magnaforming et Platforming	7
I.3.3. L'unité de Séparation et Traitement des Gaz	7
I.3.4. L'unité d'extraction des Aromatiques	7
I.3.5. L'unité de Séparation du Paraxylène	7
I.3.6. L'unité d'isomérisation du M-xylène	8
I.3.7. L'unité d'isomérisation du naphta léger A	8
I.3.8. L'unité de production de Bitume	8
I.3.9. L'unité de Melexe	8
I.3.10. Centrale thermoélectrique	8
I.3.11. L'unité de purification de l'hydrogène	9
I.4. Programme de réhabilitation – modernisation et adaptation des installations de la raffinerie de Skikda	9
I.4.1. Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda	9
I.4.2. Capacité de traitement et de production avant et après la réhabilitation	10
I.4.3. Interconnexions de la RA1K au sein du pôle ‘hydrocarbures de Skikda’	10
Chapitre II : Procédé d'isomérisation	13
II.1. Principe du procédé	13
II.2. Objectif du procédé	14
II.3. Importance du procédé	14
II.4. Indice d'octane	15

II.5. Différents procédés industriels d'isomérisation	16
II.5.1. Procédé en phase liquide sur catalyseur au chlorure d'aluminium	16
II.5.2. Procédé d'isomérisation en phase vapeur sur catalyseurs d'hydrogénation sur support acide	17
II.5.3. Procédé d'isomérisation avec et sans implémentation d'un DIH	18
II.6. Nature et composition de la charge	20
II.6.1. Composition de la charge	20
II.7. Réactions mise en jeu dans l'isomérisation	20
II.7.1. Thermodynamique des réactions d'isomérisation	20
II.7.2. Les réactions chimiques	20
II.7.3. Mécanisme de l'isomérisation.....	24
II.7.4. Aspects cinétique	25
II.8. Catalyseurs d'isomérisation	25
II.8.1. Nature du catalyseur	26
II.8.2. Composition du catalyseur	26
II.8.3. Caractéristiques du catalyseur	27
II.8.4. Poisons des catalyseurs	27
II.8.5. Durée de vie	29
II.9. Les paramètres du procédé	29
II.9.1. Composition de la charge	29
II.9.2. Température du réacteur	29
II.9.3. La pression à la sortie du réacteur	30
II.9.4. La vitesse spatiale	30
II.9.5. Rapport H ₂ / hydrocarbure.....	30
II.9.6. Injection du chlorure	30
Chapitre III : La distillation.....	32
III.1. Définition	32
III.2. Principe	32
III.3. Types	32
III.3.1. Distillation discontinue	32
III.3.2. Distillation continue	33
III.3.3. Distillation atmosphérique	33
III.3.4. La distillation sous vide	33
III.3.5. Distillation azéotrope	34

III.4. Colonne de distillation	34
III.4.1. Définition	34
III.4.2. Principe de fonctionnement	35
III.4.3. Description de la colonne de distillation atmosphérique	36
III.4.4. Dimensionnement	37
III.4.5. paramètres opératoires	38
III.4.6. Equipements auxiliaires	39
III.4.7. Problèmes rencontrés dans les colonnes à plateaux	40
III.5. Types de colonnes	41
III.5.1. Colonnes à plateaux	41
III.5.2. Les colonnes à garnissage	42
Chapitre IV : Description de l'unité d'isomérisation (700/701).....	44
IV.1. Section Hydrotraitement du Naphta Léger	44
IV.1.1. Rôle de l'hydrotraitement des naphtas	45
IV.1.2. Section DIP	45
IV.1.3. Section alimentation	46
IV.1.4. Section réaction	46
IV.1.5. Section stripper	47
IV.2. Section isomérisation	47
IV.2.1. Rôle de l'isomérisation des naphtas	48
IV.2.2. Les différentes sections de l'hydrotraitement des naphtas	48
IV.2.3. Section isomérisation (réacteur)	49
IV.2.4. Section de stabilisation	49
IV.2.5. Section scrubber	50
IV.3. Déisohexaniseur (DIH)	51
IV.3.1. A propos de la DIH	52
IV.3.2. Les objectifs du DIH	52
IV.3.3. Les principaux paramètres à contrôler sont	52
IV.3.4. Le fonctionnement de la DIH	54
IV.3.5. La séparation dans la DIH	55
Chapitre V : Présentation du simulateur HYSYS.....	58
V.1. Présentation du HYSYS	58
V.2. Fonctionnement d'Aspen HYSYS	58

V.3. Modèle thermodynamique	59
V.4. Equation PENG ROBINSON	60
VI. Simulation et Optimisation	62
VI.1. Problématique et méthodologie de travail	62
VI.2. Simulation et validation du cas design de la colonne Déisohexaniseur (DIH) par HYSYS	63
VI.2.1. Le choix du modèle thermodynamique	63
VI.2.2. Les schémas de la simulation de la colonne DIH par le HYSYS	63
VI.2.3. Résultats de la simulation par rapport aux données du design	64
VI.3. Simulation et validation du cas actuel de la colonne Déisohexaniseur (DIH) par HYSYS	66
VI.3.1. Les paramètres opératoires de la simulation du cas actuel	66
VI.3.2. Résultats de la simulation par rapport aux données actuelles	66
VI.3. Influence des paramètres de marche	70
VI.3.1. La température du fond	70
VI.3.2. La pression de tête	74
VI.3.3. Débit de reflux de tête	77
VI.3.3. Débit de reflux intermédiaire	82
VI.4. Optimisation des paramètres de marche	85
Conclusion générale	89
Références bibliographiques	90
Annexes	92

Liste des abréviations

22DMB : 22diméthylebutane.
23DMB : 23diméthylebutane.
2MP : 2méthylepentane.
3MP : 3méthylepentane.
CO₂ : dioxyde de carbone
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.
NC6 : normale hexane.
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.
TVR : tension vapeur Reid

Liste des tableaux

Tableau I.1 : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda.....	5
Tableau I.2 : Les capacités de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1/K.10	
Tableau II.1 : Tolérances aux impuretés recommandées pour les catalyseurs type alumine chlorée.....	28
Tableau II.2 : Niveaux maximums admissibles d'impuretés dans l'alimentation.....	28
Tableau II.3 : Niveaux maximums admissibles d'impuretés dans l'hydrogène.....	29
Tableau VI.1 : Comparaison entre les résultats de la simulation par HYSYS par apport au design.....	64
Tableau VI.2 : Comparaison de la composition molaire de la tête, le recycle et le fond de la colonne DIH, entre la simulation par HYSYS et le design.....	65
Tableau VI.3 : Les paramètres opératoires du cas actuel de la colonne DIH.....	66
Tableau VI.4 : Comparaison de la composition molaire de la charge de la DIH entre le cas design et l'actuel.....	67
Tableau VI.5 : Comparaison de la composition molaire de la tête de la DIH entre l'actuel et la simulation par HYSYS.....	68
Tableau VI.6 : Comparaison de la composition molaire du recycle de la DIH entre l'actuel et la simulation par HYSYS.....	69
Tableau VI.7 : Les résultats de la composition de l'isomérat léger pour la simulation avec la température.....	70
Tableau VI.8 : Les résultats de la composition du recycle pour la simulation avec la température.....	72
Tableau VI.9 : Les résultats de la composition de l'isomérat léger pour la simulation avec la pression.....	74
Tableau VI.10 : Les résultats de la composition du recycle pour la simulation avec la pression.....	76
Tableau VI.11 : Les résultats de la composition de l'isomérat léger pour la simulation avec le débit de reflux de tête.....	78
Tableau VI.12 : Les résultats de la composition du recycle pour la simulation avec le débit de reflux de tête.....	80
Tableau VI.13 : Les résultats de la composition de l'isomérat léger pour la simulation avec le débit de reflux intermédiaire.....	82
Tableau VI.14 : Les résultats de la composition du recycle pour la simulation avec le débit de reflux intermédiaire.....	83
Tableau VI.15 : Comparaison entre les paramètres de la colonne DIH du cas actuel et notre optimisation.....	85
Tableau VI.16 : Comparaison entre la composition de l'isomérat léger du cas actuel et notre optimisation.....	86
Tableau VI.17 : Comparaison entre la composition du recycle du cas actuel et notre optimisation.....	87
Tableau VI.18 : Comparaison entre la qualité de l'isomérat léger du cas actuel et notre optimisation..	88

Liste des figures

Figure I.1. : Situation géographique de la raffinerie de Skikda.....	4
Figure I.2. : Les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures de Skikda.....	10
Figure I.3. : Schéma des principaux procédés dans la raffinerie.....	11
Figure II.1. : Principe du procédé d'isomérisation des essences légères.....	13
Figure II.2. : But du procédé d'isomérisation.....	14
Figure II.3. : Indice d'octane selon les familles moléculaires.....	15
Figure II.4. : Répartition de l'indice d'octane selon les composants.....	15
Figure II.5. : Schéma de principe d'une isomérisation avec $AlCl_3$	16
Figure II.6. : Schéma de principe d'une isomérisation avec catalyseur métallique.....	17
Figure II.7. : Schéma de technologie once through.....	19
Figure II.8. : Schéma du procédé d'isomérisation avec implémentation d'un DIH.....	19
Figure III.1. : Colonne de distillation.....	35
Figure III.2. : Schéma de Colonne de distillation.....	37
Figure IV.1. : PFD simplifiée de l'unité LNHT.....	44
Figure IV.2. : But de l'unité NHDT (U-700).....	45
Figure IV.3. : Schéma de la DIP.....	46
Figure IV.4. : PFD simplifiée de l'unité isomérisation.....	48
Figure IV.5. : But de l'unité isomérisation (U-701).....	48
Figure IV.6. : Colonne déisohexaniseur DIH.....	51
Figures IV.7. : Schéma PFD de la DIH.....	53
Figure IV.8. : Schéma typique de la technologie DIH.....	54
Figure IV.9. : La séparation des différents coups dans la DIH.....	55
Figure IV.10. : La différence une bonne et une mauvaise séparation dans la DIH.....	56
Figure V.1. : Structure générale d'Aspen HYSYS.....	59
Figure VI.1. : Flowsheet de la simulation de la colonne DIH par le HYSYS.....	63
Figure VI.2. : SubFlowsheet de la simulation la colonne DIH par le HYSYS.....	64
Figure VI.3. : Evolution de la teneur des 22DMB et les 23DMB dans l'isomérat léger en fonction de la température.....	71
Figure VI.4. : Evolution de la teneur des 2MP et les 3MP dans le recycle en fonction de la température.....	73
Figure VI.5. : Evolution de la teneur des 22DMB et les 23DMB dans l'isomérat léger en fonction de la pression.....	75
Figure VI.6. : Evolution de la teneur des 2MP et les 3MP dans le recycle en fonction de la pression.....	77

Figure VI.7 : Evolution de la teneur des 22DMB et les 23DMB dans l'isomérat léger en fonction du débit de reflux de tête.	79
Figure VI.8 : Evolution de la teneur des 2MP et les 3MP dans le recycle en fonction du débit de reflux de tête.	81
Figure VI.9 : Evolution de la teneur des 22DMB et les 23DMB dans l'isomérat léger en fonction du débit de reflux intermédiaire.	83
Figure VI.10 : Evolution de la teneur des 2MP et les 3MP dans le recycle en fonction du débit de reflux intermédiaire.	84

Liste des annexes

Annexe A : Paramètre et composition de la charge et compositions de la tête, du fond et du recycle.

Annexe B : Les compositions de l'isoméat léger, lourd et le recycle optimisés.

Annexe C : Schéma PFD de la colonne déisohexaniseur.

Annexe D : Data sheet Deisohexanezer.

Annexe E : Schéma de la section isomérisation.

Annexe F : Schéma de la séction hydrotraitement.

Introduction générale

Notre monde moderne dépend étroitement des ressources énergétiques pour fonctionner efficacement et soutenir nos modes de vie. Parmi ces ressources, le pétrole qui est une source d'énergie polyvalente et précieuse qui alimente une grande partie de nos transports, nos industries et nos activités quotidiennes.

Le raffinage du pétrole dans ces derniers années vise à répondre aux exigences croissantes de qualité des produits raffinés par l'introduction de nouvelles techniques. Parmi ces exigences, celle qui domine cette évolution est la nécessité de produire des essences à haute performance et notamment d'indice d'octane de plus en plus élevé avec la plus faible sensibilité possible.

L'une des technologies clés utilisée dans le raffinage du pétrole est l'isomérisation, un procédé qui joue un rôle crucial dans l'amélioration de la qualité de l'essence. L'isomérisation consiste à convertir les chaînes linéaires présentes dans les coupes pétrolières en isomères, des molécules à chaînes ramifiées. Ce processus améliore les propriétés de l'essence, tels que l'indice d'octane et la stabilité thermique, ce qui permet d'optimiser la performance des moteurs et de réduire les émissions polluantes.

Dans le cadre de l'adaptation progressive des spécifications des essences aux normes mondiales, SONATRACH a mis en disposition dans la raffinerie de Skikda (RA1K) deux unités d'isomérisation l'unité 700/701 et l'unité 702/703 (Procédé d'isomérisation AXENS) dans le cadre de réhabilitation de la raffinerie permettant ainsi d'augmenter l'indice d'octane de l'essence légère.

La séparation des produits pétroliers est cruciale pour répondre aux exigences de qualité et de spécifications des différents produits finaux. Les colonnes de séparation permettent également de séparer et de purifier les différents composants présents dans les flux de produits pétroliers. Leur importance réside dans leur capacité à fractionner les mélanges complexes de pétrole brut ou de produits raffinés en fractions plus pures et spécifiques, qui peuvent ensuite être utilisées de manière plus efficace.

L'unité d'isomérisation au sein de la raffinerie de SKIKDA (RA1K) dispose d'une colonne appelée Déisohexaniser (DIH) située au niveau de la section d'isomérisation qui est destinée à séparer l'isomérat léger et l'isomérat lourd et à recycler les composés non convertis et indésirables en raison de leur bas indice d'octane. Ces composés non convertis sont envoyés vers les réacteurs pour s'isomériser.

L'objet de notre travail est d'étudier l'influence des paramètres de marche de la colonne DIH pour améliorer la séparation et augmenter la qualité et l'indice d'octane de l'isomérat léger précisément.

Notre travail s'articule en deux parties : une partie bibliographique, et une partie de simulation et optimisation.

Le premier chapitre est essentiellement consacré à la présentation et la description de notre lieu de stage soit la raffinerie de Skikda RA1K. La description générale du procédé de l'isomérisation fera l'objet du deuxième chapitre. Dans le troisième chapitre, nous introduirons des généralités sur la distillation et les colonnes. Le quatrième chapitre est consacré à la description générale ainsi que le schéma technologique de l'unité concernée par notre étude. Le cinquième chapitre parlera du simulateur HYSYS.

Le dernier chapitre de simulation et optimisation comporte les étapes suivantes :

- Réalisation d'une étude de simulation par ASPEN HYSYS V11 pour vérifier le cas design.
- Lorsque cette dernière est validée, nous réaliserons la simulation en utilisant les données actuelles.
- En fin, nous passons à l'étude d'optimisation où on analyse l'influence des paramètres de la colonne et trouver les conditions optimales afin d'augmenter la qualité de la séparation et de notre isomérisat léger et son indice d'octane.

CHAPITRE I :
Présentation de la
raffinerie de Skikda
(RA1K)

Chapitre I : Présentation de la raffinerie de Skikda (RA1K)

I.1. Description de la raffinerie de Skikda (RA1K) :

Le complexe de raffinerie de pétrole de Skikda baptisé RA1/K, a pour mission de transformer le pétrole brut provenant de Hassi Messaoud avec une capacité de traitement estimé à 18 millions t/an, ainsi que le brut réduit importé avec un chiffre de 277.000 t/an. [1]

a) Situation géographique :

Cette raffinerie est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer, elle est aménagée sur une superficie de 190 hectares avec un effectif à l'heure actuelle de 1280 travailleurs environ. Elle est alimentée en brut algérien par le brut venant de Hassi Messaoud. Le transport du pétrole brut est réalisé à l'aide d'un Pipe-line à une distance de champs pétroliers jusqu'à le complexe de 760 Km.

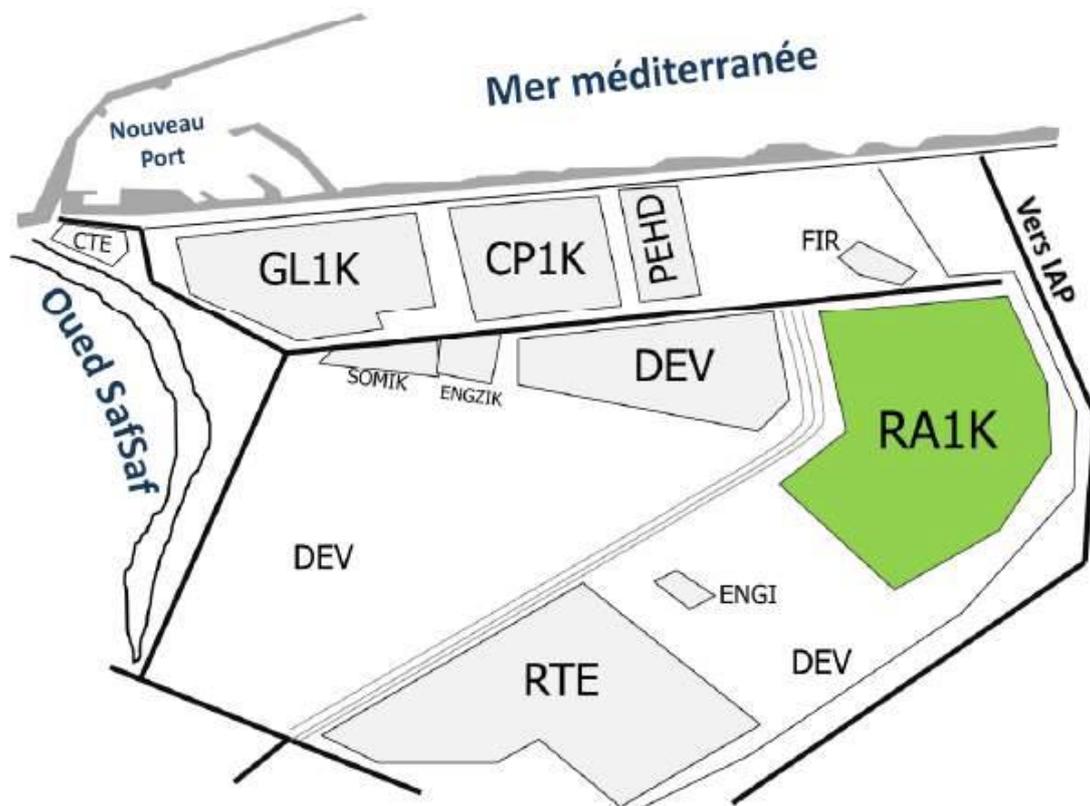


Figure I.1. : Situation géographique de la raffinerie de Skikda

b) Historique de construction :

La raffinerie a été construite en janvier 1976 à la suite d'un contrat signé le 30 avril 1974 entre le gouvernement algérien et le constructeur italien SNAM PROGETTI et SAIPEM. Le démarrage du chantier a commencé le 02 janvier 1976, jusqu'au mars 1980, le démarrage progressif des unités de production se sont succédés comme indiqué dans le tableau suivant [1] :

Tableau I.1 : Dates des démarrages progressifs des unités de production à la raffinerie de Skikda. [1]

Unité	Capacité (t/an)	Date
Topping (U10)	7 500 000	1980
Topping (U11)	7 500 000	1980
Séparation GPL (U30)	306 500	1980
Séparation GPL (U31)	283 000	1980
Reforming catalytique (U-100)	1 165 000	1980
Extraction et fractionnement des aromatiques (U200)	285 000	1980
Cristallisation du para xylène (U400)	430 000	1980
Distillation sous vide et oxydation de bitume (U70)	277 000	1980
Reforming catalytique (U103)	1 165 000	1993
Séparation GPL (U104)	96 000	1993
Parc de stockage (U600)	2 700 000 (m3)	1980 et 1993
Centrale thermoélectrique	-	1980 et 1993

I.2. Evolution de la raffinerie (RA1K) :

La rénovation des raffineries Algériennes et particulièrement la raffinerie de Skikda (RA1K) est devenue une nécessité afin de s'adapter aux évolutions et mutations qui sont en train d'être opérées sur le marché national et international essentiellement en termes d'offre et de demande de produits pétroliers sur les plans qualitatif et quantitatif. A ce jour, trois grandes étapes ont marqué l'évolution du raffinage dans la raffinerie de Skikda (RA1K) [2].

• 1 ère étape

La raffinerie de Skikda (RA1K), construite en 1980, comprend les unités suivantes :

- Deux (02) unités de distillation atmosphérique (U10 et U11).

- Une (01) unité de distillation sous vide (U70).
- Une (01) unité de reforming catalytique ou magnaforming (U100).
- Deux (02) unités de traitement et séparation des gaz (U30 et U31).
- Une (01) unité d'extraction des aromatiques (U200).
- Une (01) unité de séparation du paraxylène (U400). Une (01) unité de stockage, mélange et expédition MELEX (U600)
- Une (01) unité des utilités.

• 2^{ème} étape

Deux (02) nouvelles unités ont été construites par la société japonaise JGC et mises en service en octobre 1993 et qui sont l'unité de reforming catalytique ou platforming (U103) et l'unité de traitement et séparation des gaz (U104).

• 3^{ème} étape

En 2009, un important projet de rénovation de la raffinerie de Skikda (RA1K) a été lancé. C'est ainsi que les unités existantes ont été modernisées et d'autres unités construites dans une nouvelle zone telles que les deux unités d'isomérisation du naphta, l'unité d'isomérisation des xylènes (méta et ortho), l'unité de purification d'hydrogène, la 2^{ème} unité des utilités et le 2^{ème} parc de stockage. L'unité de séparation du paraxylène (U400) a été démolie et remplacée par une nouvelle unité installée dans la nouvelle zone.

L'objectif principal de la rénovation de la raffinerie de Skikda (RA1K) était :

- l'augmentation de la capacité de traitement du brut à 16.500.000 t/an, soit une augmentation de 10% de la capacité initiale qui est de 15.000.000 t/an.
- l'augmentation de la capacité de production des aromatiques, à 195.000 t/an en benzène, soit une augmentation de 387,5 % de la capacité initiale qui est de 40.000 t/an et 220.000 t/an en paraxylène, soit une augmentation de 450 % de la capacité initiale qui est de 40.000 t/an.
- la modernisation de l'instrumentation des unités existantes,
- l'amélioration de la sécurité des personnels et des installations.

I.3. Présentation des différentes unités de production :

La raffinerie est équipée des installations suivantes : [1]

- Unité 10/11 : distillation atmosphérique (TOPPING).
- Unité 100 : prétraitement et reforming catalytique (MAGNAFORMING).
- Unité 101/103 : prétraitement et reforming catalytique (PLATFORMING).
- Unité 30/31 et 104 : traitement et séparation des gaz (GPL).
- Unité 200 : extraction des aromatiques.
- Unité 400 : cristallisation et séparation du paraxylène.
- Unité 500 : isomérisation de m, ortho xylène en paraxylène.
- Unité 700/701/702/703 : isomérisation du naphta léger A.
- Unité 70 : distillation sous vide (Production des bitumes).

Les utilités sont :

- Unité 600 : stockage, mélange et expédition (MELEX).
- Unité 62 : déminéralisation des eaux.
- Unité 1050 : centrale thermique électrique (C. T. E).
- Unité 900 : purification de l'hydrogène.

I.3.1. L'unité de Distillation atmosphérique :

Référé aux unités 10-11 : Le Topping ou la distillation atmosphérique a pour but de fractionner le brut en différentes coupes stabilisées pouvant être utilisées pour l'obtention de produits finis (naphta, gas-oil, jet). Les unités U10-11 traitent le brut de Hassi Messaoud pour avoir les produits suivants : GPL, Iso-pentane, Naphta A, Naphta B, Naphta C, Kérosène, Gasoil léger, Gasoil lourd, et Résidu.

I.3.2. Les unités de Magnaforming et Platforming :

Référé aux unités 100 et 103 : La Magnaforming et le Platforming ont pour but de transformer le naphta moyenne et lourde obtenues du Topping en réformât utilisé comme charge pour les unités d'aromatiques (unité 200 et 400). Cette transformation a pour conséquence une augmentation de l'indice d'octane de 45 à 99 permet ainsi d'utiliser le réformât obtenu pour la fabrication des essences.

I.3.3. L'unité de Séparation et Traitement des Gaz :

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

- **Unité 30** : traite le gaz liquide qui vient de l'unité 100 en particulier ceux de tête de la colonne C7 où les GPL sont séparés du pentane.
- **Unité 31** : reçoit les gaz provenant de la tête des colonnes de stabilisation de l'essence des deux unités de Topping (unités 10,11).
- **Unité 104** : elle a été conçue dernièrement avec la nouvelle unité de Platforming 103 afin de traiter les GPL venant de cette unité.

I.3.4. L'unité d'extraction des Aromatiques :

Référé à l'unité 200 : L'installation d'extraction des aromatiques pour extraire de l'essence réformée des aromatiques qui seront fractionnées par la suite en benzène et toluène très pures. La charge est constituée par la coupe de réformât léger provenant directement ou à travers un réservoir de la colonne C5 splitteur du réformât de l'unité 100.

I.3.5. L'unité de Séparation du Paraxylène :

Référé à l'unité 400 : elle est conçue pour récupérer le para-xylène produit très recherché sur le marché. La charge venant de l'unité de Magnaforming, permet par cristallisation de séparer le para-xylène des autres xylènes (métha-ortho) et l'éthyle-benzène. Le para-xylène est commercialisé tel qu'il est. Le reste peut être utilisé comme base pour l'obtention des essences ou commercialisé sous forme de mélange xylène pouvant être utilisé comme un solvant.

I.3.6. L'unité d'isomérisation du M-xylène :

Référent à l'unité 500 : L'installation d'isomérisation des aromatiques a été projetée pour récupérer le filtrat des cristalliseurs de l'Unité 400 (unité de l'extraction du p-xylène) et l'isomérisation, après l'isomérisation obtenu sera séparé en deux fractions essentielles :

- Une fraction riche en benzène envoyée vers l'Unité 200.
- L'autre riche en p-xylène envoyée vers l'Unité 400.

Le but principal de cette unité étant l'augmentation de la production du p-xylène.

I.3.7. L'unité d'isomérisation du naphta léger A :

Référent aux unités 700-701-702-703 : Leur but est la conversion des paraffines normales en iso paraffines est une réaction de plus en plus recherchée par le raffineur pour obtenir un indice d'octane élevé sans ajout des 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'opérations et leur rentabilité. De plus, la production de ces constituants à haute indice d'octane, mais exempts d'aromatiques, permet de réduire la contribution au pool essence du reformât, riche en aromatiques, améliorant ainsi la qualité de l'essence en terme de protection de l'environnement, ce qui est aujourd'hui un facteur très important.

I.3.8. L'unité de production de Bitume :

L'unité 70 a été conçue pour traiter 271 100 t/an de brut réduit importé (BRI) qui peut être :

- Charge A : résidu TIA juan médium 372°C plus.
- Charge B : résidu TIA juan lourd 450°C plus.
- Charge C : résidu du brut du Koweït.

L'unité se compose principalement d'une colonne de distillation sous vide et d'un réacteur d'oxydation des bitumes. Le produit de fond de colonne est le bitume routier ordinaire qui est envoyé par la suite ; Une partie vers le stockage et l'autre partie comme charge à la section d'oxydation où elle sera oxydée au moyen de l'air en bitume oxydé.

I.3.9. L'unité de Melexe :

L'unité melexe est l'unité 600 comprend le Mélange, chargement et expédition, s'occupe de :

- Bacs de stockage des différentes charges et produits des unités.
- Expédition des produits vers les différents dépôts de stockage.
- Mélange des gasoils.
- Contrôle le chargement des produits qui est au niveau du port de Skikda.

I.3.10. Centrale thermoélectrique :

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

- ◆ La section 62 : pour la production d'eau déminéralisée.

- ◆ La section 1020 : pour tours de refroidissement de l'eau.
- ◆ La section 1030 : pour le stockage et le pompage de l'eau de barrage ou de l'eau potable.
- ◆ La section 1040 : pour le stockage et le pompage de l'eau anti-incendie.
- ◆ La section 1050 : pour la génération de la vapeur « chaudières ».
- ◆ La section 1060 : pour la récupération et le traitement du condensât.
- ◆ La section 1070 : ou système Fuel-gas.
- ◆ La section 1080 : pour la production de l'air instrument et l'air service.
- ◆ La section 1100 pour le traitement des effluents.
- ◆ La section 1110 : de production de l'azote (N₂).
- ◆ La section de production de l'électricité.

I.3.11. L'unité de purification de l'hydrogène :

C'est l'unité 900, elle a pour but l'augmentation de la pureté de l'hydrogène issue de l'unité 100, afin de l'envoyer vers les autres unités consommatrices de l'hydrogène.

I.4. Programme de réhabilitation – modernisation et adaptation des installations de la raffinerie de Skikda :

A l'effet de :

- Augmenter le niveau de sécurité des installations de la Raffinerie.
- Lever les contraintes d'exploitation.
- Adapter l'outil de production à l'évolution des spécifications des produits raffinés.
- Augmenter les capacités de raffinage de pétrole brut et de production des aromatiques, produits à très forte valeur ajoutée.
- Moderniser le réseau électrique.
- Moderniser l'instrumentation. [1]

I.4.1. Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda :

- Réhabilitation des deux unités de distillation atmosphérique avec augmentation de capacité de 10% pour le traitement du pétrole brut de qualité HASSI MESSAOUD.
- Réhabilitation des deux unités de séparation des GPL.
- Réhabilitation des utilités et des off-sites.
- Modernisation de l'instrumentation par l'installation d'un système numérique de contrôle commande et la construction d'une nouvelle salle de contrôle centralisée.
- Modernisation du système de réception et de distribution de l'électricité.
- Remise à niveau de l'unité de reforming catalytique (reforming 1) et reconfiguration de la chaîne de production des aromatiques par le revamping de l'unité de récupération du benzène et du toluène, la construction d'une unité de cristallisation du para-xylène et d'une unité d'isomérisation des xylènes.
- Construction de deux unités d'isomérisation des naphthas permettant de disposer d'une base à haut indice d'octane (2 x 347.000 TM/AN).
- Construction de deux unités d'hydrodésulfuration de gazole (2 x 2.627.000 TM /AN) : opération différée à une date ultérieure. [1]

I.4.2. Capacité de traitement et de production avant et après la réhabilitation :

Le tableau suivant donne la relation de tonnages entre les matières première utilisées et les différents produits finis. [1]

Tableau I.2 : Les capacités de traitement et de production avant et après la réhabilitation de la RA1/K. [1]

Unité : (tonne/an)	Avant réhabilitation	Post réhabilitation	Quantités additionnelles	
Capacité de traitement				
Pétrole brut	15 000 000	16 500 000	1 500 000	10%
Brut réduit importé	277 000	277 000	-	-
Capacité de Production				
GPL	608 000	747 768	139 768	23%
Essences	1 718 000	2 135 400	417 400	24%
Naphta	1 943 000	2 009 120	66 120	3%
Kérosène	1 500 000	1 500 000	-	-
Gasoil	3 622 000	4 713 968	1 091 968	30%
Fuels	5 038 000	4 777 664	-290 336	-6%
Benzène	90 000	197 100	107 100	119%
Toluène	5 000	16 900	11 900	238%
Paraxylène	38 000	220 100	182 100	479%

I.4.3. Interconnexions de la RA1K au sein du pôle "hydrocarbures de Skikda" :

La figure suivante schématise les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures de Skikda.

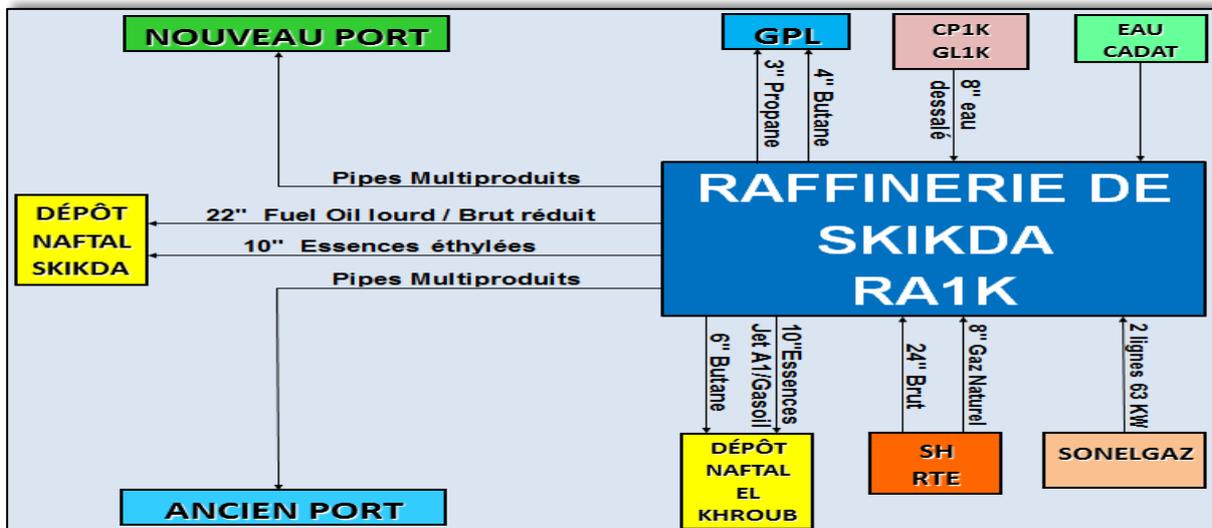


Figure I.2. : Les interconnexions de la RA1K au sein du pôle hydrocarbures de Skikda. [1]

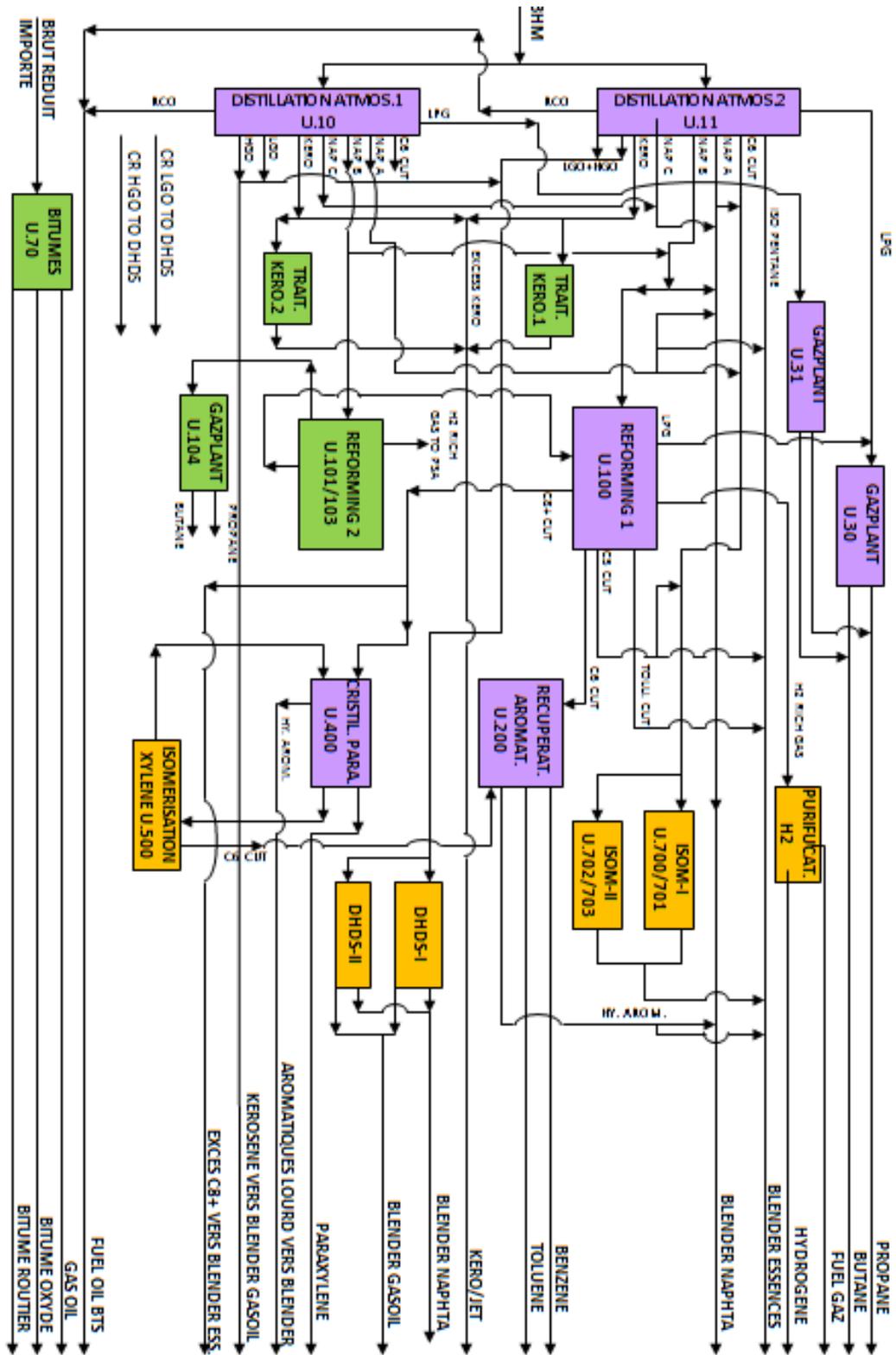


Figure I.3. : Schéma des principaux procédés dans la raffinerie. [1]

CHAPITRE II :

Procédé

d'isomérisation

Chapitre II : Procédé d'isomérisation

Introduction :

Le raffinage du pétrole se caractérise, ces dernières années, par l'introduction de nouvelles techniques qui visent toutes à satisfaire les exigences sans cesse croissantes de la qualité des produits raffinés. Parmi ces exigences, celle qui domine cette évolution est la nécessité de produire des essences à hautes performances et notamment d'indice d'octane de plus en plus élevé. [3]

Les essences légères straight-run offrent un indice d'octane faible (entre 60 et 70) mais peuvent, grâce à une addition d'un additif au plomb, fournir des bases essences acceptables pour être incorporées à la formulation de supercarburants. Cependant, ces additifs à base de plomb sont maintenant interdits dans les carburants car ces derniers empoisonnent les pots catalytiques des véhicules. Les raffineurs ont donc dû améliorer l'indice d'octane de cette coupe pour pouvoir l'incorporer au pool essence.

L'isomérisation apparaît alors comme une méthode de transformation de cette coupe intéressante, puisqu'elle convertit les n-paraffines à faible indice d'octane en iso-paraffines à indice d'octane élevé [4].

II.1. Principe du procédé :

Le procédé d'isomérisation des paraffines consiste à transformer les normales paraffines en iso-paraffines présentant des indices d'octane beaucoup plus élevés pour la formulation des carburants. Par ailleurs, l'isobutane issue de l'isomérisation de n-butane, est utilisé dans le procédé d'alkylation. [5]

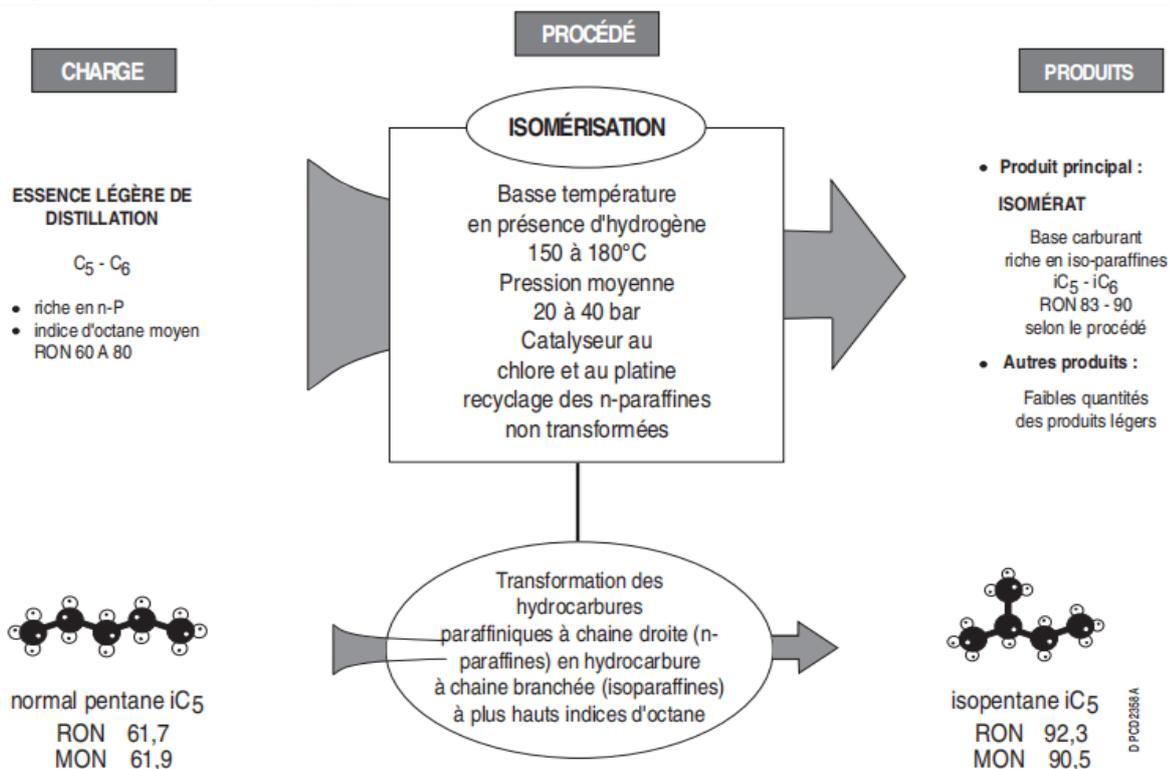


Figure II.1. : Principe du procédé d'isomérisation des essences légères. [6]

II.2. Objectif du procédé :

L'objectif de ce procédé est d'améliorer l'indice d'octane recherche et l'indice d'octane moteur de la charge naphta léger (principalement C5 / C6) avant le mélange dans le pool des essences (gazoline pool), ainsi que la réduction des aromatiques et du benzène.

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

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

Ce procédé, développé (sous licence d'Axens) se compose de deux réacteurs à lit adiabatique, des 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 qui favorisent la réaction d'isomérisation et minimisent l'hydrocraquage et les coûts d'investissement. [12]

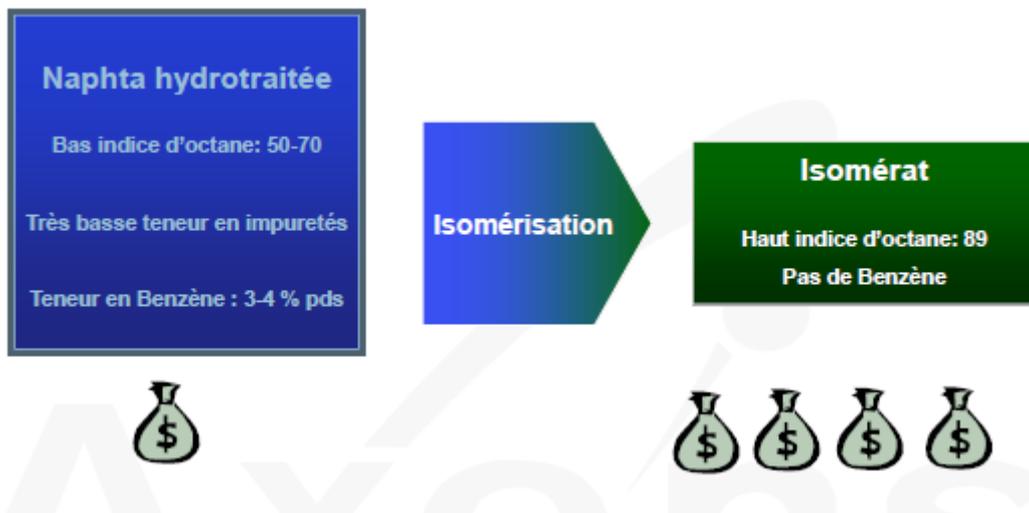


Figure II.2. : But du procédé d'isomérisation. [9]

II.3. Importance du procédé :

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

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

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

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

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

II.4. Indice d'octane :

Caractérise la résistance du carburant à la détonation durant la combustion (qualité antidétonante du carburant) [9].

- 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 :

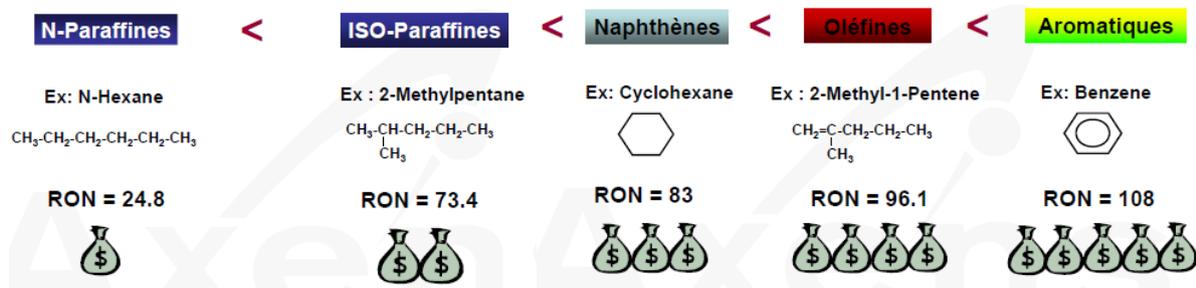


Figure II.3. : Indice d'octane selon les familles moléculaires. [9]

Certaines valeurs d'indice d'octane sont données sur le pictogramme suivant des composants de la charge Naphta alimentée du procédé d'isomérisations.

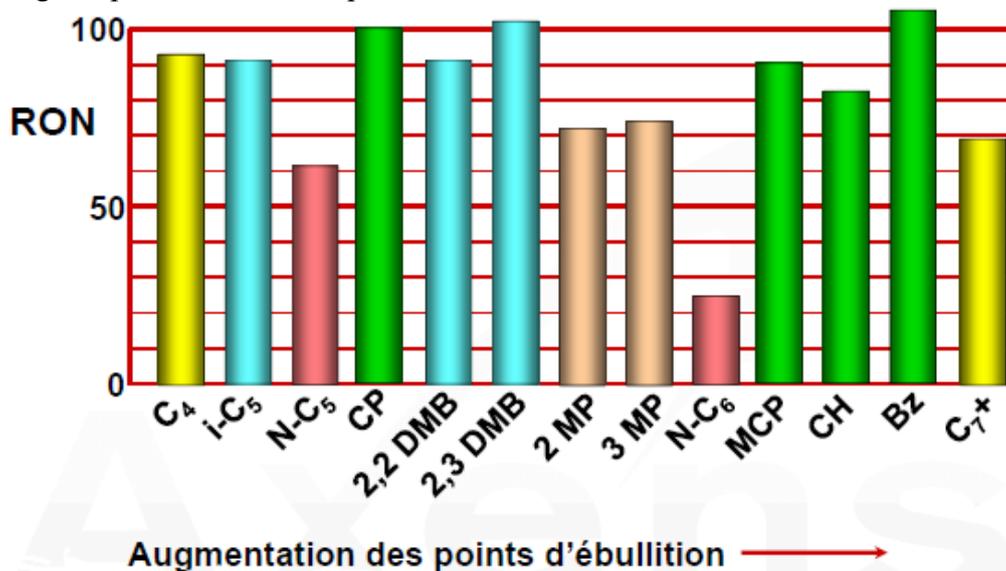


Figure II.4. : Répartition de l'indice d'octane selon les composants [9].

II.5. Différents procédés industriels d'isomérisation :

II.5.1. 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. [10]

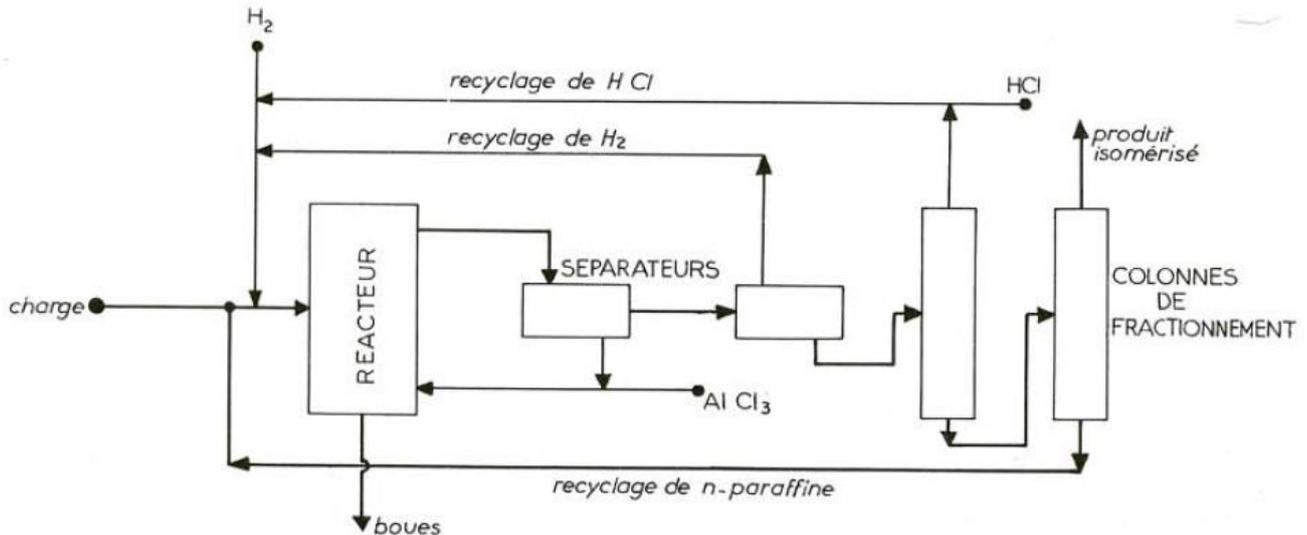


Figure II.5. : Schéma de principe d'une isomérisation avec AlCl₃. [10]

II.5.1.1. 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. La zone de réaction est maintenue sous pression d'hydrogène pour inhiber les réactions secondaires (craquage-dismutation). Les conditions opératoires sont : la température est de 120°C, et la pression totale est de 50 à 60 ATM ; alimentation en hydrogène 10 à 18 m³ de la charge au réacteur. La charge est saturée avec de l'acide chlorhydrique anhydre dans un absorbeur, qui est chauffé, combinée à l'hydrogène et amenée à la base du réacteur constitué par une tour. Le catalyseur est amené séparément dans le réacteur et la réaction a lieu en phase liquide. Le produit est ensuite débarrassé de l'acide par entraînement et lavage alcalin et l'eau. Il est stocké immédiatement après stabilisation, dans les traitements en une passe. Le recyclage éventuel s'effectue sur la fraction normale hexane à bas indice d'octane, séparée dans une première tour de distillation et débarrassé dans une seconde des naphènes et des produits supérieurs à l'hexane. [10]

II.5.1.2. Procédé Shell :

Ce procédé a été mis au point pour l'isomérisation du butane et adapté au traitement des coupes pentane. La littérature ne mentionne pas son application aux coupes hexane et supérieurs. Il est continu et ne nécessite pas de régénération. L'adaptation du procédé au traitement des pentanes se fait par adjonction d'un compresseur de recyclage et l'utilisation d'une pression

d'hydrogène. Le catalyseur est une solution de chlorure d'aluminium dans le trichlorure d'antimoine activé par l'acide chlorhydrique. La zone de réaction est maintenue sous pression d'hydrogène pour diminuer les réactions secondaires. [10]

II.5.1.3. Procédé basse température (Esso Research and Engineering CO) :

Ce procédé dont l'annonce du développement date du 5^{ème} congrès mondial du pétrole est assez mal connu. La caractéristique essentielle qui en est publiée est la température d'opération : 25 à 50°C. Ce procédé, par les hautes conversions réalisables, ne nécessiterait plus de recyclage. A noter néanmoins, la nécessité d'une préparation de la charge pour éliminer des impuretés nuisibles. [10]

II.5.2. 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. [10]

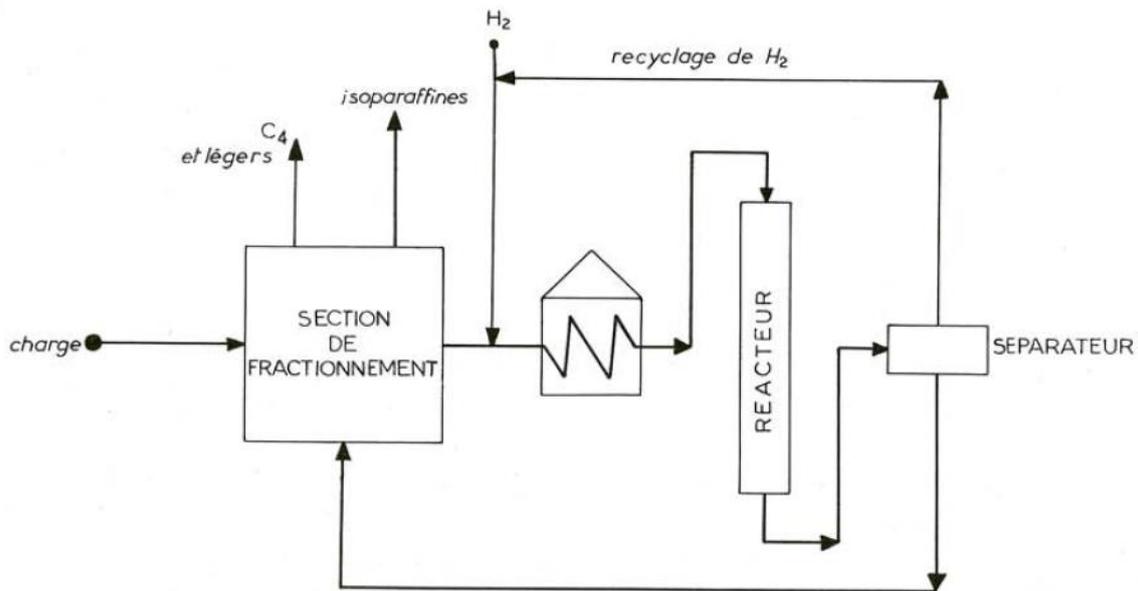


Figure II.6. : Schéma de principe d'une isomérisation avec catalyseur métallique. [10]

II.5.2.1. 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. La coupe pentane est envoyée vers un désisopentaniseur : le normal pentane est acheminé vers la section d'isomérisation dont l'effluent est recyclé au désisopentaniseur. Si on traite la coupe hexane, elle passe dans un désiohexaniseur, 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. [10]

II.5.2.2. Procédé Pentafining (The Atlantic Refining CO.) :

Ce procédé peut être couplé avec le procédé de réformation (catforming). Alors que le procédé PENEX traite les pentanes et les hexanes, le platforming, par contre, traite les heptanes et plus. Le catalyseur est à base de platine sur un support silico-alumine. L'emploi de ce support permettrait de supporter l'eau et les dérivés azotés qui peuvent être présents dans les produits. Il ne nécessite pas l'addition d'agent d'activation halogène. Le catalyseur est stable dans les conditions opératoires, mais il peut être, en cas de désactivation, aisément régénéré par combustion à l'aide d'un mélange air-vapeur. [10]

Les conditions opératoires : Température environ 430 à 480 C°. Pression environ 20 à 50 atm.

II.5.2.3. 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. [10]

II.5.2.4. Procédé Isomerate (Pure Oil CO) :

Ce procédé, est largement appliqué que le précédent, pouvait traiter simultanément les coupes pentane, hexane et heptane. La partie séparation y était par conséquent très développée. Les développements ultérieurs, ont restreint ce domaine à celui de C5/C6, le traitement des pentanes et des hexanes se fait suivants des schémas classiques. La cause en est la différence de réactivité de cas composés. Des conditions opératoires moyennes conduisaient à une conversion inférieure des pentanes et à une mauvaise sélectivité pour les hexanes et surtout les heptanes. Le catalyseur utilisé n'est pas connu, mais il s'agit d'un catalyseur à base de métal non noble. C'est le seul procédé actuel qui emploie un catalyseur à base de métal non noble. Il serait particulièrement résistant. [10]

II.5.3. Procédé d'isomérisation avec et sans implémentation d'un DIH :

II.5.3.1. Technologie once through directe:

Les réactions d'isomérisation C5 - C6 sont réalisées dans deux réacteurs en séries.

Le produit brut de l'isomérisation 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. [9]

Technologie « once through » : schéma typique

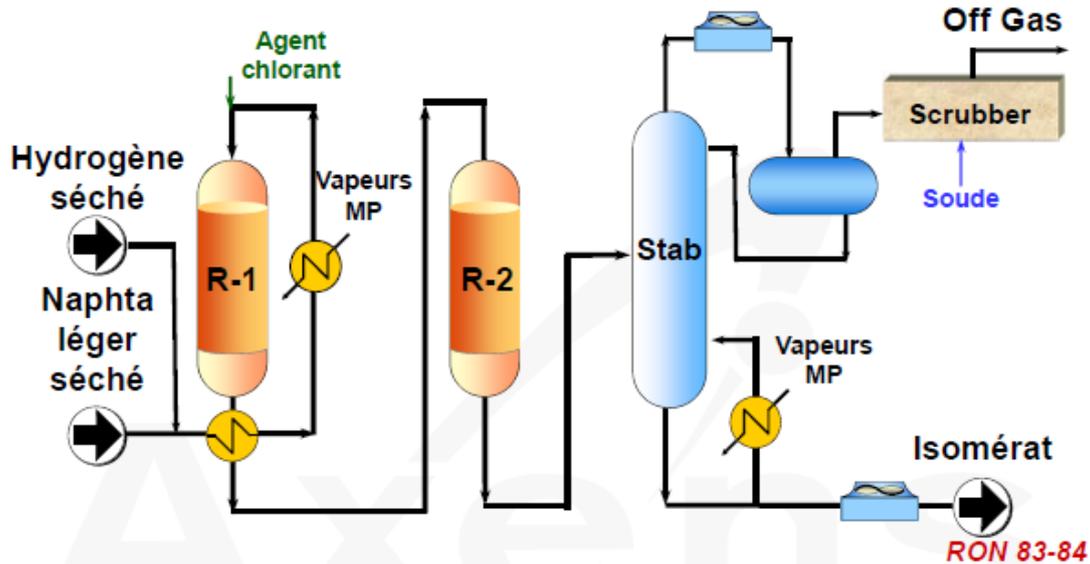


Figure II.7. : Schéma de technologie once through. [9]

II.5.3.2. Implémentation d'un désohexaniseur :

- 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'excès 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. [9]

Schéma typique de la technologie DIH

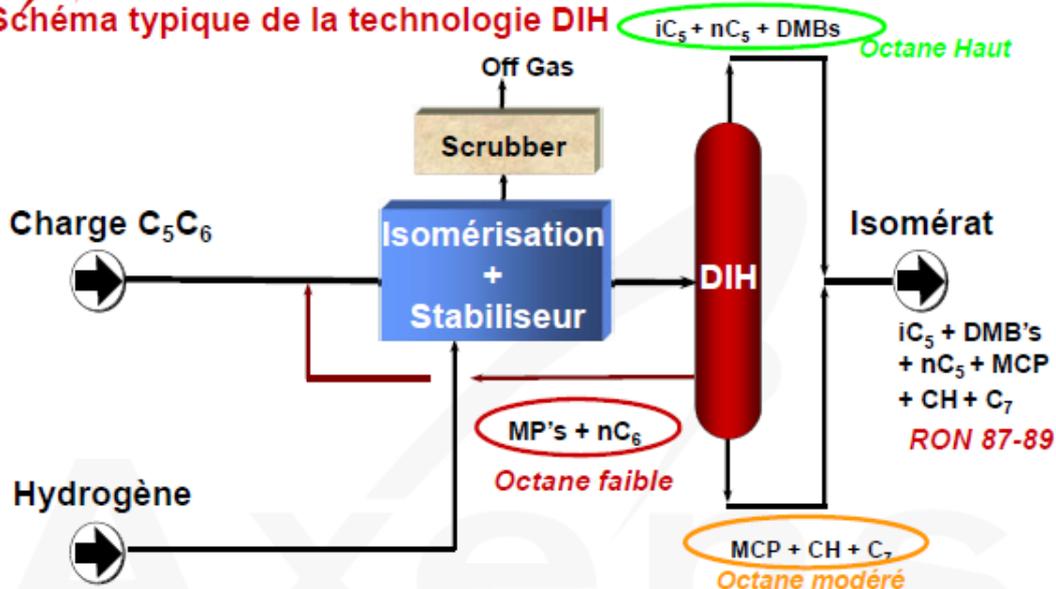


Figure II.8. : Schéma du procédé d'isomérisation avec implémentation d'un DIH. [9]

II.6. Nature et composition de la charge :

Pour satisfaire les meilleures conditions pour transformer une essence, obtenue à partir de la distillation du pétrole, à faible NO en essence à haute NO, on doit choisir les meilleures charges, ou autrement des charges optimales. Comme, les charges légères qui sont généralement les plus utilisées. Elles sont caractérisées par [12] :

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

Comme charge de ce procédé on peut utiliser : fraction d'essence de distillation directe, fraction d'essence de magnaforming.

II.6.1. Composition de la charge :

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

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

En effet la présence de composés lourds dans la charge de l'unité d'isomérisation entraîne des pertes en rendement ou en octane de l'isomérisat, 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+ [12].

II.7. Réactions mise en jeu dans l'isomérisation :

II.7.1. Thermodynamique des réactions d'isomérisation :

La réaction d'isomérisation est une réaction très faiblement exothermique avec la différence de chaleur ($H = -4$ à -20 kJ/mol). C'est une réaction équilibrée, qui s'effectue sans variation du nombre de moles et n'est donc pas influencée par des variations de pression. En équilibre les isomères les plus intéressants d'un point de vue de l'indice d'octane sont favorisés à basse température. Industriellement, il faudra travailler à la plus basse température possible afin d'obtenir le maximum d'isomères avec un indice d'octane élevé [7].

II.7.2. Les réactions chimiques :

II.7.2.1. Les principales réactions d'hydrotraitement :

Le prétraitement catalytique accomplit plusieurs réactions afin de préparer la charge de naphta pour l'unité d'isomérisation en aval. L'objectif principal est d'éliminer le soufre, mais les réactions de dénitrogénéation, de désoxygénation et de saturation des oléfines se produisent simultanément avec l'hydrotraitement. [7]

a) La désulfuration :

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

Sous les conditions du réacteur de prétraitement, ces composés de soufre réagissent facilement pour produire le composé saturé correspondant, en libérant le H₂S.

• **Mercaptans**

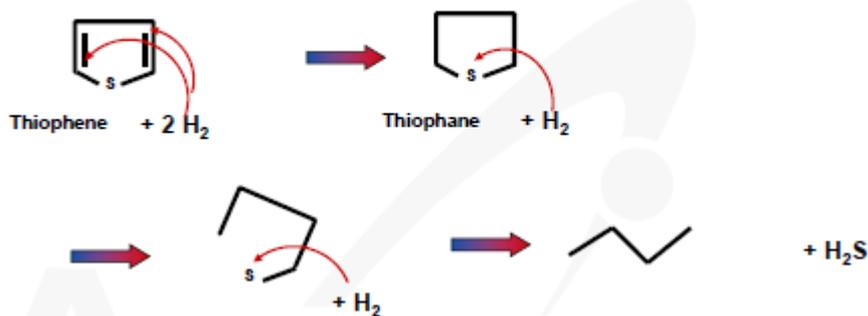


• **Sulfides**



[9]

• **Composés Thiophéniques**



[9]

• **Composés benzothiophéniques**



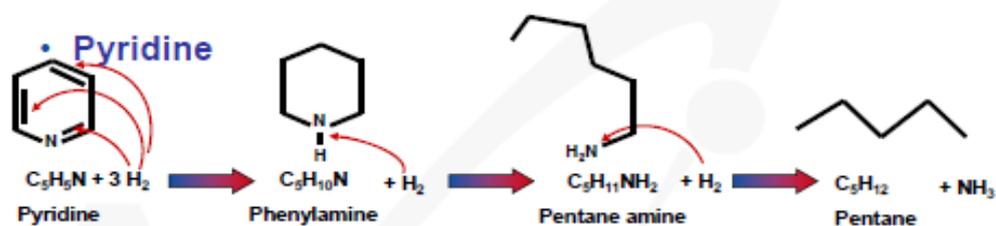
[9]

b) **Dénitrification :**

• **Amine**

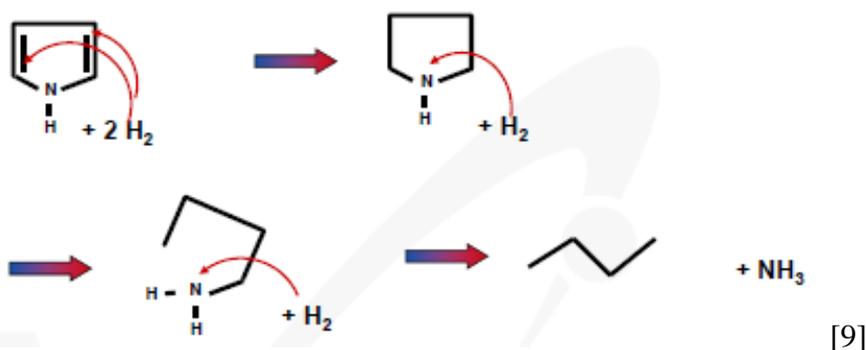


• **Pyridine**



[9]

• Pyrrole



c) **Hydrogénation des hydrocarbures oxygénés :**

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

d) **Hydrogénation des oléfines**

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

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

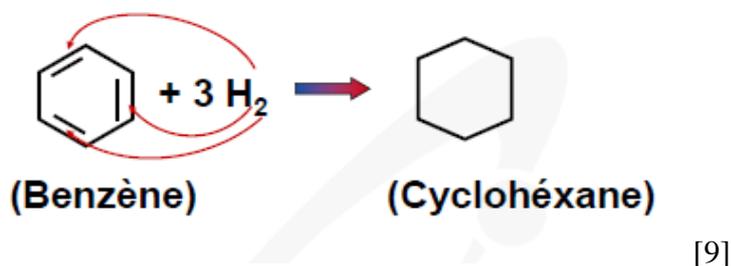
e) **Élimination des métaux :**

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

II.7.2.2. Réaction chimique d'isomérisation :

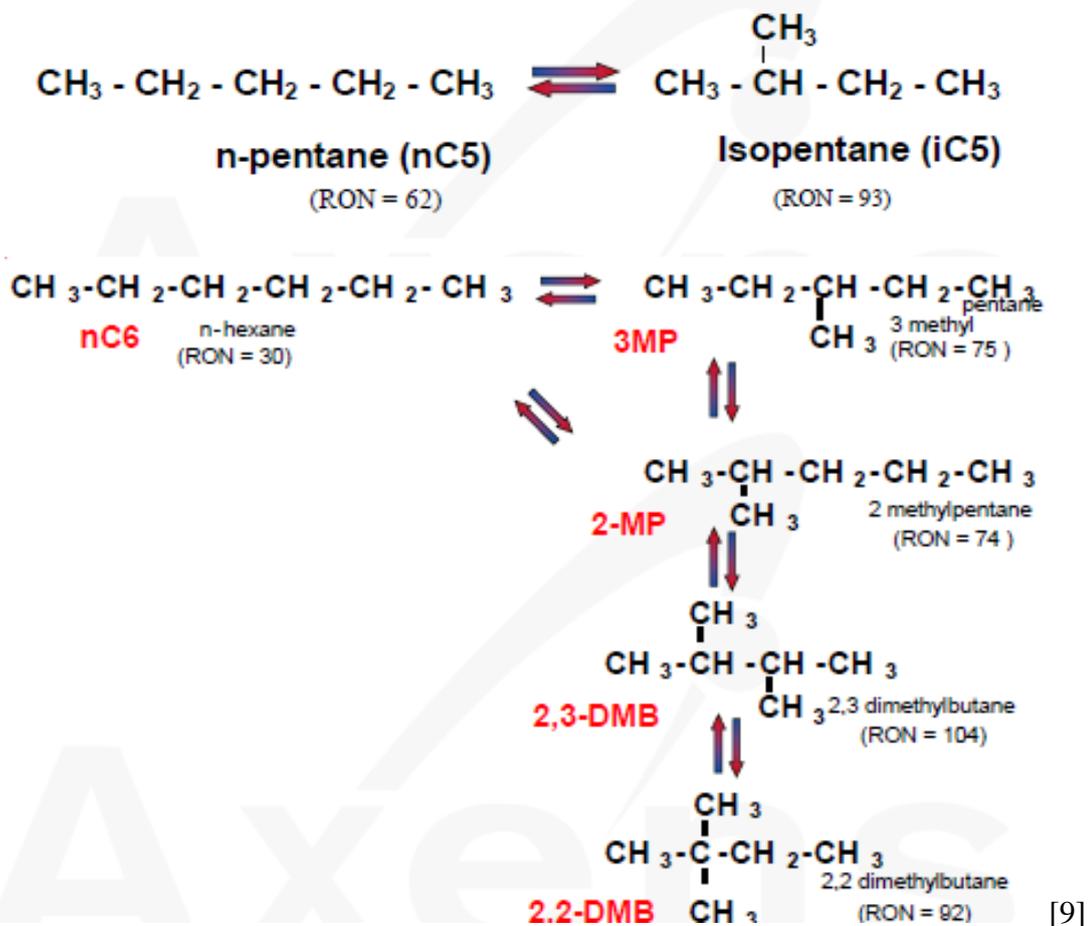
a) **Hydrogénation du benzène :**

La réaction est hautement exothermique. Afin de surveiller la température d'isomérisation, l'hydrogénation de benzène se produit dans le premier réacteur. [12]

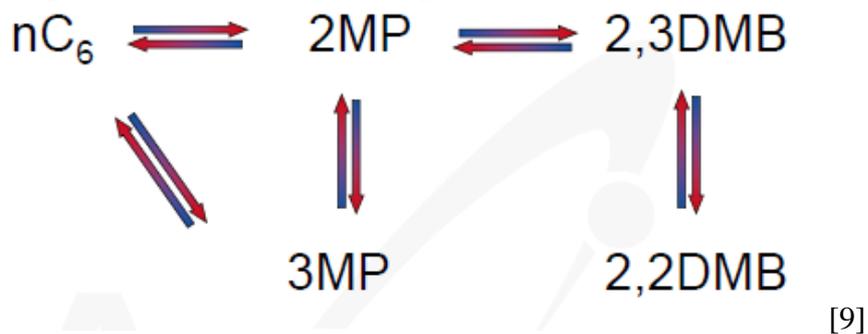


b) **L'isomérisation ou réarrangement de la chaîne :**

C'est la transformation de la chaîne linéaire vers une structure plus ramifiée à indice d'octane plus élevé. La réaction se produit dans les deux réacteurs. [12]



Avec n-hexane plusieurs combinaisons sont possibles :



Ces réactions, comme montrées, sont réversibles et la distribution finale des isomères est basée sur la composition d'équilibre qui est imposée par les conditions et la cinétique du procédé de réacteur. En plus des réactions d'isomérisation, il y a d'autres réactions secondaires qui se produisent également, dont quelques-unes ne sont pas souhaitables. [12]

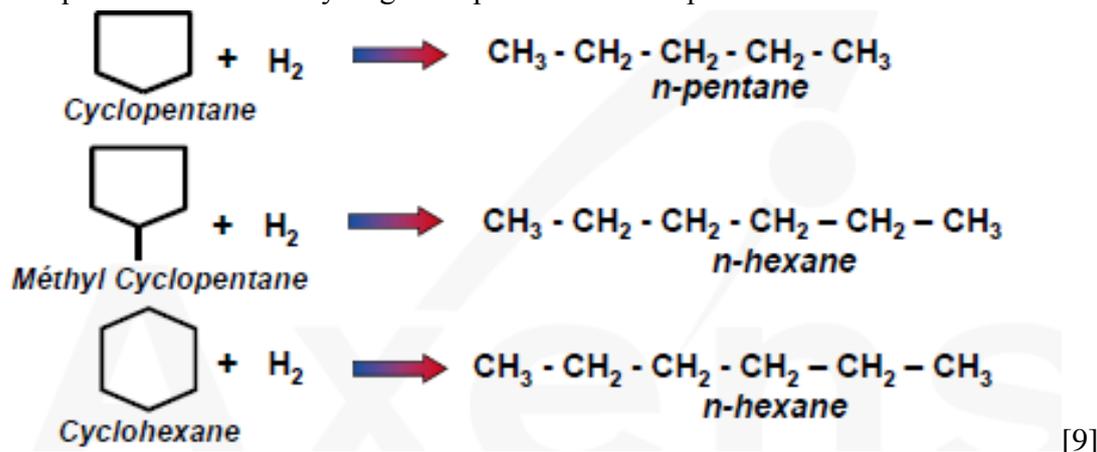
II.7.2.3. Les réactions secondaires :

a) Réaction d'hydrocraquage



b) Ouverture du cycle naphténiq

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



Plus la température est haute, plus le taux d'hydrocraquage est grand.

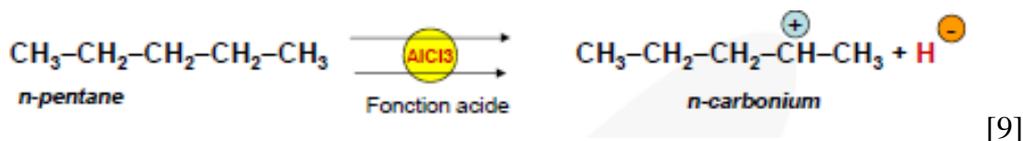
-Dans les conditions d'isomérisation l'hydrocraquage est une réaction qui ne devrait pas avoir lieu

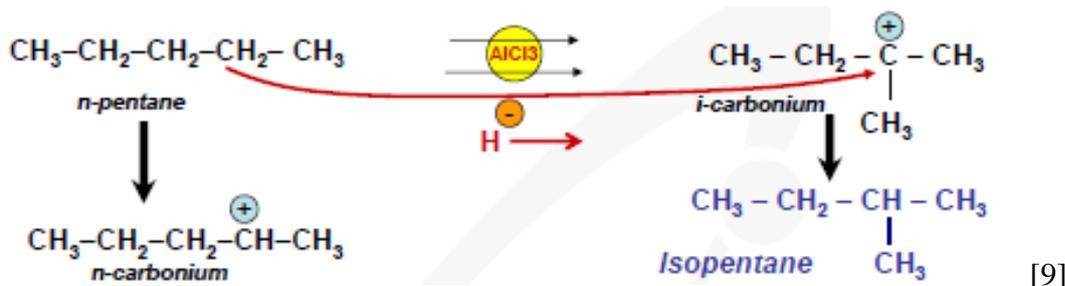
-Les réactions d'isomérisation sont légèrement exothermiques produisent de la chaleur environ (10Kj /mol), cela donc a pour conséquence que ces réactions ont une tendance naturelle à augmenter la température, ils sont alors favorisés à basse température selon le principe de Le Chatelier. [12]

II.7.3.Mécanisme de l'isomérisation

Le mécanisme est cationique avec l'intermédiaire d'une formation d'un ion carbonium, cependant le mécanisme de la réaction est différent selon les catalyseurs très acides tels que le Platine sur alumine chloré ou catalyseurs zéolitiques. [12]

II.7.3.1. Formation des ions carbonium :



II.7.3.2. Réarrangement des ions carbonium :**II.7.3.3. Abstraction hydride à un autre n-pentane :**

La fonction Pt : sert de la stabilité de catalyseur.

II.7.4.Aspects cinétique :

L'étude cinétique de la réaction d'isomérisation des alcanes a fait l'objet de nombreuses études. Sans rentrer dans les détails nous pouvons dire que [13] :

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

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

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

II.8. 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 favorisé à basse température, ce qui exige une activité suffisante et l'acidité très élevée du catalyseur qui permet la formation des carbocations reconnus comme espèces actives intermédiaires.

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

• 1 ère Générations :

Catalyseur FRIEDEL et CRAFTS (AlCl₃) 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.

• 2ème Génération :

Ce sont des catalyseurs bi-fonctionnels (métal/support) essentiellement (Pt/Alumine). Leur mise en œuvre a permis d'éliminer les problèmes de corrosion, et 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.

• 3ème Génération :

Ce sont des catalyseurs bi-fonctionnels 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.

• 4ème Génération :

Ce sont des catalyseurs zéolitiques bi-fonctionnels, 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 résistants aux poisons, ce qui évite le prétraitement de la charge. Actuellement les catalyseurs de 3ème et 4ème génération sont les plus utilisés [14].

II.8.1. Nature du catalyseur :

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

II.8.2. 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 diminuent considérablement l'activité du catalyseur, et nécessiteront une purification et un séchage rigoureux de la charge.
- Ils imposent l'injection continue d'un composé chloré pour maintenir le taux de chlore sur le catalyseur, le chlore est en effet en partie sous forme d'acide chlorhydrique par les effluents gazeux, et liquides de l'unité qui doivent subir un traitement de neutralisation.
- Ils doivent travailler en présence d'hydrogène pour préserver l'activité catalytique en empêchant le « cokage ».

Pour traiter 50 t/h d'essence légère ce procédé exige la mise en œuvre d'environ 20 tonnes de catalyseurs disposés généralement dans deux réacteurs en série [12].

II.8.3. Caractéristiques du catalyseur :

La référence du catalyseur d'isomérisation est ATIS-2L. Il s'agit de platine sur un catalyseur à base d'alumine chlorée utilisé dans les raffineries pour l'isomérisation des coupes C5-C6 paraffiniques produisant une amélioration du RON et du MON de l'essence légère envoyée au blender des essences automobile (motor gasoline pool). Une haute conversion des n-paraffines est obtenue à basse température avec des hauts rendements [12].

II.8.4. Poisons des catalyseurs :

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. Il y'a empoisonnement si les impuretés interagissent plus fortement que les réactifs avec la surface active et cette dernière (interaction) est irréversible. L'empoisonnement modifie les sites actifs, il peut affecter l'activité ou la sélectivité du catalyseur [12].

II.8.4.1. 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 T° 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 T° peut aider pour compenser partiellement de la réduction de l'activité du catalyseur.

II.8.4.2. 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 1 kg 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 T° du réacteur dans la portion supérieure de lit et cette inactivité se déplaçant lentement vers le bas du lit. Une fois que le catalyseur est désactivé, il doit être enlevé pour la récupération du platine et remplacé par du catalyseur frais.

II.8.4.3. Composés d'Azote :

Cela concerne l'azote organique ou l'ammoniac, pas l'azote moléculaire N₂. Les composants d'azote réagissent pour former l'ammoniac qui à son tour réagit avec le chlore dans le catalyseur ou le HCl pour former du sel de chlorure d'ammonium. Cela entraîne une désactivation permanente du catalyseur par un revêtement des sites actifs du catalyseur, une perte de chlorure et éventuellement une inactivité due à une mauvaise distribution des dépôts de sel.

II.8.4.4. 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. Les tableaux II-2, II-3, II-4 montrent les limites de tolérances des impuretés pour les catalyseurs ainsi que les niveaux admissibles des impuretés dans l'alimentation.

Tableau II.1 : Tolérances aux impuretés recommandées pour les catalyseurs type alumine chlorée.

Impuretés	Tolérance maximal (\leq)
Soufre	1.0 wt ppm
Eau	0.5 wt ppm
Azote	0.5 wt ppm
Oxygène	1.0 wt ppm
Arsenic	5.0 wt ppm
Plomb	20 wt ppm
Cuivre	20 wt ppm

Tableau II.2 : Niveaux maximums admissibles d'impuretés dans l'alimentation.

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 II.3 : Niveaux maximums admissibles d'impuretés dans l'hydrogène.

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 + CO ₂	10 wt ppm (1)
Oléfines	10 wt ppm
Chlorure	5 wt ppm

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

II.8.5. Durée de vie :

La durée de vie totale du catalyseur dépend de tous les paramètres du procédé mais le paramètre prédominant 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].

II.9. Les paramètres du procédé :

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

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

Il faut comprendre que la pression est fixée lors de la conception de l'unité et ne constituera plus une variable opératoire en cours de marche. La température sera par excellence le paramètre que l'on peut augmenter, pour maintenir la valeur du **NO**. La vitesse spatiale et le rapport **H₂/HC** sont également susceptibles d'être modifiés en cours de marche.

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

II.9.1. Composition de la charge :

Les procédés d'isomérisation sont relativement flexibles vis à vis des charges utilisées. Les charges C5/C6 utilisées sont issues de la distillation directe du pétrole brut. En général, le point de coupe de distillation de la charge est maintenu autour de 70°C -80°C pour éviter la présence importante de benzène, de cyclohexane et autre hydrocarbure contenant plus de 7 atomes de carbone. En effet la présence de ces composés dans la charge de l'unité d'isomérisation entraîne des pertes en rendement ou en octane de l'isomérisat. [7]

II.9.2. Température du réacteur :

La température d'entrée des réacteurs permet aux opérateurs un contrôle direct la qualité de produit. Les températures plus élevées améliorent l'activité de catalyseur et l'approche à

l'équilibre, mais cela diminue la quantité d'équilibre d'isomères dans les effluents de réacteur. Une température plus élevée augmente également des réactions d'hydrocraquage, et par conséquent les dépôts de coke sur le catalyseur. [15]

II.9.3. La pression à la sortie du réacteur :

Pression à la sortie du réacteur A la sortie du deuxième réacteur, la pression doit être au-dessus de 30 kg/cm² minimum. [15]

II.9.4. La vitesse spatiale :

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

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

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

II.9.5. Rapport H₂/ hydrocarbure

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

II.9.6. Injection du chlorure

Le catalyseur de platine chloré perd une petite quantité de chlorure d'une façon continue jusqu'à l'effluent de réacteur, et cela est constitué par l'injection continue d'un agent de chlorure aux réacteurs d'isomérisation. Le Tétrachloroéthylène (C₂Cl₄), non stabilisé, est l'agent chlorurant recommandé. Les réacteurs d'isomérisation ne devraient pas être en service pour plus de six heures sans injection de chlorure, car les réactions d'isomérisation ralentissent significativement avec déficience de chlorure. [15]

Conclusion :

Le procédé d'isomérisation est le meilleur moyen pour booster l'indice d'octane des naphthas légers dans nos carburants qui permet d'atteindre les nouvelles spécifications d'essence.

CHAPITRE III :

La Distillation

Chapitre III : La distillation

Introduction :

Sans aucun doute, dans le secteur industriel, la distillation règne en maître comme technique de séparation par excellence. La science de la distillation exploite les différents degrés de volatilité entre les mélanges. Ceux dont la volatilité relative est plus élevée se distinguent plus facilement, tandis que les produits à point d'ébullition proche et azéotropiques posent un plus grand défi à séparer. Pour extraire efficacement ces mélanges, des techniques de distillation avancées doivent être employées. La distillation est un processus polyvalent qui permet la séparation de mélanges binaires ou multicomposants. La personnalisation de plusieurs variables, notamment la pression, la température, la taille de la colonne et le diamètre, est essentielle pour déterminer les propriétés de l'entrée et de la sortie souhaitées. Il existe également des colonnes spécialisées telles que les colonnes de distillation réactive qui permettent de combiner la réaction et la séparation du produit dans une seule unité.

III.1. Définition :

La distillation est un procédé de séparation physique qui permet la séparation d'un mélange binaire ou complexe en utilisant la différence des points d'ébullition entre des produits qui se trouvent mélangés et même dissous les uns dans les autres. Cette séparation s'effectue dans plusieurs types d'appareillages en continu ou en discontinu (ballon en verre de laboratoire, colonne). On distingue deux types de distillation : [16]

- La distillation atmosphérique.
- La distillation sous vide.

III.2. Principe :

Le procédé utilise la différence de volatilité entre les constituants afin de les séparer : le composé le plus volatil se vaporise plus facilement et composera la majeure partie des vapeurs. Il est ainsi possible de créer une phase gazeuse ayant une composition différente du mélange initial. Par condensation de ces vapeurs, un liquide appelé distillat peut être récupéré avec une concentration élevée du composé le plus volatil. Le distillat n'est pas un produit pur : il contient une certaine proportion des autres composés du mélange initial. Il faut dès lors répéter l'opération d'évaporation-condensation avec le distillat afin de concentrer davantage le composé le plus volatil. Pour ne pas répéter l'opération, et séparer proprement les composants du mélange en une seule passe, on utilise une colonne de distillation à plateaux ou garnissage et ce procédé se nomme distillation fractionnée ou rectification. La distillation peut être effectuée de plusieurs manières : discontinue, continue, sous vide. [17]

III.3. Types :

III.3.1. Distillation discontinue :

Une distillation discontinue est une distillation où le mélange à séparer est chargé une fois dans l'installation et d'où les composants distillés les uns après les autres [17]. Cette opération est

appliquée dans un réservoir en fond de colonne (rebouilleur), où le mélange est introduit. Les produits les plus légers sont recueillis en premier au condenseur qui se trouve en tête de colonne. Lors du passage des différents composés légers, la température en tête de colonne s'accroît. En fin d'opération, il ne reste plus que le résidu lourd en bas de colonne.

La distillation discontinue est en général utilisée pour les capacités petites à moyennes, cette opération est fréquente dans l'industrie pharmaceutique pour des applications de récupération de solvants à petit échelle, pour la purification des huiles de grande valeur, ou encore dans les stations de traitement des eaux usées de faibles capacités. [18]

III.3.2. Distillation continue :

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

Une fraction du débit de liquide issu du condenseur dans le flux de matière froide est descendant constitue le reflux de la colonne. Le courant de vapeur issu du bouilleur est un flux de matière chaude ascendant. Pour assurer un bon contact entre le liquide descendant et la vapeur ascendante, la colonne est soit équipée de plateaux ou de garnissages. Le mélange à traiter est introduit sur le plateau d'alimentation de la colonne. Les composés les plus volatils se vaporisent à partir du liquide contenu dans la colonne et atteignent un plateau supérieur. Les vapeurs s'enrichissent en composés volatils. La phase vapeur ainsi enrichie est collectée en haut de la colonne, puis condensée pour fournir un distillat léger. La phase liquide tombe en cascade vers le bas, s'enrichit en éléments lourds et perd ses éléments légers. Plus le nombre de plateaux ou la hauteur de la colonne important, meilleure est la séparation. [19]

III.3.3. Distillation atmosphérique :

Ce procédé consiste à chauffer le pétrole dans une tour de distillation appelée Topping ou distillation atmosphérique (pression qui règne à l'intérieur est proche de celle de l'atmosphère), et grâce à la différence de température d'ébullition des composants en présence et avec la vaporisation des fractions on recueille à différents niveaux de la colonne des fractions de produits légers, intermédiaires, moyens et lourds. La distillation atmosphérique se fait dans une colonne munie d'un certain nombre de plateaux, conduisant à une distillation fractionnée, donnant des distillats légers, la partie résiduelle est envoyée vers une autre colonne appelée distillation sous vide. [20]

III.3.4. La distillation sous vide :

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

distillats, les colonnes sous vide comportent ou non des zones de fractionnement et suivant l'utilisation ou non de la vapeur d'eau destinée à baisser la pression des hydrocarbures. [20]

III.3.5. Distillation azéotropique :

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

La distillation azéotropique est une technique destinée à séparer des composants liquides très difficiles de volatilités trop proches voire impossibles à séparer par distillation (formant un azéotrope). Elle consiste à ajouter au mélange à séparer un solvant tiers, formant un azéotrope avec l'un des composants et non miscible avec lui après condensation. On choisira donc un solvant formant un azéotrope à minimum pour le récupérer en tête de colonne. Après condensation le solvant entraîneur est séparé par décantation et recyclé dans la colonne sous forme de reflux. Choisir un solvant entraîneur miscible avec le composant à extraire n'aurait aucun sens puisqu'on serait dans l'impossibilité de les séparer après condensation.

L'entraîneur doit aussi être suffisamment volatil pour être strippé du produit de pied de la distillation. Cette technique est largement utilisée dans l'extraction d'eau de milieux organiques, aromatiques, alcools, ... etc. Elle est parfois en concurrence avec la distillation extractive qui consomme souvent moins d'énergie mais est plus coûteuse en investissement (deux colonnes au minimum). [22]

III.4. Colonne de distillation :

III.4.1. Définition :

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

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



Figure III.1. : Colonne de distillation.

III.4.2. Principe de fonctionnement :

Une colonne de distillation continue permet, à partir d'un mélange (charge ou alimentation), d'avoir un distillat et un résidu avec des spécifications bien définies.

a) Alimentation : la charge provenant du stockage est préchauffée dans une batterie d'échangeurs et/ou dans un four. La température d'entrée dans la colonne correspond au % vaporisé de l'alimentation ; elle est contrôlée par un TRC.

b) Distillat : les vapeurs de tête de la colonne sont condensées totalement ou partiellement dans un condenseur avant d'être introduites dans le ballon de reflux. Les gaz incondensables sont envoyés vers le réseau torche sous contrôle de la pression dans le ballon (PRC). Le liquide est envoyé en partie comme reflux de la colonne, l'autre partie comme distillat vers stockage, après refroidissement, sous contrôle de niveau dans le ballon (LIC).

c) Résidu : le liquide de fond de la colonne est envoyé en partie comme rebouillage, l'autre partie comme résidu, après refroidissement, vers stockage sous contrôle de niveau dans la colonne (LRC).

d) Reflux : c'est un flux liquide interne qui descend de plateau en plateau ; il établit les bilans thermiques partiels sur chaque plateau et le gradient de température dans la colonne. Ce flux liquide interne est toujours à sa température de bulle en équilibre avec la vapeur qui monte. Par conséquent, la quantité et la composition de ce liquide se modifient en descendant dans la colonne. Dans le cas du fractionnement du brut, lorsque la composition correspond aux spécifications d'un produit commercial, on en soutire une partie.

e) Rebouillage : il permet la revaporisation de la fraction légère contenue dans le résidu. La revaporisation de la fraction légère contenue dans le résidu peut s'effectuer soit par rebouillage, soit par stripping. [24]

III.4.3. Description de la colonne de distillation atmosphérique :

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

Les plateaux sont de types à clapet (soupape) qui permettent d'assurer un contact intime entre la phase liquide descendante et la phase vapeur ascendante. [25]

Les colonnes de distillation atmosphérique comportent généralement quatre zones :

a) Zone de stripping ou zone d'épuisement :

La zone de stripping, en fond de colonne, est équipée de plateaux, qui a pour fonction d'éliminer les fractions légères contenues dans le résidu atmosphérique venant de la zone d'alimentation. Dans tous les cas, il est important d'avoir une vapeur de stripping sèche, afin d'éviter les vaporisations brutales qui peuvent endommager les internes. [26]

b) Zone d'alimentation ou zone de flash :

C'est la zone d'injection de la charge chauffée, où s'effectue la séparation en phase liquide et en phase vapeur. Elle doit assurer une bonne séparation des phases et protéger les parois contre l'érosion, pour ce là, la matière première entre par des tubulures tangentielles et se dirige vers le centre en spirale grâce à une plaque métallique placée verticalement. [25]

c) Zone de rectification :

On effectue la rectification à partir de la tête de colonne. Elle permet d'obtenir des produits légers par le stripping et les soutirages distillat. [25]

d) Les zones de reflux circulants (intermédiaire) :

L'amélioration des niveaux de température aux quels sont réalisés les soutirages de chaleur, conduit à installer des reflux circulants intermédiaires entre certains soutirages de produits. Ces reflux permettent aussi une meilleure répartition des flux vapeur au sein de la colonne. Les zones de reflux circulants sont caractérisées par des fortes charges liquides et une grande variation du flux vapeur, qui décroît fortement du bas vers le haut de la zone. Ces zones sont habituellement constituées d'un nombre réduit de plateaux ayant un fort espacement (0.65 à 0.90 m). [25]

III.4.4. Dimensionnement :

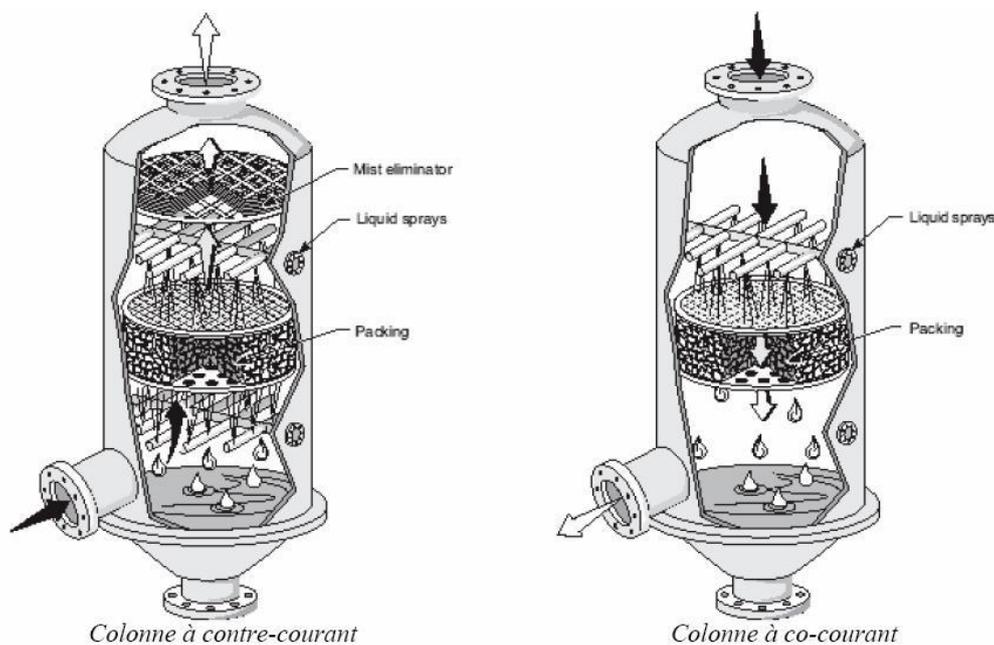


Figure III.2. : Schéma de Colonnes de distillation.

Les caractéristiques générales d'une colonne à distillation sont les suivantes : [27]

a) Puissance de la colonne :

Ça représente le nombre de plateaux théoriques de la colonne de distillation.

b) Plateau théorique :

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

c) Débit :

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

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

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

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

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

e) Retenue de la colonne ou volume de rétention :

- Retenue dynamique : C'est le volume de rétention en fonctionnement. C'est à dire le volume minimum retenu dans la colonne et ses parties annexes au cours de la distillation.

Il est égal à : liquide de reflux dans la colonne plus liquide dans le condenseur et le système de prélèvement, plus liquide correspondant à la vapeur dans la colonne.

- Retenue statique : Liquide retenu dans la colonne la distillation terminée.

C'est du volume de rétention que dépend la finesse de la séparation.

f) Efficacité :

Rapport du nombre de plateaux théoriques au nombre de plateaux réels. Pour une colonne donnée elle dépend du taux de reflux et de la verticalité de la colonne.

g) Finesse :

Cette caractéristique permet de comparer des colonnes ayant même efficacité et même pouvoir séparateur pour un mélange donné. (Elles permettent d'obtenir le même pourcentage de pureté du produit).

La colonne présentant la plus grande finesse est celle qui a le plus faible volume de rétention.

h) Pertes de charge :

C'est la force que doit vaincre la vapeur pour monter dans la colonne. Elle a pour origine les obstacles rencontrés par la vapeur dans son mouvement ascendant ; principalement le liquide de reflux et les changements de direction liés à la conception de la colonne.

i) L'engorgement

Les colonnes à garnissage sont sensibles aux variations des débits de gaz et de liquide.

La perte de pression augmente rapidement pour une faible augmentation du débit de gaz.

L'engorgement détermine les débits de gaz et de liquide maximums admissibles à la colonne et donne le point d'instabilité en fonctionnement des colonnes à garnissage.

Le phénomène d'entraînement est un facteur important pour déterminer les limites d'engorgement d'une colonne. Ce phénomène se déroule de la façon suivante : une partie du liquide pulvérisé dans la colonne ne s'accroche pas au garnissage, forme des gouttelettes et est entraîné par le gaz en tête de colonne. Le dévésiculeur permet de retenir ces gouttelettes au sein de la colonne. Cependant, ces gouttelettes qui retombent viennent s'ajouter au débit de liquide introduit dans la colonne.

j) Canalisation du liquide

Dans certains cas le liquide peut descendre par une surface relativement faible de la colonne sans mouillage de toute la surface de garnissage. Ce phénomène est appelé «liquid channeling», il peut se produire si :

- le débit du gaz est trop faible ;
- le distributeur du liquide ne répartit pas le liquide de façon homogène ;
- le garnissage est mal positionné dans la colonne.

Le liquide a tendance à s'approcher de la paroi de la colonne (les espaces vides sont plus importants qu'au centre de la colonne). Si le liquide touche la paroi, il ne rentre pas au sein du garnissage et il descend plus vite vers le bas de la colonne. Pour éviter ce phénomène, on peut utiliser les ré-distributeurs afin de renvoyer le liquide au centre de la colonne.

Normalement, deux ré-distributeurs doivent être au minimum espacés d'une distance équivalente à 3 ou 5 fois le diamètre de la colonne.

III.4.5. paramètres opératoires :

Trois critères caractéristiques d'une distillation sont :

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

III.4.6. Equipements auxiliaires :

III.4.6.1. Les rebouilleurs :

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

Le rebouilleur correspond souvent à une unité distincte placée à côté de la colonne. Il s'agit d'un échangeur thermique fournissant de la chaleur au fond de la colonne. [27]

III.4.6.2. Condenseurs :

Un procédé de condensation correspond au processus inverse d'un procédé de rebouillage. Tandis que les rebouilleurs sont utilisés pour réchauffer un liquide, les condenseurs sont utilisés pour le refroidissement d'une vapeur. En fait, les condenseurs permettent de liquéfier le produit de tête. Un condenseur est généralement composé d'une enveloppe métallique contenant à l'intérieur un faisceau de tubes. Le produit de tête circule autour du faisceau de tubes. La vapeur de tête passe continuellement dans l'enveloppe. L'eau de refroidissement circulant à travers les tubes élimine de la chaleur de la vapeur et s'évacue réchauffée. Le condensat (vapeurs condensées) transite du condenseur vers un accumulateur. Au départ de l'accumulateur, une partie du condensat est éliminé sous forme de produit et une autre partie est ré-pompée dans la colonne sous forme de reflux. Le reflux pénètre la colonne par la tête de colonne. [27]

III.4.6.3. Filtres :

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

Des filtres installés au fond de la colonne peuvent éviter cet endommagement des pompes. Le produit de fond traverse les filtres lors de son pompage au départ du stockage. Les filtres emprisonnent les corps étrangers lors du pompage du produit de fond. Les filtres doivent posséder des ouvertures suffisamment petites pour permettre la retenue des objets même de faible dimension mais suffisamment larges pour permettre le correct écoulement de l'huile de la colonne. Les orifices doivent être maintenus ouverts de façon à ne pas empêcher l'écoulement du liquide du filtre. [27]

III.4.6.4. Distributeurs de reflux :

Le reflux de tête est généralement renvoyé vers la colonne sur le dernier plateau supérieur. Si aucun dispositif n'est prévu pour répartir uniformément le reflux à travers le plateau, tout le reflux se déversera dans la colonne en un même point. Dès lors, il ne pourra pas être uniformément réparti à travers tout le plateau. [27]

III.4.6.5. Extracteurs de brouillard :

Un entraînement se produit lorsque des gouttes de liquide en suspension dans une vapeur sont transportées vers le plateau suivant ou dans le distillat de tête. Un entraînement peut s'avérer

grave lorsque le produit de tête doit être un gaz sec. En règle générale, il peut être réduit grâce à un contrôle de la vitesse de la vapeur et à un espacement correct des plateaux. Il peut également être réduit à l'aide « d'extracteurs de brouillard » installés dans la colonne dans laquelle un entraînement est davantage susceptible d'avoir des conséquences graves. Les extracteurs de brouillard (séparateurs de brouillard liquide) sont généralement installés en tête de colonne. Les extracteurs de brouillard sont composés d'un fil de jauge fin sous forme de maillage. Les vapeurs traversent facilement le maillage ce qui n'est pas le cas des gouttes de liquide. Les extracteurs de brouillard doivent être conservés exempts de saleté ou de matière étrangère. Des extracteurs de brouillard obstrués gêneraient l'écoulement de vapeur. [28]

III.4.7. Problèmes rencontrés dans les colonnes à plateaux :

III.4.7.1. Pleurage :

Il y a pleurage lorsque le liquide s'écoule d'un plateau à un autre par les orifices du plateau. Ce phénomène peut avoir lieu si les trous dans le plateau sont trop grands ou si le débit de gaz est trop faible. En effet, si la pression du gaz passant par un orifice n'est pas suffisante pour créer une bulle et supporter la charge du liquide, ce dernier commence à s'écouler par les trous. [27]

III.4.7.2. Engorgement :

Pour des débits de gaz et de liquide trop importants, on peut atteindre les limites suivantes : Engorgement des trop-pleins pour bien dégazer le liquide, il faut que la vitesse verticale du mélange soit inférieure à la vitesse d'ascension des bulles de gaz. Si le débit de liquide est trop important, la vitesse du liquide dans la zone des trop-pleins sera trop grande et les trop-pleins ne seront plus capables d'assurer leur fonction de dégazage. En raison également de la perte de charge qui sera trop élevée, le liquide ne pourra plus descendre sur le plateau inférieur, il ne sera plus canalisé engorgement par entraînement si le débit du gaz augmente trop, à un moment, le mélange de liquide et de gaz peut former une émulsion. Cette émulsion peut remplir tout l'espace entre les plateaux et atteindre le plateau supérieur. Cela augmente fortement la perte de charge et diminue l'efficacité du plateau supérieur, et donc de la colonne. [27]

III.4.7.3. Entraînement :

On parle de phénomène d'entraînement lorsque le liquide est transporté par le gaz d'un plateau au plateau supérieur. L'entraînement des gouttelettes du liquide sur le plateau supérieur est dû à une vitesse trop élevée du gaz dans la zone de contact des phases.

L'efficacité du plateau est réduite car il y a une diminution des forces motrices d'absorption due au versement du liquide du plateau moins volatile sur le plateau de plus grande volatilité. Dans ce cas, la colonne s'approche du point d'engorgement, car la quantité du liquide sur le plateau supérieur augmente. [27]

III.4.7.4. Mauvaise distribution du liquide :

Ce phénomène engendre une réduction de la surface de contact entre les phases et une diminution de l'efficacité de la colonne. Ce problème peut se produire lorsque : [27]

- Les plateaux ne sont pas placés horizontalement,
- Le débit du liquide est trop grand,
- Le débit du gaz est trop faible,
- Il y a un problème mécanique avec le plateau.

III.5. Types de colonnes :

III.5.1. Colonnes à plateaux :

Les colonnes à plateaux ont à l'origine été inventées pour la distillation, mais elles peuvent également être utilisées comme absorbeur. Les plateaux munis de déversoirs sont particulièrement bien adaptés pour l'absorption, mais en fait, tous les types de plateaux peuvent être utilisés. Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, sont en fait conçus pour assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion divisent la vapeur en jets indépendants et augmentent la surface de contact avec le liquide.

Au sein des colonnes à plateaux, le mouvement de la phase liquide a toujours lieu du haut vers le bas. Ensemble, les plateaux peuvent être classés en deux grandes catégories :

- Les plateaux à courants croisés avec trop plein,
- Les plateaux à contre-courant sans trop-plein.

Il existe différents types de plateaux qui varient selon les fournisseurs.

Le choix du plateau dépend principalement du débit du liquide, de la souplesse d'utilisation souhaitée et du coût de l'installation.

Les principaux types de plateaux sont : les plateaux perforés, à calottes, à soupapes, à tunnels et à fentes. [27]

III.5.1.1. Plateaux à calottes/cloches :

Les calottes sont des éléments de révolution (rarement hexagonale ou carré) placés de façon verticale sur le plateau. Pour augmenter la surface de contact entre les phases, les sorties de la calotte sont en forme de « dents ». Les plateaux à calottes rectangulaires (calottes KSG de Montz) sont munis de fentes au sommet et à la base, chaque calotte est placée perpendiculairement à ces voisines. [27]

III.5.1.2. Plateaux perforés :

La surface de ces plateaux est perforée de nombreux petits trous. L'épaisseur d'un plateau dépend de la résistance mécanique nécessaire au bon fonctionnement de la colonne (masse du liquide, force de gravité). Elle n'a pas d'influence sur les pertes de pression, mais elle joue un rôle sur la dispersion de la phase gaz.

Généralement l'épaisseur des plateaux perforés est proportionnelle au diamètre des trous. [27]

III.5.1.3. Plateaux à soupapes :

Selon les constructeurs, il existe plusieurs types de plateaux à soupapes :

- les plateaux avec les soupapes « Float-Valve » constitués de rectangles de tôle pliée et emboutie ;
- les soupapes circulaires des plateaux « Flexitray » (dénominations commerciales) constitués de disques emboutis, retenus chacun par un étrier soudé ou agrafé sur le plateau ;
- les plateaux à soupapes étagées : il s'agit de soupapes superposées, munies de pieds de hauteurs différentes et qui se lèvent successivement sous la poussée du gaz.

Les plus utilisés sont les plateaux à soupapes circulaires munis de pattes repliées qui limitent la levée au-dessus du plateau. Le plus commercialisé est une variante dans laquelle des orifices du plateau sont emboutis d'une forme de Venturi pour réduire la perte de charge à l'entrée. [27]

III.5.1.4. Plateaux à tunnels :

On peut distinguer deux types de plateaux à tunnels :

- plateaux où le liquide circule perpendiculairement aux tunnels. La phase gaz arrive par les nombreuses cheminées circulaires comprenant un espace pour le passage du liquide, le tunnel est surélevé par rapport au plateau.
- plateaux où le liquide circule parallèlement aux tunnels. Dans ce cas les cheminées sont longues et rectangulaires. Elles ne gênent pas l'écoulement du liquide. [27]

III.5.1.5. Plateaux à fentes :

Ils dérivent des plateaux perforés. Une petite plaque est positionnée au-dessus de chaque orifice. Cette construction permet d'augmenter le taux de mélange entre les phases : un écoulement plus turbulent et la composition horizontale du mouvement de la phase gaz assurent un meilleur contact avec le liquide. La surface effective du plateau est augmentée par une formation plus importante du nombre de gouttes de liquide. Ces plateaux offrent une plus grande souplesse que les plateaux perforés, ils diminuent le primage, mais la perte de charge est plus significative. Il existe plusieurs types de plateaux à fentes mais ils sont peu utilisés dans l'industrie. [27]

III.5.2. Les colonnes à garnissage :

Une colonne à garnissage est une colonne qui est remplie d'éléments permettant d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide.

Ce sont ces éléments qui constituent le garnissage. La colonne contient également : dans sa partie inférieure, un plateau pour supporter le garnissage et un injecteur de gaz ; dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide et parfois un dévésiculeur ; parfois un ré-distributeur.

En considérant la façon d'alimenter la colonne en gaz et en liquide, on peut distinguer trois types de colonnes (à co-courant ; à contre-courant ; à flux croisé).

Dans les colonnes à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage placé entre des grilles. La phase liquide qui contient l'absorbant, forme un film sur les éléments de garnissage (zone de mouillage). Le garnissage qui crée une série d'obstacles sur le parcours du liquide et du gaz au sein de la colonne permet :

- d'augmenter la surface de contact entre les deux phases ;
- d'augmenter le temps de séjour des 2 phases dans la colonne et donc leur durée de contact ;
- de créer un régime turbulent de la phase gaz. [27]

Conclusion :

La distillation l'une des une étape importants dans le raffinage c'est la méthode de séparation la plus utiliser dans n'importe quelle usine.

CHAPITRE IV :
Description de l'unité
d'isomérisation
(700/701)

Chapitre IV : Description de l'unité d'isomérisation (700/701)

Introduction :

L'unité d'isomérisation de la raffinerie de Skikda (700/701) se divise en deux sections comme suit :

- Section Hydrotraitement du Naphta Léger.
- Section Isomérisation.

IV.1. Section Hydrotraitement du Naphta Léger :

L'objet de l'Unité d'Hydrotraitement du Naphta Léger (Unité 700) est de produire des charges hydro-traitées propres pour alimenter l'Unité 701 d'Isomérisation. Ces charges doivent avoir des teneurs suffisamment basses en contaminants tels que le soufre, l'azote, l'eau, les halogènes, les dioléfines, les oléfines, l'arsenic, le mercure et d'autres métaux afin de ne pas affecter les unités en aval. Un lit de garde du soufre est installé sur le courant de fond du stripeur pour protéger les unités en aval du H₂S dissous, pouvant être entraîné, en cas de désordres du stripeur. Une section de déisopentanisation est incluse dans cette unité. La coupe Iso-pentane de l'alimentation est séparée et envoyée à l'unité d'isomérisation (Unité 701), 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 garde du mercure est installé sur le naphta désulfuré refroidi pour éliminer toute trace de mercure présent dans le naphta envoyé à l'unité d'isomérisation. La charge de l'unité est un mélange de la coupe C5-65 de Naphta de distillation directe, de la coupe C6 de Naphta de distillation directe et de la coupe C5 du Plateformat dérivant du traitement, dans la Raffinerie, des pétroles bruts RA1K et HBNS5. [7]

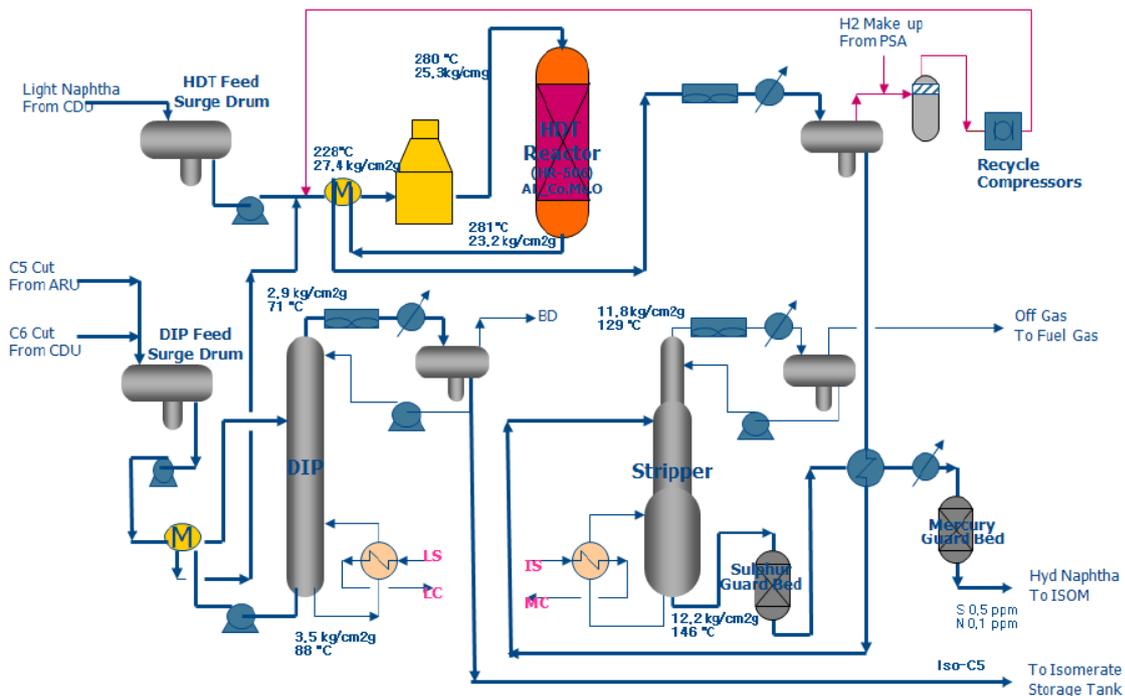


Figure IV.1. : PFD simplifiée de l'unité LNHT. [7]

Ces naphthas contiennent des teneurs en contaminants qui seront préjudiciables aux catalyseurs d'isomérisation et leur prétraitement est donc nécessaire.

Ce procédé, développé sous licence d'Axens, comprend les trois opérations suivantes :

- Séparation par distillation, à partir de la coupe C5-65 et de la coupe C5 du plateformat, d'une coupe riche en iso-C5 envoyée pour le mélange avec le produit d'isomérat (**Section DIP**).
- Traitement du naphtha dans un réacteur adiabatique sur un lit fixe de catalyseur bimétallique dans un environnement d'hydrogène. Une température modérément élevée dans l'intervalle de 290-310°C est nécessaire pour accélérer les réactions chimiques (**Section de réaction**).
- Stripping du produit hydrotraité brut pour éliminer les fractions légères, les produits gazeux y compris le H₂S et l'eau (**Section du stripper**). [7]

IV.1.1. Rôle de l'hydrotraitement des naphthas :

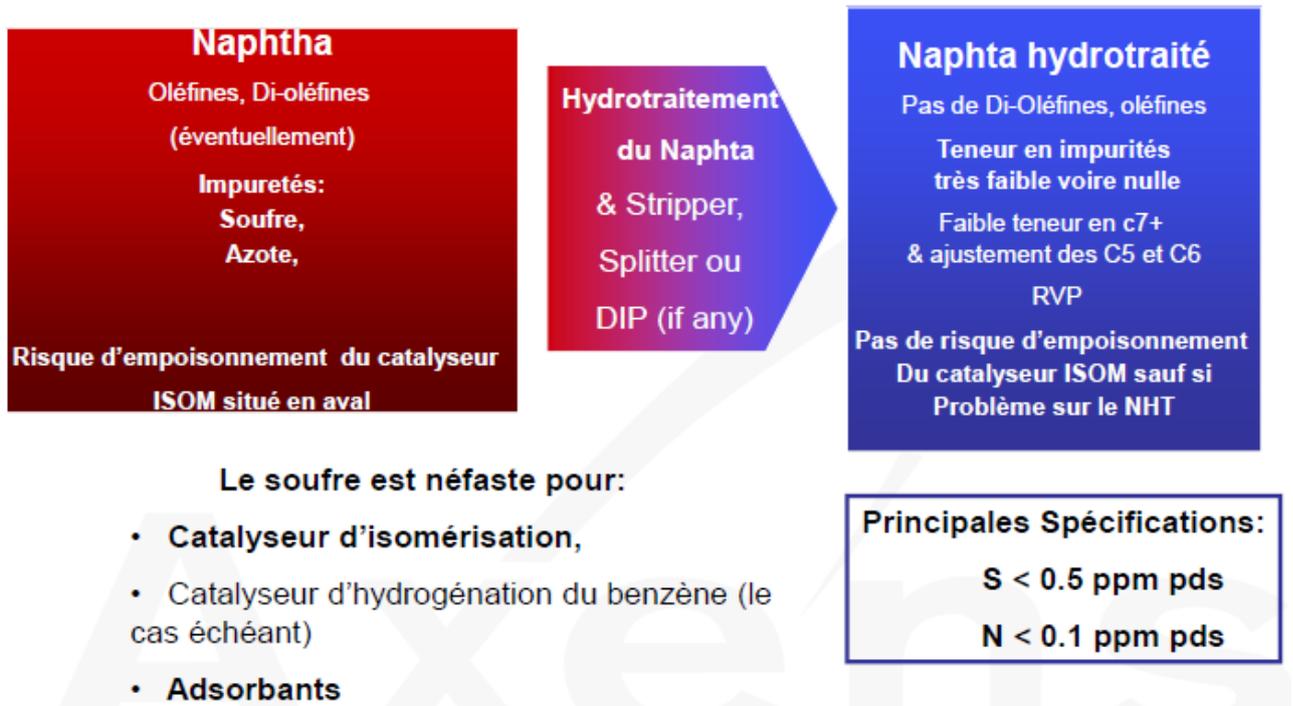


Figure IV.2. : But de l'unité NHDT (U-700). [9]

IV.1.2. Section DIP :

La coupe C5 du plateformat est envoyée sous contrôle du débit au ballon de charge de la DIP 700-V-1 et puis pompée sous contrôle niveau/débit par la pompe 700-P-2 A/B. La charge est chauffée avant d'entrer à la DIP par l'échangeur 700-E-1. La DIP (Déisopentaniseur) 700-C-1 récupère une coupe riche en iso-pentane de la tête de colonne et récupère les autres produits lourds du fond. Et car l'indice d'octane d'iso-pentane est haut cette coupe est envoyée directement à la section isomérisation 701 pour le mélange final avec l'isomérat.

La vapeur de tête est condensée par un aérorefrigérant 700-E-1 et elle passe par un ballon de reflux 700-V-2 avant d'être renvoyée à la DIP comme reflux froid par la pompe 700-P-4 A/B

et une autre partie est envoyée vers la section isomérisation pour être mélangée avec l'isomérisat léger. Le produit du fond est refroidi par l'échangeur 700-E-3 pour être envoyé sous contrôle de niveau/débit à la section réaction de l'hydrotraitement. Le reflux du fond est chauffé par un échangeur 700-E-2 et renvoyé par la pompe 700-P-3 A/B qui passe par un ballon de reflux avant d'entrer à la DIP. [30]

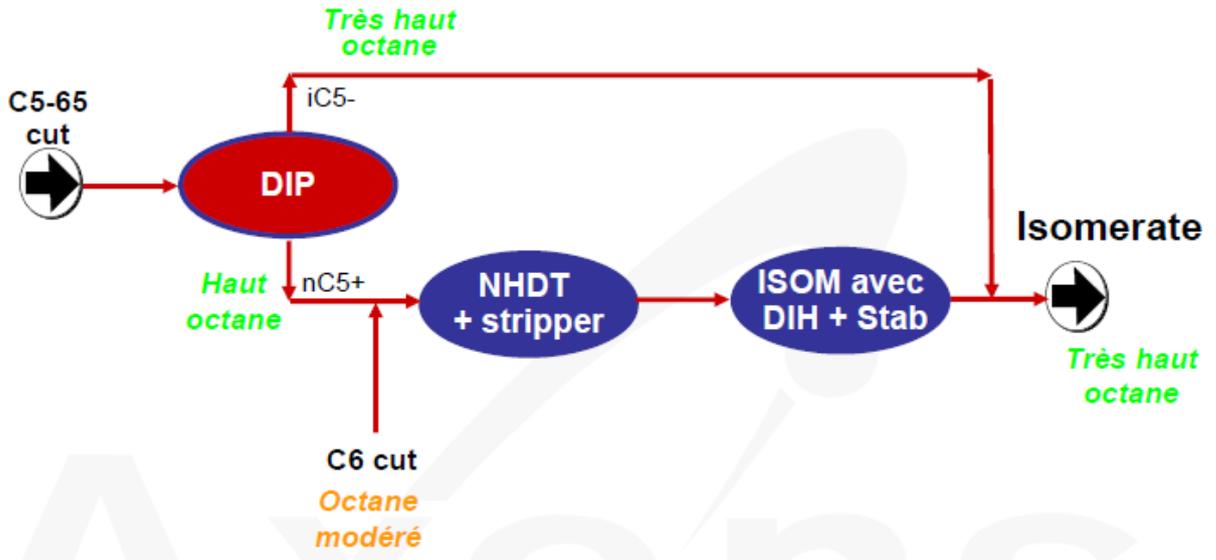


Figure IV.3. : Schéma de la DIP. [9]

IV.1.3. Section alimentation :

La coupe C6 part vers le ballon d'alimentation de l'hydrotraitement 700-V-3. Et va être pompé par la pompe. 700-P-5 A/B. [30]

IV.1.4. Section réaction :

La coupe naphta stocké dans le ballon de séparation est pompé sous contrôle niveau/débit par la pompe 700-P-6 A/B vers le circuit de réaction et va être mélangé avec le fond de la DIP et un gaz riche en H₂ envoyé par le compresseur 700-K-1 A/B. ce mix est préchauffé dans le train d'échangeurs 700-E-4 A/B/C/D/E/F/G/H (coté calandre), et pour arriver à la température réactionnel requise on va chauffé encore dans un four 700-F-1 avant être entré dans le réacteur 700-R-1.

La température dans le réacteur est contrôlée par le débit du fuel gaz, elle varie entre 280C° et 310C° elle dépend du cycle catalytique. Le lit catalytique est rempli avec HR-506.

La charge sortie du réacteur est refroidi dans les échangeurs 700-E-4 A/B/C/D/E/F/G/H (coté tube) puis va être condensé dans un aéroréfrigérant 700-E-5, on ajout de l'eau chaude pour éviter le risque de déposition de l'ammonium et le risque de corrosion dans les échangeurs (une fois par semaine pendant 3-4 heures).

La charge venue de l'aéroréfrigérant est envoyé pour être séparé dans un ballon de séparation 700-V-4.

La vapeur sortie du ballon est utilisée comme recycle et elle est mélangée avec l'hydrogène venu de l'unité PSA, puis va être routé part le compresseur 700-K-1 A/B pour être utilisé dans le

control de la pression dans section réaction durant le start-up et pour augmenter la pureté du gaz de recycle durant les opérations normal.

Durant les opérations normales la section réaction est contrôlée par le débit du hydrogéné. [30]

IV.1.5. Section stripper

Dans la section stripping, la charge désulfuré du naphta est préchauffé dans l'échangeur 700-E-6 A/B (coté calandre) pour entrer dans la colonne du stripping 700-C-2.

Cette colonne est chauffée par un rebouilleur 700-E-8 avec une vapeur à moyenne pression. Puis la tête de la colonne est condensée dans un aëroréfrigérant 700-EA-3 et dans un stripeur de refroidissement 700-E-7 et puis collecté dans le ballon de reflux 700-V-6. Un inhibiteur de corrosion est injecté pour protéger les équipements contre la corrosion. La vapeur de tête est dirigée vers fuel gas sous control de pression.

La phase liquide est pompé comme reflux par 700-P-7 A/B sous control du niveau. Le fond du stripeur est refroidit dans l'échangeur 700-E-6 A/B (coté tube) et après la charge naphta désulfuré est refroidit dans l'échangeur 700-E-9 A/B. un lit de garde de sulfures 700-V-7 et un lit de garde de mercure sont misent pour protéger l'isomérisation contre un potentiel de sulfure et de mercure passé dans la charge. La charge hydrotraiter final est envoyée sous control de débit vers la section isomérisation. [30]

IV.2. Section isomérisation :

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

Ce procédé, développé et sous licence d'Axens, se compose de deux réacteurs à lit adiabatique, des 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. [12]

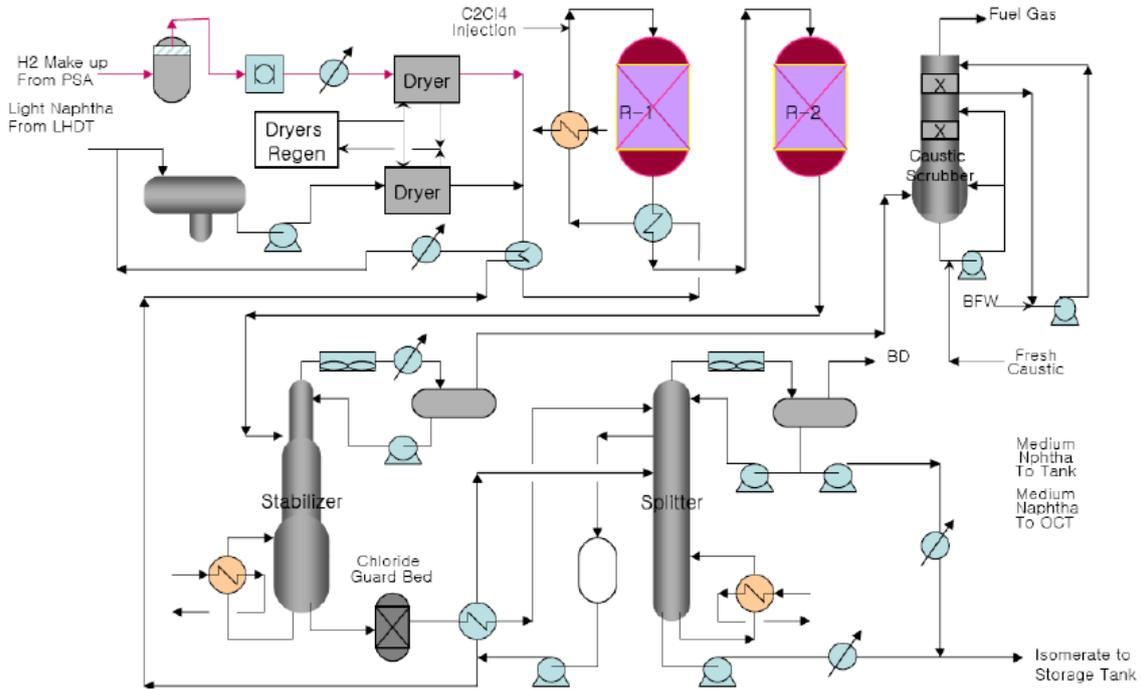


Figure IV.4. : PFD simplifiée de l'unité isomérisation. [12]

IV.2.1. Rôle de l'isomérisation des naphtas :

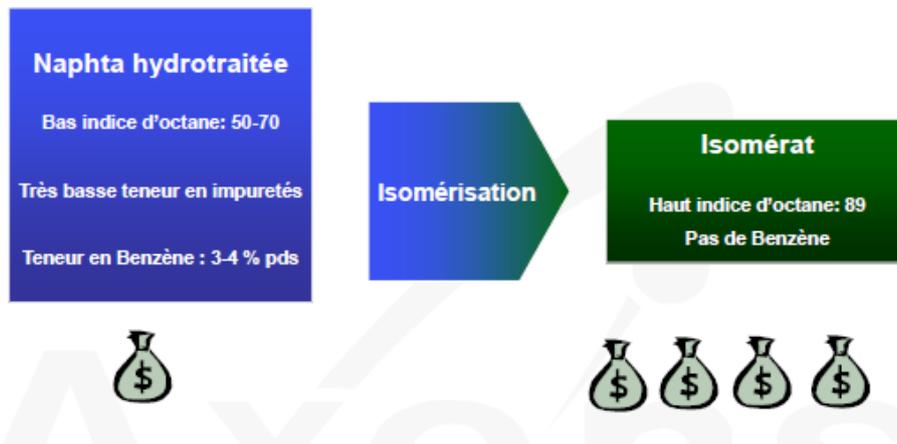


Figure IV.5. : But de l'unité isomérisation (U-701). [9]

IV.2.2. Les différentes sections de l'hydrotraitement des naphtas :

IV.2.2.1. Section Sécheurs :

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

La naphtha 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'H₂ d'appoint provenant de la PSA doit aussi d'être séché par l'élimination de H₂O et CO/CO₂ 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).il est mélangé après avec le naphta séchée et envoyé vers la Section Isomérisation. [31]

IV.2.2.2. Régénération des sécheurs :

Les tamis moléculaires se saturent après une certaine période, par conséquent une régénération s'avère obligatoire. Un analyseur en ligne (Multi cellule) est utilisé pour mesurer le taux d'humidité contenu dans les flux sortant de chaque sécheur. Les deux sécheurs (de charge et d'hydrogène) sont régénérés en utilisant le distillat vaporisé.

La régénération est isolée tandis que le deuxième reste en état de marche. Le régénérant est fournie par la pompe 701-P-5 A/B et il est complètement vaporisé par la vapeur intermédiaire IS 2 au niveau de vaporisateur (701-E-12) qui est constitué d'une calandre verticale et des tubes à baïonnettes. La vapeur est ensuite surchauffée jusqu'à 310°C dans un surchauffeur électrique 701-EH-1. La vapeur chaude quittant le sécheur est condensée au niveau du 701-EA-3 (Aéroréfrigérant du régénérant). Après le passage à travers le dégazer (701-V-11), le flux de régénération est mélangé sous contrôle de pression avec l'isomérat qui va être envoyé au stockage après avoir passé à travers les 701 E10 (condenseur à eau). [31]

IV.2.3. Section isomérisation (réacteur) :

Les deux phases combinées prévenantes de la section sécheur sont préchauffés dans l'échangeur 701-E-2 (recyclage Déisohexaniseur/Charge réacteur) ensuite dans l'échangeur 701-E-3 (Effluent Réacteur/la charge de l'échangeur) enfin la charge du réacteur va être chauffée par la vapeur intermédiaire dans l'échangeur 701-E-4 (Réchauffeur de charge Isomérisation). Une petite quantité d'agent de chloration (C_2CL_4) est injectée par la pompe d'une façon continue dans le réacteur d'isomérisation pour maintenir l'équilibre d'acidité sur le catalyseur (l'agent de chloration est stocké dans le ballon 701-V-5). Le mélange est envoyé vers le premier réacteur d'isomérisation 701-R-1 ou la réaction d'isomérisation va être effectuée (cette réaction est légèrement exothermique), l'effluent du réacteur est refroidi dans l'échangeur 701-E-3 coté tube avant d'entrer dans le second réacteur R2 ou 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. [31]

IV.2.4. Section de stabilisation :

La charge sortant du réacteur d'isomérisation contient des parties légères de gaz incondensables constitue un produit appelé « l'isomérat non stabilisée », dans cette coupe il y a des parties légères qui ont une tension de vapeurs assez élevée et pour la diminuer et respecter les spécifications, on a disposé d'une colonne de stabilisation dont le but d'éliminer les légers qui sont l' H_2 , HCL, C_4^- . La purge du ballon de reflux de stabilisateur contient de l'hydrogène et du chlore d'où ils sont envoyés vers le scrubber pour subir la neutralisation avec la soude caustique puis envoyés vers fuel gaz .Le produit recueilli au fond de la colonne stabilisatrice forme « l'isomérat stabilisé » qui sera envoyé vers la colonne déisohéxaniseur. [31]

IV.2.5. Section scrubber :

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

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

La Caustique est circulée avec la pompe 701-P8, elle est maintenue à une température à 50°C à travers l'échangeur 701-E11 (the caustic recycle Heater) pour garder la température de la caustique élevée de quelques degrés à celle de la charge gaz et pour éviter les risques de moussage qui sont dû à la condensation des hydrocarbures.

Les deux sections sont à garnissage avec (Anneaux à charbon). Le besoin en caustique est stocké dans la section inférieure de la colonne et la charge (gaz) barbotte à travers cette caustique. Une partie de la caustique circulante est pulvérisé sur les parois internes en dessous du garnissage (lavage à la soude) pour éviter tout risque de corrosion humide par le HCL au niveau de cette partie du Scrubber. La soude est drainée par les 701-P-8 A/B (ligne de Refoulement) une fois la concentration de la soude circulante diminue aux environs de 2% pds. Quand la caustique est éliminée, le fond de la colonne est rempli avec de la soude fraîche. La fréquence de remplacement de la NAOH est de 10 jours. La soude utilisée est envoyée au ballon de dégazage 701-V13, puis vers la limite batterie par les 701-P-11 A/B (Soude pauvre). Comme la soude fraîche est disponible à 40%, une solution à une concentration de 10% doit être préparée par dilution avec de l'eau déminéralisée. La soude fraîche est mélangée avec l'eau Déminéralisée en ligne à travers 701-MX-1 (Mixeur caustique fraîche) et stocké dans 701-S-1 (Bac caustique fraîche).

La solution caustique à la concentration de 10% est injectée au niveau du scrubber chaque 10 jours par les pompes 701-P-10 A/B. [31]

IV.3. Désohexaniseur (DIH) :

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



Figure IV.6. : Colonne désohexaniseur DIH.

IV.3.1. A propos de la DIH :

Le Désohexaniseur (DIH) est une colonne de distillation atmosphérique à plateau faite d'Acier au carbone d'un diamètre de 3.7 m et une hauteur de 64m qui comporte 82 plateaux elle est alimentée au plateau 53. [29]

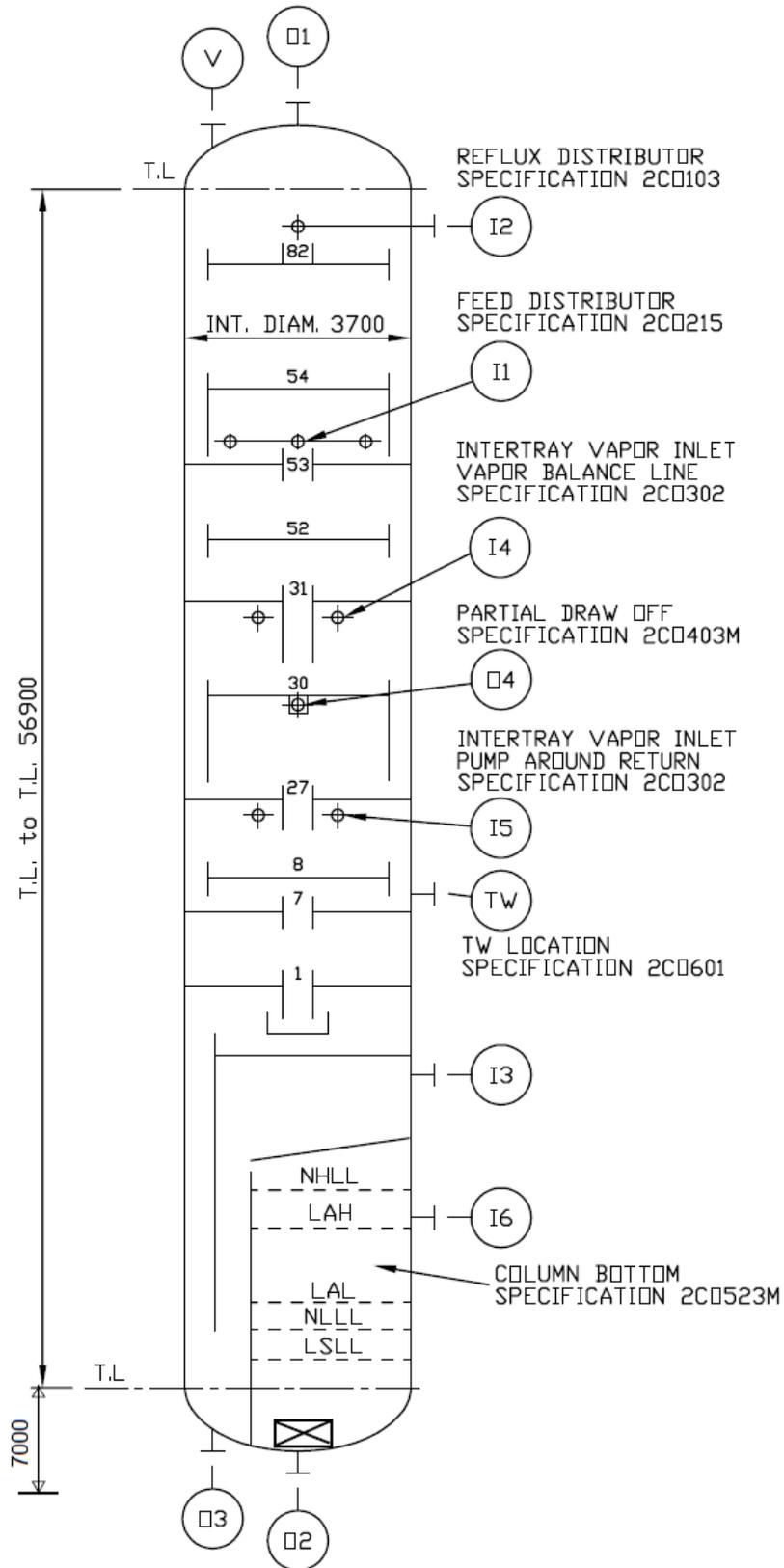
Elle résiste à une température de 170°C et une pression de 4.3kg/cm_g, les paramètres opératoires pour la tête et le fond sont la température de 80/145 °C et la pression de 2.6/3.2 kg/cm_g.

IV.3.2. Les objectifs du DIH :

- Produire l'isomérat léger en tête (distillat) et l'isomérat lourd en fond.
- Recycler les 2 MP & 3 MP et le N-hexane non converti à la section réactionnelle.
- Purger les lourds restants (inhibiteurs d'Isomérisation) X-Factor = MCP+CH+C7+ [9]

IV.3.3. Les principaux paramètres à contrôler sont :

- Ajuster le travail du rebouilleur pour obtenir le ratio design de reflux pour permettre une bonne séparation.
- Ajuster le débit d'isomérat léger pour atteindre l'optimum en RON/MON.
- Garder le soutirage du DIH constant pour maximiser le recycle des N-paraffines à la section réactionnelle.
- Garder constant le Pump around pour accroître les trafics liquide/gaz dans la zone voulue de la colonne. [9]



Figures IV.7. : Schéma PFD de la DIH. [29]

IV.3.4. Le fonctionnement de la DIH :

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

Le liquide est pompé par la 701-P-6A/B (Pompe de recyclage), une partie est recyclée au Section Réacteurs après refroidissement successifs contre la charge Réacteur (701-E2) et 701-E-8 (Refroidisseur a eau). L'autre partie du soutirage latéral du DIH est chauffée et vaporisée contre la charge DIH dans le 701-E-7.

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

Le produit d'Isomérat léger est envoyé vers le 701E10 (condenseur d'Isomérat léger par les 701-P-5A/B (Pompes 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 Déisopentaniseur de l'unité 700 en amont du 701-E-10 (Condenseur Isomérat).

Le fluide réchauffeur utilisé dans le Rebouilleur 701-E-9 (thermosiphon) est l'IS2. Le produit de fond est pompé par 701-P-7A/B (Pompes de fond déisohehexaniseur). Cette charge est concentrée en C7+ et C6 Naphtènes, elle est refroidit 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 Pumparound est installé. On récupère la chaleur de la charge chaude vers DIH venant du fond Stabilisateur pour produire rebouillage interne au niveau du DIH. La charge est refroidit coté tube/Pumparound 701-E-7 avant d'entrer le DIH, Pump-around est vaporisé avant d'entrer en DIH. [8]

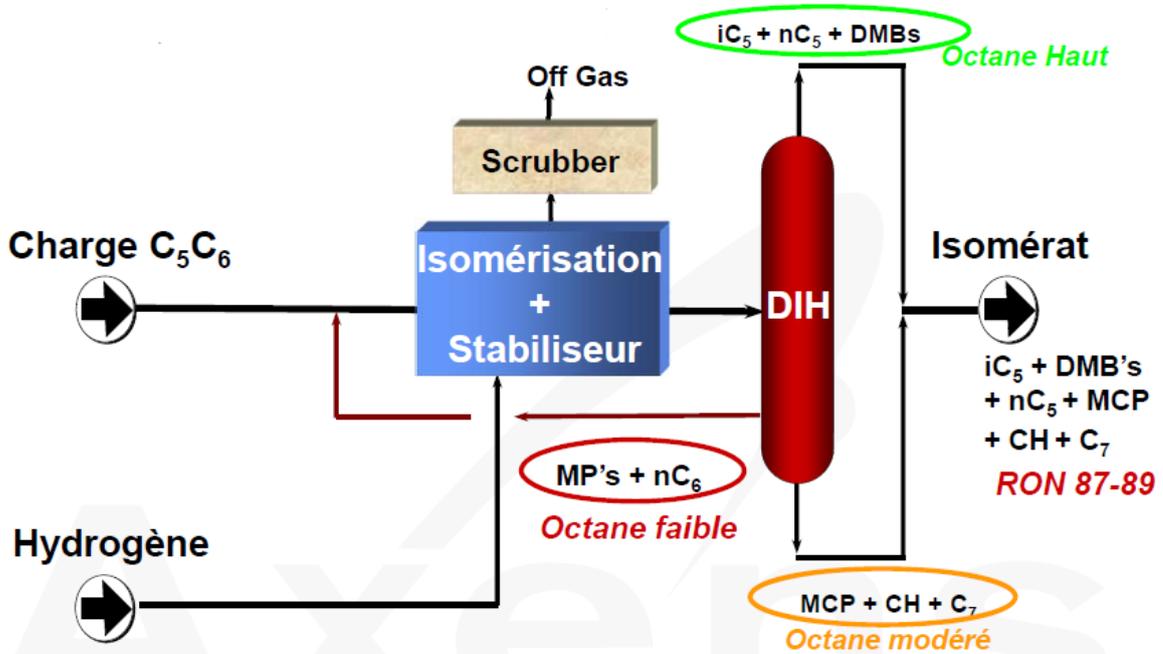


Figure IV.8. : Schéma typique de la technologie DIH. [9]

IV.3.5. La séparation dans la DIH :

La charge pénètre dans la DIH au niveau du plateau 53, qui est une charge issue du fond du stabilisateur riche en isomère, Une fois la charge dans la zone de flash elle éclate puis elle est séparée grâce aux températures d'ébullition ce qui forme 3 sections stabiliser par 3 reflux. Reflux de tête.

-La 2eme section le recycle riche en 2MP, 3MP et nC6 est stabilise par le reflux intermédiaire.

-La 3eme section celle du fond (l'isomérait lourd) stabiliser par le reflux du rebouiller.

Le fait d'avoir des constituant qui débordés dans les sections adjacentes au lieu que tout reste dans sa section reviens a la nature azéotropique de la charge a séparé.

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

Figure (IV.9-IV.10) représentent, dans l'ordre, la répartition des différentes coupes d'isomérait dans la colonne DIH à différents niveaux, et la différence entre une bonne et une mauvaise séparation dans la colonne. [8]

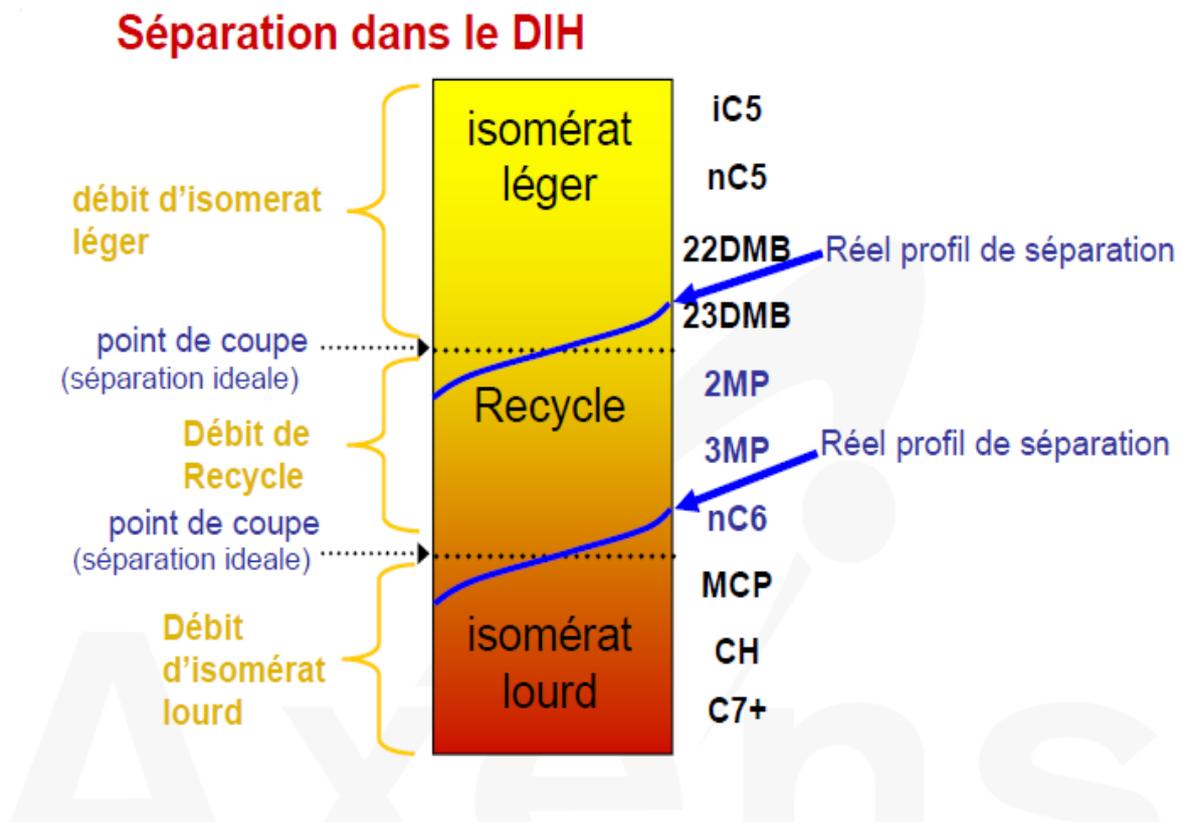


Figure IV.9. : La séparation des différents coups dans la DIH. [9]

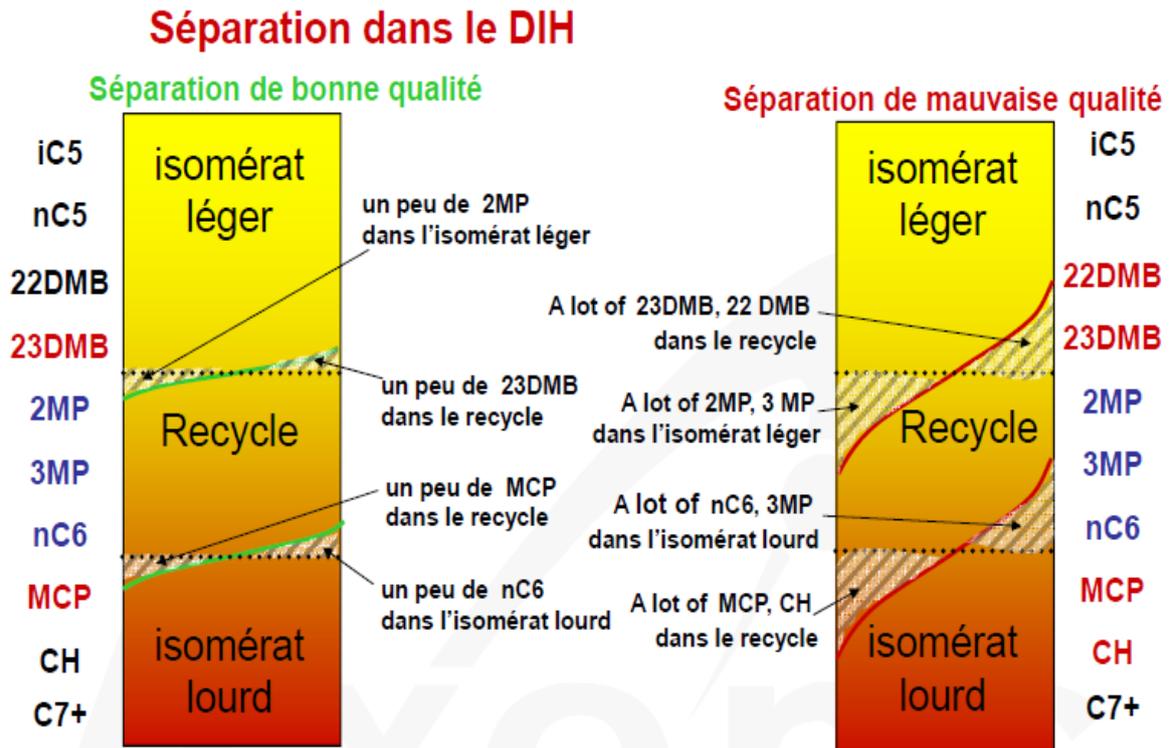


Figure IV.10. : La différence une bonne et une mauvaise séparation dans la DIH. [9]

Conclusion :

L'unité contient le hydrotraitement et l'isomérisation du naphta léger afin d'augmenter l'indice d'octane dans le pool essence.

CHAPITRE V :
Présentation du
simulateur HYSYS

Chapitre V : Présentation du simulateur HYSYS

Introduction :

Le développement de l'informatique dans le domaine de simulation, nous a permis de résoudre le problème de calcul manuel long, en utilisant comme outil des logiciels de simulation.

Les simulateurs existants tels que Aspen Plus, ChemCAD, Hysim, Hysys, Pro-II sont les plus vendus et qui deviennent de plus en plus indispensables pour concevoir de nouvelles unités et pour optimiser les procédés industriels qui fonctionnent parfois loin de leur optimum. Cela dit, le simulateur HYSYS est l'un des logiciels de simulation les plus performants.

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques simples permettant de décrire son comportement, et de représenter les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires. [32]

V.1. Présentation du HYSYS :

Aspen HYSYS est un logiciel de modélisation des procédés développé par Aspen Tech, largement utilisé dans l'industrie gazière, le raffinage et la pétrochimie. Il offre des fonctionnalités avancées pour la conception, l'optimisation, la gestion et la surveillance des performances des installations industrielles. HYSYS effectue des calculs essentiels en génie chimique en se basant sur des modèles thermodynamiques de qualité, des bilans de matière et d'énergie, la prédiction de tensions de vapeur, le transfert de chaleur, la dynamique chimique, la perte de charge et de fraction, ainsi que le dimensionnement des équipements. Le logiciel offre la flexibilité de fonctionner à l'état stationnaire et à l'état dynamique, ce qui permet une analyse approfondie des performances des procédés. Son utilisation courante concerne la simulation statique et dynamique, la conception de procédés, la modélisation des performances et l'optimisation des opérations. Aspen HYSYS se distingue par sa capacité à fournir des solutions précises et fiables pour une gamme variée de processus industriels, offrant ainsi un outil puissant pour les ingénieurs cherchant à améliorer l'efficacité, la sécurité et la rentabilité de leurs installations.

V.2. Fonctionnement d'Aspen HYSYS :

L'utilisateur doit : [33]

- Spécifier les constituants du gaz, du liquide ou du mélange.
- Choisir un modèle thermodynamique.
- Etablir le schéma de procédé (PFD).
- Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.

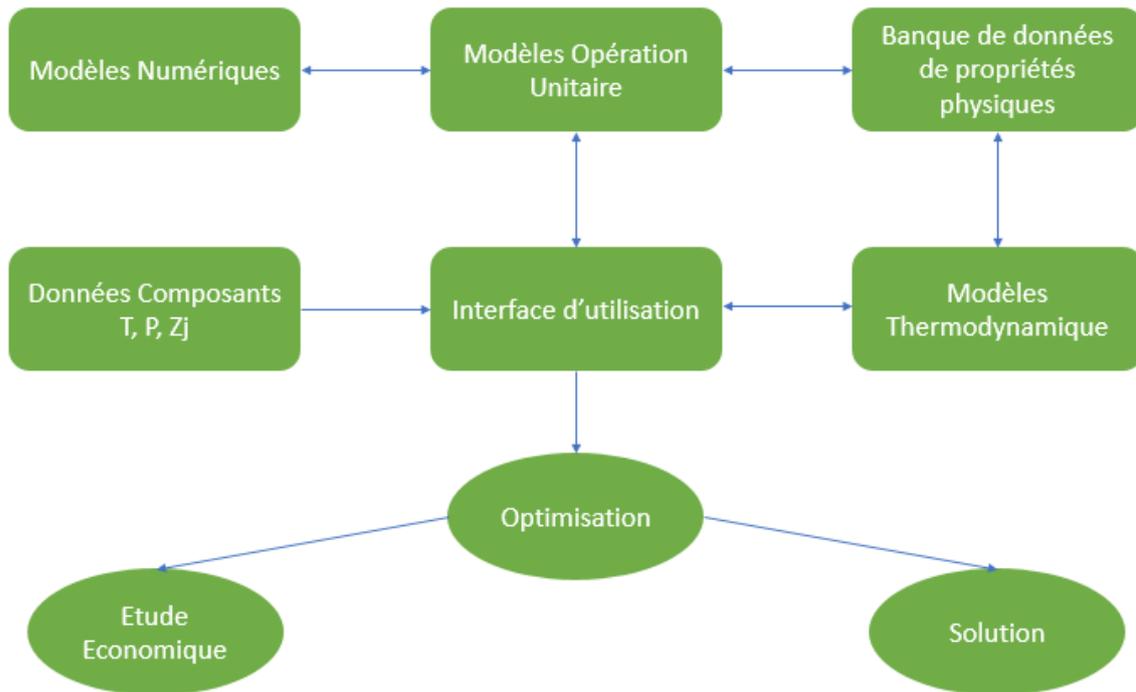


Figure V.1. : Structure générale d'Aspen HYSYS. [33]

V.3. Modèle thermodynamique :

Les modèles thermodynamiques sont des équations développées pour calculer les propriétés thermodynamiques et volumiques ainsi que l'état des composés purs et des mélanges aux conditions d'équilibre. Parmi les modèles thermodynamiques existants, [33]

On cite :

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

Exemples de modèles basés sur une équation d'état :

- PENG ROBINSON (PR)
- SOAVE REDLICH KWONG (SRK)
- LEE KESLER PLOCKER
- KABADI DANNER

V.4. Equation PENG ROBINSON:

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v^2 + 2bv - b^2}$$

Où : P : la pression du système ;

T : La température,

v : Le volume molaire du gaz.

On y reconnaît un terme de répulsion, qui prend en compte le volume propre des molécules à l'aide du paramètre b, ou covolume, d'une part, et un terme d'attraction, ou pression interne, qui est exprimé par le paramètre a. [33]

Le calcul de la fugacité se fait à partir de la relation suivante : [33]

$$\ln \phi_i = -\ln(Z - B) + (Z - 1)B_i - \frac{A}{2\sqrt{2}B} (A_i - B_i) \ln \left(\frac{A + (\sqrt{2} + 1)B}{A - (\sqrt{2} + 1)B} \right)$$

Avec :

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad B = \frac{bP}{RT}$$

Et :

$$a = \sum_i^n \sum_j^n x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad b = \sum_i^n x_i b_i$$

Les termes Ai et Bi sont données par :

$$A_i = \frac{1}{a} \left(2a_i^{0.5} \sum_j^n x_j a_j^{0.5} (1 - k_{ij}) \right) \quad B_i = \frac{b_i}{b}$$

Conclusion :

Le simulateur Aspen HYSYS est devenu un outil indispensable dans n'importe quelle industrie qui facilite et améliore plusieurs aspects désirés dans l'usine.

CHAPITRE VI :

Simulation et Optimisation

VI. Simulation et Optimisation

Introduction :

Ce chapitre comporte une simulation par logiciel HYSYS de la colonne DIH de la section d'isomérisation pour optimiser les paramètres de marche et les adapter afin d'améliorer la séparation dans la tête, fond de la colonne et le recycle pour augmenter l'indice d'octane de notre isomérisat léger.

La simulation comprend quatre étapes :

- La simulation du cas design afin de confirmer le choix du modèle thermodynamique choisit et de vérifier l'exactitude de cette simulation.
- La simulation du cas réel afin qu'elle puisse être utilisée pour optimiser les paramètres de marche.
- Etude de l'influence des paramètres de marche de la colonne DIH.
- L'optimisation des paramètres de marche afin d'améliorer la séparation et augmenter l'indice d'octane de l'isomérisat léger.

VI.1. Problématique et méthodologie de travail :

L'unité de l'isomérisation des naphthas légers a été construite et calculée pour une charge spécifique et cette charge se compose de 3 trois types de coupes :

- Coupe C6 du topping.
- Coupe C5 du topping.
- Coupe C5 de la platforming du reforming catalytique.

Les paramètres de marche de l'unité ont été définis en fonction de cette charge afin d'obtenir des produits qui présentent des caractéristiques de qualité optimale.

Dans notre cas actuel, la charge du constructeur a été modifiée en diminuant la coupe C6 du topping tandis que la coupe C5 de la platformat a été arrêtée en raison de la présence excessive de benzène dans cette coupe, qui peut augmenter l'exothermicité et les réactions d'hydrocraquage indésirable. Ainsi, seule la coupe C5 du topping est utilisée sans modification. Dans le cadre de cette étude, notre objectif est d'optimiser les paramètres de marche de la colonne DIH, qui constitue la dernière étape du procédé l'isomérisation, afin d'obtenir une meilleure séparation de nos produits finaux, en particulier l'isomérisat léger pour augmenter son RON avant d'aller à la formulation de l'essence qui a été affecté par la baisse de la qualité de l'isomérisat léger.

Méthodologie de travail :

Dans ce travail, nous allons réaliser une étude de simulation par ASPEN HYSYS V11 pour vérifier le cas design.

Lorsque cette dernière est validée, nous réaliserons la simulation en utilisant les données actuelles.

En fin, nous passons à l'étude d'optimisation où on analyse l'influence des paramètres de la colonne et trouver les conditions optimales afin d'augmenter la qualité de la séparation et de notre isomérait léger et précisément son indice d'octane.

VI.2. Simulation et validation du cas design de la colonne Déisohexaniseur (DIH) par HYSYS :

Dans cette partie on utilise les données de design fournie pour simuler la colonne DIH. La simulation du cas design nous permettra d'affirmer le choix du modèle thermodynamique et vérifier la précision des données du cas design mentionnées en annexe.

VI.2.1. Le choix du modèle thermodynamique :

Nous avons choisi l'équation de Peng Robinson comme modèle thermodynamique en raison de son efficacité et de sa grande précision pour la résolution de systèmes monophasiques, bi-phasiques et tri-phasiques. Ce modèle est adapté pour une large gamme de conditions et d'échelles.

VI.2.2. Les schémas de la simulation de la colonne DIH par le HYSYS :

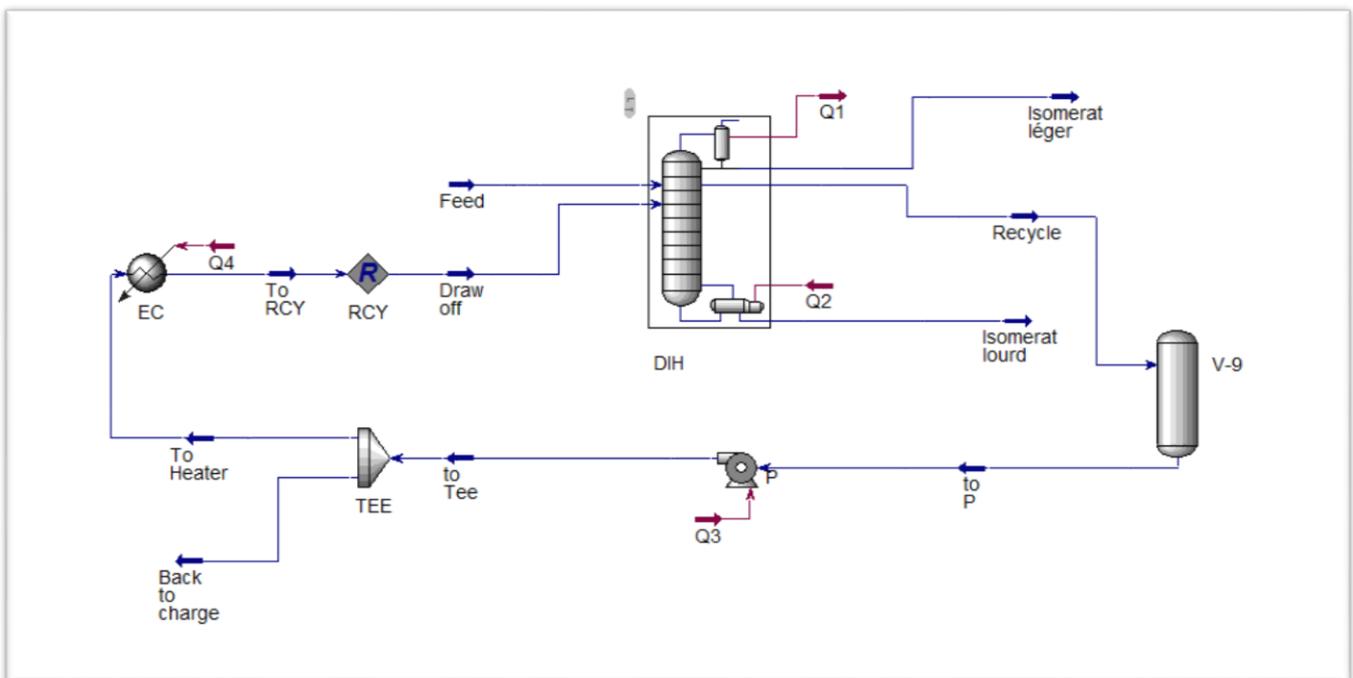


Figure VI.1 : Flowsheet de la simulation de la colonne DIH par le HYSYS.

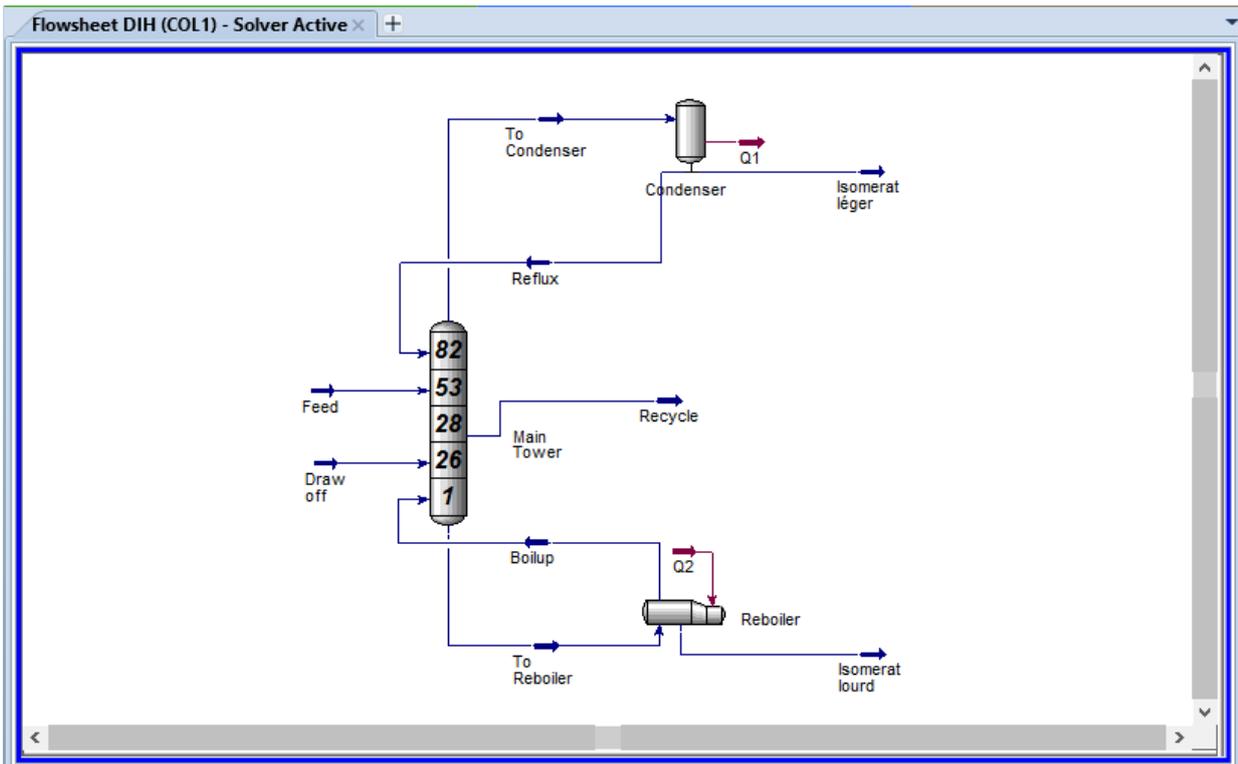


Figure VI.2 : SubFlowsheet de la simulation la colonne DIH par le HYSYS.

VI.2.3. Résultats de la simulation par rapport aux données du design :

Afin de valider notre choix du modèle thermodynamique on analyse et on compare les résultats donnés par logiciel HYSYS aux résultats du design (**tableau VI.1**), en fonction de la température, la pression, le débit et de la composition de la tête, le recycle et le fond de la colonne DIH .Nous cherchons à obtenir une erreur absolue minimale pour chaque paramètre, afin de confirmer l'efficacité de notre modèle.

Tableau VI.1 : Comparaison entre les résultats de la simulation par HYSYS par apport au design.

	Design			HYSYS			Ecart absolu		
	Tête	Fond	Recycle	Tête	Fond	Recycle	Tête	Fond	Recycle
T (C°)	80	144	112	80,55	143,1	113,5	0,55	0,9	1,5
P (Kg/Cm_g)	2.6	3.2	3	2.6	3.2	3	0	0	0
Q (Kgmol/h)	401,86	21,74	623,86	403	21,75	623,9	1,14	0,01	0,04

Les résultats des paramètres de la tête, du recycle et du fond de la colonne DIH obtenus par la simulation sur HYSYS sont en très bonne concordance avec les valeurs du design.

Pour les paramètres de la température et le débit molaire de la tête, le recycle et le fond sont très proches au cas design avec une erreur absolu très petite et la pression de la tête, le recycle et le fond sont identique au cas du design.

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

	Design			HYSYS			Ecart absolu		
	Tête	Fond	Recycle	Tête	Fond	Recycle	Tête	Fond	Recycle
Paraffines									
IC4	0,45	0	0	0,45	0	0	0	0	0
NC4	0,12	0	0	0,12	0	0	0	0	0
IC5	53,78	0	0	53,78	0	0	0	0	0
NC5	17,3	0	0	17,31	0	0	0,01	0	0
22MB	24,37	0	5,6	23,73	0	6,54	0,64	0	0,94
23MB	0,69	0,01	12,12	1,02	0	11,64	0,33	0,01	0,48
2MP	0,72	0,03	36,28	1,02	0	35,84	0,3	0,03	0,44
3MP	0,07	0,13	21,16	0,05	0,02	21,19	0,02	0,11	0,03
NC6	0	1,01	14,37	0	0,38	14,41	0	0,63	0,04
Naphtènes									
CP	2,49	0	0,06	2,51	0	0,02	0,02	0	0,04
MCP	0	4,11	5,74	0	2,88	5,83	0	1,23	0,09
CH	0	61,98	4,08	0	64,2	3,91	0	2,22	0,17
NC7	0	2,72	0,06	0	2,76	0,06	0	0,04	0
MCH	0	12,82	0,26	0	12,62	0,27	0	0,2	0,01
11MCH	0	17,19	0,26	0	17,14	0,28	0	0,05	0,02
Aromatique									
Benzène	0	0	0	0	0	0	0	0	0
La somme	99,99	100	99,99	99,99	100	99,99			

Les résultats obtenus par la simulation HYSYS montrent une concordance remarquable avec les données de design en ce qui concerne la composition de la tête, du recycle et du fond. Cette observation confirme le choix du modèle thermodynamique appliqué dans la simulation. Toutefois, certaines erreurs à la composition observées entre les résultats de la simulation HYSYS et les données du design peuvent être attribuées à l'absence de certains coefficients d'interaction dans la base de données HYSYS, ou à une incertitude de ces coefficients.

VI.3. Simulation et validation du cas actuel de la colonne Déisohexaniseur (DIH) par HYSYS :

Après qu'on a confirmé le choix thermodynamique et la simulation du cas design avec de bon résultats, nous allons maintenant simuler la colonne avec la charge et les paramètres actuel qui sont fourni par les ingénieurs pour pouvoir après optimiser ces paramètres afin d'avoir une bonne séparation.

VI.3.1. Les paramètres opératoires de la simulation du cas actuel :

Tableau VI.3 : Les paramètres opératoires du cas actuel de la colonne DIH.

Paramètres	Actuel	
	Tête	Fond
Température (C°)	82,9	144
Pression (Kg/Cm_g)	2,4	2,5
Débit de la charge (m ³ /h)	92	
Débit du distillat (m ³ /h)	49	
Débit reflux de tête (m ³ /h)	230	
Débit du recycle (m ³ /h)	86	
Débit du fond (m ³ /h)	5	
Température d'entrée de la charge (C°)	94.4	

VI.3.2. Résultats de la simulation par rapport aux données actuelles :

La composition de la charge, l'isomérait léger et le recycle sont pris du bulletin d'analyse du jour actuel faite dans le laboratoire de la raffinerie RA1K obtenu par la chromatographie.

VI.3.2.1. La composition de la charge :

Tableau VI.4 : Comparaison de la composition molaire de la charge de la DIH entre le cas design et l'actuel.

Fraction molaire %	Charge de DIH		
	Design	Actuel	Ecart absolu
Paraffines			
IC4	0,19	0,04	0,15
NC4	0,05	0,05	0
IC5	27,78	21,6	6,18
NC5	8,94	6,95	1,99
22MB	17,4	19,74	2,34
23MB	5,56	5	0,56
2MP	15,82	19,53	3,71
3MP	9,01	11,54	2,53
NC6	6,12	7,72	1,6
IC7	0	0,74	0,76
NC7+	0	0,06	0,06
Naphtènes			
CP	1,27	0,03	1,24
MCP	0,13	0	0,13
CH	2,51	5,74	3,23
NC7	3,71	1,26	2,45
C8	1,5	0	1,5
C9	0	0	0
Aromatique			
Benzène	0	0	0
La somme	99,99	100	/

On remarque que la charge est différente du design issu du changement de la charge actuel par la diminution de la coupe C6 du topping et l'arrêt de la coupe C5 du platformat qui a rendu notre charge moins performante.

VI.3.2.1. La composition de l'Isomérat léger :

Tableau VI.5 : Comparaison de la composition molaire de la tête de la DIH entre l'actuel et la simulation par HYSYS.

Fraction molaire %	Isomérat léger		
	Actuel	Actuel Simulé	Erreur absolu
Paraffines			
IC4	0,14	0,09	0,05
NC4	0,15	0,11	0,04
IC5	41,15	41,15	0
NC5	13,21	13,17	0,16
22MB	34,35	32,17	2,18
23MB	3,4	3,93	0,53
2MP	6,87	8,2	1,33
3MP	0,44	0,8	0,36
NC6	0	0,01	0,01
IC7	0	0	0
NC7+	0	0	0
Naphtènes			
CP	0,29	0,07	0,22
MCP	0	0	0
CH	0	0	0
NC7	0	0	0
C8	0	0	0
C9	0	0	0
Aromatique			
Benzène	0	0	0
La somme	100	100	/

On remarque que nos résultats de simulation par HYSYS sont très proche du actuel avec une différence 2,18% de moins pour les 22DMB dans la simulation et une différence de 1,69% de plus pour les MPs.

VI.3.2.1. La composition du recycle :

Tableau VI.6 : Comparaison de la composition molaire du recycle de la DIH entre l'actuel et la simulation par HYSYS.

Fraction molaire %	Recycle		
	Actuel	Actuel Simulé	Erreur absolu
Paraffines			
IC4	0	0	0
NC4	0	0	0
IC5	0	0	0
NC5	0	0	0
22MB	1,17	1,25	0,08
23MB	10,59	7,19	3,4
2MP	41,41	39,44	1,97
3MP	24,38	28,44	4,06
NC6	16,97	17,24	0,27
IC7	0,14	0,33	0,19
NC7+	0	0	0
Naphtènes			
CP	0	0	0
MCP	0	0	0
CH	5,47	5,6	0,13
NC7	0,14	0,51	0,37
C8	0	0	0
C9	0	0	0
Aromatique			
Benzène	0	0	0
La somme	100	100	

On remarque que nos résultats de simulation par HYSYS sont proches de l'actuel avec juste une différence de 3,4% de moins pour les 23DMB et 1,97% de moins pour les 2MP et 4,06% de plus pour les 3MP.

VI.3. Influence des paramètres de marche :

Dans cette partie, on va étudier l'influence de chaque paramètre tel que la température, la pression, le débit de reflux de la tête et du recycle dans notre colonne DIH afin de pouvoir après optimiser pour une meilleur séparation et améliorer la qualité de l'isomérat léger qui est notre produit final le plus important.

VI.3.1. La température du fond :

La température du fond est régulée par le rebouilleur, qui chauffe la partie inférieure de la colonne et vaporise le liquide qui y est présent, créant ainsi de la vapeur qui remonte dans la colonne et permet la séparation des composants. Ce processus crée une zone de reflux à l'interface entre la partie inférieure et la partie supérieure et la partie milieu de la colonne, qui contribue à la séparation des composants et à l'obtention des produits de qualités. On va varier les valeurs de température du fond entre (112-146 C°).

Tableau VI.7 : Les résultats de la composition de l'isomérat léger pour la simulation avec la température.

Température (C°)	Isomérat léger				
	22DMB	23DMB	2MP	3MP	IC5
112	0,0945	0,0003	0,0003	0,0000	0,6797
114	0,2322	0,0020	0,0022	0,0001	0,5734
116	0,3009	0,0053	0,0063	0,0002	0,5162
118	0,3317	0,0107	0,0137	0,0006	0,4831
120	0,3398	0,0182	0,0262	0,0014	0,4614
122	0,3378	0,0251	0,0406	0,0025	0,4461
124	0,3335	0,0303	0,0540	0,0039	0,4343
126	0,3290	0,0342	0,0657	0,0053	0,4248
128	0,3250	0,0372	0,0754	0,0068	0,4171
130	0,3216	0,0393	0,0830	0,0080	0,4115
132	0,3189	0,0409	0,0890	0,0091	0,4069
134	0,3166	0,0422	0,0939	0,0101	0,4033
136	0,3137	0,0437	0,1000	0,0114	0,3988
138	0,3106	0,0452	0,1063	0,0129	0,3941
140	0,3086	0,0461	0,1104	0,0140	0,3911

142	0,3071	0,0468	0,1132	0,0147	0,3890
144	0,3061	0,0472	0,1153	0,0153	0,3874
146	0,3053	0,0476	0,1169	0,0157	0,3862

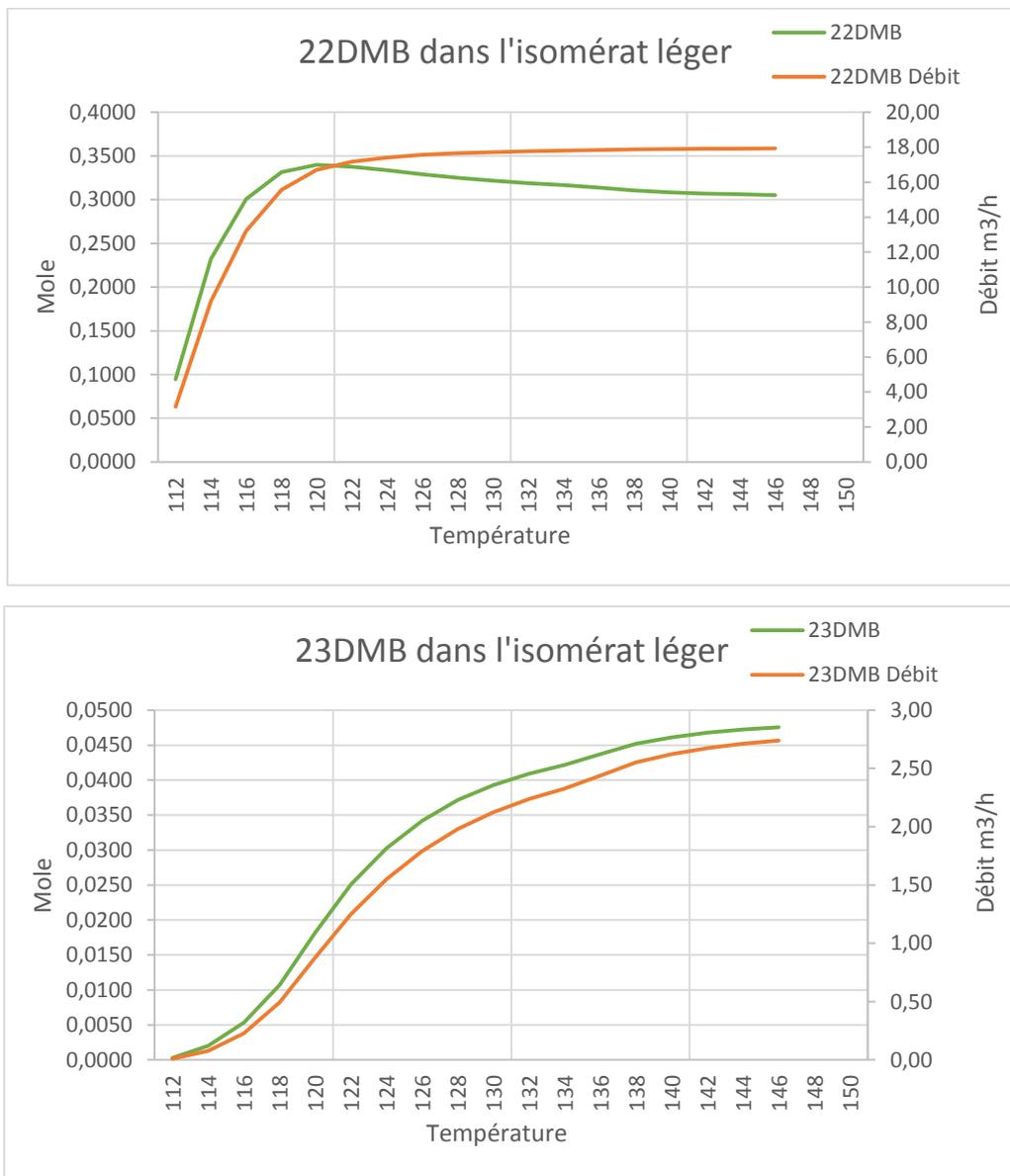


Figure VI.3 : Evolution de la teneur des 22DMB et les 23DMB et leur quantité dans l'isomérat léger en fonction de la température.

Remarque :

D'après le **tableau VI.7** et la **figure VI.3**, L'analyse de l'isomérat léger révèle une variation significative de la fraction 22DMB en fonction de la température. À basse température, cette fraction diminue, mais elle augmente progressivement avec l'élévation de la température, atteignant un maximum à 120 °C. Au-delà de ce point, la fraction 22DMB commence à diminuer légèrement à mesure que la température continue d'augmenter. Quant à la fraction

23DMB, elle montre une tendance similaire avec une diminution à basse température, mais une augmentation notable à mesure que la température augmente. En ce qui concerne les fractions MPs, elles affichent une diminution à basse température, mais leur concentration augmente à mesure que la température s'accroît. En revanche, les fractions IC5 suivent une tendance inverse. Leur concentration diminue progressivement à mesure que la température augmente et augmente avec la diminution de celle-ci.

Tableau VI.8 : Les résultats de la composition du recycle pour la simulation avec la température.

Température (C°)	Recycle				
	22DMB	23DMB	2MP	3MP	NC6
112	0,4204	0,0807	0,2669	0,1231	0,0618
114	0,2587	0,1065	0,3571	0,1554	0,0711
116	0,1422	0,1166	0,4205	0,1867	0,0794
118	0,0743	0,1150	0,4516	0,2157	0,0864
120	0,0419	0,1065	0,4572	0,2425	0,0933
122	0,0283	0,0969	0,4474	0,2656	0,1021
124	0,0213	0,0886	0,4319	0,2822	0,1150
126	0,0171	0,0817	0,4147	0,2912	0,1331
128	0,0143	0,0762	0,3985	0,2946	0,1530
130	0,0125	0,0720	0,3851	0,2949	0,1711
132	0,0112	0,0687	0,3740	0,2943	0,1863
134	0,0103	0,0660	0,3648	0,2932	0,1986
136	0,0092	0,0624	0,3510	0,2893	0,2038
138	0,0081	0,0585	0,3351	0,2836	0,2017
140	0,0075	0,0560	0,3250	0,2798	0,2001
142	0,0071	0,0543	0,3178	0,2770	0,1993
144	0,0068	0,0531	0,3126	0,2751	0,1985
146	0,0066	0,0522	0,3086	0,2735	0,1979

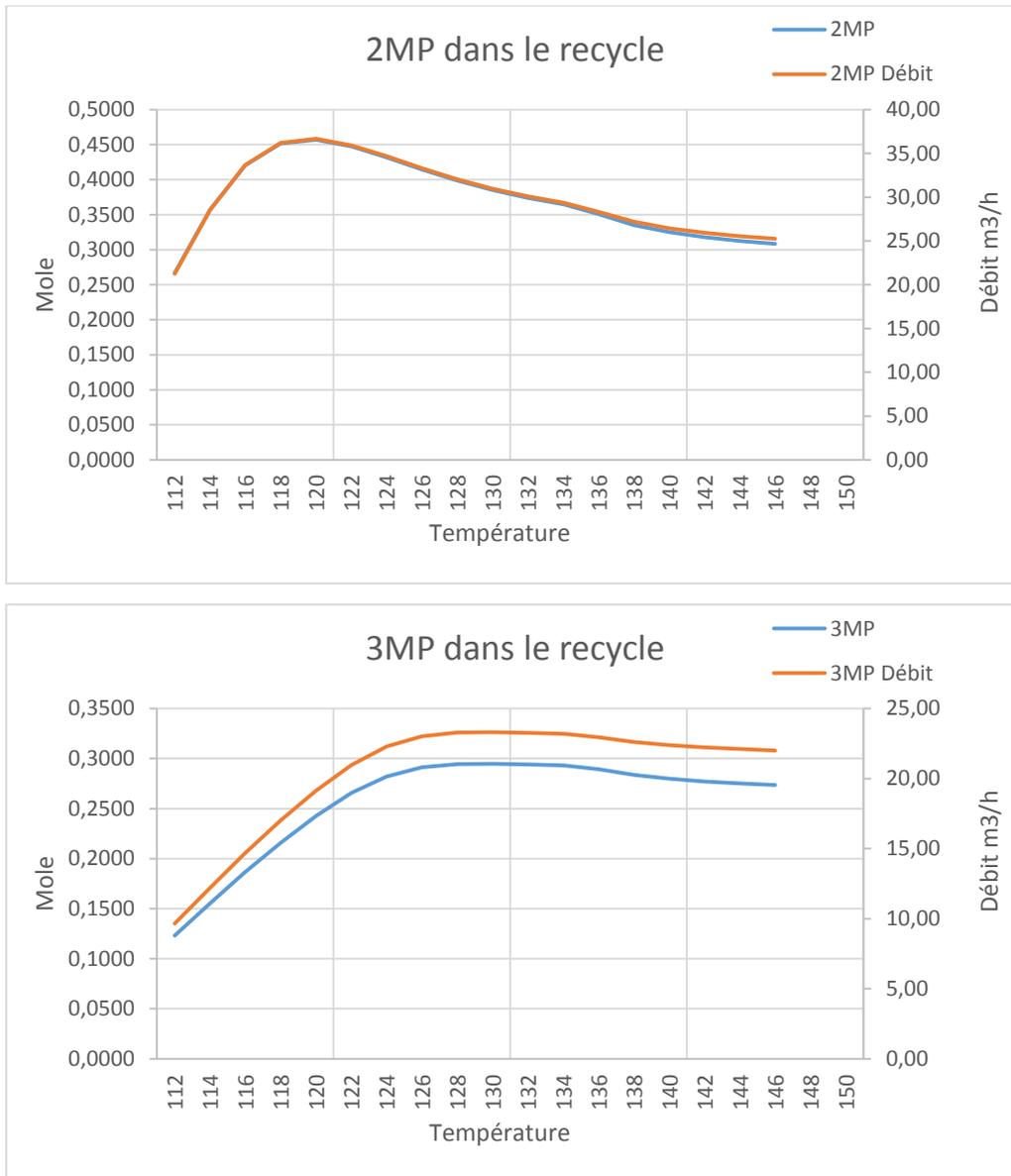


Figure VI.4 : Evolution de la teneur des 2MP et les 3MP et leur quantité dans le recycle en fonction de la température.

Remarque :

D'après le **tableau VI.8** et la **figure VI.4** Lors de notre observation du recycle à basse température, nous constatons une diminution des fractions de 2MP et NC6, mais leur concentration augmente de manière proportionnelle à mesure que la température augmente, atteignant un maximum avant de diminuer à nouveau. Parallèlement, la fraction 3MP présente également une tendance à diminuer avec la baisse de la température, puis à augmenter progressivement avec l'augmentation de la température, atteignant un maximum avant de diminuer légèrement. En ce qui concerne les fractions DMBs, nous observons une augmentation de leur concentration, en particulier pour les 23DMB, à mesure que la température diminue, et cette tendance se poursuit avec la diminution de la température.

Interprétation :

Ces observations mettent en évidence les variations complexes des différentes fractions dans l'isomérat léger en fonction de la température, soulignant ainsi l'importance de contrôler et d'optimiser les paramètres de température pour obtenir la composition souhaitée et les performances requises du produit final. La colonne DIH est azéotropique, cela signifie que les températures d'ébullition des différentes fractions de tête sont très proches. La diminution de la température va laisser passer les DMBs et les MPs de la tête vers le milieu, en même temps les MPs et les NC6 du milieu vers le fond de la colonne, et pour les IC5 elle devient en quantité dans la tête parce que l'isomérat léger va se composer juste d'eux à basse température, avec l'augmentation de la température les DMBs dans le milieu de la colonne vont augmenter vers la tête et les MPs dans le fond vont augmenter vers le léger, et avec la continuation de l'accroissement de la température le débit de l'isomérat léger va augmenter et cela explique la diminution léger des 22DMB et pour les MPs dans le recycle on remarque qu'ils arrivent à un maximum puis elles diminuent car avec l'accroissement de température ils vont monter vers la tête.

VI.3.2. La pression de tête :

La pression est réglé par une vanne qui libère les gaz légers vers la torche, l'ouverture de cette dernière va libérer les gaz et donc augmenter la pression et l'inverse va saturer les gaz dans la colonne et diminuer la pression. Dans le design la pression est indiquée 2,6 kg/cm²_g mais les ingénieurs de l'unité d'isomérisation l'ont mise à 2,4 kg/cm²_g pour avoir une meilleure séparation et un meilleur équilibre. Dans notre cas on va varier la pression légèrement entre 2 et 2,5 kg/cm²_g.

Tableau VI.9 : Les résultats de la composition de l'isomérat léger pour la simulation avec la pression.

Pression (Kg/cm ² _g)	Isomérat léger				
	22DMB	23DMB	2MP	3MP	IC5
2,00	0,3222	0,0400	0,0822	0,0075	0,4115
2,06	0,3222	0,0399	0,0822	0,0076	0,4116
2,11	0,3221	0,0398	0,0824	0,0076	0,4116
2,17	0,3220	0,0397	0,0825	0,0077	0,4116
2,22	0,3219	0,0396	0,0826	0,0078	0,4116
2,28	0,3218	0,0395	0,0827	0,0079	0,4116
2,33	0,3217	0,0394	0,0828	0,0079	0,4116
2,39	0,3216	0,0393	0,0829	0,0080	0,4116

2,44	0,3215	0,0392	0,0831	0,0081	0,4116
2,50	0,3214	0,0391	0,0832	0,0081	0,4116

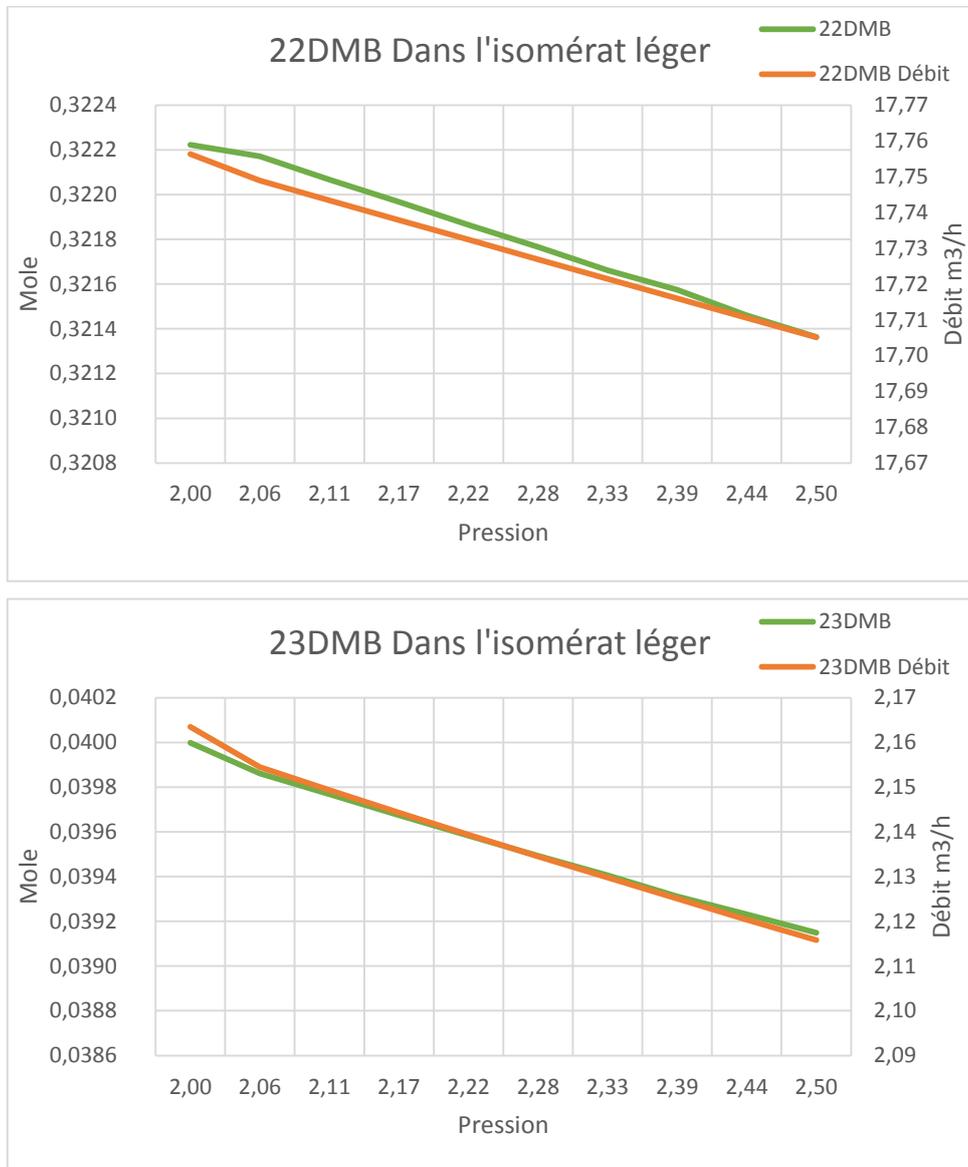


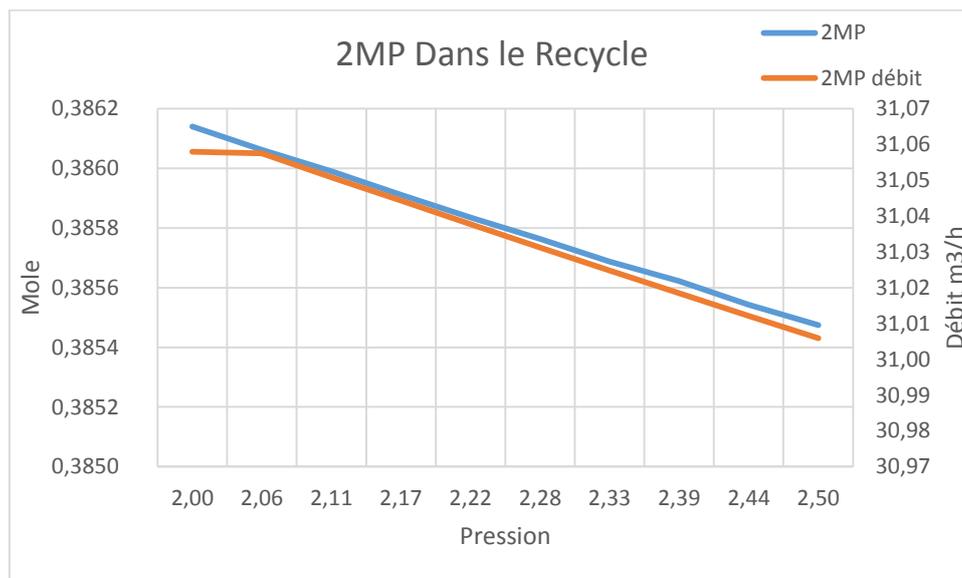
Figure VI.5 : Evolution de la teneur des 22DMB et les 23DMB et leur quantité dans l'isomérat léger en fonction de la pression.

Remarque :

D'après le **tableau VI.9** et la **figure VI.5**, on observe que la diminution de la pression de tête va augmenter les fractions DMBs (22DMB, 23DMB), et diminuer légèrement les fractions MPs dans l'isomérat léger, et l'augmentation de la pression va diminuer les fractions molaires des DMBs et augmenter légèrement les fractions MPs, et la fraction IC5 reste stable tout le long de la variation.

Tableau VI.10 : Les résultats de la composition du recycle pour la simulation avec la pression.

Pression (Kg/cm2_g)	Recycle				
	22DMB	23DMB	2MP	3MP	NC6
2,00	0,0118	0,0713	0,3861	0,2956	0,1706
2,06	0,0119	0,0714	0,3861	0,2955	0,1707
2,11	0,0120	0,0714	0,3860	0,2955	0,1707
2,17	0,0120	0,0715	0,3859	0,2954	0,1707
2,22	0,0121	0,0716	0,3858	0,2954	0,1707
2,28	0,0122	0,0716	0,3858	0,2953	0,1707
2,33	0,0122	0,0717	0,3857	0,2953	0,1707
2,39	0,0123	0,0718	0,3856	0,2952	0,1707
2,44	0,0124	0,0718	0,3855	0,2952	0,1707
2,50	0,0124	0,0719	0,3855	0,2951	0,1707



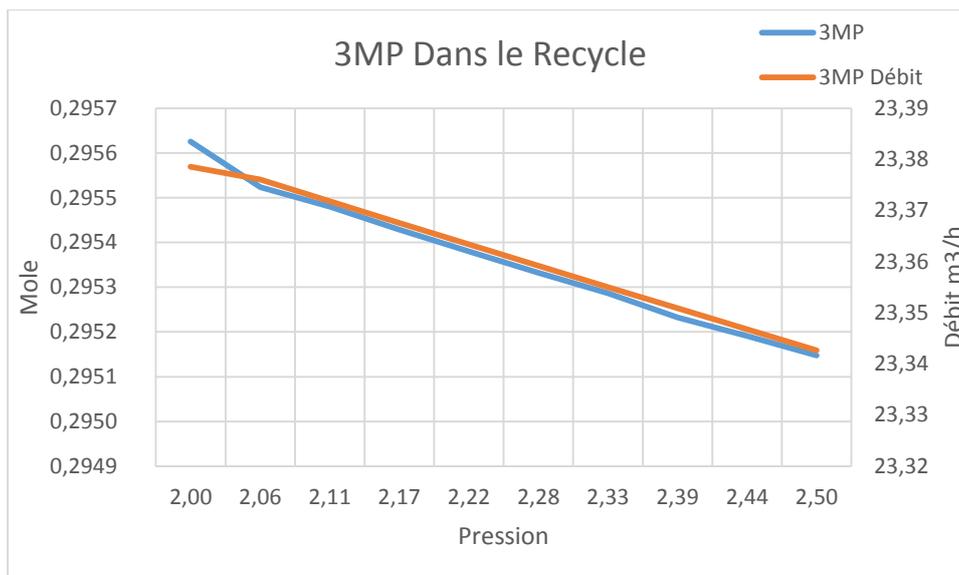


Figure VI.6 : Evolution de la teneur des 2MP et les 3MP et leur quantité dans le recycle en fonction de la pression.

Remarque :

D'après le **tableau VI.10** et la **figure VI.6** on voit que à basse pression de tête les fractions MPs augmentent et les fractions DMBs diminuent dans le recycle, et avec l'augmentation de la pression on va avoir une augmentation légère dans les DMBs, et une petite diminution des MPs, et pour la fraction de NC6 elle reste presque stable avec la variation de la pression.

Interprétation :

La diminution de la pression de tête permet d'obtenir des résultats positifs dans la séparation des fractions. Cela est dû à la condensation moindre des légers dans la tête donc augmente leur volume donc leur quantité et concentration dans l'isomérisat léger. Par contre l'augmentation de la pression, les fractions légères dans la tête vont se condenser et donc diminuer leur volume donc leur quantité et concentration. Toutefois, il est important de ne pas trop diminuer la pression pour garder l'équilibre de la séparation stable.

VI.3.3. Débit de reflux de tête :

Le reflux de tête est un système utilisé pour recycler une partie de la vapeur produite dans la partie supérieure de la colonne de distillation la condenser, la refroidir puis la rediriger vers la partie supérieure de la colonne, ce qui permet de maintenir une température constante et de maximiser l'efficacité de la séparation.

Le débit de reflux de tête est réglé par une vanne de régulation, on va varier le débit entre 218 et 280 m3/h.

Tableau VI.11 : Les résultats de la composition de l'isomérat léger pour la simulation avec le débit de reflux de tête.

Débit de reflux de tête m3/h	Isomérat léger				
	22DMB	23DMB	2MP	3MP	IC5
218	0,3196	0,0389	0,0851	0,0090	0,4110
222	0,3205	0,0389	0,0841	0,0086	0,4114
225	0,3210	0,0391	0,0837	0,0084	0,4113
230	0,3217	0,0393	0,0829	0,0080	0,4115
232	0,3218	0,0394	0,0828	0,0079	0,4116
236	0,3225	0,0395	0,0819	0,0076	0,4119
239	0,3228	0,0397	0,0817	0,0074	0,4118
243	0,3233	0,0398	0,0811	0,0072	0,4119
246	0,3233	0,0398	0,0811	0,0072	0,4119
250	0,3240	0,0401	0,0802	0,0068	0,4121
253	0,3243	0,0402	0,0799	0,0066	0,4122
258	0,3247	0,0404	0,0793	0,0064	0,4124
262	0,3251	0,0406	0,0788	0,0062	0,4125
267	0,3254	0,0408	0,0784	0,0060	0,4126
271	0,3257	0,0409	0,0779	0,0058	0,4127
276	0,3261	0,0411	0,0773	0,0057	0,4129
280	0,3264	0,0413	0,0769	0,0055	0,4130



Figure VI.7 : Evolution de la teneur des 22DMB et les 23DMB et leur quantité dans l'isomérat léger en fonction du débit de reflux de tête.

Remarque :

D'après le **tableau VI.11** et la **figure VI.7** On remarque dans l'isomérat léger une augmentation des composés DMBs et IC5 et une diminution des MPs avec l'augmentation du reflux de tête, et une diminution des DMBs et IC5 et une augmentation des MPs avec la diminution du débit de reflux.

Tableau VI.12 : Les résultats de la composition du recycle pour la simulation avec le débit de reflux de tête.

Débit de reflux de tête (m ³ /h)	Recycle				
	22DMB	23DMB	2MP	3MP	NC6
218	0,0143	0,0709	0,3822	0,2937	0,1713
222	0,0139	0,0720	0,3830	0,2940	0,1712
225	0,0134	0,0721	0,3837	0,2942	0,1712
230	0,0127	0,0721	0,3849	0,2947	0,1712
232	0,0119	0,0714	0,3859	0,2955	0,1712
236	0,0116	0,0714	0,3866	0,2957	0,1712
239	0,0112	0,0714	0,3873	0,2960	0,1711
243	0,0107	0,0714	0,3882	0,2963	0,1711
246	0,0107	0,0714	0,3886	0,2963	0,1711
250	0,0096	0,0711	0,3898	0,2970	0,1711
253	0,0094	0,0709	0,3905	0,2973	0,1711
258	0,0089	0,0707	0,3915	0,2977	0,1711
262	0,0085	0,0705	0,3924	0,2981	0,1711
267	0,0080	0,0700	0,3935	0,2987	0,1711
271	0,0077	0,0699	0,3942	0,2989	0,1710
276	0,0073	0,0697	0,3952	0,2992	0,1710
280	0,0070	0,0696	0,3959	0,2995	0,1710

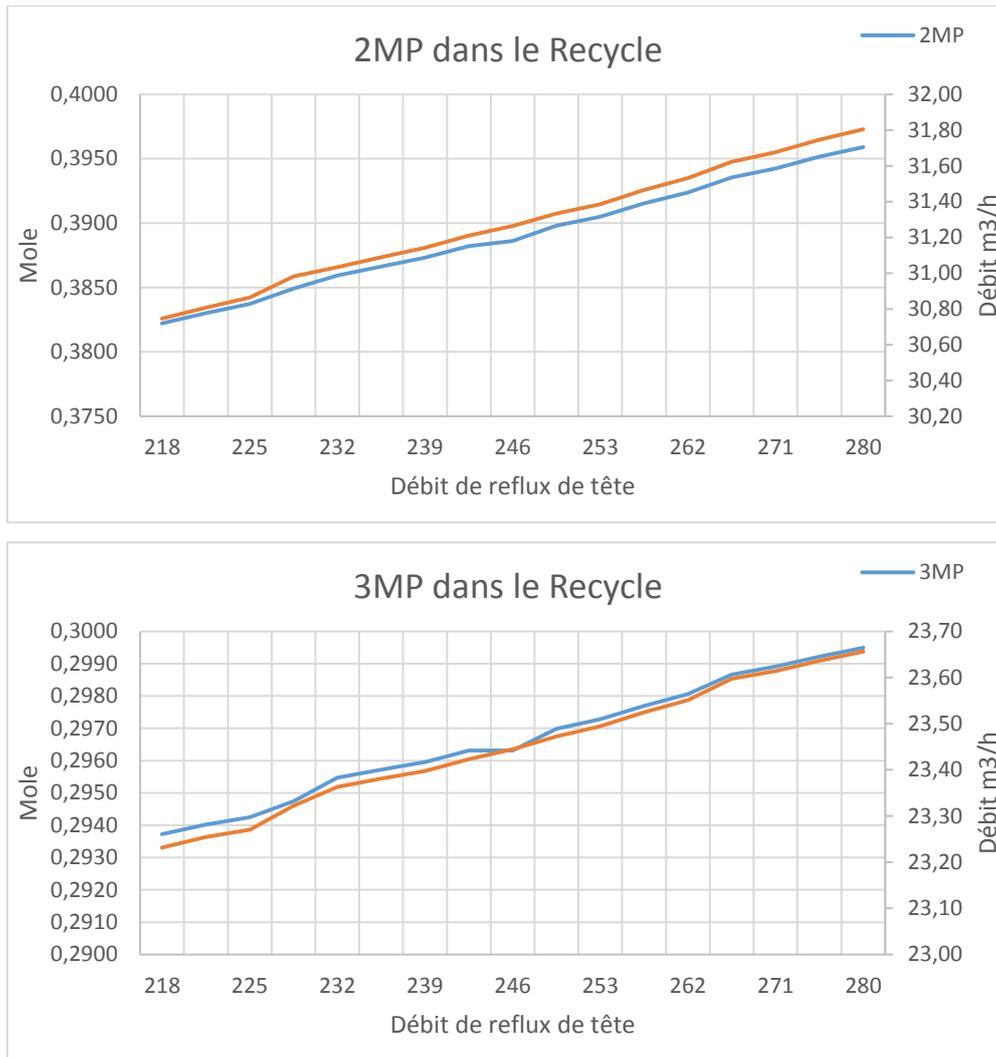


Figure VI.8 : Evolution de la teneur des 2MP et les 3MP et leur quantité dans le recycle en fonction du débit de reflux de tête.

Remarque :

D’après le **tableau VI.12** et la **figure VI.8** on remarque que dans le recycle les fractions MPs et NC6 augmentent légèrement mais la fraction 2MP qui augmente plus que 3MP, et les fractions DMBs diminuent avec l’augmentation du débit de reflux de tête, en revanche les fractions MPs et NC6 diminue légèrement et les DMBs augmente avec la réduction du débit de reflux de tête.

Interprétation :

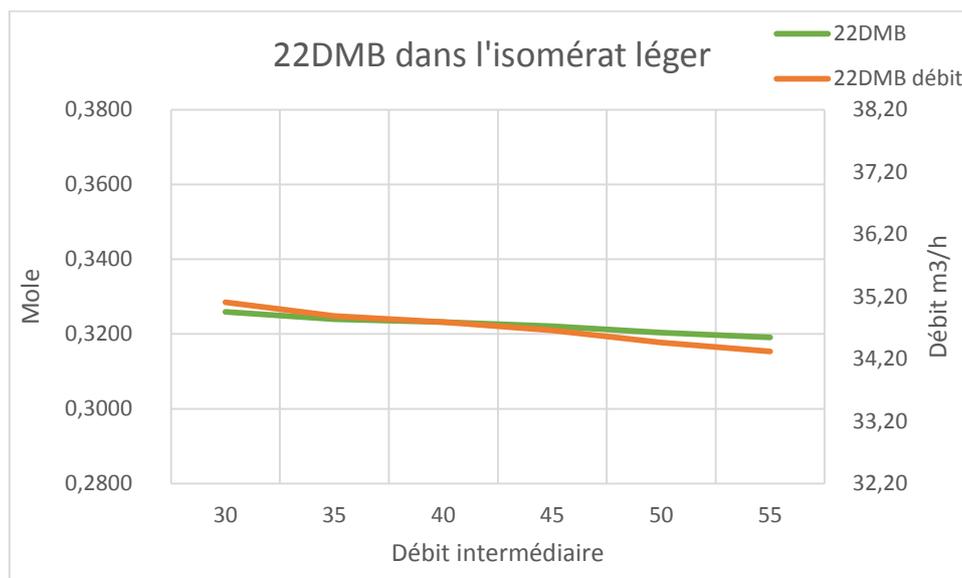
Selon notre analyse, l'augmentation du débit de reflux de tête permet d'obtenir des résultats positifs dans la séparation des fractions. Cette amélioration s'explique par le refroidissement de la tête de colonne engendré par le reflux froid, qui favorise la descente des fractions lourd MPs (2MP, 3MP) et NC6 vers le recycle et l’augmentation de la quantité des légers DMBs (22DMB, 23DMB) dans la tête, et donc dans l'isomérat léger.

VI.3.3. Débit de reflux intermédiaire :

Le système du reflux intermédiaire ou le pump-around est un dispositif utilisé pour améliorer l'efficacité de séparation dans une colonne de distillation en régulant le débit de liquide de reflux au milieu dans la colonne de distillation. On augmente le débit pour chauffer le milieu de la colonne par le reflux chaud et la diminution pour le refroidissement du milieu de la colonne. Dans notre étude on va varier le débit de la vanne entre 30 et 55 m³/h.

Tableau VI.13 : Les résultats de la composition de l'isomérat léger pour la simulation avec le débit de reflux intermédiaire.

Débit de reflux intermédiaire (m ³ /h)	Isomérat léger				
	22DMB	23DMB	2MP	3MP	IC5
30	0,3259	0,0365	0,0731	0,0064	0,4191
35	0,3240	0,0378	0,0776	0,0071	0,4156
40	0,3232	0,0383	0,0794	0,0074	0,4142
45	0,3221	0,0390	0,0818	0,0078	0,4124
50	0,3204	0,0401	0,0858	0,0085	0,4094
55	0,3191	0,0408	0,0884	0,0090	0,4075



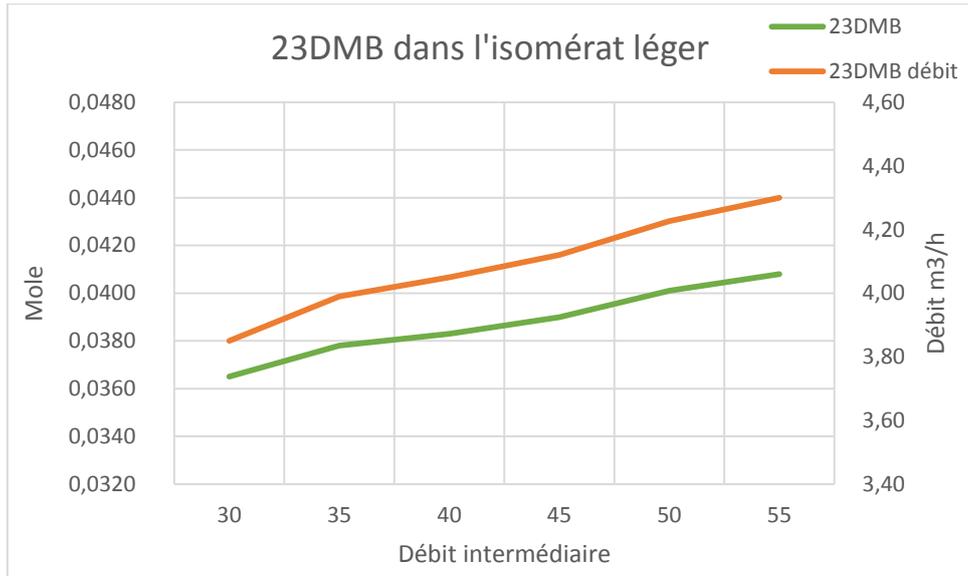


Figure VI.9 : Evolution de la teneur des 22DMB et les 23DMB dans l’isomérat léger en fonction du débit de reflux intermédiaire.

Remarque :

D’après le **tableau VI.13** et la **figure VI.9** Il est observé qu’à basse débit de reflux intermédiaire les 22DMB et IC5 augmentent très légèrement, tandis que les 23DMB et les MPs diminuent. Au point d’augmentation du débit, on observe une très légère diminution aussi des 22DMB et des IC5, tandis que les 23DMB et les MPs présentent une légère augmentation.

Tableau VI.14 : Les résultats de la composition du recycle pour la simulation avec le débit de reflux intermédiaire.

Débit de reflux intermédiaire (m3/h)	Recycle				
	22DMB	23DMB	2MP	3MP	NC6
30	0,0145	0,0751	0,3911	0,2898	0,1669
35	0,0137	0,0740	0,3891	0,2916	0,1684
40	0,0132	0,0730	0,3872	0,2931	0,1697
45	0,0126	0,0720	0,3850	0,2949	0,1712
50	0,0119	0,0708	0,3825	0,2968	0,1728
55	0,0113	0,0696	0,3799	0,2987	0,1746



Figure VI.10 : Evolution de la teneur des 2MP et les 3MP dans le recycle en fonction du débit de reflux intermédiaire.

Remarque :

D’après le **tableau VI.14** et la **figure VI.10** on remarque que les fractions 2MP et les DMBs (22DMB, 23DMB) diminuent très légèrement dans le recycle avec l’augmentation du débit de reflux intermédiaire tandis que les fractions 3MPs et NC6 augmente légèrement aussi, et avec la diminution du débit les fractions 2MP et les DMBs (22DMB, 23DMB) augmentent très légèrement et les fractions 3MPs et NC6 diminue légèrement.

Interprétation :

Selon notre analyse, la diminution du débit de reflux intermédiaire permet d’obtenir des légers résultats positifs dans la séparation des fractions. Cette amélioration s’explique par le refroidissement du milieu de la colonne et la tête avec la diminution du débit du reflux intermédiaire chaud en même temps qui garantit la décante des MPs (2MP, 3MP) et NC6 vers

le recycle. Et si on augmente le débit intermédiaire on va chauffer le milieu de la colonne et donc les MPs vont augmenter vers la tête.

VI.4. Optimisation des paramètres de marche :

Dans cette partie on va comparer le cas actuel et le cas optimiser dans les paramètres, la composition et la qualité pour l'isomérait léger notre produit important qu'on veut l'améliorer.

Tableau VI.15 : Comparaison entre les paramètres de la colonne DIH du cas actuel et notre optimisation.

Paramètres	Actuel	Optimisé
Température du fond (C°)	144	130
Pression de tête (Kg/Cm2_g)	2,4	2,1
Pression du fond (Kg/Cm2_g)	2,5	2
Débit du distillat (m ³ /h)	49	46,81
Débit de reflux de tête (m ³ /h)	230	280
Débit de reflux intermédiaire (m ³ /h)	46	44
Débit du recycle (m ³ /h)	86	83
Débit du fond (m ³ /h)	5	3,5

Selon notre étude des paramètres de marche qui influent sur la colonne et la qualité de l'isomérait, nous avons pu les ajuster afin de trouver la configuration la plus optimale pour notre colonne DIH. Nous avons réduit la température et la pression pour refroidir la tête colonne pour diminuer les MPs dans la tête et augmenter la quantité des IC5 et DMBs et ça améliore la qualité de notre isomérait léger. De plus, nous avons augmenté au maximum le débit de reflux de têtes afin de descendre les fractions lourdes indésirables vers le recycle, tout en réduisant légèrement le reflux intermédiaire afin de refroidir le milieu de la colonne et améliorer la sortie du recycle et laisser le reste des cyclo dans l'isomérait lourd.

Résumé des modifications apportées pour optimiser la colonne et la séparation de l'isomérait léger :

1. Ajustement de la température pour contrôler la séparation et le débit de sortie de l'isomérait léger et diminution de la pression pour moins condensé les légers dans la tête de la colonne pour améliorer la séparation générale.
2. Augmentation max du débit de reflux de têtes pour descendre les MPs vers le recycle.
3. Légère réduction du reflux intermédiaire pour refroidir le milieu de la colonne et bien séparé entre le recycle et le lourd.

Ces ajustements ont permis d'optimiser le rendement et la qualité de notre processus de production d'isomérat léger.

Tableau VI.16 : Comparaison entre la composition de l'isomérat léger du cas actuel et notre optimisation.

Fraction molaire %	Isomérat léger		
	Actuel Simulé	Optimisé	Ecart
Paraffines			
IC4	0,09	0,09	0
NC4	0,11	0,12	0,01
IC5	41,15	44,76	3,61
NC5	13,37	14,55	1,18
22DMB	32,16	34,98	2,82
23DMB	3,93	2,40	-1,51
2MP	8,3	2,90	-5,40
3MP	0,8	0,12	-0,69
NC6	0,01	0	-0,01
IC7	0	0	0
NC7+	0	0	0
Naphtènes			
CP	0,07	0,08	0,01
MCP	0	0	0
CH	0	0	0
NC7	0	0	0
C8	0	0	0
C9	0	0	0
Aromatique			
Benzène	0	0	0
La somme	100	100	

L'analyse de notre configuration optimale a révélé une augmentation significative des DMBs et des IC5, qui sont des composants essentiels pour l'amélioration de l'indice d'octane. Parallèlement, nous avons réussi à réduire de manière notable les MPs indésirables dans notre produit final.

Cette observation met en évidence les bénéfices de notre approche, qui permet d'optimiser la production en favorisant les composés favorables à l'indice d'octane tout en limitant la présence des substances indésirables. Ces résultats renforcent notre capacité à fournir un produit final de haute qualité, conforme aux exigences spécifiques de l'industrie.

Tableau VI.17 : Comparaison entre la composition du recycle du cas actuel et notre optimisation.

Fraction molaire %	Recycle		
	Actuel Simulé	Optimisé	Ecart
Paraffines			
IC4	0	0	0
NC4	0	0	0
IC5	0	0	0
NC5	0	0	0
22DMB	1,17	1,17	0,03
23DMB	10,59	9,25	-1,34
2MP	41,41	44,09	2,68
3MP	24,38	27,91	3,53
NC6	16,97	12,27	-4,70
IC7	0,14	0,27	0,13
NC7+	0	0	0
Naphtènes			
CP	0	0	0
MCP	0	0	0
CH	5,47	4,60	-0,87
NC7	0,14	0,43	0,29
C8	0	0	0
C9	0	0	0
Aromatique			
Benzène	0	0	0
La somme	100	100	

Une observation significative réside dans l'amélioration de la composition du recyclage en composé non converti, mettant en évidence une augmentation des MPs qui sont essentielles nécessaires pour réintégrer dans les réacteurs pour qu'ils s'isomérisent. Parallèlement, nous avons réussi à réduire légèrement la présence des DMBs ce qui démontre que notre approche d'optimisation a produit des résultats concrets.

Cette optimisation témoigne de notre capacité à obtenir des performances améliorées et une meilleure rentabilité du processus d'isomérisation.

Tableau VI.18 : Comparaison entre la qualité de l'isomérat léger du cas actuel et notre optimisation.

	RON	TVR (Psia)	Densité (Kgmol/m3)
Design	87-88	15,6-17,7	0,72-0,775
Actuel	86,7	15,4	7,4
Optimisé	87,5	16,4	7,58

Grâce à notre optimisation, nous avons observé une augmentation remarquable de l'indice d'octane de notre produit principal, l'isomérat léger. Une augmentation du RON de 0,8 point, passant de 86,7 à 87,5, ce qui témoigne de la réussite de notre démarche d'optimisation. De plus, dans le cadre de cette optimisation, nous avons scrupuleusement respecté les spécifications majeures du design tout en cherchant à les améliorer avant la formulation de l'isomérat final et son acheminement vers le mélangeur (Blender).

Il est important de souligner que notre optimisation a également respecté les spécifications de la TVR (teneur en vapeur de Reid) même la amélioré avec 16,4 psia et la densité avec 7,58 Kgmol/m³ ; ces deux caractéristiques sont essentielles lors de la phase de la formulation et le stockage. Ces résultats illustrent notre engagement à répondre aux exigences du marché en améliorant les performances et la qualité de notre produit final.

Conclusion :

L'optimisation de la colonne DIH par le simulateur HYSYS a porté ces fruits par l'amélioration de la séparation et l'augmentation du RON de notre isomérat léger.

Conclusion générale

Au cours de mon stage au sein de l'unité d'isomérisation du naphta léger de la raffinerie RA1K, qui joue un rôle essentiel dans la production d'essence de haute qualité, j'ai été confronté à divers problèmes techniques, notamment celui de la séparation de la colonne DIH dans la section d'isomérisation suite au changement de la charge initiale de l'unité.

Dans ce mémoire, j'ai entrepris une étude approfondie des paramètres de marche et leurs influence sur la colonne tels que la température, la pression, le débit de reflux de tête et le débit de reflux intermédiaire afin de les optimiser et d'améliorer la séparation, dans le but d'obtenir des produits de qualité supérieure et d'accroître l'indice d'octane de l'isomérat léger. Pour le faire, j'ai utilisé le simulateur HYSYS pour imposer de nouveaux paramètres de marche.

Les résultats de simulation en utilisant les paramètres optimisés ont amélioré l'indice d'octane de 86,7 à 87,5 et ont amélioré la séparation de nos composés finaux.

Nous avons ajusté la température afin de contrôler la séparation, ainsi que le débit de sortie de l'isomérat léger pour maintenir la quantité des IC5 et DMBs dans ce distillat.

Tout en réduisant la pression pour minimiser la condensation des composés légers dans la tête de colonne qui veut dire augmentation de la volatilité relative et améliorer ainsi l'efficacité de la séparation.

De plus nous avons augmenté au maximum le débit de reflux en tête de colonne afin d'amener les MPs vers le recycle.

Par ailleurs, nous avons légèrement réduit le reflux intermédiaire pour refroidir le milieu de la colonne et améliorer la séparation.

Références bibliographiques

- [1] : Aval Naftec spa Raffinerie de Skikda « Présentation de la Raffinerie de Skikda » (2008).
- [2] : Aval Naftec spa Raffinerie de Skikda « Evolution de la raffinerie» (2008).
- [3] : P.Withier« Raffinage et génie chimique » Tome -I- 1ere édition, édition Technip paris (1972).
- [4] : IFP Training « Traitement des coupes légères et des distillats moyens » École nationale supérieure du pétrole et des moteurs (2015).
- [5] : Cours de raffinage IAP Dr. Mimoun.
- [6] : IFP Training « Traitement des coupes légères et des distillats moyens » École nationale supérieure du pétrole et des moteurs (2015).
- [7] : Groupe Samsung Engineering « Manuelle opératoire pour unité hydrotraitement des naphthas légers (Unité N0 : 700) RA1K ». Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda (2013).
- [8] : IFP Training « Traitement des coupes légères et des distillats moyens » École nationale supérieure du pétrole et des moteurs (2015).
- [9] : Axens IFP Groupe Technologies « FORMATION ISOMÉRISATION » projet d'adaptation raffinerie Skikda, Alger (2012).
- [10] : P. WUITHIER. Raffinage et génie chimie (Tome 1 et 2). Edition Technip, 1972.
- [11] : Formation N AXENS NHT Isom Skikda Section 2 NHT.
- [12] : Groupe Samsung Engineering « Manuelle opératoire de l'unité 701 isomérisation des naphthas légers (Unité N0 : 701) RA1K » Projet de réhabilitation et adaptation de la raffinerie de Skikda (2013).
- [13] : Pierre LEPRINCE, *procédés de Transformation*, TECHNIP. Paris : Publication de l'institut Français de pétrole, 1998.
- [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] : J. Pierre WAUQUIER. Le raffinage du pétrole (Tome3) Edition Technip, 1998.
- [16] : Mr. D.Haddad, PETROLES BRUTS ET PRODUITS PETROLIERS, Brochure cours IAP(2019).
- [17] : « Distillation » disponible sur «Distillation — Wikipédia (wikipedia.org)»
- [18] : « Usine de distillation discontinue » – GEA Group, disponible sur <https://www.gea.com/en/products/distillation-fermentation/distillation/batch-distillation-plants%20.jsp>
- [19] : « Thermodynamique : Résumé du cours – Distillation continue » disponible sur «https://nte.mines-albi.fr/Thermo/co/Module_Distillation.html »
- [20] : Cours de raffinage IAP Dr. Mimoun.

- [21] : www.prosim.net/wp-content/uploads/2019/12/PSPS_EX_FR-Distillation-Azeotropique-Heterogenepdf.
- [22] : <http://processs.free.fr/Pages/VersionWeb.php?page=0510> Guide des techniques pour les industries de procédé.
- [23] : Document phase B Hassi RMEL.
- [24] : SEPARATION PAR FLASH & DISTILLATION Par Msc M. TOUIKER.
- [25] : R. OUDINA, B. KHALED, « Amélioration de la teneur en précurseurs d'aromatiques de la NAPHTA B au niveau du splitter de l'unité 11 de la RA1K », Mémoire de fin d'étude, Université M'Hamed Bougara Boumerdès (2007).
- [26] : J.P. WAUQUIER « Procédé de séparation, Le raffinage du pétrole » Editions Technip (1998).
- [27] : TOTAL « LES ÉQUIPEMENTS LES COLONNES », Manuel de formation cours EXP-PR-EQ100 Révision 0.1
- [28] : TOTAL « Exploration et Production Le Process La Distillation » Manuel de formation cours EXP-PR-PR180 Révision 0.1 (2007).
- [29] : Samsung Engineering co LTD, Skikda refinery rehabilitation & adaptation project, «PROCESS DATASHEET, FOR DEISOHEXANIZER (ITEM NO: 701-C-2), DEV-K-23-09»
- [30] : Samsung Engineering co LTD, Skikda refinery rehabilitation & adaptation project, «PROCESS DESCRIPTION FOR LIGHT NAPHTHA HYDROTREATING UNIT- I (UNIT: 700) » DEV-K-23-09
- [31] : Samsung Engineering co LTD, Skikda refinery rehabilitation & adaptation project, «PROCESS DESCRIPTION FOR LIGHT NAPHTHA ISOMERIZATION UNIT- I (UNIT: 701) » DEV-K-23-09
- [32] : IAP « Initiation au simulateur HYSYS » École de boumerdès UFR : UFR Drilling, Production & Réservoir Engineering.
- [33] : IAP Initiation au simulateur HYSYS par AKROUR Soumia.

Annexes

Annexe A : Paramètre et composition de la charge et compositions de la tête, du fond et du recycle.

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

MATERIAL BALANCE (MOLAR PERCENT)

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

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

Flow rate unit : mol %	DIH pumparound HX tube side outlet	DIH inlet	DIH overhead	DIH air condenser outlet
	25	26	27	28
H2	0.00	0.00	0.00	0.00
C1	0.00	0.00	0.00	0.00
C2	0.00	0.00	0.00	0.00
C3	0.00	0.00	0.00	0.00
IC4	0.26	0.26	0.45	0.45
NC4	0.07	0.07	0.12	0.12
IC5	30.89	30.89	53.78	53.78
NC5	9.94	9.94	17.30	17.30
22MB	16.21	16.21	24.37	24.37
23MB	5.18	5.18	0.69	0.69
2MP	14.73	14.73	0.72	0.72
3MP	8.39	8.39	0.07	0.07
NC6	5.70	5.70	0.00	0.00
CP	1.45	1.45	2.49	2.49
MCP	2.39	2.39	0.00	0.00
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00
CH	3.54	3.54	0.00	0.00
NC7	0.11	0.11	0.00	0.00
MCH	0.50	0.50	0.00	0.00
11MCH	0.64	0.64	0.00	0.00
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00
Total	kmol/h	699.61	699.61	2 009.31
Total	kg/h	56 142	56 142	152 000

G

MATERIAL BALANCE (MOLAR PERCENT)

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

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

Flow rate unit : mol %	DIH reboiler inlet	DIH reboiler outlet	DIH bottom	DIH distillate	
	33	34	35	36	
H2	0.00	0.00	0.00	0.00	
C1	0.00	0.00	0.00	0.00	
C2	0.00	0.00	0.00	0.00	
C3	0.00	0.00	0.00	0.00	
IC4	0.00	0.00	0.00	0.45	
NC4	0.00	0.00	0.00	0.12	
IC5	0.00	0.00	0.00	53.78	
NC5	0.00	0.00	0.00	17.30	
22MB	0.00	0.00	0.00	24.37	
23MB	0.01	0.01	0.01	0.69	
2MP	0.04	0.04	0.03	0.72	
3MP	0.15	0.15	0.13	0.07	
NC6	1.17	1.17	1.01	0.00	
CP	0.00	0.00	0.00	2.49	
MCP	4.54	4.54	4.11	0.00	
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00	
CH	64.62	64.62	61.98	0.00	
NC7	2.62	2.62	2.72	0.00	
MCH	11.96	11.96	12.82	0.00	
11MCH	14.88	14.88	17.19	0.00	
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	
Total	kmol/h	5 413.72	5 413.72	21.74	401.86
Total	kg/h	489 744	489 744	1 984	30 400

a

MATERIAL BALANCE (MOLAR PERCENT)

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

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

Flow rate unit : mol %	DIH reflux	DIH draw-off	DIH pumparound HX shell side inlet	DIH pumparound HX shell side outlet	
	29	30	31	32	
H2	0.00	0.00	0.00	0.00	
C1	0.00	0.00	0.00	0.00	
C2	0.00	0.00	0.00	0.00	
C3	0.00	0.00	0.00	0.00	
IC4	0.45	0.00	0.00	0.00	
NC4	0.12	0.00	0.00	0.00	
IC5	53.78	0.00	0.00	0.00	
NC5	17.30	0.00	0.00	0.00	
22MB	24.37	5.60	5.60	5.60	
23MB	0.69	12.12	12.12	12.12	
2MP	0.72	36.28	36.28	36.28	
3MP	0.07	21.16	21.16	21.16	
NC6	0.00	14.37	14.37	14.37	
CP	2.49	0.06	0.06	0.06	
MCP	0.00	5.74	5.74	5.74	
BENZENE	0.00	0.00	0.00	0.00	
CH	0.00	4.08	4.08	4.08	
NC7	0.00	0.06	0.06	0.06	
MCH	0.00	0.26	0.26	0.26	
11MCH	0.00	0.26	0.26	0.26	
H2O	0.00	0.00	0.00	0.00	
Total	kmol/h	1 607.45	623.86	347.85	347.85
Total	kg/h	121 600	53 700	29 942	29 942

Annexe B : Les compositions de l'isomérait léger, lourd et le recycle optimisés.

Material Stream: Isomérait léger

Worksheet Attachments Dynamics

	Mole Fractions	Liquid Phase
i-Butane	0.0009	0.0009
n-Butane	0.0012	0.0012
i-Pentane	0.4476	0.4476
n-Pentane	0.1455	0.1455
22-Mbutane	0.3498	0.3498
23-Mbutane	0.0240	0.0240
2-Mpentane	0.0290	0.0290
3-Mpentane	0.0012	0.0012
n-Hexane	0.0000	0.0000
Cyclopentane	0.0008	0.0008
Mycyclopentan	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000
Cyclohexane	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000
Mcyclohexane	0.0000	0.0000
Cycloheptane	0.0000	0.0000
11-Mcyhexan	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000

Total

Edit... View Properties... Basis...

OK

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet

- Conditions
- Properties
- Composition
- Oil & Gas Feed
- Petroleum Assay
- K Value
- User Variables
- Notes
- Cost Parameters
- Normalized Yields
- Emissions

	Mole Fractions	Vapour Phase
i-Butane	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000
i-Pentane	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000
22-Mbutane	0.0000	0.0000
23-Mbutane	0.0000	0.0000
2-Mpentane	0.0000	0.0000
3-Mpentane	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0001	0.0001
Cyclopentane	0.0000	0.0000
Mcyclopentan	0.0000	0.0000
Benzene	0.0000	0.0000
Cyclohexane	0.3526	0.5018
n-Heptane	0.2155	0.2308
Mcyclohexane	0.0000	0.0000
Cycloheptane	0.4318	0.2673
11-Mcychexan	0.0000	0.0000
H2O	0.0000	0.0000



Total

Edit...

View Properties...

Basis...

OK

Material Stream: Recycle

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet		Mole Fractions	Liquid Phase
Conditions	i-Butane	0.0000	0.0000
Properties	n-Butane	0.0000	0.0000
Composition	i-Pentane	0.0000	0.0000
Oil & Gas Feed	n-Pentane	0.0000	0.0000
Petroleum Assay	22-Mbutane	0.0117	0.0117
K Value	23-Mbutane	0.0925	0.0925
User Variables	2-Mpentane	0.4409	0.4409
Notes	3-Mpentane	0.2791	0.2791
Cost Parameters	n-Hexane	0.1227	0.1227
Normalized Yields	Cyclopentane	0.0000	0.0000
▾ Emissions	Mcyclopentan	0.0000	0.0000
	Benzene	0.0000	0.0000
	Cyclohexane	0.0460	0.0460
	n-Heptane	0.0027	0.0027
	Mcyclohexane	0.0000	0.0000
	Cycloheptane	0.0043	0.0043
	11-Mcyhexan	0.0000	0.0000
	H2O	0.0000	0.0000

Total

Edit... View Properties... Basis...

OK

Delete Define from Stream... View Assay

← →

