

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

**AZIEZE INAS SELSSABIL**

**&**

**YABRAM AYMEN**

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés-Raffinage

---

### **Etude de vérification des caractéristiques du procédé d'isomérisation et optimisation des paramètres de fonctionnement de la colonne de stabilisation 17C51 (RA1/Z)**

---

Devant le jury :

BEDDA	Kahina	MCA	UMBB	Président
SAOUD	Abdessalem	MCA	UMBB	Examineur
MIMOUN	Hadj	Prof	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2022/2023

## *Remerciement*

### *Remerciement*

*Tout d'abord, nous remercions Allah, le Tout-Puissant, pour nous avoir accordé la force, le courage et les moyens nécessaires pour mener à bien ce projet et obtenir notre diplôme.*

*Nous tenons également à exprimer notre sincère reconnaissance envers notre encadreur, **M<sub>r</sub> MIMOUN HADJ**, ainsi que **M<sup>me</sup> BEDDA KAHINA**, pour leurs soutiens et leurs précieux conseils tout au long de notre travail.*

*Nous aimerions également exprimer notre gratitude envers toutes les personnes qui ont apporté leur aide et leur soutien pendant notre stage au complexe **RA1/Z**. En particulier, **M<sub>r</sub> ELARBI EDDANI YUCEF** et **M<sub>r</sub> SENAINA HOUARI**.*

*Enfin, nous reconnaissons et apprécions sincèrement notre propre patience et notre effort tout au long de ce projet. Notre détermination et notre persévérance ont été essentielles pour mener à bien cette réalisation. Merci à nous-mêmes pour notre engagement sans relâche.*

*Nos remerciements vont à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à ce travail, et nous sommes profondément reconnaissants pour leur soutien constant et leurs encouragements.*

## Dédicaces

### *Dédicace*

*À ma mère,*

*Pour ton encouragement constant et ton amour inconditionnel, tu as été ma source de motivation et ma plus grande admiratrice. Tu as toujours cru en moi, même lorsque j'ai douté de moi-même. Je t'admire pour ta force et ta détermination, et je suis reconnaissante de t'avoir comme modèle dans ma vie.*

*À mon père,*

*Tu as toujours été dans mes pensées et dans mon cœur. Chaque victoire, chaque défi surmonté, je le dédie à toi. Tes conseils m'ont poussée à donner le meilleur de moi-même.*

*À mes petites-sœurs et à toute ma petite famille,*

*Vous êtes ma raison de me surpasser. Cette réalisation est dédiée à vous, pour l'amour et la joie que vous apportez à ma vie.*

*À mon binôme,*

*Merci d'avoir été une personne compréhensive et solidaire tout au long de ce travail.*

*À mes amis et collègues*

*Que j'ai eu le privilège de rencontrer à l'INH et au club, et avec qui j'ai eu l'opportunité de travailler, je tiens à exprimer ma profonde gratitude pour les échanges enrichissants et les précieux moments de partage que nous avons vécus ensemble. Je suis extrêmement reconnaissante envers l'INH qui nous a réunis.*

*À mes anciens amis,*

*Avec qui j'ai partagé de nombreux souvenirs inestimables, vous avez toujours été dans mon cœur, même si nous ne nous sommes pas souvent rencontrés.*

*Ma dédicace s'adresse à chacune de ces personnes qui ont joué un rôle important dans mon parcours. Votre présence et votre soutien ont été des éléments essentiels qui me poussent à donner le meilleur de moi-même. Je tiens à vous promettre que ce n'est que le début, et que je continuerai à travailler dur pour vous rendre toujours fiers de moi.*

AZIEZE SELSSABIL

## Dédicaces

*Je souhaite dédier ce travail*

*À ma chère maman et à mon cher papa,*

*Ceux qui ont été mes plus grands soutiens tout au long de mon parcours d'études. Leur amour inconditionnel, leur encouragement constant et leurs précieux conseils ont été des sources d'inspiration inépuisables. Leur présence bienveillante à chaque étape de ma vie académique m'a donné la force et la détermination nécessaires pour accomplir ce Projet de Fin d'Études avec succès.*

*À mes deux frères RAID et ZIAD,*

*Qui ont été présents à mes côtés, me motivant et me soutenant sans relâche. Leurs encouragements sincères et leur engagement envers mon succès ont été des éléments clés de ma progression. Leur présence dans ma vie est une véritable bénédiction.*

*À mon binôme, SELSSABIL,*

*Merci pour le soutien moral inestimable, la patience sans faille et la compréhension totale ont été essentiels dans la réalisation de ce travail. Sa collaboration précieuse a grandement contribué à l'accomplissement de ce projet, et je lui suis sincèrement reconnaissante.*

*Je souhaite également exprimer ma gratitude envers tous mes amis et ma deuxième famille. Leur présence positive, leur soutien indéfectible et leur encouragement constant ont été des facteurs déterminants dans ma réussite. Leur énergie inspirante et leur capacité à me pousser vers l'excellence ont été des moteurs essentiels tout au long de ce parcours académique.*

*À tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à ce travail,*

*Que ce soit par leurs conseils, leur expertise ou leur aide pratique. Leur soutien inestimable a joué un rôle crucial dans la concrétisation de ce Projet de Fin d'Études, et je leur en suis profondément reconnaissant.*

*Que ce travail dédié à mes proches, mes amis et tous ceux qui ont contribué à ma réussite soit le reflet de ma gratitude et de ma reconnaissance sincère.*

AYMEN YABRAM

# Sommaire

## Sommaire :

Liste des tableaux :.....	VIII
Liste des figures : .....	X
Liste des abréviations :.....	XII
Résumé : .....	XV
Introduction générale : .....	1
Chapitre I : Présentation du complexe RA1/Z .....	4
I-1-Introduction :.....	4
I-2- Historique de la raffinerie :.....	4
I-3-Situation géographique :.....	4
I-4-Objectifs assignés du complexe :.....	4
I-5-Capacité de production : .....	5
I-6- Présentation des principales installations : .....	5
I-6-1-Département de production P1 :.....	5
I-6-2-Département de production P2 : .....	9
I-6-3-Département de production P3.....	10
I-6-4-Département de production P4 : .....	11
I-6-5-Laboratoire de contrôle : .....	11
I-6-6-Département de sécurité et d'environnement : .....	11
Chapitre II : Les propriétés et les caractéristiques du pétrole et des essences .....	14
II-1-Introduction : .....	14
II-2-Propriétés et caractéristiques du pétrole brut : .....	14
II-2-1-Le pétrole brut : .....	14
II-2-2- L'origine du pétrole brut : .....	14
II-2-3-Composition de pétrole brut : .....	15
II-2-4-Spécifications et caractéristiques de pétrole : .....	17
II-3-Les caractéristiques des essences : .....	20
II-3-1-Propriétés physiques des essences : .....	20
II-3-2-les propriétés chimiques : .....	23
II-3-3-Formulation des essences : .....	26
II-3-4-Les Procèdes d'obtention des essences : .....	27
Chapitre III : Procédé d'isomérisation.....	31
II-1- Introduction :.....	31

III-2-La théorie de l'isomérisation : .....	31
III-3-L'intérêt du procédé d'isomérisation : .....	31
III-4-Principe du procédé : .....	32
III-5-Nature de la charge du procédé d'isomérisation : .....	33
III-6-Thermodynamique : .....	34
III-7-Les réaction mise en jeux : .....	35
III-7-1-Les réactions fondamentales : .....	35
III-7-2-Les réactions secondaires : .....	37
III-8- Catalyseurs d'isomérisation : .....	38
III-8-1-Les caractéristiques principales d'un catalyseur : .....	39
III-9-Mécanisme de l'isomérisation : .....	40
III-9-1-Pour les catalyseurs très acides : .....	40
III-9-2-Pour les catalyseurs zéolitiques : .....	40
III-9-3- Rôle du platine : .....	41
III-10- Aspect cinétique : .....	41
III-11- Procédé d'isomérisation : .....	42
III-11-1-Intégration des procédés d'isomérisation dans le raffinage : .....	42
III-11-2-Conditions opératoires et performances : .....	43
III-11-3-Schémas de procédé : .....	45
III-11-4- Procédés avec recyclage : .....	47
Chapitre IV : La description de l'unité d'isomérisation U 17 .....	53
IV-1-Introduction : .....	53
IV-2-L'objectif de l'unité : .....	53
IV-3-La section d'hydrotraitement NHT : .....	53
IV-3-1-Le procédé d'hydrotraitement de naphta UOP : .....	53
IV-3-2--Principe de procédés : .....	54
IV-3-3-Descreption de la section d'hydrotraitement NHT : .....	56
IV-4-La section d'isomérisation PENEX : .....	57
IV-4-1-Le procédé UOP PENEX : .....	57
IV-4-2-Description de la section d'isomérisation : .....	58
IV-5-Avantage du procédé penex : .....	60
Chapitre V : Généralité sur la simulation et les modèles thermodynamiques .....	62
V-1-Introduction : .....	62
V-2-La simulation : .....	62

V-2-1-Définition de la simulation : .....	62
V-2-2-Objectif de la simulation : .....	62
V-3-ASPEN HYSYS : .....	63
V-3-1- Définition du logiciel Aspen HYSYS : .....	63
V-3-2-Concepts et caractéristiques du simulateur Aspen HYSYS : .....	63
V-4-Les modèles thermodynamique applique dans la simulation : .....	64
V-4-1-Équation d'état de Van der Waals : .....	64
V-4-2-Équation d'état de Redlich Kwong : .....	65
V-4-3-Équation de Soave, Redlich et Kwong (SRK) : .....	65
V-4-4-Équation de Lee, Kesler, Plöcker : .....	66
V-4-5-Modèle Peng Robinson : .....	66
V-4-6-Modèle Chao Seader : .....	67
V-4-7-Modèle Grayson Streed : .....	67
V-4-8-Modèle UNIQUAC : .....	67
V-5-Utilisation des modèles thermodynamiques dans l'industrie : .....	68
Chapitre VI : Suivi et vérification des paramètres du procédé d'isomérisation .....	71
VI-1-Introduction et méthodologie du travail : .....	71
VI-2-La température : .....	71
VI-2-1-Température à l'entrée des réacteurs : .....	71
VI-2-2- Différences de températures : .....	74
VI-3-Vitesse spatiale : .....	77
VI-4-Le rapport H <sub>2</sub> /HC : .....	78
VI-4-1-Calcul du rapport H <sub>2</sub> /HC a l'entrée du PENEX : .....	79
VI-4-2-Calcul du rapport H <sub>2</sub> /HC à la sortie du PENEX : .....	80
VI-5-Injection de chlorure : .....	81
VI-6-Perte de charge : .....	82
VI-7-Le rendement de l'isomérat : .....	83
VI-8-L'indice d'octane : .....	85
VI-9-La Tension de Vapeur Reid : .....	86
VI-10-Conclusion : .....	87
Chapitre VII : Simulation et optimisation des paramètres de stabilisateur .....	89
VII-1-Introduction : .....	89
VII-2-Problématique et méthodologie du travail : .....	89
VII-3- Partie de la simulation : .....	90



VII-3-1-Données de base :.....	90
VII-3-1-1-Les données de base de la colonne de stabilisation 17C51 : .....	90
VII-3-1-2-Les données de base de Déisohexaniseur (DIH) 17C53 .....	92
VII-3-2-Le choix du modèle thermodynamique : .....	92
VII-3-3-Simulation du cas actuel :.....	97
VII-3-4-Etude comparative entre les résultats de cas actuelle et cas design de la colonne de stabilisation 17C51 : .....	99
VII-3-5-Conclusion de la partie simulation :.....	103
VII-4-Optimisation des paramètres :.....	103
VII-4-1-Optimisation de la température de fond du stabilisateur :.....	103
VII-4-2-Optimisation simultanée de la température de fond et du taux de reflux :.....	105
VII-4-3-Choix de la meilleure méthode d'optimisation de paramètres :.....	107
VII-4-4-Vérification de l'efficacité de l'optimisation par comparaison des compositions molaires : .....	107
VII-5-Conclusion : .....	110
Conclusion générale :.....	112
Référence Bibliographiques : .....	115

## Liste des tableaux :

Tableau I-1 : Capacité de production des différents produits pétroliers.....	5
Tableau II-1 : Les spécifications de pression de vapeur des essences en Europe .....	22
Tableau II-2 : Indices d'octane RON et MON de quelques bases de raffinerie classiques..	23
Tableau II-3 : Condition opératoire du moteur CFR (11). .....	25
Tableau II-4 : Un exemple de formulation des essences utilisées aux États-Unis et dans l'Union européenne .....	26
Tableau III-1 : Composition typique de la charge de procédé d'isomérisation .....	43
Tableau III-2 : Conditions opératoires et performances des catalyseurs Pt sur alumine.....	43
Tableau III-3 : Performances typiques obtenues avec le catalyseur Pt sur alumine chlorée	44
Tableau III-4 : Performances typiques obtenues avec le catalyseur zéolitique .....	45
Tableau III-5 : Procédé TIP charge et effluent (% masse).....	49
Tableau III-6 : RON obtenus avec les procédés IPSORB et HEXORB .....	50
Tableau V-1 : Limites d'application de l'équation de PENG ROBINSON.....	67
Tableau V-2 : Les utilisations des modèles thermodynamique pour les processus industriels .....	68
Tableau VI-1 : Les températures d'entrée des réacteurs d'isomérisation .....	72
Tableau VI-2 : Suivi de chute de température dans chaque réacteur .....	74
Tableau VI-3 : Suivi et calcul de la vitesse spatiale .....	77
Tableau VI-4 : Suivi et calcul du rapport H <sub>2</sub> /HC à l'entrée.....	79
Tableau VI-5 : Suivi et calcul du rapport H <sub>2</sub> /HC à la sortie .....	80
Tableau VI-6 : Les débits du C <sub>2</sub> Cl <sub>4</sub> injectés par les exploitants de la raffinerie et ceux recommandés par penex.....	81
Tableau VI-7 : Les pressions mesurées à la sortie du troisième réacteur pendant la période d'étude .....	83
Tableau VI-8 : Suivi et calcul du rendement de l'isomérat .....	84
Tableau VI-9 : Suivi du RON de l'isomérat .....	85
Tableau V-10 : Suivi de la TVR .....	86
Tableau VII-1 : La Composition de la charge de stabilisateur 17C51 .....	91
Tableau VII-2 : Les Conditions de fonctionnement de stabilisateur 17C51.....	91
Tableau VII-3 : Les Conditions de fonctionnement de Désohexaniseur (DIH) 17C53 .....	92
Tableau VII-4 : Paramètre de la colonne de stabilisation 17C51 .....	94
Tableau VII-5 : Comparaison des fractions molaires de la composition de la tête et du fond de stabilisateur 17C51 entre le cas de design de constructeur et de simulation .....	95
Tableau VII-6 : Caractéristiques des fluides de la simulation des colonnes 17C51 et 17C53 .....	98
Tableau VII-7 : La Composition molaire des différents fluides des colonnes 17C51 et 17C53 .....	99
Tableau VII-8 : Comparaison de la composition du distillat et de résidu de la colonne 17C51 .....	100

Tableau VII-9 : Les résultats des conditions opératoires et propriétés de design et actuel du deux colonnes et de l'isomérat final .....	102
Tableau VII-10 : L'influence de la variation de température de fond sur la TVR final d'isomérat .....	104
Tableau VII-11 : résultat de l'influence de la variation de température de fond de stabilisateur et le taux de reflux sur la TVR final d'isomérat.....	105
Tableau VII-12 : les compositions du résidu de cas optimal et le cas actuel et le cas design de la colonne de stabilisation.....	108

## Liste des figures :

Figure II-1 : Ensemble Des Hydrocarbures Présents Dans Les Pétroles Bruts (5) .....	15
Figure II-2 : Diagramme De Pression Dans Des Conditions Des Cliquetis (7).....	24
Figure III-1 : Principe Du Procédés D'isomérisation (14) .....	33
Figure III-2 : Répartition thermodynamique de I-C5 en fonction de la température (13)...	34
Figure III-3 : Répartition thermodynamique des isomères en fonction de la température (13).....	35
Figure III-4 : Schéma De L'intégration De L'isomérisation Dans Le Raffinage.....	42
Figure III-5 : Schéma Du Procédé Pour L'isomérisation Sur Catalyseur Pt/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> Chlorée	45
Figure III-6 : Schéma Du Procédé Pour L'isomérisation Sur Catalyseur Zéolitiques .....	46
Figure III-7 : Equilibre Thermique Avec Et Sans Recyclage Des Paraffines.....	47
Figure III-8 : Schéma Du Procédé Avec Recyclage Par Distillation .....	48
Figure III-9 : Schéma Simplifié Du Procédé TIP .....	49
Figure III-10 : Procédé D'isomérisation IPSORB.....	50
Figure III-11 : Procédé D'isomérisation HEXORB .....	51
Figure IV-1 : Schéma Simplifié De La Section D'hydrotraitement De L'unité U17 .....	57
Figure IV-2 : Schéma Simplifié De L'unité D'isomérisation De La Raffinerie d'Arzew ...	59
Figure VI-1 : Température d'entrée de premier réacteur .....	72
Figure VI-2 : Température d'entrée de deuxième réacteur.....	73
Figure VI-3 : Température d'entrée de troisième réacteur.....	73
Figure VI-4 : La chute de la température dans les trois réacteurs .....	75
Figure VI-5 : La chute de la température dans le premier réacteur.....	75
Figure VI-6 : La chute de la température dans le deuxième réacteur .....	76
Figure VI-7 : La chute de la température dans le troisième réacteur.....	76
Figure VI-8 : L'évolution de la vitesse spatiale en fonction du temps .....	78
Figure VI-9 : Suivi du rapport H <sub>2</sub> /HC à l'entrée .....	79
Figure VI-10 : Suivi du rapport H <sub>2</sub> /HC à la sortie .....	81
Figure VI-11 : Suivi du débit de l'agent de chlorant injecter dans la charge .....	82
Figure VI-12 : Suivi de la pression à la sortie du troisième réacteur.....	83
Figure VI-13 : Évolution des rendements de l'isomérisat.....	84
Figure VI-14 : Évolution du RON .....	85
Figure VI-15 : Évolution de la TVR .....	86
Figure VII-1 : Schéma PFD De La Simulation Par ASPEN HYSYS Du Cas Design.....	93
Figure VII-2 : Les fractions molaires de tête de cas design simulé et cas design du constructeur .....	96
Figure VII-3 : les fractions molaires du fond de cas design simulé et cas design du constructeur .....	96
Figure VII-4 : Schéma De La Simulation Actuel Du Procédé .....	98
Figure VII-5 : Les résultats des fractions molaires de la composition de distillat du cas design et actuel .....	101

Figure VII-6 : Les résultats des fractions molaires de la composition du résidu du cas design et actuel .....	101
Figure VII-7 : : L'influence De La Variation de la température du Fond De Stabilisateur Sur La TVR de l'isomérait.....	104
Figure VII-8 : L'influence De La Variation De Température De Fond De Stabilisateur Et Le Taux De Reflux Sur La TVR Final D'isomérait.....	106
Figure VII-9 : Les fractions molaires de la composition des distillats de cas optimal et le cas actuel et le cas design la colonne de stabilisation .....	109
Figure VII-10 : Les fractions molaires de la composition des résidus de cas optimal et le cas actuel et le cas design la colonne de stabilisation .....	109

## Liste des abréviations :

**RA1Z** : Raffinerie d'Arzew

**JGC** : Japan Gazoline Company

**BP** : Basse pression

**HP** : Haute pression

**MP** : Moyenne pression

**GTG** : Groupe turbogénérateur

**HSRN** : High Straight Run Naphta

**LSRN** : Light Straight Run Naphta

**VGO** : Vacuum Gasoil

**SPO** : Straight Run Fuel Oil

**MVO** : Medium Vacuum Oil

**VO** : Vacuum Oil

**RSV** : Résidu sous vide

**GPL** : Gaz de Pétrole Liquéfié

**MEK** : Methyl Ethyl Ketone

**SAE10** : Society of Automotive Engineers 10W

**SAE30** : Society of Automotive Engineers 30W

**BS** : British Standard

**LGO** : Light Gas Oil

**HGO** : Heavy Gas Oil

**BRI** : Brut Réduit à l'atmosphère

**GIR** : Groupe d'Intervention de Réserve

**BTX** : Benzene Toluene Xylene

**UOP** : Universal Oil Product

**ASTM** : American Society for Testing and Materials

**TBP** : True Boiling Point

**API** : American Petroleum Institute

**IBP** : Initial Boiling Point

**FBP** : Final Boiling Point  
**TVR** : Tension de Vapeur Reid  
**PVR** : Pression de Vapeur Reid  
**CFR** : Cooperative Fuel Research  
**RON** : Research Octane Number  
**MON** : Motor Octane Number  
**FCC** : Fluid Catalytic Cracking  
**MTBE** : Methyl Tertiary Butyl Ether  
**ETBE** : Ethyl Tertiary Butyl Ether  
**PONA** : Paraffin, Olefin, Naphthene, and Aromatic  
**IFP** : Institut Français du Pétrole  
**C1** : Méthane  
**C2** : Éthane  
**C3** : Propane  
**MCP** : Méthyl Cyclopentane  
**2,2DMB** : 2,2-Diméthylbutane  
**2,3DMB** : 2,3-Diméthylbutane  
**DMP** : Diméthylpentane  
**DMCP** : Diméthyl Cyclo Pentane  
**2MB** : 2-Méthylbutane  
**2MP** : 2-Méthylpentane  
**2EP** : 2-Ethylpentane  
**CP** : Cyclopentane  
**CH** : Cyclohexane  
**NC7** : Normal Heptane  
**MCH** : Méthyl Cyclo Hexane  
**2MH** : 2-Méthyl Hexane  
**IC4** : Isobutane  
**IC5** : Isopentane  
**IC6** : Isohexane

**n-C4** : Normal Butane  
**n-C5** : Normal Pentane  
**n-C6** : Normal Hexane  
**Pt** : Platine  
**NHT** : Naphta Hydrotreater  
**DIH** : Deisohéxaniseur  
**NO** : Octane Number  
**BRA** : Brut Réduit Atmosphérique  
**TCE** : Trichloréthylène  
**SRK** : Soave-Redlich-Kwong  
**PR** : Peng-Robinson  
**GS** : Grayson-Seader  
**SRK** : Predictive Soave-Redlich-Kwong  
**PFD** : Process Flow Diagram  
**VVH** : Vitesse Volumétrique Horaire



## Résumé :

Ce mémoire se concentre sur l'évaluation des performances de l'unité d'isomérisation de la raffinerie d'Arzew en Algérie et de proposer des solutions pour garantir la production d'un isomérate de haute qualité. Il se divise en deux parties distinctes. La première partie consiste en une analyse approfondie des paramètres opératoires de l'unité. Cette évaluation est basée sur les données de fonctionnement collectées sur une période spécifique. La deuxième partie du mémoire se concentre sur l'optimisation des paramètres du stabilisateur afin de résoudre un problème spécifique lié à la TVR de l'isomérate, en utilisant le simulateur HYSYS. L'objectif global est d'améliorer la qualité des carburants produits tout en minimisant leur impact sur l'environnement et la santé publique, et de se conformer aux normes internationales en matière de carburants.

## Abstract :

This thesis focuses on evaluating the performance of the isomerization unit at the Arzew refinery in Algeria and proposing solutions to ensure the production of high-quality isomerate. It is divided into two distinct parts. The first part involves a thorough analysis of the operational parameters of the unit. This evaluation is based on operational data collected over a specific period. The second part of the thesis focuses on optimizing the parameters of the stabilizer to address a specific problem related to the Total Vaporization Ratio (TVR) of the isomerate, using the HYSYS simulator. The overall objective is to improve the quality of the produced fuels while minimizing their impact on the environment and public health, and to comply with international fuel standards.

## تلخيص:

تركز هذه المذكرة على تقييم أداء وحدة التفكيك الإيزوميري في مصفاة أرزيو بالجزائر واقتراح حلول لضمان إنتاج إيزوميرات عالية الجودة. تنقسم الرسالة إلى جزئين متميزين. يتضمن الجزء الأول تحليلاً شاملاً للمعاملات التشغيلية للوحدة. يستند هذا التقييم إلى البيانات التشغيلية المجمعة على مدار فترة زمنية محددة. يركز الجزء الثاني من الرسالة على تحسين معاملات جهاز التثبيت لحل مشكلة محددة تتعلق بمعدل التبخر الكلي (TVR) للإيزوميرات، باستخدام محاكي HYSYS. الهدف العام هو تحسين جودة الوقود المنتج وتقليل تأثيره على البيئة والصحة العامة، والامتثال للمعايير الدولية للوقود.

# **Introduction**

## **Générale**

## Introduction générale :

L'industrie du raffinage joue un rôle crucial dans la transformation du pétrole brut en produits commerciaux variés. À l'aide de techniques de séparation et de transformation sophistiquées, les raffineries produisent une gamme complète de carburants et de produits pétrochimiques. Cependant, l'industrie pétrolière est confrontée à des défis constants, en particulier en ce qui concerne la pollution générée par les produits pétroliers et les exigences croissantes en matière de qualité.

Au cours des dernières décennies, les normes internationales ont mis l'accent sur la réduction des émissions polluantes et la promotion de carburants plus propres. L'élimination progressive de l'essence plombée et la demande croissante d'essence à haut indice d'octane ont exercé une pression considérable sur l'industrie du raffinage. Les raffineurs se sont engagés dans une quête continue d'amélioration de la qualité des carburants depuis l'introduction de l'automobile sur le marché.

Dans ce contexte, les raffineries ont travaillé sans relâche pour répondre à la demande croissante de carburants de haute qualité, en quantité suffisante et conformes aux normes internationales. Parallèlement à cet objectif, les acteurs de l'industrie pétrolière se sont également engagés à minimiser les effets néfastes de leurs opérations sur l'environnement, la faune, la flore et la santé humaine.

L'Algérie, en tant que pays producteur de pétrole, joue un rôle crucial dans la conservation de l'environnement en éliminant l'ajout de plomb dans l'essence. Pour compenser la perte d'indice d'octane due à cette suppression, des composés oxygénés tels que le méthyle tertio butyle éther (MTBE) sont ajoutés aux mélanges de carburants. Cette reformulation des carburants a nécessité l'adaptation des stratégies de raffinage, y compris l'installation de nouvelles unités de production, telles que l'unité d'isomérisation.

Dans ce contexte, notre travail se concentre sur l'évaluation des performances de l'unité d'isomérisation de la raffinerie d'Arzew, plus spécifiquement la section PENEX. L'objectif principal de notre étude est de découvrir les problèmes éventuels liés à cette unité et de proposer des solutions pour garantir la production d'un isomérisat de haute qualité. Pour atteindre cet objectif, nous commençons par une brève description de la raffinerie d'Arzew, en soulignant son importance dans le paysage industriel algérien.

Ensuite, nous abordons les caractéristiques essentielles du pétrole brut et de l'essence, en mettant en évidence les défis auxquels l'industrie pétrolière est confrontée en termes de pollution et de demande croissante d'essence à haut indice d'octane. Nous expliquons également le procédé d'isomérisation récemment mis en œuvre dans la raffinerie d'Arzew, en détaillant les mécanismes réactionnels impliqués dans les différentes étapes de production.

## Introduction Générale

---

La partie expérimentale de ce mémoire se divise en deux parties distinctes. Tout d'abord, nous évaluons les performances de l'unité d'isomérisation en analysant les rendements des produits ainsi que les paramètres de fonctionnement tels que le rapport  $H_2/HC$  et le VVH. Ces évaluations sont basées sur les données de fonctionnement recueillies sur une période spécifique. Ensuite, nous proposons une optimisation des paramètres du stabilisateur afin de résoudre un problème particulier lié à la TVR de l'isomérat, en utilisant le simulateur HYSYS.

Ce mémoire contribue à une meilleure compréhension des enjeux de l'industrie du raffinage et de l'importance de l'unité d'isomérisation dans la raffinerie d'Arzew. Les résultats et les recommandations qui en découlent permettront aux acteurs de l'industrie pétrolière de prendre des décisions éclairées pour améliorer la qualité des carburants tout en minimisant leur impact sur l'environnement et la santé publique. Cette étude vise à fournir des solutions pratiques et efficaces pour garantir une production d'isomérat de qualité et répondre aux normes internationales en matière de carburants.

**Chapitre I :**  
**Présentation du complexe**  
**RA1/Z**

### Chapitre I : Présentation du complexe RA1/Z

#### I-1-Introduction :

Le chapitre I porte sur la présentation du complexe RA1/Z. nous examinerons les objectifs assignés à cette raffinerie, notamment la transformation du pétrole brut en produits raffinés pour répondre aux besoins du marché national, la fabrication des produits stratégiques tels que les lubrifiants et les bitumes, et les dérivés départements de complexe.

#### I-2- Historique de la raffinerie :

La raffinerie d'Arzew a été construite dans le cadre du premier plan quinquennal [1970- 1973]. Elle est implantée dans la zone industrielle d'Arzew sur le plateau d'Al-Mohgoune. Elle occupe une superficie de 170 hectares.

La construction du complexe a été réalisée par la société japonaise « JAPAN GAZOLINE COMPANY (JGC) » en collaboration avec l'entreprise SONATRACH. La pose de la première pierre a lieu le 19 juin 1970.

Le démarrage des unités a été à partir du mois d'Août 1972 par les utilités. L'ensemble des unités de la raffinerie était en service en Mars 1973.

En 1978, suite aux besoins importants en lubrifiants. La réalisation d'un ensemble de production de 120000 T/an d'huile de base fut lancé. Le démarrage de cet ensemble fut en 1982 (1).

#### I-3-Situation géographique :

La raffinerie d'Arzew est située dans la zone industrielle sur le plateau d'El Mohgoune à deux kilomètres de la ville d'Arzew et environ 40 kilomètres de la ville d'Oran.

Elle s'étend sur 170 hectares répartis comme suit : 150 hectares correspondants aux anciennes installations construites entre 1970 et 1973, et les 20 hectares restants correspondent aux installations nouvelles construites entre 1978 et 2013 (1).

#### I-4-Objectifs assignés du complexe :

La raffinerie d'Arzew a été conçue pour répondre aux impératifs suivants (1) :

- Traiter le pétrole brut de Hassi-Messaoud et le brut réduit importé.
- Satisfaire la consommation croissante en carburants du marché national.

## Chapitre I : Présentation du complexe RA1/Z

---

- Fabriquer des produits stratégiques à savoir les lubrifiants et les bitumes.
- Créer des industries en aval.

### I-5-Capacité de production :

La raffinerie d'Arzew traite 3,8 millions tonnes par an de brut mélange algérien et 190 960 tonnes par an de brut réduit importé pour la fabrication des bitumes [1] :

Produits	Quantité (T/ an)
Propane	30 000
Butane	70 000
Essence super	70 000
Essence normal	430 000
Naphta	420 000
Kérosène	150 000
Gas-oil	980 000
Fuel BTS	550 000
Fuel HTS	70 000
Lubrifiant	160 000
Paraffines	7 000
Bitumes routiers	120 000
Bitumes oxydés	20 000
Graisses	7 000

**Tableau I-1 : Capacité de production des différents produits pétroliers**

### I-6- Présentation des principales installations :

La raffinerie d'Arzew (RA1Z) comprend quatre départements de production le P1, P2, P3 et P4, chaque département est constitué de plusieurs zones ayant des activités spécifiques (1):

#### I-6-1-Département de production P1 :

Les installations du département P1 produisent des carburants, des lubrifiants et des bitumes. Ces installations sont constituées de :

## Chapitre I : Présentation du complexe RA1/Z

---

I-6-1-1-Zone 3 ( Utilités I) :

- **Unité 31 (Production de vapeur et d'électricité) :**

La production de la vapeur haute pression (50 bars) est assurée par trois chaudières (H1,H2 et H3). Les deux premières chaudières ont une capacité de 60 T/h chacune et la troisième chaudière a une capacité de 120 T/an. La vapeur MP et BP est produite par détente de la vapeur HP.

L'usine est alimentée en électricité par deux sources. La première par la turbine à gaz (GTG) avec une capacité de 25 MW et la deuxième par le réseau SONELGAZ à travers une ligne haute tension de 60 000 volts.

En cas d'absence du réseau SONELGAZ et l'arrêt du turbogénérateur GTG, le groupe de secours diesel (31K5) démarre en automatique pour assurer la continuité des prioritaires et procéder ainsi à un arrêt normal des installations (1).

- **Unité 32 (Production de l'eau distillée) :**

Deux évaporateurs sont installés pour assurer une fabrication d'eau distillée de 80 T/h d'une pureté élevée ( $\lambda < 10 \mu\text{S/cm}$ ) utile pour le fonctionnement des chaudières. Un 3<sup>ème</sup> est installé récemment et est mis en production (50T/h) (1).

- **Unité 33 (Circuit d'eau de refroidissement) :**

L'eau de refroidissement est utilisée principalement pour les besoins de condensation des gaz et le refroidissement des organes interne des équipements rotatifs (paliers de pompes/compresseurs, garnitures...).

Cette eau, pour garder ses propriétés de refroidissement, est réfrigérée en circuit semi-ouvert au niveau d'une tour à ventilation forcée à quatre cellules et de capacité 5500 m<sup>3</sup>/h (1).

- **Unité 34 (Réception d'eau dessalée) :**

Constituée de réservoirs de stockage dont la station « KAHRAMA », située à 10 Km de la raffinerie, dispose de Cinq pompes pour le pompage de l'eau vers la raffinerie. (1)

- **Unité 35 (Récupération et distribution du gaz combustible) :**

Cette unité est destinée à réceptionner le gaz naturel de Hassi R'mel et le gaz de la raffinerie provenant de la zone des carburants. Les deux gaz sont mélangés dans le ballon 35 D1 à une pression de 3.5 bars et se sont utilisés comme combustible dans les fours et les chaudières (1).



- **Unité 36 (Unité d'air comprimé) :**

L'air service nécessaire pour les installations et l'air instrument pour les appareils de contrôle sont assurés par un ensemble de :

- Quatre compresseurs à piston 36G/A/B/C/D dont la capacité est 1230 Nm<sup>3</sup>/h.
- Un compresseur 36 G1E dont la capacité est de 2400 Nm<sup>3</sup>/h.

I-6-1-2-Zone 4 (Carburants) :

Cette zone comprend six unités qui sont :

- **Unité 11 (Unité de distillation atmosphérique « Topping ») :**

Elle a pour but de produire les carburants et comprend deux sections :

- Section de fractionnement principal.
- Section de stabilisation.

- **Unité 12 (Unité Platforming) :**

Cette unité produit le platformat à partir du HSRN de l'unité 11. Cette charge contient du soufre, de l'azote, l'oxygène et autres composés indésirables qui sont des poisons pour le catalyseur du Platforming. C'est la section d'hydrobon qui est destinée à éliminer ces composants indésirables par l'hydrogénation et en même temps la saturation des oléfines (1).

- **Unité 13 (Séparation des gaz « Gas Plant ») :**

Cette unité a pour but de séparer le GPL, en gaz « propane » et « butane », provenant de l'unité de stabilisation de l'unité 11 et de la section de Platforming (1).

- **Unité 17 (Unité Isomérisation) :**

Cette unité produit l'isomérat à partir du LSRN de l'unité 11. Cette charge contient du soufre, de l'azote, l'oxygène et autres composés indésirables qui sont des poisons pour le catalyseur d'isomérisation. C'est la section d'hydrobon qui est destinée à éliminer ces composants indésirables par l'hydrogénation et en même temps la saturation des oléfines. (1)

- **Unité 18 (Hot Oil) :**

Cette unité a pour but de fournir l'énergie de la CHALEUR pour les différents

## Chapitre I : Présentation du complexe RA1/Z

---

rebouilleurs de l'unité 11 et l'unité 17.

- **Unité 65 (Torche) :**

Aire de torche de la raffinerie.

I-6-1-3-Zone 7 (Unités huiles de base) :

Production d'huiles de base à partir du brut réduit atmosphérique de l'unité Topping.

Le schéma de fonctionnement et de fabrication est le suivant (1) :

- **Unité 21 (Distillation sous vide) :**

Elle est destinée à préparer les distillats qui seront transformés en huiles de base. La charge de cette unité est le BRA du Topping qui alimente la colonne de distillation sous vide après avoir été chauffé par la batterie d'échange et le four en dernière étape.

Au sommet on obtient le Gasoil sous vide (VGO). Latéralement on soutire les distillats (SPO, MVO, VO) et au fond un résidu sous vide (RSV) qui est la charge de l'unité 22. (1)

- **Unité 22 (Désasphaltage au propane) :**

Cette unité a pour but d'extraire à partir du RSV de l'unité 21 les asphaltes en utilisant le propane ( $C_3H_8$ ) comme solvant pour cette opération de Désasphaltage.

Le résidu sous vide sera dissocié en deux (02) parties :

- L'huile désasphaltée ou le quatrième distillat.
- L'asphalte récupéré est envoyé vers l'unité de bitume. (1)

- **Unité 23 (Extraction des aromatiques) :**

Le but de l'unité est d'extraire les aromatiques des distillats et de la DAO (huile désasphaltée) afin d'augmenter l'indice de viscosité de ces coupes d'huile.

Pour que l'extraction soit possible, l'utilisation d'un solvant est impérative. Le solvant utilisé pour cette opération étant le furfural. (1)

- **Unité 24 (Déparaffinage au MEK- Toluène) :**

Cette unité a pour but d'abaisser le point d'écoulement (Pour Point) et le point de trouble (Cloud Point) des huiles de base à la sortie de l'unité d'extraction, en éliminant les molécules paraffiniques à point de cristallisation élevé. Le solvant utilisé pour cette opération devra dissoudre l'huile et précipiter la paraffine. Le mélange MEK-Toluène répond à ces exigences (1).

- **Unité 25 (Hydrofinishing) :**

Le but de cette unité est d'éliminer les composés indésirables qui sont contenus dans l'huile comme le soufre, l'oxygène et l'azote.

Elle comprend un réacteur avec un catalyseur à base de Co-Mo et Alumine à trois lits catalytiques où s'effectuent les réactions physico-chimiques sous hydrogène pour l'élimination des composés indésirables.

A la suite de ce traitement, l'huile (SPO, SAE 10, SAE 30 ou BS) est envoyée dans des bacs dédiés pour le stockage des huiles de base (1).

### **I-6-1-4-Zone 10 (BITUMES) :**

Cette zone est composée de deux ensembles :

- **Unité 14 (Bitumes routiers) :**

Après une série de préchauffage par les échangeurs et le four, la charge alimente la colonne de flash sous vide « 14C1 » où on obtient les coupes de gasoil (LVGO, MVGO, HVGO) et un résidu sous vide qui va subir une oxydation dans la colonne d'oxydation « 15C1 » pour obtenir un bitume routier (1).

La charge de cette unité est un mélange de l'asphalte émanant des Zones 5 et 7 et le brut réduit importé (BRI).

- **Unité 15 (Bitumes Oxydés) : (1)**

Cette unité est destinée à produire des bitumes oxydés à haut point de ramollissement. Elle traite une charge constituée d'un mélange approprié de résidu sous vide et HVGO en provenance de colonne de flash sous vide de l'unité 14.

### **I-6-2-Département de production P2 :**

La réalisation de ce département fut suite aux demandes importantes en lubrifiants, elle comprend trois principales zones (1) :

#### **I-6-2-1-Zone 05 : Les huiles de base**

Elle a les mêmes tâches que la zone 7. En plus de ça il y a l'unité 150 de l'huile caloporteur.

## Chapitre I : Présentation du complexe RA1/Z

---

### I-6-2-2-Zone 19 : Les utilités

Elle assure le bon fonctionnement de la chaîne de production des huiles de base ; elle comprend les unités suivantes :

- **Unité 1100** : production de vapeur.
- **Unité 1200** : production de l'énergie électrique.
- **Unité 1300** : tour de refroidissement des eaux.
- **Unité 1400** : gaz de combustion.
- **Unité 1500** : production d'air comprimé (air instrument et air de service).
- **Unité 1600** : traitement et production d'eau distillé et déminé.
- **Unité 1700** : réseau de torche P2.
- **Unité 280** : production de gaz inerte.

### I-6-3-Département de production P3

Une nouvelle réorganisation des départements de production a ajouté un troisième département qui comprend les zones suivantes :

#### I-6-3-1-Zone 06 (Production des huiles finies) :

Elle est conçue pour le mélange et le conditionnement des huiles finies à partir des huiles de base fabriquées dans cette première base sont réalisés avec des additifs pour améliorer les caractéristiques. Le lubrifiant est conditionné dans des fûts de 200 litres. La gamme des lubrifiants se compose de : huile pour moteur, huile industrielle, huile de graissage, huile hydraulique, huile de coupe et graisses industrielles. Elle comprend les unités suivantes (1):

- **Unité 3000 (Production des huiles finies et des graisses) : (1)**

Elle est destinée à fabriquer des huiles finies à partir des huiles de base fabriquées dans les unités 100 à 500 et des additifs importés. Les grades d'huiles fabriquées sont :

- Huiles pour moteurs (Essence, Diesel, Huiles pour transmission).
- Huiles industrielles [hydraulique (TISKA), turbines (TORBA), engrenage (FODDA), compresseur (TORADA), et huiles diverses].

## Chapitre I : Présentation du complexe RA1/Z

---

- **Unité 3900 (Production des huiles finies) :**

Elle est réalisée en 1997, elle assure les mêmes tâches de l'unité U3000.

I-6-4-Département de production P4 :

I-6-4-1-Zone 28 (Stockage et expédition) :

C'est une zone de stockage des matières premières, des mélanges, des expéditions et des produits semi-finis et finis, ainsi que le pétrole brut.

I-6-4-2-Zone 30 (Chargements de produits finis) :

Cette zone est spécialisée dans le chargement des carburants (essences, gasoil...) dans les camions. (1)

I-6-4-3-Zone 27 (Station de traitement des effluents) :

Nouvelle STEP en plus de l'unité 1800.

I-6-5-Laboratoire de contrôle :

Durant toutes les étapes de raffinage au niveau des différentes unités, les produits semi- finis et finis sont soumis selon un programme bien défini à un contrôle de qualité rigoureux au niveau du laboratoire (1).

Avant tout transfert ou expédition de produit fini, un certificat de qualité attestant la conformité de ce produit aux spécifications arrêtées est établi.

Le laboratoire contrôle aussi la qualité des eaux, les rejets et procède aux analyses des différents échantillons spéciaux.

I-6-6-Département de sécurité et d'environnement :

- **Service prévention (1) :**

Assure les travaux de maintenance, les animations (photos et conseils sensibilisant sur les lieux de travail), l'hygiène de l'unité, et les statistiques des accidents de travail (en utilisant l'arbre des causes).

- **Service intervention :**

Assure l'entretien des équipements de lutte contre l'incendie (fixe et mobile), la formation du groupe d'intervention de réserve (GIR), la gestion des produits extincteurs, les travaux de maintenance (ne jours de repos et fériés, quand l'inspecteur n'est pas présent),

## Chapitre I : Présentation du complexe RA1/Z

---

L'exécution du planning de sauvetage journalier et du programme d'exercices des plans d'attaques contre les incendies. (1)

### **Conclusion :**

Ce premier chapitre nous a permis de découvrir le complexe RA1/Z, ses origines et ses objectifs. Nous avons vu que cette raffinerie a été conçue pour transformer le pétrole brut en produits raffinés, répondre aux besoins du marché national en carburants, fabriquer des produits stratégiques comme les lubrifiants et les bitumes et créer des industries en aval.

**Chapitre II :**

**Les propriétés et les  
caractéristiques du pétrole  
et des essences**

### Chapitre II : Les propriétés et les caractéristiques du pétrole et des essences

#### II-1-Introduction :

Le pétrole brut et l'essence sont des substances complexes qui contiennent une grande variété de composés organiques, chacun ayant des propriétés uniques et importantes. Dans ce chapitre, nous examinerons les caractéristiques des pétroles bruts et des essences, en explorant leurs propriétés physiques et chimiques ainsi que les procédés d'obtention des essences.

#### II-2-Propriétés et caractéristiques du pétrole brut :

##### II-2-1-Le pétrole brut :

Le Pétrole est un mélange de composés d'hydrocarbures gazeux, liquides et solides présents dans les dépôts de roches sédimentaires du monde entier et contient également de petites quantités de composés contenant de l'azote, de l'oxygène et du soufre, ainsi que des traces de composants métalliques (2).

##### II-2-2- L'origine du pétrole brut :

L'explication de l'origine du pétrole par l'évolution géologique de la matière organique a été formulée dès le XIXe siècle ; mais elle était alors fortement concurrencée par des théories impliquant des mécanismes inorganiques, par exemple l'action de l'eau sur des carbures métalliques. Quelques chercheurs en ex-U.R.S.S. font appel soit à des théories cosmiques dans lesquelles les hydrocarbures sont les restes d'une atmosphère primitive de la Terre, soit à des synthèses de type minéral, comme dans le procédé Fischer Tropsch, qui seraient réalisées à grande profondeur dans le sous-sol. (3)

En fait, l'hypothèse cosmique n'est guère soutenable, car il s'agit d'une étape cosmologique transitoire dont on n'est pas certain et qui est en tout cas ancienne ; d'autre part, quel que soit le mécanisme chimique envisagé dans le sous-sol, la quasi-totalité du carbone de l'écorce terrestre est représentée par la matière organique contenue dans les roches sédimentaires (3).

De plus, des traces de l'origine organique des pétroles bruts peuvent être décelées ; en premier lieu, on y trouve des corps optiquement actifs, qui ne peuvent pratiquement être synthétisés que par les êtres vivants, on y trouve également des porphyrines, dont la structure dérive directement de celle de la chlorophylle des plantes ou de l'hémine, des



isoprénoïdes, hydrocarbures issus de la chaîne phytol de la chlorophylle, des stéroïdes et triterpénoïdes, composés caractéristiques de la matière vivante. Il semble donc que l'essentiel des gisements de pétrole dérive, directement ou non, de la substance des êtres vivants incorporée dans les sédiments lors de leur dépôt (3).

### II-2-3-Composition de pétrole brut :

Le pétrole brut est un mélange liquide complexe composé d'un grand nombre de composés des hydrocarbures qui se composent principalement de carbone et d'hydrogène dans des proportions différentes. De plus, de petites quantités de composés organiques contenant du soufre, de l'oxygène, de l'azote et des métaux tels que le vanadium, le nickel (4).

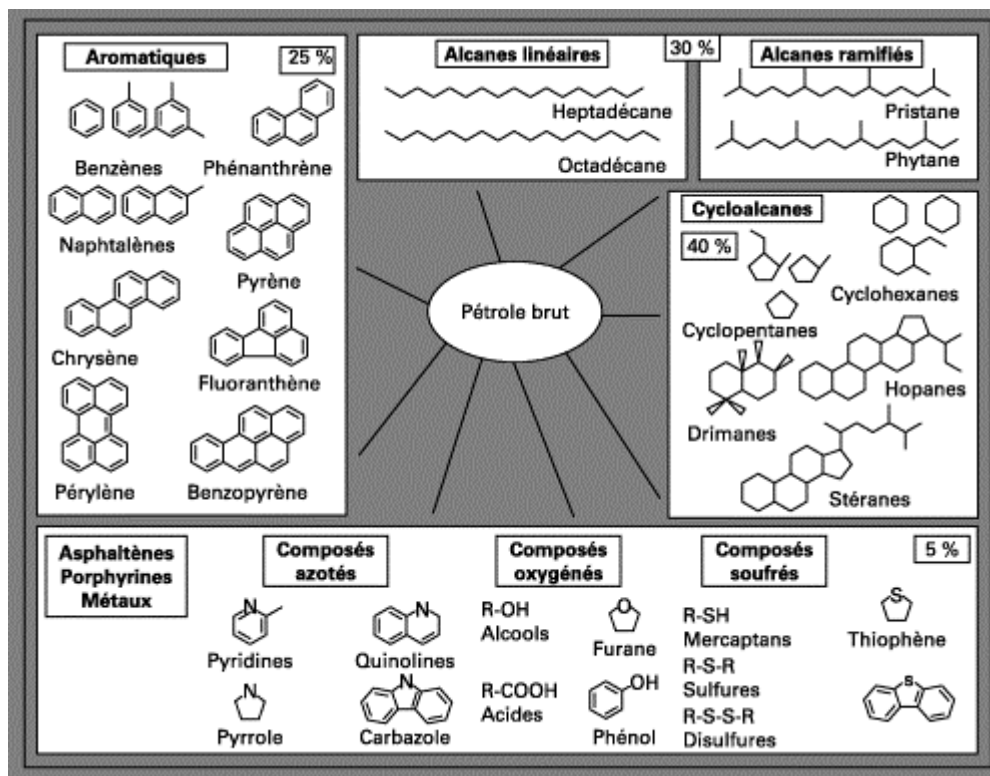


Figure II-1 : Ensemble Des Hydrocarbures Présents Dans Les Pétroles Bruts (5)

#### II-2-3-1-Les paraffines :

Les alcanes sont des hydrocarbures saturés de formule générale  $C_nH_{2n+2}$ . L'alcane le plus simple, le méthane ( $CH_4$ ). Le méthane, l'éthane, le propane et le butane sont des hydrocarbures au forme gazeux à température ambiante et pression atmosphérique. On les trouve généralement associés aux pétroles bruts à l'état dissous.

Les alcanes normaux (n-alcanes, n-paraffines) sont des hydrocarbures à chaîne droite dépourvus de ramifications.

Les alcanes ramifiés sont des hydrocarbures saturés avec un substituant alkyle ou une ramification latérale de la chaîne principale. Un alcane ramifié avec le même nombre de carbones et d'hydrogènes qu'un n-alcane est appelé un isomère (4)

### II-2-3-2-Les oléfines :

Les oléfines sont des hydrocarbures insaturés de formule  $C_nH_{2n}$ . ces composés insaturés réagissent avec d'autres matériaux tels que le chlore, le brome, l'acide chlorhydrique et l'acide sulfurique.

Les oléfines à bas point d'ébullition ne sont probablement pas présentes dans le pétrole brut, mais on les trouve dans les produits de craquage (6).

### II-2-3-3-Les naphènes :

Les hydrocarbures cycliques saturés, normalement connus sous le nom de naphènes ont une formule chimique générale  $C_nH_{2n}$ , sont fait également partie des constituants hydrocarbonés des pétroles bruts. Leur rapport dépend du type de brut. Les membres inférieurs des naphènes sont le cyclopentane, le cyclohexane. Ils sont normalement présents dans les fractions de naphta léger et lourd (4).

### II-2-3-4-Les aromatiques :

Les aromatiques sont des hydrocarbures non saturés contenant un ou plusieurs noyaux aromatiques, Leurs formule générale est  $C_nH_{2n-6}$ .

Les parties inférieures des composés aromatiques se trouvent en petites quantités dans les pétroles bruts et les fractions pétrolières légères. Le composé aromatique le plus simple est le benzène ( $C_6H_6$ ). Le toluène ( $C_7H_8$ ) et le xylène ( $C_8H_{10}$ ) sont également des composés aromatiques présents en quantité variable dans les pétroles bruts.

Le benzène, le toluène et le xylène (BTX) sont d'importantes matières premières pétrochimiques ainsi que des composants précieux de l'essence (4).

### II-2-3-5-Les composés sulfureux :

Le soufre est l'hétéro-élément le plus répandu dans les pétroles bruts, Sa concentration peut aller de 0,1 à plus de 8 % en poids ; cette teneur est d'ailleurs corrélée avec la densité du brut et donc sa qualité (léger ou lourd) (7).

Le soufre dans les pétroles bruts est principalement présent sous forme de composés organosoufrés. Le sulfure d'hydrogène est le seul composé soufré inorganique important que l'on trouve dans le pétrole brut. Sa présence est cependant nocive en raison de sa caractère corrosif (4).

### II-2-3-6-Les composés oxygènes :

Les bruts contiennent généralement moins d'oxygène que de soufre, Bien que peu abondant, l'oxygène peut jouer un rôle non négligeable, en particulier il est responsable de l'acidité des pétroles (7).

### II-2-3-7-Les composés azotés :

L'azote dans le pétrole peut être classé arbitrairement comme basique et non basique. Les composés azotés basiques principalement d'homologues de la pyridine et présents dans les fractions et les résidus à point d'ébullition plus élevé.

Les composés azotés non basiques, qui sont généralement des types pyrrole, également se produisent dans les fractions à point d'ébullition élevé.

La teneur en azote du pétrole brut est faible et se situe généralement dans la plage 0,1 % jusqu'à 0,9 % en poids. En général, plus le pétrole est asphaltique, plus sa teneur en azote est élevée (2).

### II-2-3-8-Les Composés métalliques :

De nombreux métaux sont présents dans les pétroles bruts. Certains des plus abondants sont : sodium, calcium, magnésium, aluminium, fer, vanadium et nickel.

Ils sont présents sous forme de sels inorganiques, tels que le sodium et le magnésium chlorures, ou sous forme de composés organométalliques, tels que nickel et vanadium (4).

### II-2-4-Spécifications et caractéristiques de pétrole :

#### II-2-4-1-Facteur de caractérisation Kuop :

Le facteur de caractérisation Kuop ou facteur de Watson KW a été introduit par les chercheurs de la Société Universal Oil Product (UOP), Il repose sur les constatations que la densité des hydrocarbures est liée à leur rapport H/C (donc à leur caractère chimique) et que leur point d'ébullition est lié à leur nombre d'atomes de carbone.

Il a été ainsi défini un facteur de caractérisation (Kuop) pour les corps purs, faisant intervenir uniquement leur point d'ébullition et leur masse volumique.

$$K_{UOP} = \frac{\left(\frac{T_{eb}}{1.8}\right)^{1/3}}{S}$$

- T : étant la température d'ébullition exprimée en Kelvin
- S : étant la densité standard :  $d_{15.6}^{15.6}$ . (7)

Le Kuop des hydrocarbures purs examinés et alors :

- Aromatiques purs :  $K_{UOP} = 10$
- Naphtènes purs :  $K_{UOP} = 11$
- Chaînes et cycles de poids équivalent :  $K_{UOP} = 12$
- Paraffines pures :  $K_{UOP} = 13$

### II-2-4-2-La viscosité :

La viscosité d'un pétrole est une mesure de sa résistance à l'écoulement interne et est une indication de son onctuosité dans la lubrification des surfaces (6).

La mesure de la viscosité des pétroles bruts à différentes températures, est particulièrement importante pour le calcul des pertes de charge dans les pipelines, les tuyauteries et les conduites de raffinerie, ainsi que pour la spécification des pompes et des échangeurs (7).

L'évolution de la viscosité en fonction de la température, n'est pas la même pour tous les bruts.

La viscosité d'un brut paraffinique augmentera rapidement si la température baisse, par contre, pour les bruts naphténiques ou mixtes, l'accroissement de la viscosité sera plus progressif (7).

La viscosité est déterminée par la mesure du temps d'écoulement du pétrole brut dans un tube capillaire de longueur donnée, à une température bien déterminée : c'est la viscosité cinématique, exprimée en  $\text{mm}^2/\text{s}$ . Celle-ci est définie par les normes NF T 60-100 ou ASTM D 445. Elle peut être aussi déterminée en mesurant le temps d'écoulement à travers un orifice calibré : norme ASTM D 88 (7).

Il existe trois types de viscosité :

- La viscosité absolue (ou dynamique) est définie comme le rapport de la contrainte de cisaillement au gradient de vitesse de cisaillement. Ce rapport est constant pour un fluide newtonien (7).

Elle s'exprime en Pa.s. L'unité couramment utilisée est le mPa.s (7).

- La viscosité cinématique est définie comme le rapport de la viscosité absolue à la masse volumique. Elle s'exprime en  $\text{m}^2/\text{s}$ . L'unité couramment utilisée est le  $\text{mm}^2/\text{s}$  autrefois nommé centistoke (cSt) (7).
- La viscosité dynamique des liquides à 100 °F et 210 °F servent à caractériser les fractions pétrolières et notamment les fractions lourdes (7).

### II-2-4-3-La densité :

C'est le rapport du poids d'un volume de produit à une température T (en °C) sur le poids d'un même volume d'eau à 4°C, s'exprimes (7) :

$$D_4^T = \frac{\text{Poids d un volume de produit à C}}{\text{Poids du même volume d eau à C}}$$

La densité standard (specific Gravity S) est le rapport entre la masse volumique de l'hydrocarbure à 15,55 °C (60 °F) et celle de l'eau à la même température (7).

On peut estimer la densité standard à partir de la  $D_4^{15.55}$  par la relation suivante (7):

$$S = 1,002 D_4^{15.55}$$

La densité s'exprime également en degrés API :

$$A = \frac{141.5}{S} - 135.5$$

Avec :

- A degré API
- S densité standard

Cette caractéristique est obtenue par mesure au laboratoire (7).

### II-2-4-4-Teneur en sel :

La teneur en sel, exprimée en milligrammes de chlorure de sodium par litre de pétrole, et indique la quantité de sel dissoute dans l'eau de pétrole.

L'eau contenue dans le pétrole brut est principalement présente sous forme émulsifiée. Une teneur élevée en sel dans un pétrole brut pose de graves problèmes de corrosion au cours du processus de raffinage. En outre, une teneur élevée en sel est une cause majeure de colmatage des échangeurs de chaleur et des tuyaux de chauffage. Une teneur en sel supérieure à 10 lb/1 000 barils (exprimée en NaCl) nécessite un dessalage (4).

### II-2-4-5-Teneur en soufre :

Le soufre est présent en quantités très variables (entre 0,5 et 5 %) dans les différents pétroles bruts. Il se trouve toujours en plus forte concentration dans les fractions les plus lourdes (fuels, résidus), où il est engagé dans des structures chimiques très complexes (dibenzothiophènes).

Le soufre est dosé, généralement, en déterminant la quantité de dioxyde de soufre (SO<sub>2</sub>) formée par la combustion d'un échantillon de produit. La teneur s'exprime en % (ou ppm.) masse (8).

### II-2-4-6-La distillation TBP :

Il s'agit d'un tracé des points d'ébullition des composants presque purs, contenus dans le pétrole brut ou dans des fractions du pétrole brut. Autrefois, cette courbe était produite en laboratoire à l'aide d'appareils de distillation par lots complexes comportant plus que 100 plateaux théoriques et un taux de reflux très élevé.

Aujourd'hui, cette courbe est produite par des techniques de spectrométrie de masse beaucoup plus rapides et précises que par distillation discontinue (9).

### II-2-4-7-La distillation ASTM :

Ce type de courbe de distillation est utilisé régulièrement pour le contrôle de la qualité des usines et des produits. Ce test est réalisé sur des fractions de pétrole brut à l'aide d'un appareil simple conçu pour faire bouillir le liquide d'essai et le mettre en solution et condenser les vapeurs au fur et à mesure qu'elles sont produites.

Les températures des vapeurs sont notées au fur pendant la distillation et sont représentées graphiquement en fonction du distillat récupéré. Étant donné qu'un seul étage d'équilibre est utilisé et que le reflux n'est pas renvoyé, la séparation des composants est médiocre. Par conséquent, le point d'ébullition initial (IBP) de l'ASTM est plus élevé que le point TBP correspondant, et le point d'ébullition final (FBP) de l'ASTM est inférieur à celui de la courbe TBP (9).

## II-3-Les caractéristiques des essences :

Les essences sont caractérisées par des propriétés physiques et des propriétés chimiques :

### II-3-1-Propriétés physiques des essences :

#### II-3-1-1-La masse volumique :

La masse volumique est généralement mesurée à 15 °C, au moyen d'un aréomètre (méthode NF T 60-101) ; elle s'exprime en kg/l, La masse volumique varie avec la température selon la relation (7) :

$$\rho_T = \rho_{15} - k(T - 15)$$

Où :

- T : représente la température en °C.
- $\rho_T$  et  $\rho_{15}$ : la masse volumique respectivement à 7 °C et à 15 °C.
- k : est un coefficient numérique pour les essences, est proche de 0,00085.

Plusieurs paramètres interviennent dans la relation entre masse volumique et richesse. Généralement, les variations s'exercent dans le sens suivant : un carburant trop dense entraîne un mélange plus pauvre avec des risques d'instabilité de fonctionnement, un carburant trop léger provoque un mélange plus riche, générateur d'une pollution plus importante par des produits imbrulés (7).

Ces difficultés seront désormais minimisées avec la généralisation du contrôle de la richesse en boucle fermée équipant les nouveaux véhicules munis de pots catalytiques (7).

### II-3-1-2-La volatilité :

La Volatilité des essences a une influence fondamentale sur les performances des moteurs à allumage commandé. La volatilité est généralement caractérisée par la pression de vapeur Reid et la courbe de distillation de l'essence. Le rapport vapeur-liquide est également souvent considéré (10).

Une bonne volatilité a également des conséquences importantes sur les émissions et les performances de démarrage à froid et de réchauffement. Le contrôle de la pression de vapeur à des températures plus élevées réduit les pertes d'évaporation. L'essence très volatile peut causer un blocage de vapeur dans la canalisation d'essence, une surcharge de réservoir et des émissions plus élevées. Le blocage de vapeur se produit lorsqu'une grande quantité de vapeur de carburant est formée, ce qui empêche ou rend même impossible l'acheminement du carburant vers le moteur. Cela peut entraîner une perte de puissance et entraver le fonctionnement du moteur (10).

### II-3-1-3-Rapport V/L :

Pour caractériser la volatilité de l'essence, le rapport vapeur-liquide est parfois également utilisé. Le rapport est déterminé à une température et une pression donnée ; sinon, la température correspondant au rapport volume vapeur-liquide donné est déterminée (10).

### II-3-1-4-Indice de volatilité :

Un indice de volatilité (FVI) est également utilisé pour analyser la volatilité. Cet indice est calculé à partir de la pression de vapeur et de la fraction volumique de la plage de distillation jusqu'à 70 °C (10).

$$\text{FVI} = \text{PVR} + 7 \times \text{E70}$$

Où :

- RVP = pression de vapeur Reid, en kPa.
- E70 = quantité de fraction de distillation jusqu'à 70 °C, en % v/v.

### II-3-1-5-La tension vapeurs Reid (TVR) :

Le critère retenu jusqu'à présent dans les spécifications n'est pas la pression de vapeur vraie, mais une grandeur associée appelée pression de vapeur Reid (TVR).

La procédure consiste à mesurer la pression relative développée par les vapeurs issues d'un échantillon de carburant disposé dans une enceinte métallique à une température de 37,8 °C (7).

On notera que la TVR est une pression relative, c'est-à-dire un écart par rapport à la pression atmosphérique. Les TVR des essences sont en général comprises entre 350 et 1 000 mbar, il est nécessaire de respecter à la fois un seuil minimal et une valeur maximale, identiques pour chaque type de carburant (essence, super) mais différents selon les saisons (7).

En effet, la volatilité du carburant doit être suffisante pour assurer, par temps froid, le démarrage rapide et la mise en action satisfaisante du véhicule. Inversement, lors du fonctionnement à chaud, il convient de limiter la volatilité (7).

Les classes des essences	La tension de vapeur Reid (mbar)	
	Min	Max
1	350	700
2	350	700
3	450	800
4	450	800
5	550	900
6	550	900
7	600	950
8	650	1000

**Tableau II-1 : Les spécifications de pression de vapeur des essences en Europe (7)**

La tendance actuelle va de plus en plus, vers une réduction de la pression de vapeur des essences. Ceci ne satisfait pourtant pas les raffineurs qui se voient contraints de limiter l'adjonction de fractions légères dans l'essence, chaque addition de 1 % en masse d'une coupe C4 (butanes, butènes) entraîne en moyenne, un accroissement de PVR de 50 mbar (7).

L'incorporation de certains alcools (méthanol, éthanol) provoque également une augmentation notable de TVR (150 mbar environ pour une addition de méthanol de l'ordre de 1 %, 50 mbar pour la même quantité d'éthanol) (7).

On conçoit donc que, pour respecter les spécifications de volatilité, les carburants doivent présenter une teneur limitée en hydrocarbures légers (7).



### II-3-2-les propriétés chimiques :

#### II-3-2-1-L'indice d'octane :

C'est la caractéristique essentielle des essences ou carburants utilisés dans les moteurs à explosion. Elle détermine les qualités de combustion du carburant et ses conditions optimales d'utilisation et elle est étroitement associée à la notion de rendement (11).

Un carburant a un indice d'octane égal à  $x$ , si, dans le moteur C.F.R., il provoque un cliquetis équivalent à celui observé pour un mélange de  $x$  parties en volume d'isooctane et  $(100-x)$  d'heptane.

On a choisi à l'époque les deux hydrocarbures purs de références connus pour leur comportement extrême au point de vue détonation (11) :

- Le normal heptane, hydrocarbure paraffinique à sept atomes de carbone en chaîne droite, très détonant et affecté conventionnellement d'une valeur nulle pour l'indice d'octane.
- Un isooctane, le 2-2-4-triméthylpentane, iso paraffinique, réfractaire à la détonation et affecté d'un indice d'octane égal à 100.

Type de base	RON	MON
Butane	95	92
Isopentane	92	89
Essence légère (distillation direct)	68	67
Reformat moyenne pression	94	85
Reformat basse pression	99	88
Reformat lourd	113	102
Essence totale de craquage catalytique	91	80
Essence légère de craquage catalytique	93	82
Essence lourde de craquage catalytique	95	85
Alkylat	95	92
Isomérat	85	82
Dimersol (oligomérisations d'oléfines légères)	97	82
Ethanol	120	99
ETBE	117	101

**Tableau II-2 : Indices d'octane RON et MON de quelques bases de raffinerie classiques (12)**

### II-3-2-2-Le phénomène de cliquetis :

Dans les moteurs à allumage commandé (à explosion), plusieurs types possibles de combustion peuvent se manifester.

Le processus normal consiste en une combustion rapide mais progressive du mélange air-carburant, grâce à la propagation d'un front de flamme issu de l'étincelle jaillissant entre les électrodes de la bougie d'allumage.

Le phénomène parasite est le cliquetis ; il s'agit d'une auto inflammation instantanée et en masse d'une partie de la charge non encore brûlée et portée à une température et pression élevée par le mouvement du piston et par le dégagement d'énergie, causée par la propagation du front de flamme.

Il en résulte une augmentation locale de la pression suivie de vibrations de la masse gazeuse qui s'atténue progressivement jusqu'à égalisation de la pression en tout point de la chambre de combustion et qui crée un bruit caractéristique évoquant un tintement métallique, d'où l'origine du terme : Cliquetis. La fréquence fondamentale correspondante est de l'ordre de 5000 à 8000 Hz (7).

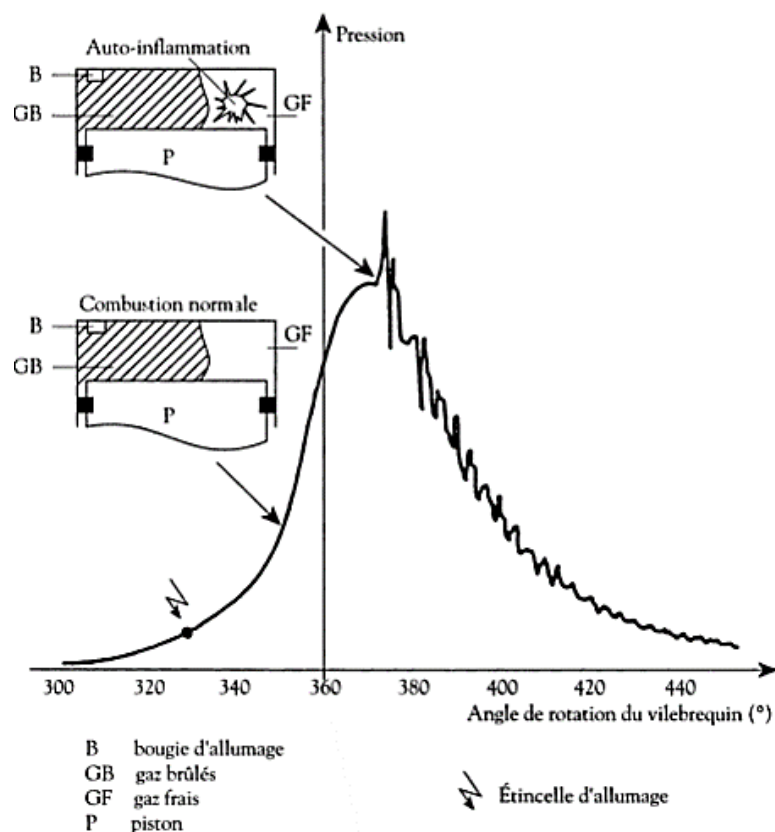


Figure II-2 : Diagramme De Pression Dans Des Conditions Des Cliquetis (7)

### II-3-2-3-La mesure de l'indice d'octane (moteur CFR) :

Le principe de la méthode consiste à augmenter progressivement le taux de compression du moteur CFR Jusqu'à l'obtention d'une intensité "standard" de cliquetis repérée par un détecteur de pression implanté dans la chambre de combustion. Le taux de compression critique ainsi enregistré est encadré par deux valeurs relevées avec deux systèmes binaires n-heptane-isooctane de compositions voisines. Pour chaque opération, la richesse adoptée est celle qui correspond à la plus forte tendance au cliquetis. L'indice d'octane est calculé par interpolation linéaire en déterminant le mélange primaire de référence présentant exactement le même comportement que le carburant testé (7).

Il existe deux procédures normalisées de détermination des indices d'octane : la méthode (Recherche) ou (F1) et la méthode (Moteur) ou (F2). Les indices correspondants sont désignés par les symboles RON (Research Octane Number) et MON (Motor Octane Number) dont l'usage, tout d'abord réservé à la langue anglosaxonne, s'est généralisé à l'échelle internationale (7).

	<b>RON</b>	<b>MON</b>
<b>Régime (tr/min)</b>	600	900
<b>Humidité de l'air (g/Kg)</b>	3.5 à 7	3.5 à 7
<b>Température du mélange carbure °C</b>	149	-
<b>Taux de compression</b>	Variable	Variable
<b>Richesse du mélange</b>	Réglée pour cliquetis maximal	Réglée pour cliquetis maximal
<b>Avance à l'allumage °C</b>	13	Réglée pour puissance maximale

**Tableau II-3 : Condition opératoire du moteur CFR (11).**

### II-3-2-4-L'indice de mélange :

La formulation consiste à mélanger les effluents provenant de différentes unités de la raffinerie afin d'obtenir des produits conformes aux spécifications. C'est à ce stade également que peuvent être ajoutées des additifs dont l'intérêt et le mode d'action seront décrits ultérieurement. On conçoit aisément qu'en matière d'indices, ou d'ailleurs de tout autre paramètre, les caractéristiques d'un mélange ne sont pas toujours identiques à celles que fournirait une loi d'additivité linéaire. Pour tenir compte de ces écarts par rapport à l'idéalité, on introduit fréquemment la notion d'indice de mélange M, défini ci-après (7) .

Dans un système constitué de deux bases A et B, l'indice de mélange  $M_A$  de l'un des deux constituants, A par exemple se calcule à partir de la relation suivante :

$$RON_{AB} = xM_A + (1 - x)RON_B$$

Où :

- $RON_{AB}$  et  $RON_B$  : représentent respectivement le RON du mélange AB et Constituant B
- $x$  : est la fraction volumique du constituant A dans le mélange.

Généralement, l'indice de mélange s'applique au constituant minoritaire. Cette définition s'étend à d'autres caractéristiques, comme le MON, la pression de vapeur et les caractéristiques de volatilité (E70, E100...) (7)

### II-3-3-Formulation des essences :

Un exemple de formulation montre la part moyenne des principaux composants de mélange dans les essences utilisées aux États-Unis et dans l'Union européenne. Certains composants de mélange sont produits par les raffineries de pétrole, mais la plupart sont fournis par d'autres usines de traitement d'hydrocarbures. Par exemple, le naphte de pyrolyse hydrogénée provient des usines pétrochimiques qui combinent le bioéthanol des producteurs d'éthanol (10).

Lors du mélange d'essences, non seulement les propriétés physiques et chimiques de chaque composant de mélange doivent être considérées, mais également les contributions qui peuvent être nuisibles aux émissions de matières. Les données du tableau montrent les nombres d'octane, pour des parts données des composants de mélange, ainsi que leurs compositions et mesures de qualité. Ces préoccupations sont étayées par l'utilisation de reformats, de naphta FCC, d'alkylat, d'éthanol et de bio-ETBE (10).

Composant de mélange d'essence	États-Unis (%)	Union européenne (%)
FCC-naphta Haut du formulaire	33,5	34,0
Réformât	33,0	35,0
Distillation directe	4,0	7,5
Alkylat	12,0	4,4
Isomérat	4,5	5,5
Éthanol/MTBE/bio-ETBE	6,0	4,0
Naphta à Butanes	5,5	5,7
Naphta polymère	0,5	1,5
Autres	1,0	2,4
Total (%)	100,0	100,0

**Tableau II-4 : Un exemple de formulation des essences utilisées aux États-Unis et dans l'Union européenne (10).**

### II-3-4-Les Procèdes d'obtention des essences :

#### II-3-4-1-La distillation :

Le premier processus rencontré dans n'importe quelle raffinerie conventionnelle est l'unité de distillation atmosphérique du pétrole brut. Dans cette unité, le pétrole brut est distillé pour produire des flux de distillat qui constitueront les flux de base pour la gamme de produits de la raffinerie. Ces flux seront soit soumis à un traitement ultérieur en aval, soit deviendront des matières premières pour les unités de conversion qui peuvent être présentes dans la configuration de la raffinerie (2).

Les produits obtenus par la distillation (4):

- Gaz
- Naphta léger (essence légère)
- Naphta (Essence lourde)
- Kérosène (également appelé carburant aviation)
- Distillats moyens appelés diesel ou huile légère pour gazole (LGO)
- Distillats lourds appelés huile de gaz atmosphérique (AGO) ou huile lourde (HGO)
- Fond de colonne brut appelé résidu atmosphérique ou brut de tête.

#### II-3-4-2- Le reformage catalytique :

Le reformage catalytique est un processus au cours duquel des naphthas de pétrole, riches en paraffines et en naphthènes, sont mises en contact avec un catalyseur acide contenant du platine à des températures et des pressions élevées afin de les convertir en un produit riche en hydrocarbures aromatiques (2).

Le reformage catalytique est le processus de transformation des hydrocarbures C7-C10 ayant de faibles indices d'octane en hydrocarbures aromatiques et iso-paraffines ayant des indices d'octane élevés. Le processus peut être exploité selon deux modes : un mode de haute sévérité pour produire principalement des aromatiques (80 à 90% en volume) et un mode de sévérité moyenne pour produire de l'essence à haut indice d'octane (contenant 70% d'aromatiques) (4).

Le reformage catalytique est l'une des principales unités de production d'essence dans les raffineries. Il peut produire 37% en poids de la totalité de l'essence. D'autres unités telles que le craqueur catalytique fluide (FCC), l'unité de production de méthyl tertio-butyle éther (MTBE), l'unité d'alkylation et l'unité d'isomérisation contribuent également à cette production (4).

### II-3-4-3-Le craquage catalytique fluidisé (FCC) :

L'unité de craquage catalytique en lit fluidisé (FCC) est le cœur de la raffinerie et c'est là où les flux pétroliers lourds et de faible valeur tels que le gaz d'huile de vide (VGO) sont améliorés en produits de valeur supérieure, principalement de l'essence et des oléfines C3/C4, qui peuvent être utilisées dans l'unité d'alkylation pour la production d'essence ultra-propre (alkylats C7-C8). Le processus FCC est en opération depuis plus de 60 ans, au cours desquels de nombreux développements ont eu lieu (4).

Le FCC original a également été développé pour améliorer le rendement, le contrôle des émissions et l'adaptabilité à différents bruts. L'unité FCC dépend principalement de la circulation d'un catalyseur de zéolite avec la vapeur de l'alimentation dans un réacteur à circulation rapide pendant quelques secondes.

Les produits craqués sont désengagés des solides et sortis vers une colonne de distillation pour la séparation des produits désirés. Le catalyseur est renvoyé dans le régénérateur où le coke est brûlé et le catalyseur régénéré. La combustion du coke génère la chaleur nécessaire pour effectuer la réaction généralement endothermique dans le réacteur à circulation rapide (4).

### II-3-4-4-L'alkylation :

L'alkylation est le processus de production de matériaux d'essence (alkylats) à partir d'oléfines telles que le propylène (C3), les butylènes (C4) et d'isobutane. Le butylène est l'oléfine la plus largement utilisée en raison de la qualité élevée de l'alkylat produit. La tendance actuelle vers l'élimination du méthyl tertio-butyle éther (MTBE) a entraîné une attention accrue portée à la technologie de l'alkylation (4).

Un processus alternatif est le processus de polymérisation dans lequel des matériaux polymères à partir d'oléfines non réactives sont formés. L'essence reformulée nécessite une faible teneur en oléfines. Cela rend l'essence polymère indésirable en tant qu'agent de mélange. Le nombre d'octane moteur d'une essence polymère est beaucoup plus faible que les valeurs correspondantes obtenues à partir de l'alkylation. Cela a entraîné l'arrêt des unités de polymérisation dans les raffineries utilisant l'alkylation (4).

### II-3-4-5-L'isomérisation :

L'isomérisation est le processus par lequel les paraffines linéaires légères de faible indice d'octane (C6, C5 et C4) sont transformées avec un catalyseur approprié en chaînes ramifiées ayant le même nombre de carbones et un indice d'octane élevé. La naphte hydrotraitée est fractionnée en naphte lourde entre 90-190°C (190-380°F) qui est utilisée comme alimentation pour l'unité de reformage (4).

La naphte légère C5-80°C (C5-180°F) est utilisée comme alimentation pour l'unité d'isomérisation.

Il y a deux raisons à ce fractionnement : la première est que les hydrocarbures légers ont tendance à subir un hydrocraquage dans le reformage. La deuxième est que les hydrocarbures C6 ont tendance à former du benzène dans le reformage. Les spécifications de l'essence exigent une très faible teneur en benzène en raison de son effet cancérigène (4).

### **Conclusion :**

En conclusion, les caractéristiques des pétroles bruts et des essences ont une influence significative sur leur utilisation et leur impact environnemental. Les propriétés physiques et chimiques telles que la densité, la viscosité et l'indice d'octane sont des facteurs clés à prendre en compte dans la production, la raffinerie et l'utilisation des produits pétroliers. En fin, il est important de continuer à examiner et à améliorer les caractéristiques des pétroles bruts et des essences pour répondre aux normes environnementales et de qualité.

# **Chapitre III :**

## **Procédé d'isomérisation**



### Chapitre III : Procédé d'isomérisation

#### II-1- Introduction :

Le raffinage du pétrole se caractérise, ces dernières années par l'introduction de nouvelles techniques qui vise à satisfaire aux 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.

L'évolution de la demande mondiale en indice d'octane nécessite d'utiliser des procédés de traitement complémentaires. Parmi ceux-ci, les plus importants sont ceux qui visent à la production des iso paraffines, essentiellement l'isomérisation.

#### III-2-La théorie de l'isomérisation :

La conversion des paraffines normales en iso paraffines est une réaction de plus en plus recherchée par le raffineur pour obtenir un bon indice d'octane sans ajout d'additifs. Cela est fait par le procédé d'isomérisation qui est devenu un outil précieux pour élargir la gamme de ses produits et améliorer leurs qualités, tout en augmentant la flexibilité d'opération et leur rentabilité.

De plus, la production de ces constituants à haute indice d'octane, mais exempts d'aromatiques, permet de réduire la contribution au pool essence du reformât, riche en aromatiques, améliorant ainsi la qualité de l'essence en termes de protection de l'environnement, ce qui est aujourd'hui un facteur très important (11).

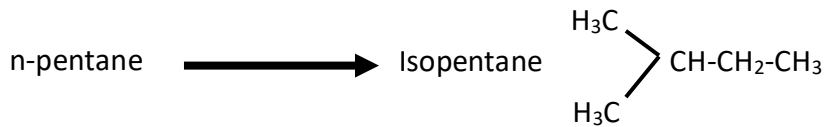
#### III-3-L'intérêt du procédé d'isomérisation :

La réaction d'isomérisation permet de transformer les paraffines normales à 5 ou 6 atomes de carbones, présentant de faibles indices d'octane en iso paraffines présentant des indices d'octane plus élevés. Les différents isomères obtenus sont les suivants : (13)

## Chapitre III : Procédé d'isomérisation

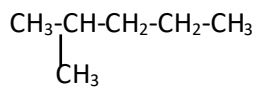
➤ Les isomères monobranchiés d'indice octane modeste de l'ordre de 75 :

- Pour n-pentane :

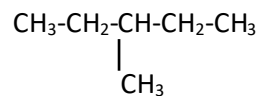


- Pour n-hexane :

➤ Les isomères monobranches de faible indice d'octane :

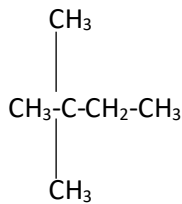


2-méthylpentane

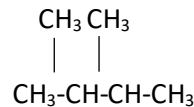


3-méthylpentane

➤ Les isomères débranchés d'indice d'octane élevé supérieur à 90 :



2,2-diméthylbutane



2,3-diméthylbutane

### III-4-Principe du procédé :

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, se compose de deux réacteurs à lit adiabatique.

Les réactions d'isomérisation sont effectuées sur un lit fixe de catalyseur chloré dans un environnement d'hydrogène. Les conditions de fonctionnement ne sont pas sévères étant reflétées par une pression de service modérée, une température basse, une basse pression partielle d'hydrogène et une haute vitesse spatiale du catalyseur. Ces conditions opératoires favorisent la réaction d'isomérisation et minimisent l'hydrocraquage et les coûts d'investissement (11).

## Chapitre III : Procédé d'isomérisation

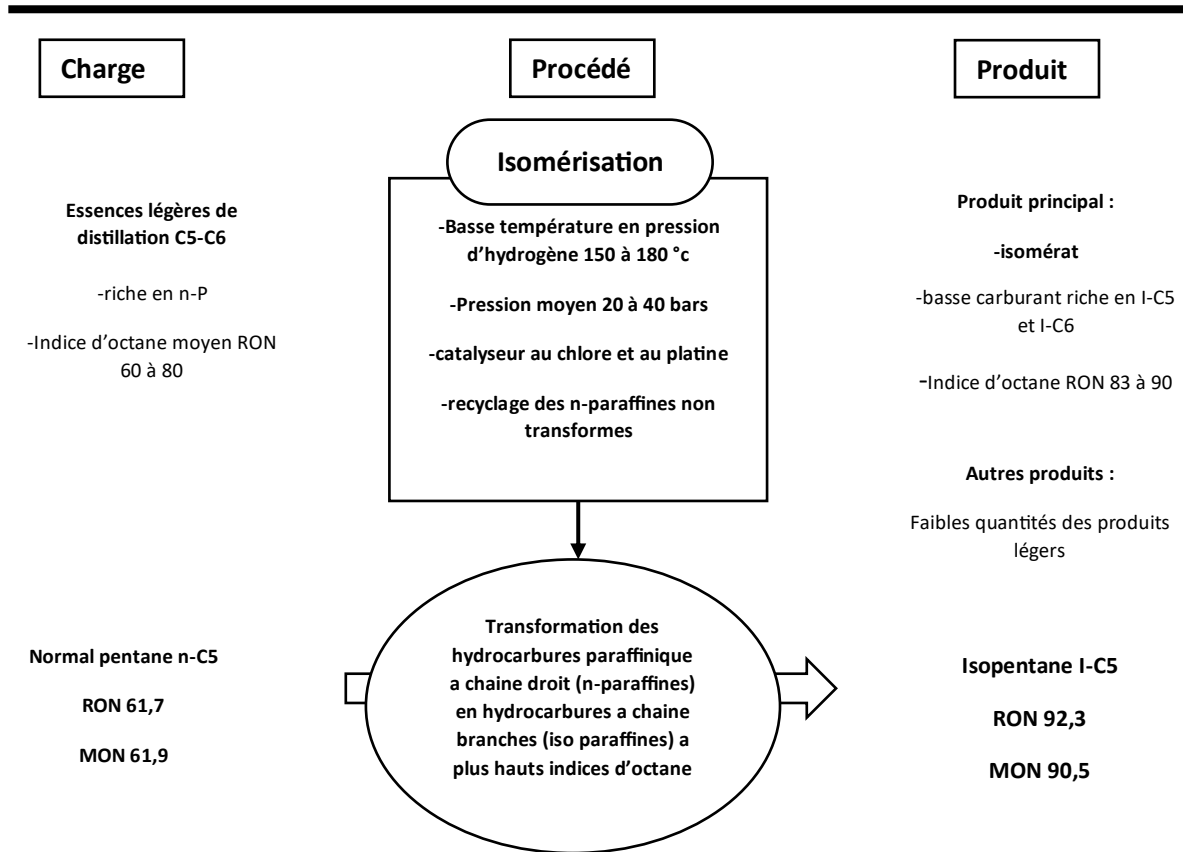


Figure III-1 : Principe Du Procédés D'isomérisation (14)

### III-5-Nature de la charge du procédé d'isomérisation :

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

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

- Un large intervalle de distillation : le point initial et final sont très espacés.

Certaines propriétés, telles que :

- La densité, le poids moléculaire moyen et le NO.
- La concentration des divers hydrocarbures classés par chaque famille PONA (Paraffine Oléfine Naphtène Aromatique).

Comme charge de ce procédé on peut utiliser :

- Fraction d'essence de distillation atmosphérique.

### III-6-Thermodynamique :

L'isomérisation est une réaction équilibrée et faiblement exothermique (4 à 20 kJ/mol). La formation des structures ramifiées étant favorisée à basse température, ainsi que C'est une réaction qui s'effectue sans variation de nombre de moles et n'est pas influencée par la variation de pression.

Les courbes d'équilibres thermodynamiques montrent que 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 afin d'obtenir le maximum d'isomères d'indice d'octane élevé (13).

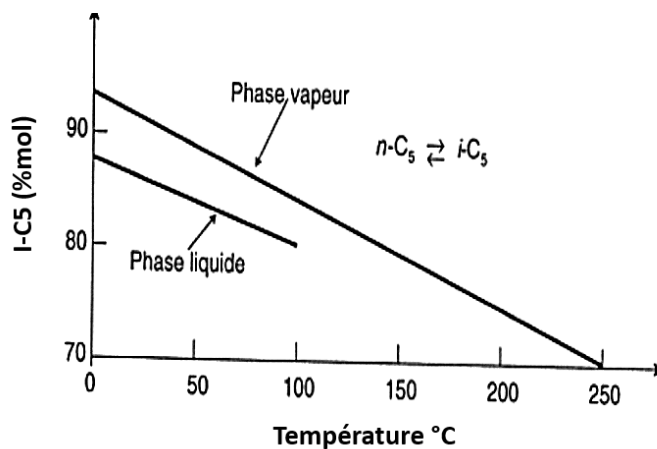
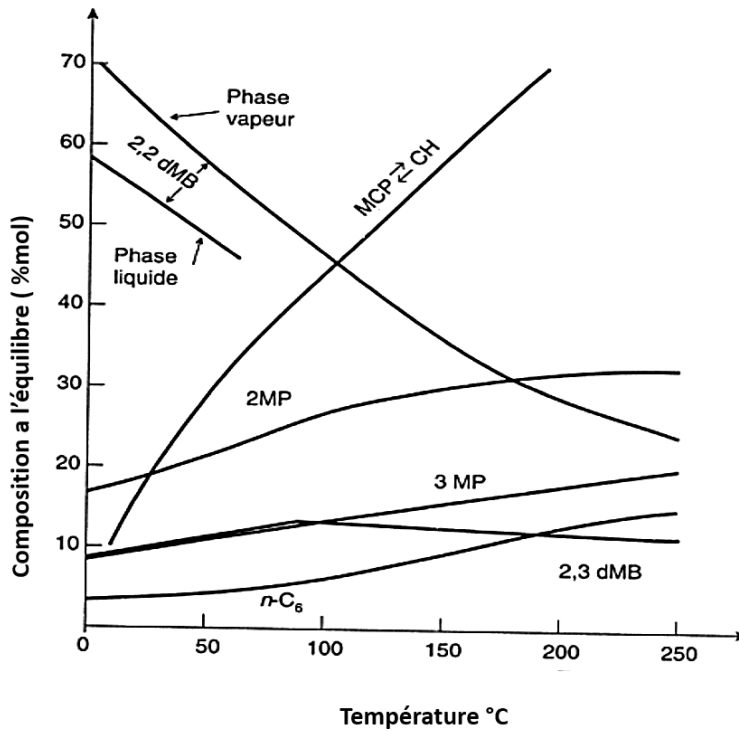


Figure III-2 : Répartition thermodynamique de I-C5 en fonction de la température (13)



**Figure III-3 : Répartition thermodynamique des isomères en fonction de la température (13)**

Ces considérations thermodynamiques impliquent que les catalyseurs les plus adaptés pour cette réaction doivent être suffisamment actifs, pour pouvoir travailler à la plus basse température (13)

### III-7-Les réaction mise en jeux :

#### III-7-1-Les réactions fondamentales :

Il y a principalement deux réactions fondamentales qui se produisent (15) :

- Hydrogénation du benzène.
- Isomérisation.

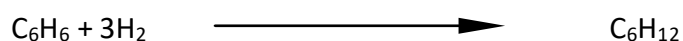
La première réaction est hautement exothermique. Afin de surveiller la température d'isomérisation, l'hydrogénation du benzène s'effectue dans le premier réacteur.

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

## Chapitre III : Procédé d'isomérisation

### III-7-1-1-Hydrogénation du benzène :

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

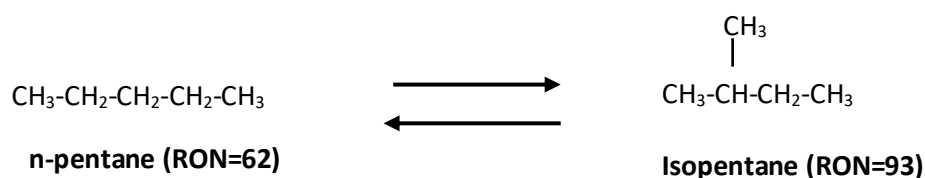


- Se produit dans la première partie du premier Réacteur (lead reactor)
- C'est une réaction exothermique (16800 kcal / kmol d'hydrogène consommé).

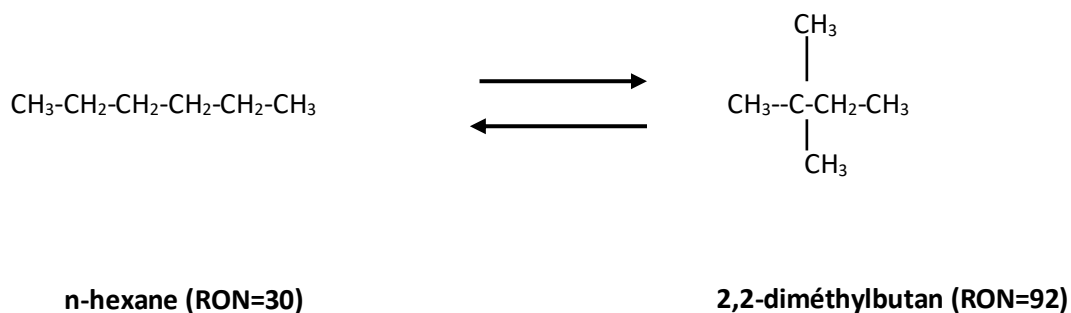
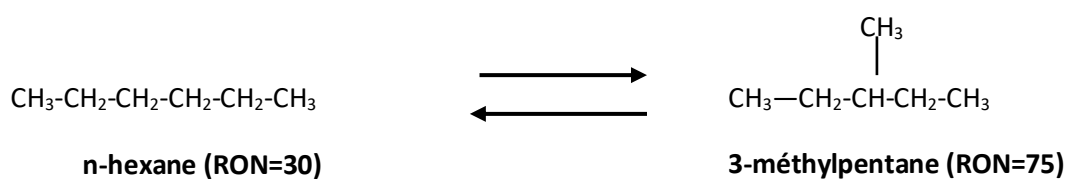
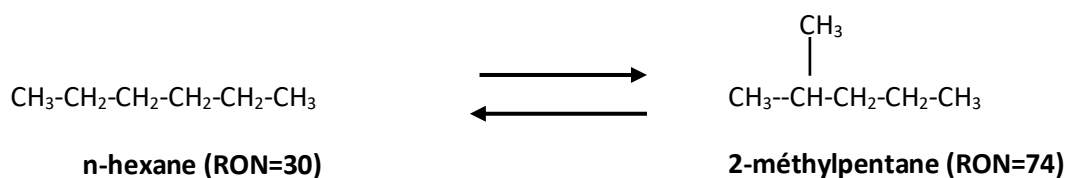
### III-7-1-2- Isomérisation :

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

- **Pour le n-pentane :**

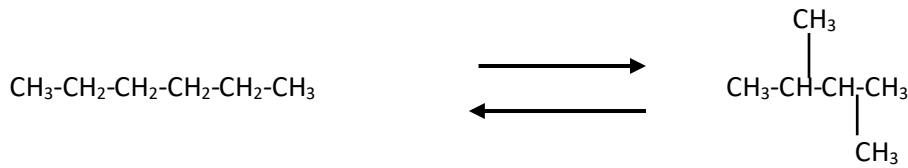


- **Pour le n-hexane :**



## Chapitre III : Procédé d'isomérisation

---



**n-hexane (RON=30)**

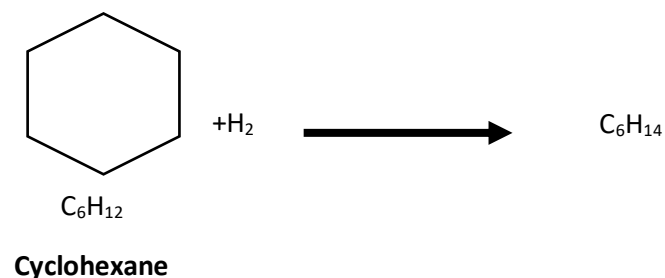
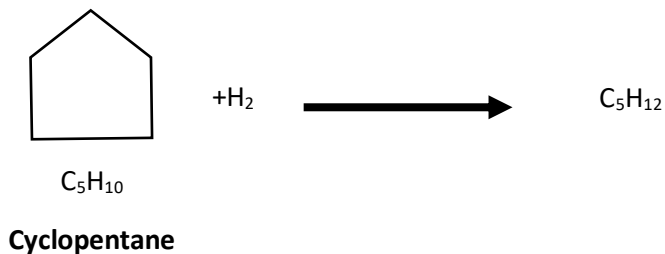
**2,3-diméthylbutan (RON=104)**

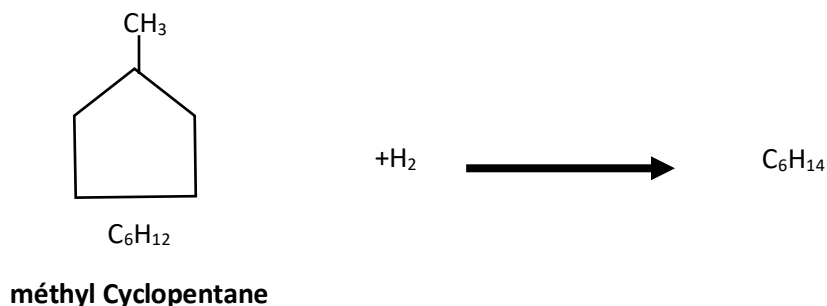
III-7-2-Les réactions secondaires :

III-7-2-1-L'ouverture de l'anneau des naphènes :

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

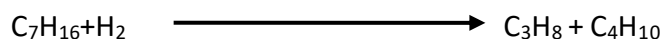
Ces anneaux naphéniques se brisent et s'hydrogènent pour former des paraffines, les réactions d'ouverture des anneaux augmentent avec l'augmentation de la température et sont, à nouveau, déterminées par la composition d'équilibre aux conditions de processus du réacteur. Dans les conditions habituelles du réacteur d'isomérisation, la conversion des anneaux de naphène en paraffines sera approximativement de 20-30% (15).





### II-7-2-2-Hydrocraquage :

Le fonctionnement aux conditions de basse sévérité du réacteur, l'hydrocraquage des C5/C6 se produit très peu dans les réacteurs d'isomérisation. Les paraffines C7 sont cependant, hydrocraqués facilement pour produire des C3 et C4. Beaucoup d'hydrocraquage se produit dans le premier réacteur qui fonctionne en général à une température plus élevée. Les réactions d'hydrocraquage consomment de l'hydrogène, et par conséquent il est recommandé de limiter la teneur en C7+ dans la charge de l'isomérisation (13).



### III-8- Catalyseurs d'isomérisation :

Les catalyseurs d'isomérisation doivent être intrinsèquement très acides pour promouvoir la formation et l'isomérisation d'un carbocation. Quatre générations de catalyseurs sont succédées depuis 1933 ou des chercheurs ont montré que l'hexane et l'heptane pouvaient être isomériser par le chlorure d'aluminium, premier née des catalyseurs d'isomérisation (13)

#### ➤ 1<sup>ère</sup> génération :

Catalyseurs de Friedel et Craft  $\text{AlCl}_3$ , qui présentent une activité très élevée à faible température (80-100 °C). Ces catalyseurs sont cependant difficiles à mettre en œuvre, car ils sont sensibles aux impuretés dans la charge et générateurs de corrosion (13).

#### ➤ 2<sup>ème</sup> génération :

Catalyseurs bi fonctionnels métal /support, essentiellement Pt/alumine, voisins des catalyseurs de reformages catalytiques. Leur mise en œuvre est simple, les problèmes de corrosion sont éliminés et les problèmes de sensibilité aux poisons sont moins aigus, ce qui augmente leur durée de vie. Cependant, ils travaillent à hautes températures (350-550 °C), ce qui entraîne une limitation thermodynamique de la conversion (13).



### ➤ 3<sup>ème</sup> génération :

Catalyseurs bi fonctionnels métal/support voisins des précédents mais développant une acidité accrue par halogénéation (Cl, F) du support constitue généralement d'alumine, ce qui leur permet de développer une activité élevée à des températures plus proches de celles utilisées pour les catalyseurs de Friedel et Craft (120-160 °C). Ces catalyseurs nécessitent le prétraitement de la charge car ils sont très sensibles aux poisons et en particulier l'eau. Ils sont, de plus difficiles à mettre en œuvre et générateurs de corrosion. Cette corrosion est essentiellement due à l'injection de chlore en continu dans la charge lors de la réaction, afin de maintenir l'activité (13).

### ➤ 4<sup>ème</sup> génération :

Catalyseurs zéolitiques bi fonctionnels permettant de travailler à des températures moyennes, mais qui présentent plus d'avantages d'être très faciles à mettre en œuvre et très résistants aux poisons tels que le soufre et l'eau, ce qui évite le prétraitement de la charge.

Chacune de ces générations de catalyseurs ont fait au cours de temps l'objet de procédés industriels. Seuls actuellement sont utilisés industriellement les catalyseurs de 3<sup>ème</sup> et 4<sup>ème</sup> génération ce sont eux que nous développerons plus loin (13).

### III-8-1-Les caractéristiques principales d'un catalyseur :

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

#### ➤ L'activité :

Qui est la capacité du catalyseur d'augmenter le taux de réactions impliquées. Elle est mesurée par la température à laquelle le catalyseur doit fonctionner afin de produire un produit conforme aux spécifications, pour une charge donnée, toutes les autres conditions opératoires étant les mêmes.

#### ➤ La sélectivité :

Exprime la capacité du catalyseur de favoriser les réactions souhaitables plutôt que les autres. Elle est mesurée par la quantité du produit désiré (13).

#### ➤ La stabilité :

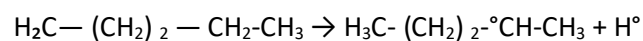
Caractérise le changement, dans le temps, des performances du catalyseur (c'est à dire : l'activité, la sélectivité) lorsque les conditions de fonctionnement et la charge sont stables. Ce sont, principalement, les polymères ou les dépôts de coke qui affectent la stabilité, étant donné qu'ils diminuent la surface de contact du métal. Les traces de certains métaux, contenus dans la charge, affectent, également, défavorablement la stabilité (13).

### III-9-Mécanisme de l'isomérisation :

Quel que soit le type de catalyseur utilisé, l'intermédiaire réactionnel est un carbocation. Cependant, le mécanisme de la réaction est différent selon que l'on travaille avec des catalyseurs très acides, tel que Pt sur alumine chlorée ou avec des catalyseurs zéolitiques (13).

#### III-9-1-Pour les catalyseurs très acides :

Il est admis que le mécanisme est monofonctionnel acide et que dans ce cas la formation du carbocation se fait par arrachement d'hydrure à la paraffine, suivant le schéma ci-dessous (13):



- Réarrangement du carbocation secondaire en un carbocation tertiaire plus stable :



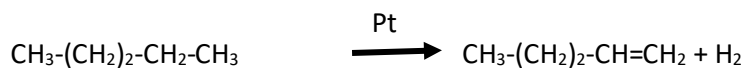
- Formation de isoparaffine par transfert d'hydrure H<sup>+</sup> :



#### III-9-2-Pour les catalyseurs zéolitiques :

Moins acides, on est en présence d'un mécanisme bifonctionnel métal/acide. Dans un premier temps, l'oléfine provient de la déshydrogénation de la paraffine sur le platine. Le carbocation est ensuite formé par protonation de l'oléfine sur les sites acides suivant le schéma réactionnel ci-dessous (13) :

- Formation de la n-oléfine :



- Formation du carbocation :



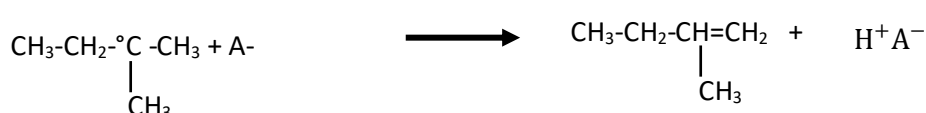
## Chapitre III : Procédé d'isomérisation

---

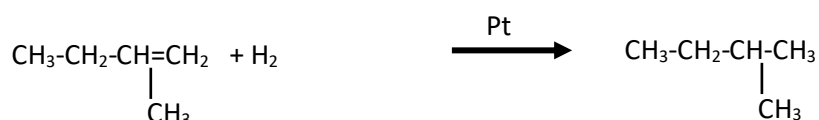
- Réarrangement du Carbon cation secondaire en carboncation tertiaire :



- Formation de l'iso oléfine :



- Formation de l'isoparaffine :



### III-9-3- Rôle du platine :

Dans le cas des catalyseurs fortement acides, la fonction métallique du platine joue un rôle spécifique des agents decokants par hydrogénation des précurseurs de coke présents à la surface du catalyseur (13).

### III-10- Aspect 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 diméthylbutane apparait comme produit secondaire, les 2,3 diméthylbutane et les méthyl pentanes apparaissent comme produits primaires. Par

contre, lorsque l'isomérisation s'effectue par mécanisme bi fonctionnel seuls les methylpentanes apparaissent comme produits primaires de réaction (13).

### III-11- Procédé d'isomérisation :

#### III-11-1-Intégration des procédés d'isomérisation dans le raffinage :

Les procédés d'isomérisation sont relativement flexibles 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 ce dernier cas, le reformat est séparé en deux fractions : le reformat lourd contenant les C7+ et le reformat léger dans lequel tout le benzène est concentré. C'est ce reformat léger qui, après hydrogénation, peut être envoyé seul ou mélangé avec C5/C6 issu de la distillation directe, à l'unité d'isomérisation (13).

La figure III-3 illustre le schéma d'intégration du procédé d'isomérisation dans le raffinage.

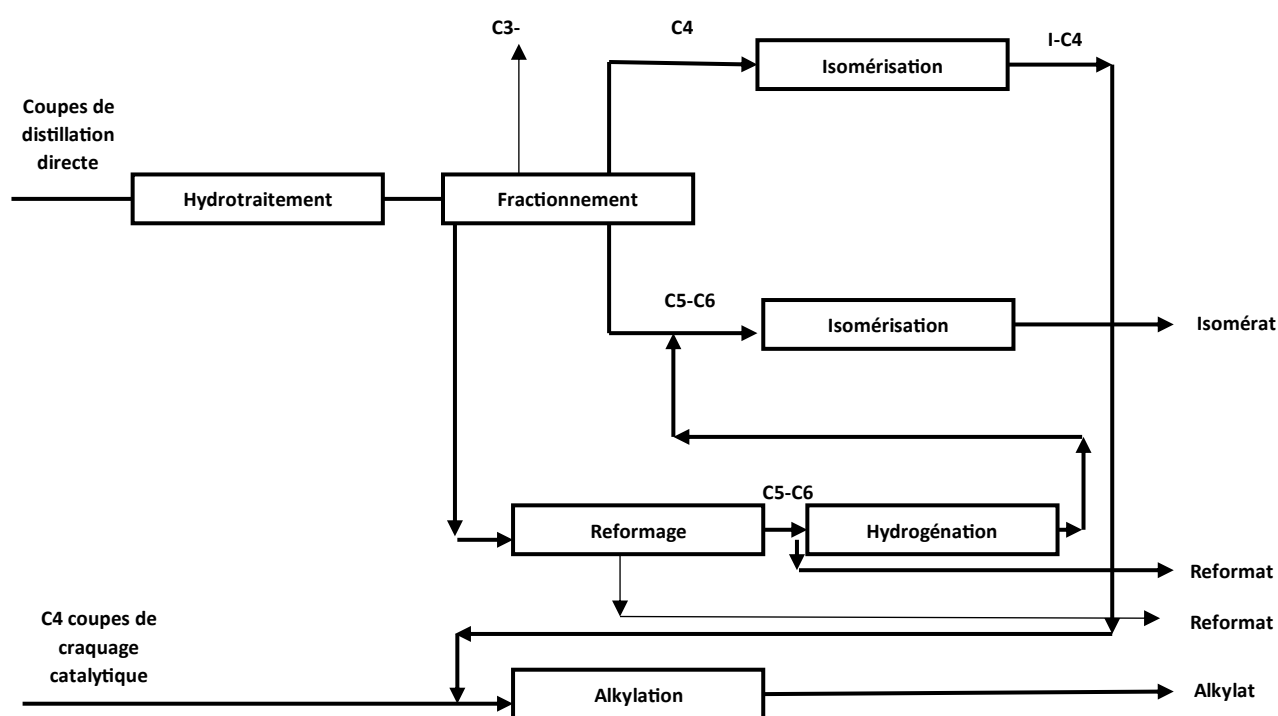


Figure III-4 : Schéma De L'intégration De L'isomérisation Dans Le Raffinage

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 benzène, de cyclohexane et d'hydrocarbures comprenant plus de 7 atomes carbone [4]. En effet, la présence de ces composés dans la charge de l'unité d'isomérisation entraîne des pertes en rendement ou en octane de l'isomérat. C'est pourquoi les teneurs généralement admises dans les charges d'isomérisation sont de 2% pour le benzène, de 1 à 2% pour cyclohexane et inférieur à 1%

## Chapitre III : Procédé d'isomérisation

pour les hydrocarbures en C7+. Une charge typique d'isomérisation comprend environ 50% de C5 et 50% d'autres composants cités dans le tableau suivant (13):

Composants	% Masse
Iso pentane	20.0
n-Pentane	29.0
Cyclopentane	1.0
2,2- Diméthyle butane	0.3
2,3- Diméthyle butane	11.0
2-Methylpentane	8.2
3-Methylpentane	19.5
n-Hexane	5.0
Méthyl cyclopentane	1.5
Cyclohexane	2.0
Benzène	1.0
C7+	1,5

**Tableau III-1 : Composition typique de la charge de procédé d'isomérisation**

III-11-2-Conditions opératoires et performances :

Les deux types de catalyseurs étant intrinsèquement différents, notamment du point de vue de l'acidité, ils sont employés dans des conditions opératoires bien distinctes. Le tableau les résume et donne les performances obtenues, en matière de RON du produit (13).

	Pt sur alumine chlorée	Pt sur zéolithe
Température (C)	120-180	250-270
Pression (bar)	20-30	15-30
VVH (h-1)	1-2	1-2
H <sub>2</sub> /HC (mol/mol)	0,1-2	2-4
RON du produit	83-84	78-80

**Tableau III-2 : Conditions opératoires et performances des catalyseurs Pt sur alumine**

Le catalyseur Pt sur alumine chlorée peut être opéré soit en phase gazeuse ( $H_2/HC > 0,5$  ;  $P=20$  bars), soit en phase mixte ( $H_2/HC < 0,1$  ;  $P= 30$ bar). Ces dernières conditions ne nécessitent pas de compresseur de recyclage sur hydrogène et conduisent à une meilleure économie de procédé (13).

Le catalyseur Pt sur alumine chlorée, travaillant à des températures plus faibles, conduit

### Chapitre III : Procédé d'isomérisation

à des indices d'octane plus élevés d'environ 5 points que le catalyseur zéolitique, en particulier parce qu'il produit des quantités plus importantes d'isomères à haute indice d'octane tels que l'iso pentane et le 2,2 diméthylbutane.

Des effluents typiques obtenues avec les deux types de catalyseurs sont donnés dans les tableaux qui suivent (13):

Constituants	Charge (% masse)	Isomérat (% masse)
n-C4	0.4	1.8
i-C5	11.6	34.9
n-C5	26.5	14.0
Cyclopentane	1.4	1.4
2,2 Diméthyle butane	0.9	13.4
2,3 Diméthyle butane	2.2	4.6
2-Méthyl pentane	13.1	13.7
2-Méthyl pentane	10.2	7.8
n-C6	18.6	5.1
Méthyl cyclopentane	2.8	0.6
Cyclohexane	0.4	1.4
Benzène	1.9	0
C7+	0	0.3
Densité	0.652	0.646
RON	70	87

**Tableau III-3 : Performances typiques obtenues avec le catalyseur Pt sur alumine chlorée**

Constituants	Charge (% masse)	Isomérat (% masse)
C4	0.7	1.8
i-C5	24.6	40.0
n-C5	39.6	23.1
Cyclopentane	2.4	2.1
2,2 Diméthyle butane	1.3	6.6
2,3 Diméthyle butane	2.0	2.7
2Méthyl pentane	13.1	11.0
Méthyl pentane	7.5	7.2
n-C6	7.8	4.9
Méthyl cyclopentane	0.9	0.6
Cyclohexane	0.2	-
Benzène	0.4	-
C7+	-	-

## Chapitre III : Procédé d'isomérisation

Densité	0.643	0.640
RON	73	81

Tableau III-4 : Performances typiques obtenues avec le catalyseur zéolitique

### III-11-3-Schémas de procédé :

A chaque type de catalyseurs correspond un schéma de procédé (Figures III-5 et III-6). Avec les catalyseurs Pt sur alumine chlorée, le procédé doit notamment comporter des sécheurs sur la charge et sur l'hydrogène et une injection de chlore en continu, pour maintenir la teneur en chlore du catalyseur. Les composés chlorés les plus couramment utilisés sont le tétrachlorure de carbone ( $C_2Cl_4$ ) ou le perchloréthylène ( $C_2Cl_4$ ), moins toxique. Un ballon laveur est également nécessaire pour éliminer l'acide chlorhydrique présent dans les gaz (13).

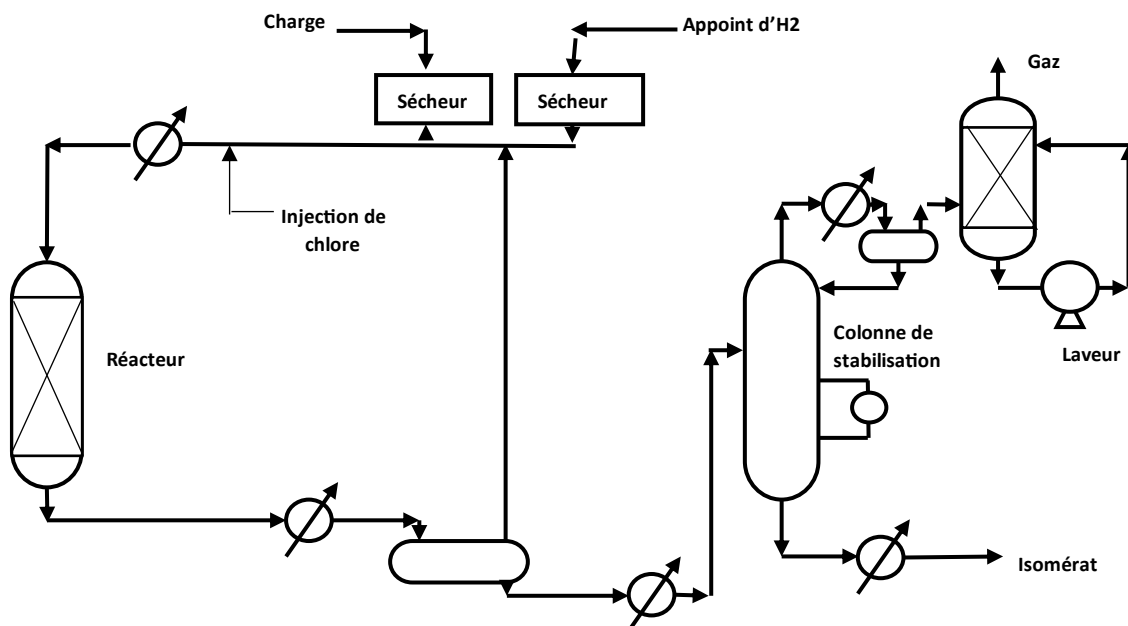
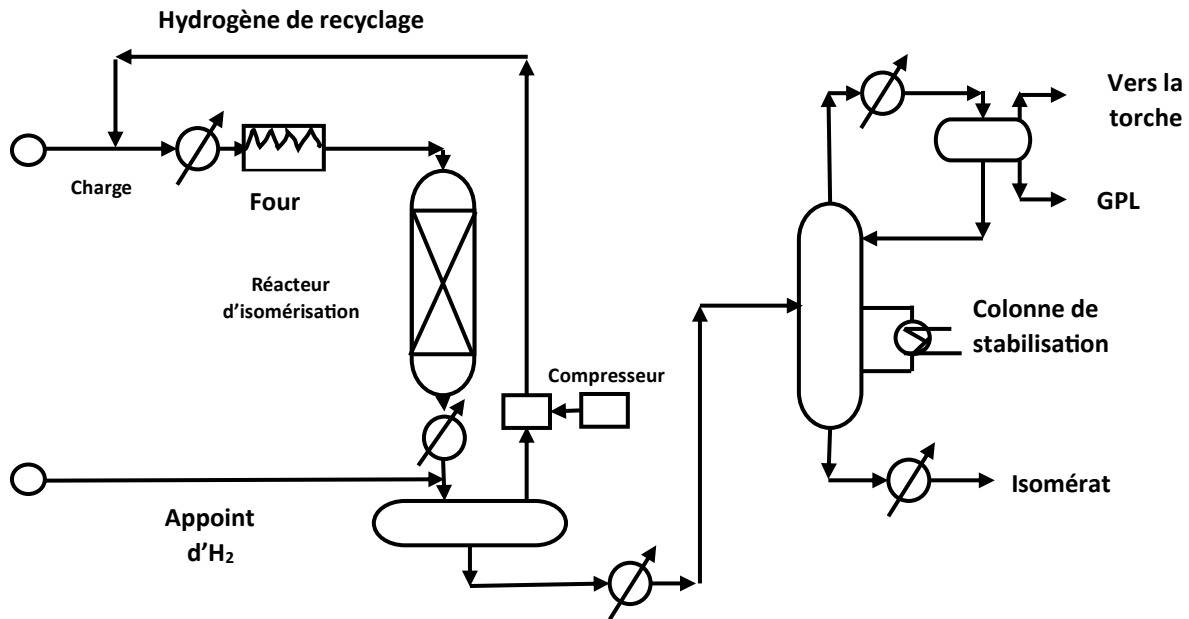


Figure III-5 : Schéma Du Procédé Pour L'isomérisation Sur Catalyseur Pt/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> Chlorée

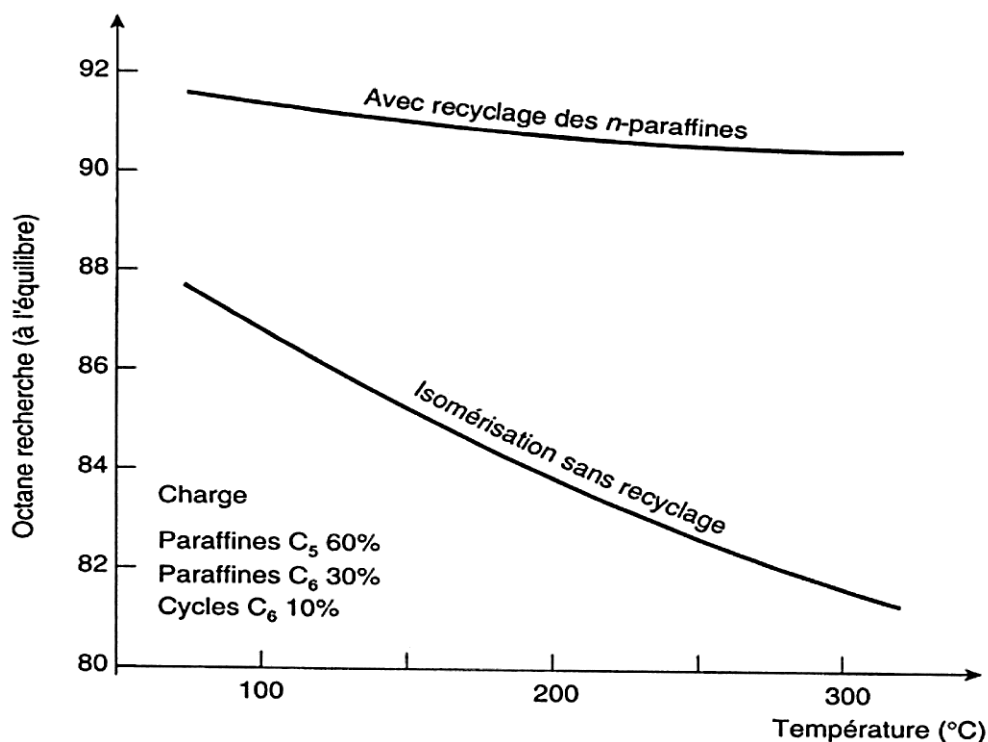
Dans le cas des catalyseurs zéolitiques, le procédé doit comporter un compresseur permettant le recyclage de l'hydrogène (13).



**Figure III-6 : Schéma Du Procédé Pour L'isomérisation Sur Catalyseur Zéolitiques**

Si ce procédé donne once-through (une passe), des performances plus faibles que le procédé mettant en œuvre les catalyseurs Pt sur alumine chlorée. Il est possible d'obtenir le maximum d'octane, de recycler les n-paraffines non converties, voir même les isomères monobranchiés de plus faible indice octane. Dans ce cas, la différence de performances entre les deux types de catalyseurs s'amenuise, la réaction devient moins sensible à la température, comme le montre la figure suivante (13) :





**Figure III-7 : Equilibre Thermique Avec Et Sans Recyclage Des Paraffines**

### III-11-4- Procédés avec recyclage :

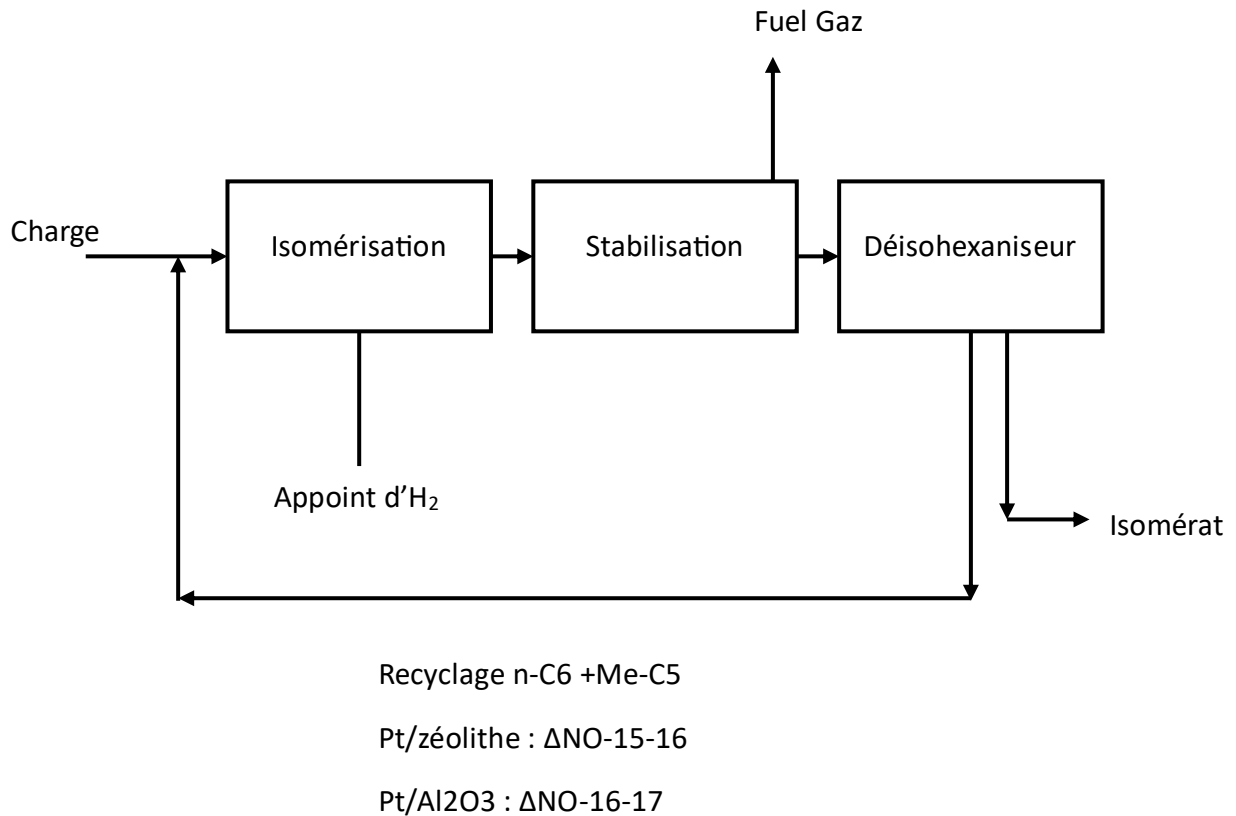
Afin de pouvoir recycler les n-paraffines non transformées et éventuellement les isomères monobranches, il faut séparer ces composées débranchées. La séparation peut être effectuée soit par distillation, avec des colonnes de taille importante, grandes consommatrices (dépentaniser, Désohexaniseur) ou par adsorption sur tamis moléculaires (13).

#### III-11-4-1-Recyclage basé sur la distillation :

Différents schémas de recyclage peuvent être proposés. Des indices d'octane élevés pouvant aller jusqu'à 91 peuvent être atteints, même avec des catalyseurs zéolitiques, grâce à des schémas de procédés complexes, mettant en jeu plusieurs colonnes de distillation mais aux dépens bien sûr de l'économie du procédé (13).

Le schéma permettant d'obtenir le meilleur compromis RON /cout est présenté dans le (Figure III-8).

Il inclut un Désohexaniseur et conduit à un indice d'octane de 88 quel que soit le catalyseur utilisé. Ce schéma est d'autant plus intéressant que la charge est plus riche en C<sub>6</sub>.



**Figure III-8 : Schéma Du Procédé Avec Recyclage Par Distillation**

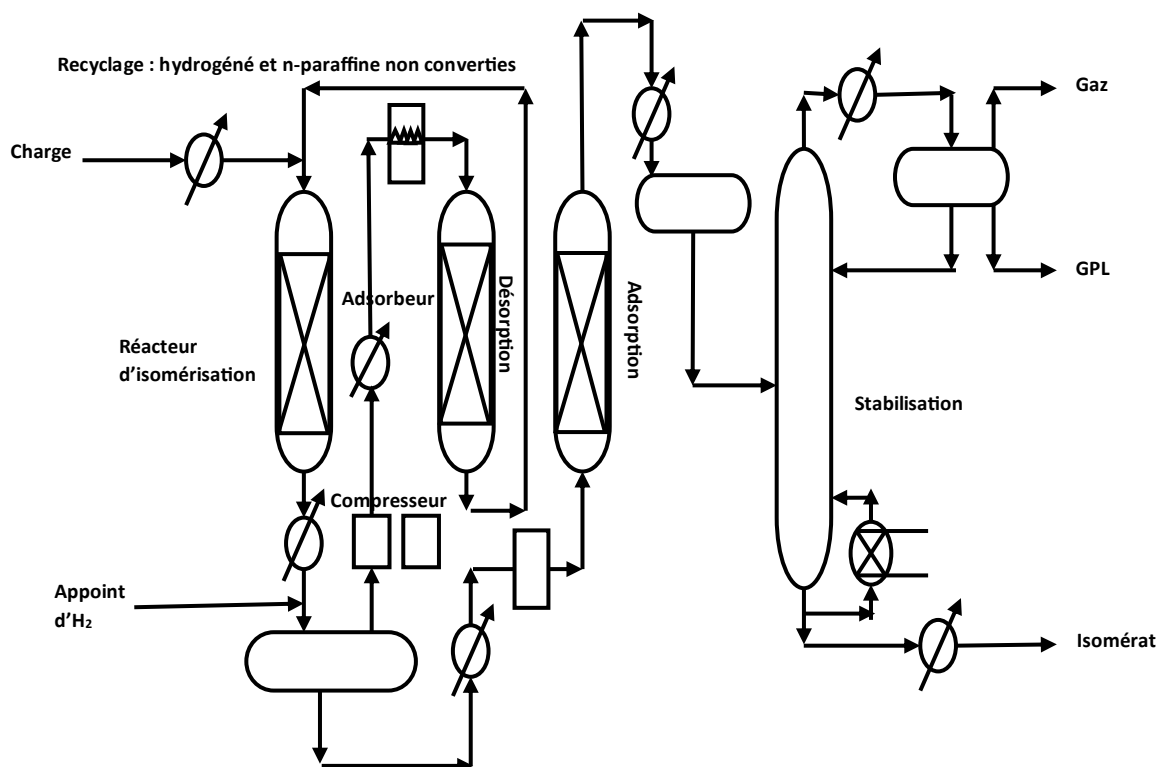
### III-11-4-2-Recyclage basé sur l'absorption sur tamis moléculaires :

Depuis de nombreuses années, UOP propose le procédé TIP (Total Isomérisation Process), illustré dans la figure II-8, intégrant une section d'isomérisation sur catalyseur zéolitique et une section séparation n/iso paraffines sur tamis moléculaires. La désorption des n-paraffines adsorbés sur tamis est réalisée à l'aide d'hydrogène chaud. Le procédé TIP opère en phase vapeur à des pressions relativement faibles de l'ordre de 15 à 35 bars et à des températures comprises entre 200 et 340°C. Les performances obtenues avec ce procédé sont présentées dans le (tableau III-5). L'intégration des sections de réaction et séparation, notamment d'un point de vue thermique, impose que le catalyseur utilisé dans la section réaction soit le catalyseur zéolitique, et que la section séparation travaille à 250 °C (13).

## Chapitre III : Procédé d'isomérisation

Constituants	Charge (% masse)	Isomérisé (% masse)
C4	3.2	1.6
i-C5	22.6	51.8
n-C5	29.5	1.5
Cyclopentane	2.5	2.2
2,2 Diméthyle butane	0.5	9.1
2,3 Diméthyle butane	1.8	4.4
Méthyl pentane	12.3	15.5
Méthyl pentane	8.0	10.2
n-C6	13.7	0.1
Méthyl cyclopentane	3.9	2.4
Cyclohexane	0.4	0.7
Benzène	1.0	0.0
C7+	1.1	0.5
Densité	72	89
RON	69	86

**Tableau III-5 : Procédé TIP charge et effluent (% masse)**



**Figure III-9 : Schéma Simplifié Du Procédé TIP**

Récemment IFP a mis au point deux procédés de séparation sur tamis moléculaire : IPSORB et HEXORB, dont l'originalité est d'intégrer une section distillation et une section

## Chapitre III : Procédé d'isomérisation

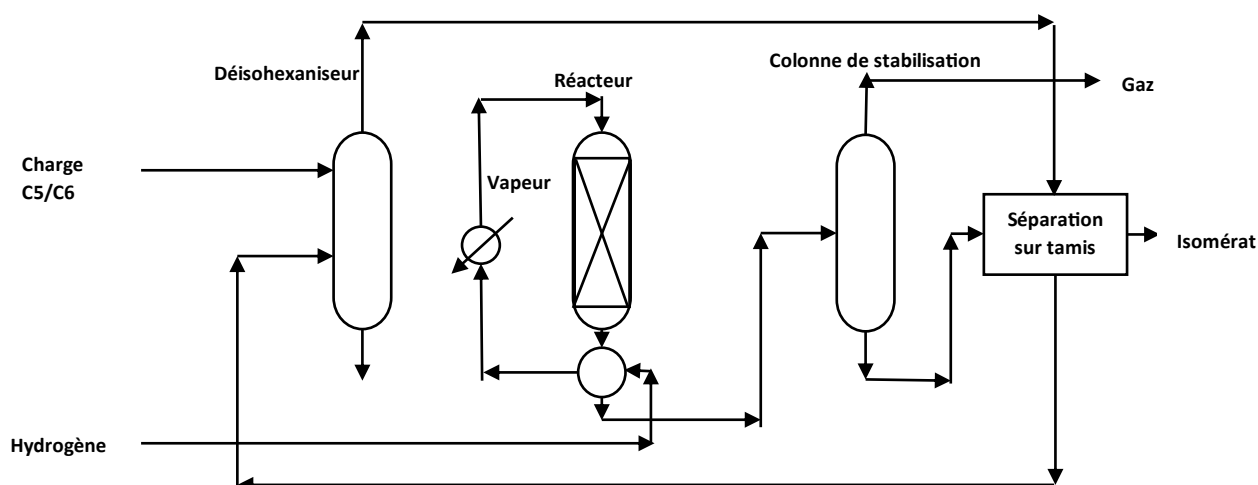
adsorption sur tamis moléculaire. Un déisopentaniseur et désorption du tamis moléculaire avec l'isopentane pour IPSORB, un Déisohexaniseur et désorption avec le méthyl pentanes pour HEXORB (Figures III-10 et III-11 respectivement) (13).

Le but de ces combinaisons de procédés est de (13) (16):

- Diminuer la teneur en n-paraffines de l'isomérat par adsorption sur tamis moléculaire.
- Accroître la teneur en n-paraffines de la charge par ajout d'une colonne de séparation (déisopentaniseur pour IPSORB, Déisohexaniseur pour HEXORB) avant la section réactionnelle.

Catalyseur Procédé	RON	
	Alumine Chlorée	Zéolitique
Une passe	84	79
IPSORB	90	88
HEXORB	92	90

**Tableau III-6 : RON obtenus avec les procédés IPSORB et HEXORB**



**Figure III-10 : Procédé D'isomérisation IPSORB**

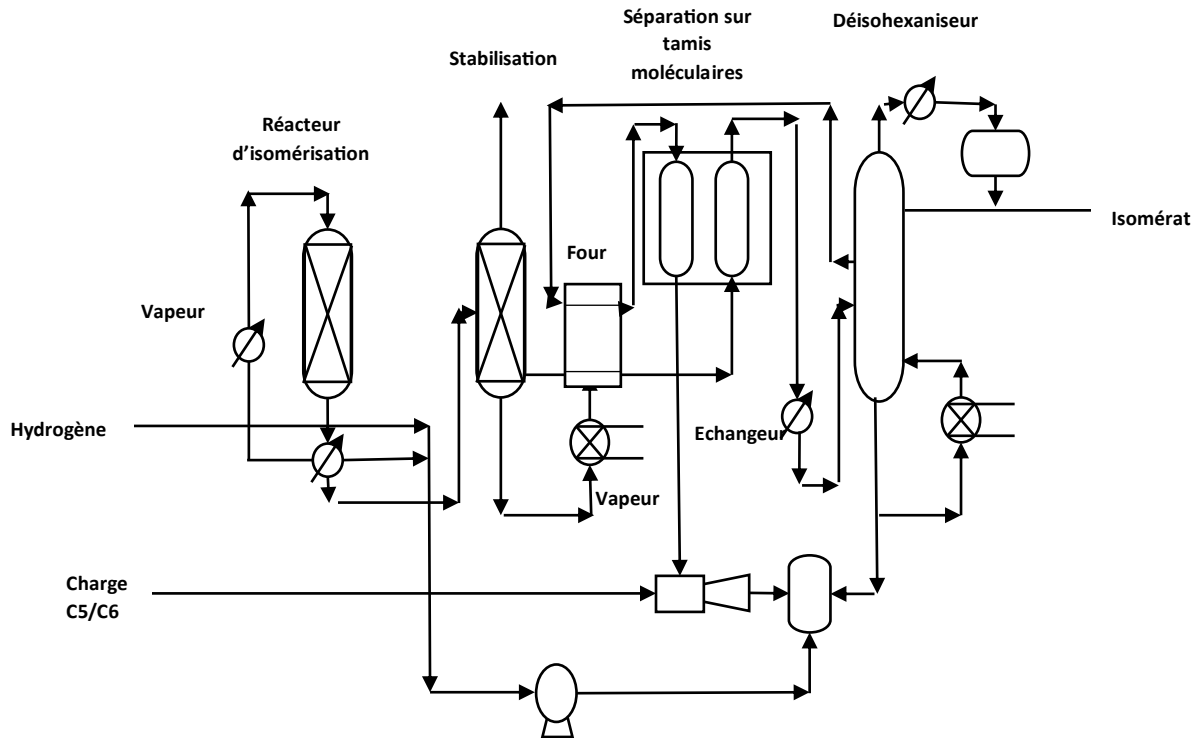


Figure III-11 : Procédé D'isomérisation HEXORB

### Conclusion :

En conclusion, l'isomérisation est un procédé important dans l'industrie pétrolière pour la production d'essences de haute qualité. Plusieurs schémas et procédés ont été adoptés pour l'isomérisation, Ce progrès dans ces procédés a pour le but d'améliorer les rendements en isomères, l'unité d'Arzew a un procédé avec du recyclage basé sur distillation similaire.

**Chapitre IV :**  
**Description**  
**De l'unité d'isomérisation**  
**U 17**

### Chapitre IV : La description de l'unité d'isomérisation U 17

#### IV-1-Introduction :

L'unité d'isomérisation U 17 est une unité de la raffinerie d'ARZEW qui a pour objectif initial de valoriser le naphta léger (LSRN) provenant de la distillation atmosphérique pour obtenir un carburant à indice d'octane élevé. Cette unité est composée de deux sections distinctes : la section d'hydrotraitement NHT et la section d'isomérisation PENEX.

Dans Ce chapitre on décrit les différentes étapes du procédé d'hydrotraitement de naphta UOP et explique le processus de fonctionnement de la section PENEX.

#### IV-2-L'objectif de l'unité :

Son objectif initial était de valoriser le naphta léger (LSRN) ayant un faible indice d'octane, provenant de la distillation atmosphérique, en utilisant un catalyseur pour favoriser des réactions chimiques spécifiques afin d'obtenir un carburant à indice d'octane élevé (17).

L'unité est composée de deux sections distinctes :

- La section d'hydrotraitement NHT
- La section d'isomérisation PENEX

#### IV-3-La section d'hydrotraitement NHT :

Le naphta léger LSRN qui est produit par l'unité de distillation atmosphérique contient des impuretés telles que le soufre, l'azote et l'oxygène. Ces composants peuvent être nuisibles pour le catalyseur du PENEX. Afin de produire un produit final de haute qualité, la section d'hydrotraitement de naphta est utilisée pour transformer et éliminer les impuretés par l'hydrogène (17).

##### IV-3-1-Le procédé d'hydrotraitement de naphta UOP :

Le procédé de traitement hydrogénéant de naphta UOP est un processus de raffinage catalytique utilisant un catalyseur sélectionné et un courant de gaz riche en hydrogène pour décomposer les composés organiques soufrés, oxygénés et azotés contenus dans les fractions d'hydrocarbures. De plus, le traitement hydrogénéant élimine les composés organométalliques et sature les composés oléfiniques (17).

Le processus de traitement hydrogénéant est couramment utilisé pour éliminer les poisons du catalyseur de l'isomérisation à partir de naphas à circulation directe.

Le catalyseur utilisé dans le procédé de traitement hydrogénant de naphta est composé d'une base d'alumine imprégnée de composés de cobalt ou de nickel et de molybdène (17).

La source d'alimentation et le type de contaminants d'alimentation déterminent le type de catalyseur et les paramètres d'exploitation. Il est important de le réaliser lors du traitement de charges de type non-conçu. Les récupérations volumétriques de produits dépendent de la teneur en soufre et en oléfines (17).

### IV-3-2--Principe de procédés :

Le principal du processus d'hydrotraitement de naphta de UOP est de purifier une fraction de naphta pour qu'elle convienne comme charge pour une unité d'isomérisation.

Il existe six types fondamentaux de réactions qui se produisent dans l'unité de traitement hydrogénant (17).

- Conversion des composés des soufres en sulfure d'hydrogène
- Conversion des composés organiques d'azote en ammoniac
- Saturation des oléfines
- Conversion des composés organiques d'oxygène en eau
- Conversion des composés organiques d'halogène en halogénures d'hydrogène
- Élimination des composés organométalliques.

### IV-3-2-1-Élimination du soufre :

Pour un catalyseur d'isomérisation, le naphta d'alimentation doit contenir moins de 0,5 ppm en poids de soufre pour optimiser les caractéristiques de sélectivité et de stabilité du catalyseur.

En général, l'élimination du soufre dans le processus d'hydrotraitement est relativement facile, et pour un fonctionnement optimal d'une unité d'isomérisation, la teneur en soufre du naphta traité doit être maintenue bien en dessous de la limite maximale de 0,5 ppm en poids. L'exploitation commerciale avec une teneur en soufre de 0,2 ppm en poids ou moins dans le naphta produit par le traitement hydrogénant est courante (17).

### IV-3-2-2-Elimination d'azote :

L'élimination de l'azote est considérablement plus difficile que l'élimination du soufre dans l'hydrotraitement du naphta. Le taux de dénitrification est seulement d'environ un cinquième du taux de désulfuration. La plupart des naphthas de distillation directe contiennent beaucoup moins d'azote que de soufre, mais il faut veiller à ce que le naphta d'alimentation pour le catalyseur contienne un maximum de 0,5 ppm en poids d'azote (17).



### IV-3-2-3-Élimination de l'oxygène :

L'oxygène organiquement combiné, tel qu'un phénol ou un alcool, est éliminé dans l'unité d'hydrotraitement du naphta par hydrogénation de la liaison carbone-hydroxyle, formant de l'eau et l'hydrocarbure correspondant. Les oxygénâtes ne sont généralement pas présents dans le naphta, mais lorsqu'ils sont présents, ils le sont à des concentrations très faibles. Il est important que le niveau d'oxygénâtes du produit de l'unité d'hydrotraitement du naphta soit réduit de manière suffisante (17).

### IV-3-2-4-Saturation des Oléfines :

L'hydrogénation des oléfines est nécessaire pour éviter les dépôts de cokes ou de saletés dans les unités aval. Ces oléfines peuvent également polymériser en amont du réacteur de traitement d'hydrotraitement de naphta et provoquer des problèmes de transfert de chaleur.

La saturation des oléfines est presque aussi rapide que la désulfuration. La plupart des naphas de distillation directe contiennent seulement des traces d'oléfinas, mais les naphas craqués ont généralement des concentrations élevées en oléfines. Le traitement de concentrations élevées d'oléfinas dans une unité d'hydrotraitement de naphta doit être abordé avec précaution en raison de la forte chaleur d'exotherme associée à la réaction de saturation (17).

### IV-3-2-5-Élimination des halogénures :

Les halogénures organiques peuvent être décomposés dans l'unité de traitement du naphta pour donner l'halogénure d'hydrogène correspondant, qui est soit absorbé dans l'eau de lavage du réacteur, soit récupéré en tête dans le gaz du stripage. La décomposition des halogénures organiques est beaucoup plus difficile que la désulfuration. L'élimination maximale des halogénures organiques est considérée comme étant d'environ 90 %, mais est bien moindre aux conditions de fonctionnement définies pour l'élimination de soufre et d'azote uniquement. Pour cette raison, une analyse périodique du naphta traité pour la teneur en chlorure doit être effectuée (17).

### IV-3-2-6-Élimination des métaux :

L'éliminations des impuretés métalliques dans les charges de naphta est généralement nécessaire car elles peuvent affecter la stabilité et la durée de vie du catalyseur. Ces impuretés sont normalement présentes à des concentrations très faibles, dans la plage des parties par milliard (ppmd), mais elles peuvent être complètement éliminées grâce aux catalyseurs de l'unité d'hydrotraitement (17).

Les catalyseurs sont capables de traiter des concentrations élevées de métaux, jusqu'à 5 ppm ou plus, selon l'espèce métallique et les conditions de fonctionnement. Les impuretés métalliques sont retenues sur le catalyseur d'hydrotraitement lorsqu'elles sont éliminées du naphta. Certains des composants couramment détectés sur les catalyseurs usagés comprennent l'arsenic, le fer, le calcium, le magnésium, le phosphore, le plomb, le silicium, le cuivre et le sodium (17).

### IV-3-3-Description de la section d'hydrotraitement NHT :

Le Naphta léger LSRN est mélangé à l'hydrogène après une injection permanente du DMDS (Diméthyle Disulfure). Le mélange passe à travers les échangeurs de chaleur de la charge combinée 17-E1 A-H et entre dans le four 17H-01 (18).

La charge d'alimentation chauffée dans le four jusqu'à la température requise 319°C est envoyée vers le réacteur d'hydrotraitement 17R-01 où se fait l'élimination des impuretés

Le réacteur NHT 17R-01 est chargé avec le catalyseur S-120 de type Co-Mo sur le support d'alumine.

L'effluent du réacteur 17R-01 est envoyé à travers l'échangeur de chaleur 17E1- A-H (coté faisceaux), l'aéroréfrigérant 17AR-01, puis vers le séparateur NHT 17D-02. La pression de service du séparateur est réglée à 24 ,6 kg/cm<sup>2</sup>. La quantité de gaz riche en hydrogène sortant de l'unité NHT sera recyclée (18).

Une injection d'eau distillée chaude est prévue périodiquement de la sortie de l'échangeur de chaleur 17E-1 A-H vers le ballon 17D-02, afin de dissoudre les chlorures d'ammonium (NH<sub>4</sub>Cl) formés au niveau du réacteur NHT 17R-01.

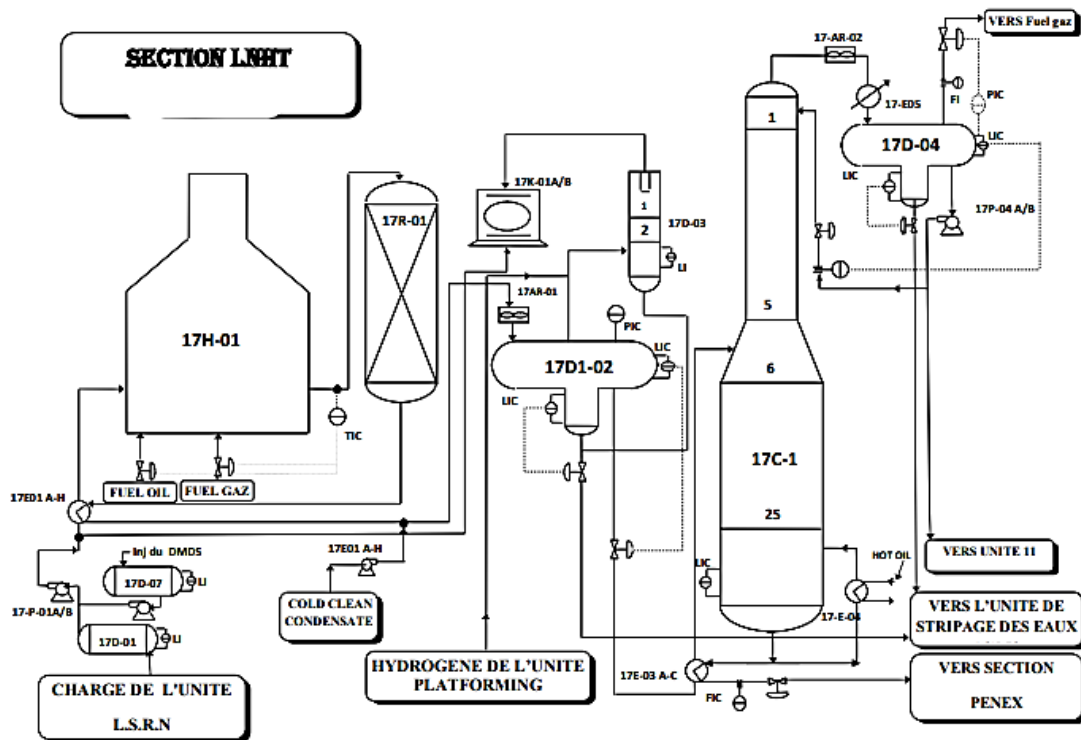


Figure IV-1 : Schéma Simplifié De La Section D'hydrotraitement De L'unité U17

#### IV-4-La section d'isomérisation PENEX :

##### IV-4-1-Le procédé UOP PENEX :

Le procédé UOP PENEX est spécialement conçu pour l'isomérisation catalytique continue de pentanes, d'hexanes et de mélanges de ceux-ci. Les réactions ont lieu dans une atmosphère d'hydrogène, sur un lit fixe de catalyseur, et dans des conditions opératoires qui favorisent l'isomérisation et minimisent l'hydrocraquage.

Le procédé est simple et direct dans sa conception et son fonctionnement, et sans problème de performance, ce qui permet un minimum de personnel et de supervision. Les conditions opératoires ne sont pas sévères, comme en témoignent la pression de fonctionnement modérée, la température basse, la vitesse élevée du catalyseur et les faibles exigences de pression partielle d'hydrogène (19).

À l'exception du traitement hydrogénant normal, le procédé Penex ne nécessite ni prétraitement d'alimentation spécial, ni préfractionnement particulièrement pointu ou coûteux pour l'élimination des cyclohexanes ou des C7+. Penex offre au raffineur une grande flexibilité dans le choix des matières premières, tant au moment de la conception qu'après la construction de l'unité, cette dernière étant importante car des changements dans le schéma global de traitement de la raffinerie peuvent survenir en réponse à des

situations de marché changeantes. Cela pourrait nécessiter que la composition de l'alimentation de l'unité d'isomérisation soit modifiée afin d'obtenir des résultats optimaux pour l'ensemble de la raffinerie (19).

IV-4-2-Description de la section d'isomérisation :

L'unité isomérisation comprend (18) :

- Section Séchage de la charge
- Section Séchage de l'hydrogène
- Section Mécanisme réactionnel
- Section Stabilisation
- Section neutralisation et lavage des gaz acides
- Section Déisohexanisation.

Vue la sensibilité du catalyseur d'isomérisation à base de  $Pt/Al_2O_3$  (1-82), le naphta hydrotraité dont la teneur en soufre et azote est respectivement 0,5 et 0,1 ppm devra subir un autre traitement et purification avant de passer dans le catalyseur d'isomérisation.

C'est la section de séchage (Adsorption) qui devra éliminer toute trace d'eau contenu dans le naphta, par deux adsorbants 17D-55/56, dont un en service et l'autre en régénération (18).

Le naphta après être séché est pompé à une pression  $39,91 \text{ Kg/cm}^2$ , est envoyé vers les réacteurs d'isomérisation et ce après être chauffé par les échangeurs :

- 17E-55 charge/effluent R 53.
- 17E-56 A/B charge/effluent R 52.
- 17E-57 charge/effluent R 51.
- 17-E58 charge/HOT OIL.

Jusqu'à une température de  $130 \text{ }^\circ\text{C}$ . Le naphta avant d'être chauffé et mélanger avec  $H_2$  (Recyclé et séché par deux adsorbants 17D-53/54).

A l'entrée de l'échangeur 17-E58, on injecte le PERC (perchloroéthylène)  $C_2Cl_4$  afin d'assurer la fonction acide du catalyseur.

Le catalyseur d'isomérisation I-82 devra isomériser les paraffines du naphta léger (C5/C6) et saturer Le catalyseur d'isomérisation I-82 devra isomériser les paraffines du naphta léger (C5/C6) et saturer les aromatiques pour un isomérisat de 88 RON (88,5). Les effluents réactionnels sont stabilisés après d'être refroidis à  $96 \text{ }^\circ\text{C}$ .

## CHAPITRE IV : DESCRIPTION DE L'UNITE D'ISOMERISATION U 17

La colonne de stabilisation 17C-51 fonctionnant à une pression de 17,58 Kg/cm<sup>2</sup> est équipée de 30 plateaux. La fraction légère de la tête de colonne est condensée puis envoyée au ballon receveur 17D-59 d'où la phase condensée retourne comme reflux de tête au stabilisateur et la phase vapeur du ballon riche en gaz acide tel que le HCl est envoyée vers la colonne de neutralisation et lavage (Net gaz scrubber 17C-52) afin de traiter le HCl par la soude caustique (NaOH). Le fond de colonne de stabilisateur est envoyé vers le DEISOHEXANISEUR 17C-53 (DIH) à une température de 180°C. (18)

Après un passage du fond de colonne du stabilisateur à travers l'échangeur 17E-62 (charge/coupe latérale), la charge entre au DIH à une température de 134°C.

Le DIH comprend 80 plateaux et fonctionnent sous une pression de 3,5 Kg/cm<sup>2</sup> a pour but de séparer et recycler les N-C6 et IC6 mono branchés non convertis à bas NO vers la section réactionnelle à travers les sécheurs et ce dans le but d'augmenter la production des iso à un NO plus élevé (88).

L'isomérat riche en IC5 et IC6 (MCP, 2.2BMB et 2.3DMB) est envoyé au stockage comme composant de base dans la formulation de l'essence sans plomb (18).

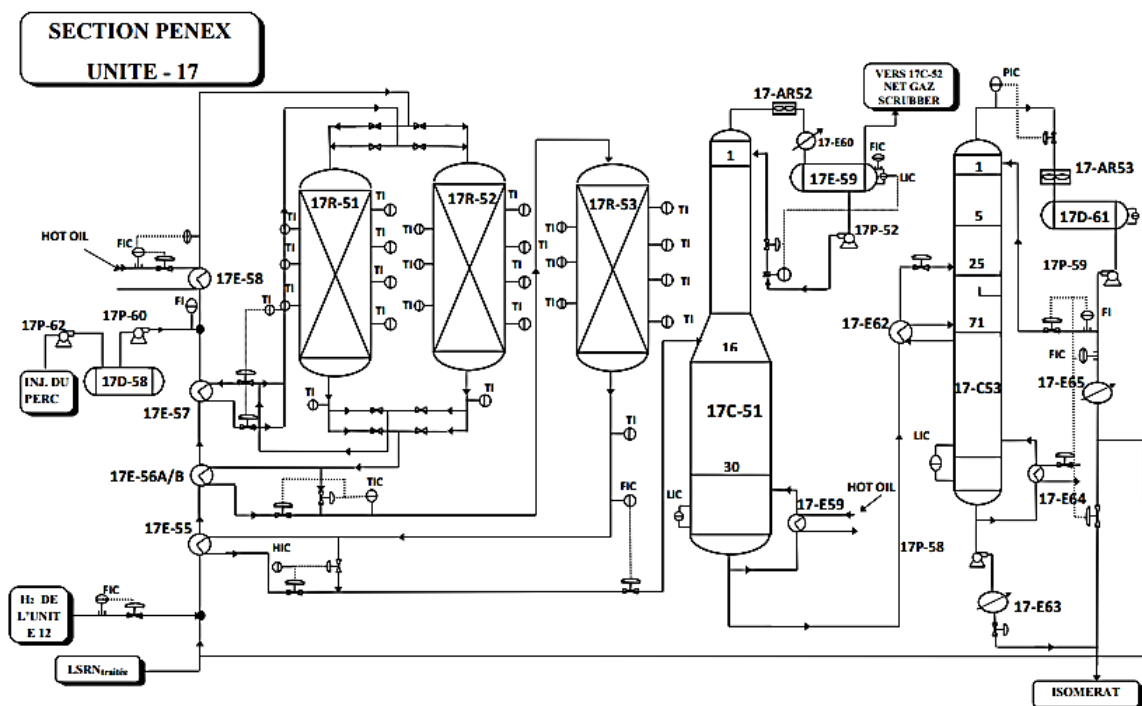


Figure IV-2 : Schéma Simplifié De L'unité D'isomérisation De La Raffinerie d'Arzew

### IV-5-Avantage du procédé penex :

Le processus de penex est spécifiquement conçu pour l'isomérisation catalytique continue du naphta léger ; certains des avantages principaux de cette technologie sont :

- L'isomérisat élevé rapporté.
- Le procédé penex utilise le catalyseur le plus commercialement disponible.
- L'activité de ce catalyseur permet de fonctionner à basse température que n'importe quel autre catalyseur.
- Bas produit de soufre, d'oléfine et benzène pour le mélange d'essence.
- Capacités de traitement courantes d'alimentations flexible.
- L'injection de l'agent corrosif de chlorure n'est pas exigée éliminant le besoin de frottement

### **Conclusion :**

En conclure que l'unité d'isomérisation U 17 est une unité très importante dans la raffinerie d'ARZEW pour la production de carburants à indice d'octane élevé.

L'hydrotraitement est un processus clé pour éliminer les contaminants dans le naphta avant qu'il ne soit traité dans la section d'isomérisation. La qualité du produit final dépend de la qualité du naphta d'alimentation, donc la section d'hydrotraitement joue un rôle crucial dans la production de carburants de haute qualité.

**Chapitre V :**  
**Généralité sur la simulation**  
**et les modèles**  
**thermodynamiques**

### Chapitre V : Généralité sur la simulation et les modèles thermodynamiques

#### V-1-Introduction :

La simulation est une technique couramment utilisée en ingénierie chimique pour modéliser et optimiser les processus industriels. Elle permet de représenter le comportement des différents phénomènes physiques impliqués dans les opérations unitaires, tels que les transferts de masse, d'énergie et de quantité de mouvement. Pour effectuer ces simulations, il est essentiel d'utiliser des modèles thermodynamiques précis qui décrivent avec précision les propriétés des composants et les interactions entre eux. Dans ce chapitre, nous allons concentrer sur l'utilisation du logiciel de simulation Aspen HYSYS, ainsi que sur les modèles thermodynamiques couramment utilisés en ingénierie chimique pour la modélisation et l'optimisation des processus industriels.

#### V-2-La simulation :

##### V-2-1-Définition de la simulation :

La simulation est définie comme étant la représentation d'un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques permettant de décrire son comportement. La simulation permet de représenter par des modèles mathématiques les différents phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement qui se produisent dans les différentes opérations unitaires (20).

##### V-2-2-Objectif de la simulation :

Le but de la simulation de procédé, qui est de développer un modèle mathématique capable de décrire le comportement du procédé étudié. Le modèle doit être capable de prédire le comportement du processus dans différentes conditions de fonctionnement, y compris les changements dans la composition de l'alimentation, le rendement et d'autres variables clés du processus. Grâce à la simulation de processus, les ingénieurs peuvent tester différentes conceptions de processus, optimiser les conditions de fonctionnement et évaluer la viabilité économique du processus. Les simulations peuvent également aider à identifier les risques potentiels pour la sécurité, l'impact environnemental et les problèmes de conformité réglementaire. De plus, la simulation de processus peut être utilisée pour former des opérateurs et développer des stratégies de contrôle de processus (21).



### V-3-ASPEN HYSYS :

#### V-3-1- Définition du logiciel Aspen HYSYS :

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation de processus de pointe utilisé pour la conception conceptuelle, l'optimisation, la planification des affaires, la gestion d'actifs et la surveillance des performances dans les industries de la production d'huile et de gaz, du traitement du gaz, du raffinage du pétrole et de la séparation de l'air. HYSYS permet aux ingénieurs de modéliser mathématiquement les processus chimiques, des opérations unitaires aux raffineries et usines chimiques entières. Le logiciel est capable de réaliser de nombreux calculs de base du génie chimique, y compris le bilan de matière, le bilan d'énergie, l'équilibre vapeur-liquide, le transfert de chaleur, le transfert de masse, la cinétique chimique, le fractionnement et la perte de charge.

Les modèles créés dans HYSYS peuvent être utilisés pour la simulation statique, la simulation dynamique, la conception de procédés, l'optimisation des performances et la surveillance des installations en temps réel. HYSYS est largement utilisé dans l'industrie et le monde académique pour la simulation, la conception et l'optimisation des procédés de production chimique (22).

#### V-3-2-Concepts et caractéristiques du simulateur Aspen HYSYS :

On définit les principaux concepts de base et vocabulaires associés, qui sont utilisés pendant les étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS.

##### V-3-2-1-Fluide package :

Le paquet de fluides (fluide package) contient toutes les informations nécessaires pour les calculs de flash de composants purs et de propriétés physiques. Cela vous permet de définir toutes les informations requises dans une seule entité. Il y a quatre avantages clés à l'utilisation de paquets de fluides (23):

- Toutes les informations associées sont définies en un seul
- Emplacement pour une création et une modification facile.
- Les paquets de fluides peuvent être exportés et importés en tant que paquets complètement définis pour une utilisation dans n'importe quelle simulation.
- Les paquets de fluides peuvent être clonés, ce qui réduit le temps nécessaire à la création et/ou à la modification de paquets de fluides complexes.
- Plusieurs paquets de fluides peuvent être utilisés dans la même simulation

### V-3-2-2-L'Environnement dans Aspen HYSYS (Aspen HYSYS Environnements) :

Aspen HYSYS est construit autour du concept de la conception d'environnements. Ces environnements vous permettent d'accéder et de saisir des informations dans une zone spécifique de la simulation, tandis que les autres zones de la simulation sont mises en attente. Les autres zones ne procéderont pas aux calculs d'état stable tant que vous n'aurez pas terminé de travailler dans la zone active. Étant donné que l'intégrateur d'Aspen HYSYS est basé sur des pas de temps, les environnements n'ont aucun impact sur les calculs dynamiques (23).

### V-3-2-3-Le sous-environnement de subflowsheet :

Le concept de sous-environnement de subflowsheet est l'un des fondements conceptuels sur lesquels est construit Aspen HYSYS. Lorsqu'il est combiné avec les capacités de sous-flowsheet, il définit la base fondamentale pour construire une simulation dans Aspen HYSYS. Les opérations de sous-flowsheet et de colonnes utilisent l'architecture de flowsheet multi-niveaux et fournissent une méthode flexible et intuitive pour construire la simulation.

Supposons que vous simuliez une grande installation de traitement avec plusieurs unités de traitement individuelles. Au lieu d'installer tous les flux de processus et les opérations unitaires dans un seul flowsheet, vous pouvez simuler chaque unité de traitement dans son propre sous-flowsheet (23).

### V-3-2-4-La vue Propriété dans Aspen HYSYS :

La vue Propriété dans Aspen HYSYS est un outil utilisé pour l'analyse des schémas de procédés. Elle fournit des informations sur les propriétés des flux et des opérations en fonction des conditions actuelles du schéma de procédé. Par exemple, la vue des propriétés des flux affiche des données sur toutes les phases présentes dans le flux, tandis que certaines opérations ont des pages qui montrent des profils de performance, des résultats et d'autres informations analytiques (23).

## V-4-Les modèles thermodynamique applique dans la simulation :

### V-4-1-Équation d'état de Van der Waals :

En 1873 Johannes Van der Waals (1873) démontre que la pression interne  $P$  est inversement proportionnelle au carré du volume molaire (24):

$$\left(P + \frac{a}{V^2}\right) \times (V - b) = RT$$

Avec :

- a et b : sont des constantes caractéristiques du corps pur (a).

Le paramètre d'attraction est une mesure de l'intensité d'attraction entre les molécules. On l'appelle également pression de liaison et le paramètre b est le covolume défini auparavant.

Le terme (v-b) est appelé volume moléculaire effectif dans la contribution de répulsion.

V-4-2-Équation d'état de Redlich Kwong :

En 1949, Redlich et Kwong ont proposé une nouvelle équation d'état comprenant une modification du terme d'attraction de l'équation de Van der Waals et une dépendance du paramètre (a) par rapport à la température. L'équation "RK" est plus précise que Van der Waals, notamment pour la phase vapeur mais n'apporte pas d'amélioration significative dans le calcul des équilibres liquide - vapeur. Cette équation peut s'écrire de la manière (25):

$$P = \frac{RT}{V - B_i} - \frac{a_i \cdot T}{V(V - b_i)}$$

L'équation d'état "RK" décrit correctement le comportement de la phase gazeuse, d'où son application pour le calcul des installations de traitement de gaz. Cependant, elle ne donne pas de bons résultats pour la phase liquide, ce qui ne lui permet pas de prédire les équilibres liquide- vapeur à la base de la majorité des opérations physiques de séparation (distillation, absorption, etc.) (25).

V-4-3-Équation de Soave, Redlich et Kwong (SRK) :

En 1972, Soave a suivi l'idée de Wilson en remplaçant le terme attractif de l'équation de RK par une fonction  $\alpha = f(T, \omega)$ , qui tient compte non seulement de l'influence de la température L'équation de (SRK) est définie comme suit (26):

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m(V_m + b)}$$

Avec :

- $a = \frac{0.42748R^2T_c^2}{P_c}$  Tc et Pc sont la pression et la température critique.
- $b = \frac{0.08664RT_c}{P_c}$
- Tc et Pc sont la pression et la température critique.

L'équation de Soave-Redlich-Kwong est encore l'une des plus utilisées pour des problèmes industriels, avec celle de Peng et Robinson. Mais elle conserve la même valeur du facteur de compressibilité critique ( $Z_c = 0,333$ ) qui reste donc trop élevée par rapport aux valeurs expérimentales constatées. Cela se traduit naturellement par un écart important dans le calcul des volumes molaires de la phase liquide en particulier, l'amélioration principale concerne la représentation des lois de tension de vapeur sauf aux faibles températures réduites (26).

### V-4-4-Équation de Lee, Kesler, Plöcker :

L'équation de Lee, kesler, Plöcker (1975-1978) a été établie pour le calcul des propriétés résiduelles (27):

$$Z = \frac{PV}{RT}$$

La méthode de "Lee, Kesler et Plöcker" peut également être appliquée aux mélanges, en définissant des coordonnées pseudo critiques. Elle est d'une précision très satisfaisante pour le calcul des propriétés résiduelles. Tout en respectant son principe, on peut l'adapter à tel ou tel problème posé. Il convient, cependant, d'être prudent quand on traite de fluides dont le facteur acentrique est nettement supérieur à celui du fluide de référence (0,3978). Cette équation n'est pas valable pour les composants polaires (27).

### V-4-5-Modèle Peng Robinson :

Les équations d'état RK et SRK sous-estiment la densité liquide et présentent une valeur du facteur de compressibilité critique  $Z$  universelle (0,33) assez élevée par rapport au  $Z_c$  moyen des hydrocarbures, qui est de (0,29). L'équation d'état de Peng Robinson (PR) a été proposée pour pallier à cet inconvénient. Peng et Robinson développèrent en 1976 une nouvelle équation d'état. Nous désignons cette équation par l'abréviation PR76, dans cette équation le terme attractif de l'équation d'état de Van der Waals est une nouvelle fois modifié et la fonction  $a(T)$  est dépendante du facteur acentrique comme c'est le cas dans l'approche de Soave. L'équation de Peng Robinson est définie comme suit (28) :

$$P = \frac{RT}{(V - b)} - \frac{a}{V^2 + 2bV - b^2}$$

Avec :

- $a = 0.4572 \frac{R^2 T_c^2}{P_c}$
- $b = 0.07780 \frac{RT_c}{P_c}$

L'équation d'état PR présente un quart de 0,307 qui s'approche mieux de la réalité. La prédiction de la densité liquide a aussi été améliorée. En effet, les écarts varient entre 5% pour des températures réduites inférieures à 0,65 et 15% au voisinage du point critique.

D'une manière générale, cette nouvelle équation d'état, sans être parfaite, conduit à un meilleur calcul des pressions de vapeur des corps purs que l'équation SRK mais surtout à une meilleure restitution de la densité en phase liquide et une meilleure représentation des équilibres liquide - vapeur pour de nombreux mélanges (28).

Equation	Température °C	Pression Kpa
Pr	>-271	100000(10E3bar)

**Tableau V-1 : Limites d'application de l'équation de PENG ROBINSON**

### V-4-6-Modèle Chao Seader :

Le modèle Chao-Seader est une ancienne méthode semi-empirique datant de 1961. Cette méthode est souvent utilisée pour calculer l'équilibre liquide-vapeur pour les hydrocarbures lourds et l'hydrogène, où la pression est moins de 1500 psia et une température entre -17,78°C et 260°C (29) .

### V-4-7-Modèle Grayson Streed :

La méthode Grayson-Streed (GS) est une méthode plus vieille, semi-empirique. La corrélation est une extension de la méthode Chao-Seader avec accentuation spéciale sur l'hydrogène. Cette méthode a été adoptée pour les systèmes appliquent des hautes pressions et température (29).

La corrélation GS est recommandée pour simuler des systèmes d'hydrocarbures lourds avec un teneur en H<sub>2</sub> élevé, tel que les unités de l'hydrotraitement. La corrélation GS peut être utilisée pour la simulation des unités de Topping et les fractions lourdes sous vide, et pour le calcul de fugacités de la phase liquides pour N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> et H<sub>2</sub>S.

### V-4-8-Modèle UNIQUAC :

UNIQUAC (Universal Quasi-Chemical) est un modèle thermodynamique pour la prédiction des propriétés de solutions de mélanges de composés. Il a été proposé en 1975 par Pedersen, Fredenslund, Jones et Prausnitz, et il est largement utilisé dans l'industrie chimique et pétrochimique pour la conception et l'optimisation de procédés de séparation.

Le modèle UNIQUAC repose sur une théorie de l'énergie libre de mélange fondée sur la théorie des solutions quasi-chimiques. Le modèle prend en compte les interactions entre

les molécules de différentes espèces dans la solution, en utilisant des paramètres de correction de l'enthalpie libre d'activation. Ces paramètres sont déterminés expérimentalement pour chaque système de mélange de composés.

En utilisant le modèle UNIQUAC, il est possible de prédire des propriétés telles que les coefficients d'activité, les équilibres de phase liquide-liquide et liquide-vapeur, les capacités calorifiques et les viscosités des solutions de mélanges de composés (30).

$$\ln \gamma_i^L = \ln \gamma_{i,\text{combinatoire}}^L + \ln \gamma_{i,\text{résiduel}}^L$$

$$\ln \gamma_i^L = \ln \frac{\phi_i}{x_i} + \frac{z}{2} \ln \frac{\theta_i}{\phi_i} + l_i - \frac{\phi_i}{x_i} \sum_{j=1}^n x_j l_j$$

### V-5-Utilisation des modèles thermodynamiques dans l'industrie :

Les équations de Peng-Robinson (1976) et de Soave-Redlich-Kwong (1972) sont largement utilisées dans l'industrie, particulièrement pour le raffinage et la simulation des réservoirs. Leurs avantages résident dans le fait qu'elles nécessitent peu de données expérimentales (les coordonnées critiques et le facteur acentrique), un temps de simulation relativement court et surtout qu'elles conduisent à une bonne estimation des équilibres entre phase liquide - vapeur pour les hydrocarbures qui sont particulièrement importants pour la conception des procédés.

Cependant, ces équations présentent d'importantes limitations. Par exemple, les densités liquides ne sont pas correctement évaluées, les paramètres ne sont pas adéquats pour les fluides non hydrocarbures, notamment les fluides polaires. De plus, quelles que soient les modifications apportées, il apparaît impossible de représenter de manière satisfaisante le voisinage du point critique à moins d'appliquer une correction due aux fluctuations de densité dans cette région (31).

Modèle	Application
CPA, PR, SRK, Glycol package	Etude de formation d'hydrate
Glycol package, CPA	Déshydratation du gaz
PR, SRK	Traitement du gaz (séparation et fractionnement)
	Procédé de GNL
	ATM. CDU
UNIQUAC	Mélanges polaires (non idéaux)
CPA, PR, SRK	Injection du méthanol

Tableau V-2 : Les utilisations des modèles thermodynamique pour les processus industriels

### Conclusion :

En conclusion, la simulation avec Aspen HYSYS est l'un des éléments clés dans la conception des processus industriels. Les modèles thermodynamiques utilisés dans ces simulations permettent de prédire le comportement des fluides et des réactions chimiques, ce qui est essentiel pour prendre des décisions éclairées en matière de conception et de fonctionnement des installations. Bien que les modèles thermodynamiques présentent certaines limites, leur utilisation reste un moyen efficace pour améliorer la productivité, la sécurité et la durabilité des processus industriels.

**Chapitre VI :**  
**Suivi et vérification des**  
**paramètres du procédé**  
**d'isomérisation**



### Chapitre VI : Suivi et vérification des paramètres du procédé d'isomérisation

#### VI-1-Introduction et méthodologie du travail :

Au cours de notre stage pratique à la raffinerie d'Arzew, nous avons mené une évaluation approfondie de la section réactionnelle de l'unité d'isomérisation U17. L'objectif était de suivre les paramètres opératoires et de calculer la performance de l'unité afin de déterminer si le processus fonctionne de manière optimale et si les produits répondent aux normes de qualité requises. Cette évaluation approfondie nous permettra de mieux comprendre le processus d'isomérisation, d'identifier les éventuels problèmes et de suggérer des solutions précises pour y remédier afin de garantir une qualité optimale de l'isomérat.

On détermine les paramètres clés du procédé :

- Température à l'entrée des réacteurs.
- Vitesse spatiale VVH.
- Rapport Hydrogène/charge ( $H_2/HC$ ).
- Pression de sortie de réacteur.
- Le taux Injection de l'agent de chloration ( $C_2Cl_4$ ).

Par ailleurs, nous déterminons les performances de la section réactionnelle ainsi que les paramètres de l'isomérat suivant :

- Le rendement.
- L'indice d'octane de l'isomérat.
- La Tension de Vapeur Reid.

#### VI-2-La température :

##### VI-2-1-Température à l'entrée des réacteurs :

Dans notre cas le catalyseur est en fin de cycle, les températures d'entrée des réacteurs 1,2 et 3 ont été surveillées et enregistrées dans le tableau ci-dessous.

Date	R52		R51		R53	
	T <sub>e</sub> (°C)	T <sub>s</sub> (°C)	T <sub>e</sub> (°C)	T <sub>s</sub> (°C)	T <sub>e</sub> (°C)	T <sub>s</sub> (°C)
19-févr	142	165,84	140	143,60	127	131,50
21-févr	142	167,30	140	143,30	127	131,02
23-févr	142	167,64	140	143,59	127	131,41
25-févr	142	168,57	140	143,36	127	131,00
27-févr	142	167,22	140	143,51	127	130,73
01-mars	142	166,52	140	143,06	127	130,46
04-mars	142	165,00	140	143,81	127	131,61
07-mars	142	168,06	140	143,65	127	131,02
Design	130	160,00	130	132,00	117	127,00

Tableau VI-1 : Les températures d'entrée des réacteurs d'isomérisation

- Reacteur1 :

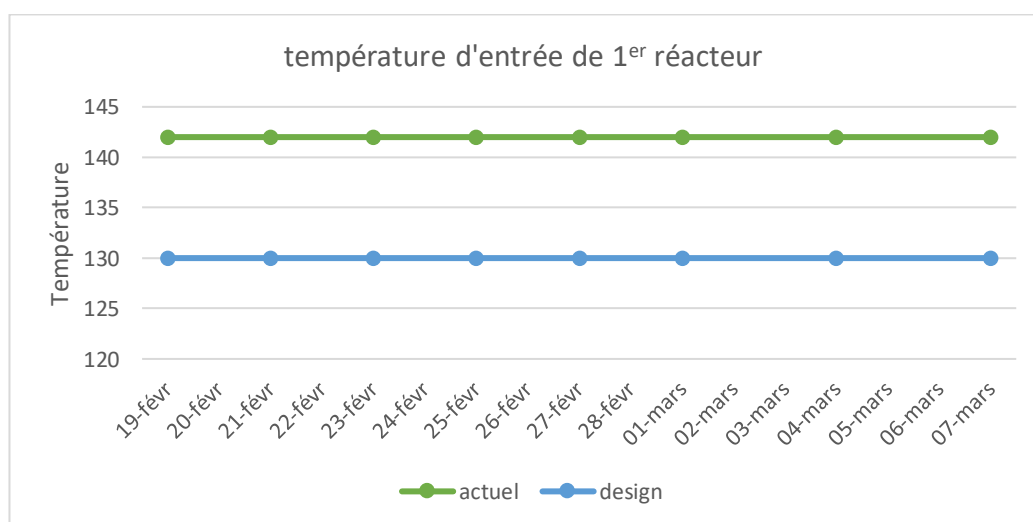


Figure VI-1 : Température d'entrée de premier réacteur

### • Réacteur 2 :

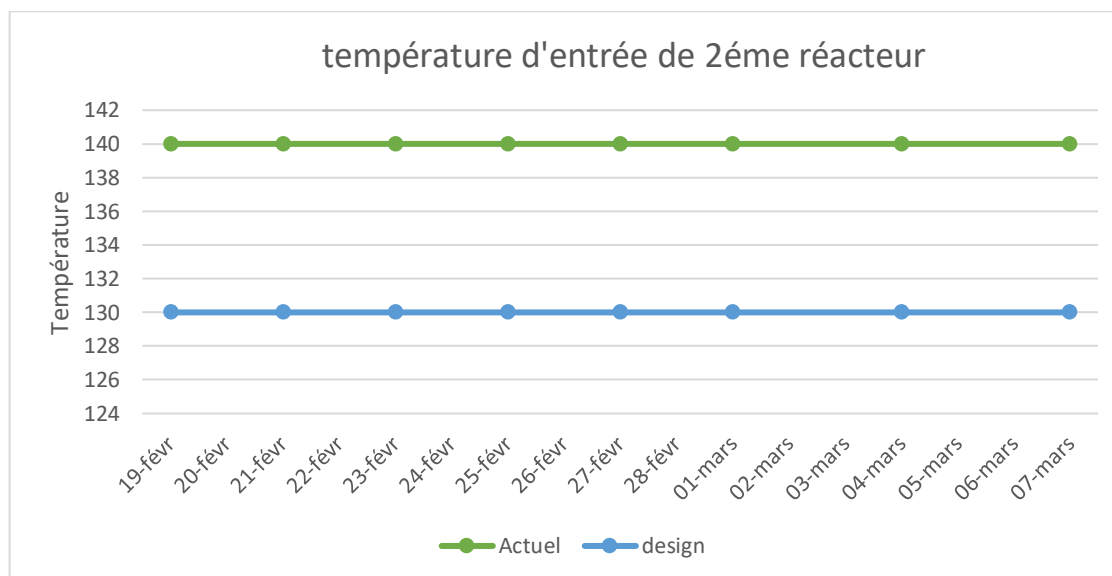


Figure VI-2 : Température d'entrée de deuxième réacteur

### • Réacteur 3 :

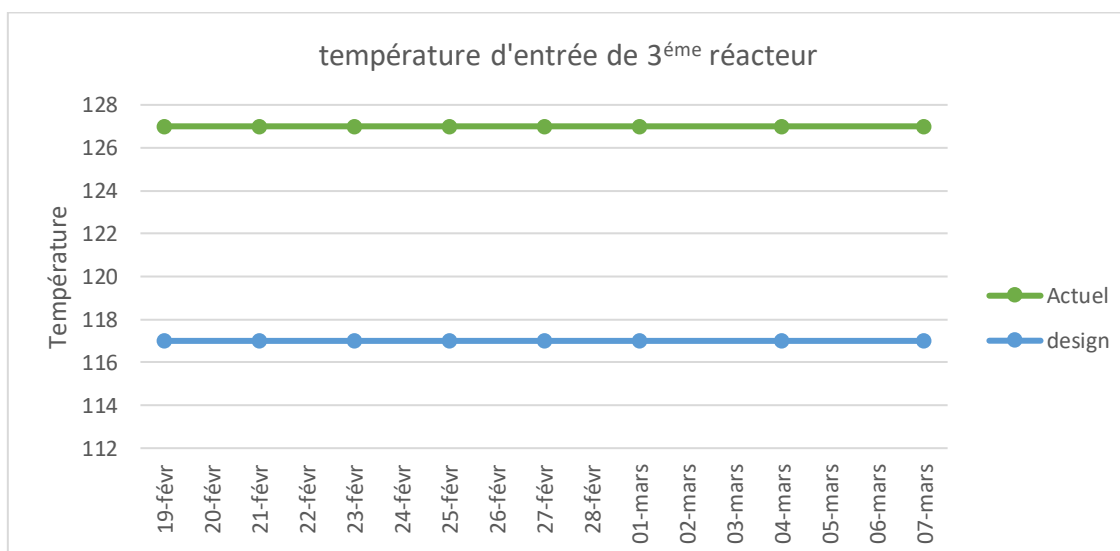


Figure VI-3 : Température d'entrée de troisième réacteur

### Interprétations des résultats :

La température à l'entrée des deux réacteurs est la variable la plus manipulable et considérée comme un facteur très important impactant l'orientation des réactions.

Les consignes initiées liées aux boucles de régulations des températures d'entrée aux niveaux des deux réacteurs sont respectivement pour les réacteurs R1, R2 et R3, au lieu des

températures de 130, 130 et 117°C mentionnées dans le manuel opératoire pour le cas design.

Cette modification peut s'expliquer par la durée de vie du catalyseur, qui entraîne une certaine perte d'activité et qui doit être compensée par une élévation de la température (13) une augmentation de 10 °C peut compenser une perte d'activité de 25%. Mais, cette élévation peut avoir des effets indésirables. Elle peut réduire le taux de conversion, car les rapports d'équilibre entre les iso et leurs homologues du normal diminuent avec l'augmentation de la température. De plus, elle peut provoquer des réactions indésirables telles que l'hydrocraquage, qui conduit à la formation de composants hydro craqués.

### VI-2-2- Différences de températures :

Le calcul de la différence de température pour chaque réacteur est un élément crucial pour confirmer certaines informations et évaluer la performance des systèmes de réaction. Les résultats de ces calculs ont été consignés dans un tableau :

	<b>R52 Réacteur1</b>	<b>R51 Réacteur 2</b>	<b>R53 Réacteur 3</b>
<b>Date</b>	<b><math>\Delta T1</math> °C</b>	<b><math>\Delta T2</math> °C</b>	<b><math>\Delta T3</math> °C</b>
<b>19-févr</b>	23,84	3,60	4,50
<b>21-févr</b>	25,30	3,30	4,02
<b>23-févr</b>	25,64	3,59	4,41
<b>25-févr</b>	26,57	3,36	4,00
<b>27-févr</b>	25,22	3,51	3,73
<b>01-mars</b>	24,52	3,06	3,46
<b>04-mars</b>	23,00	3,81	4,61
<b>07-mars</b>	26,06	3,65	4,02
<b>Design</b>	30,00	2,00	0,00

**Tableau VI-2 : Suivi de chute de température dans chaque réacteur**

- $\Delta T$  des trois réacteurs :

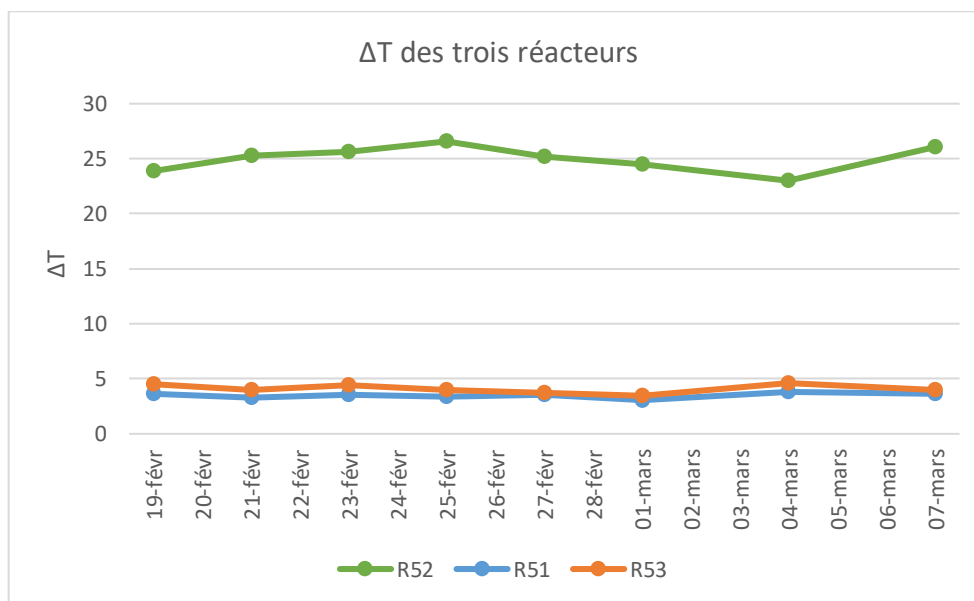


Figure VI-4 : La chute de la température dans les trois réacteurs

- Le premier réacteur :

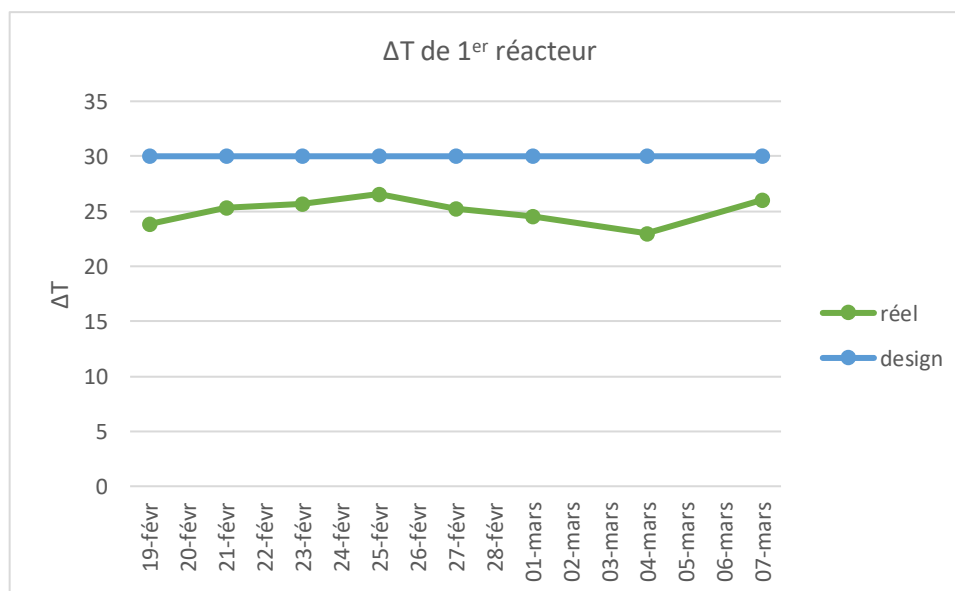


Figure VI-5 : La chute de la température dans le premier réacteur

- Le deuxième réacteur :

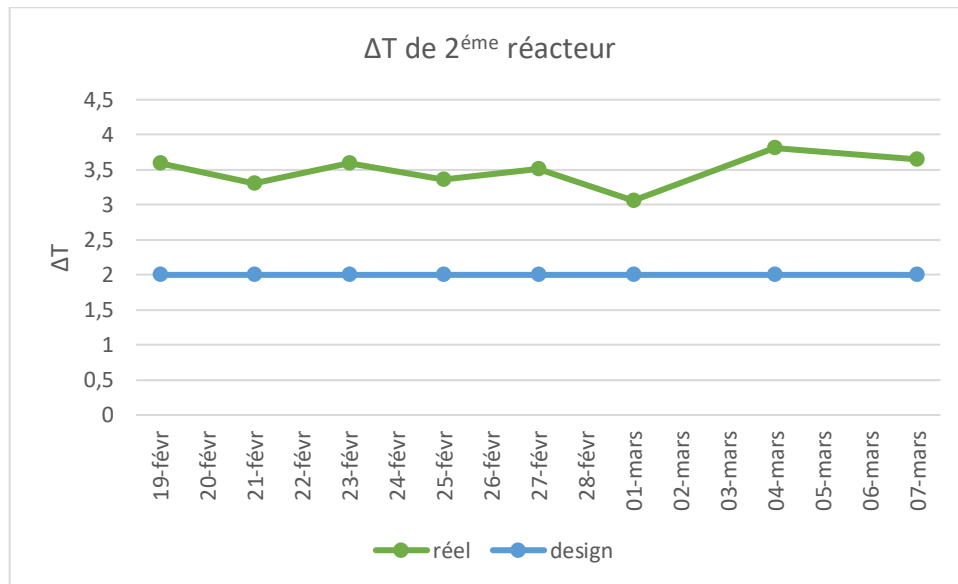


Figure VI-6 : La chute de la température dans le deuxième réacteur

- Le troisième réacteur :

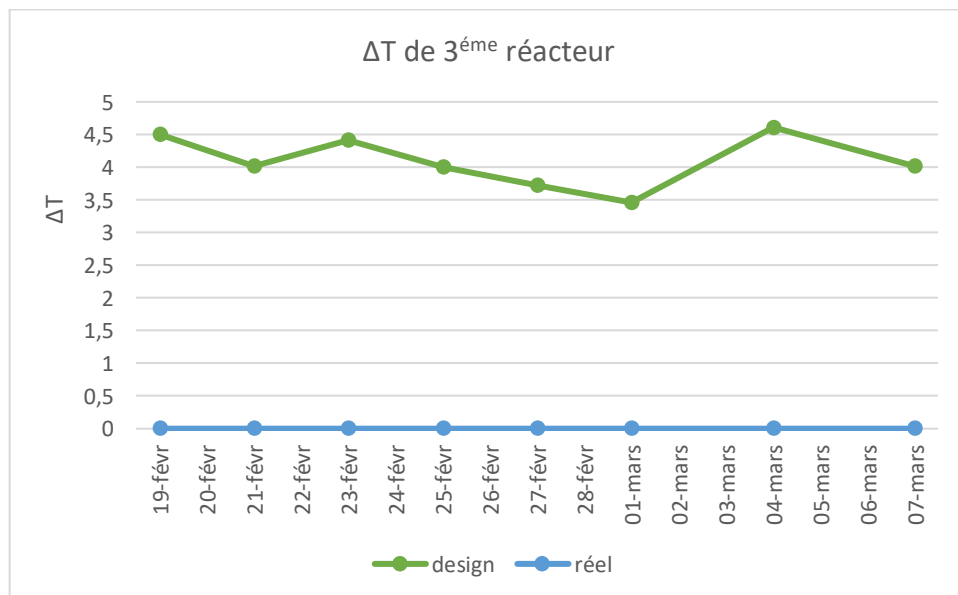


Figure VI-7 : La chute de la température dans le troisième réacteur

### Interprétation des résultats :

Les résultats obtenus montrent que la chute de température totale n'excède pas la valeur de design. En analysant les résultats, on remarque que pour le premier réacteur, la valeur réelle est inférieure à la valeur de design, ce qui confirme un bon déroulement de la réaction d'isomérisation dans ces conditions. Cependant, pour les deuxième et troisième réacteurs, la chute de température dépasse la valeur de conception, suggérant ainsi la présence de réactions indésirables, notamment l'hydrocraquage. Si les réacteurs fonctionnent dans des conditions de design, seule la réaction d'isomérisation, qui est une réaction légèrement exothermique avec une légère chute de température, devrait se produire.

En outre, la Figure VI-4 indique que la chute de température dans le lit catalytique du premier réacteur est plus importante que dans les deuxième et troisième réacteurs ( $\Delta T1 > \Delta T2$  et  $\Delta T3$ ). Cette différence peut s'expliquer par le fait que la plupart des réactions se produisent dans le premier réacteur, tandis que les réactions d'isomérisation se terminent dans les réacteurs R2 et R3.

### VI-3-Vitesse spatiale :

La vitesse spatiale est définie par la relation suivante :

$$VVH = \frac{G_{ch}}{V_{cat}}$$

- $G_{ch}$  : débit volumique de la charge en  $m^3/h$ .
- $V_{cat}$  : volume total du catalyseur en  $m^3$ .

Le tableau ci-dessous présente les données et les résultats obtenus à la suite des calculs effectués

	$G_{ch}$ ( $m^3/h$ )	$V_{cat.1}$ ( $m^3$ )	$V_{cat.2}$ ( $m^3$ )	$V_{cat.3}$ ( $m^3$ )	VVh total h-1	Design h-1
<b>19-févr</b>	80,35	28,16	28,32	28,14	0,950	1,460
<b>21-févr</b>	78,64	28,16	28,32	28,14	0,929	
<b>23-févr</b>	78,14	28,16	28,32	28,14	0,923	
<b>25-févr</b>	80,52	28,16	28,32	28,14	0,952	
<b>27-févr</b>	80,35	28,16	28,32	28,14	0,950	
<b>01-mars</b>	78,77	28,16	28,32	28,14	0,931	
<b>04-mars</b>	79,80	28,16	28,32	28,14	0,943	
<b>07-mars</b>	82,33	28,16	28,32	28,14	0,973	

**Tableau VI-3 : Suivi et calcul de la vitesse spatiale**

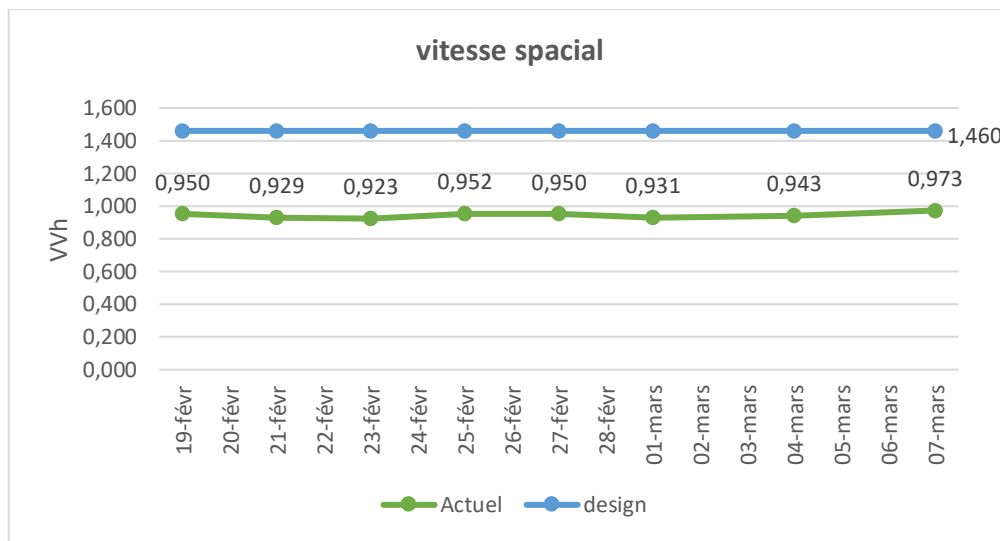


Figure VI-8 : L'évolution de la vitesse spatiale en fonction du temps

#### Interprétation des résultats :

La vitesse spatiale varie entre 0,923 h<sup>-1</sup> et 0,973 h<sup>-1</sup>, qui est légèrement inférieure à celle prévue par le design. Cette diminution est due à une réduction du taux de marche à 80%, ce qui entraîne certains inconvénients tels que la formation des réactions indésirables comme l'hydrocraquage et aussi l'accumulation des réactifs dans le réacteur ce qui peut conduire à une augmentation de la température. Cependant, cette réduction présente également des avantages, tels qu'une durée de vie accrue du catalyseur et un temps de séjour prolongé des réactifs dans le réacteur, ce qui améliore la conversion des réactifs en produits désirés.

Ainsi, la décision prise par les responsables de l'unité U17 de diminuer le débit de la charge et donc la vitesse spatiale afin de maintenir une conversion raisonnable en raison de la détérioration du catalyseur, correspond à un compromis entre les objectifs souhaités et la durée de vie du catalyseur.

#### VI-4-Le rapport H<sub>2</sub>/HC :

C'est le rapport entre le nombre de moles d'hydrogène recyclé et le nombre de moles d'hydrocarbures de la charge, est donnée par la formule suivante :

$$\frac{H_2}{HC} = \frac{Q_{gaz} \times \%Mol_{H_2} \times M_{charge}}{22.414 \times M_{gaz} \times Q_{charge} \times d_{charge}}$$



Où :

- **Q gaz** : débit volumique du gaz de recyclage, Nm<sup>3</sup>/h.
- **% H<sub>2</sub>** : pourcentage volumique de l'hydrogène dans le gaz de recyclage.
- **M charge** : masse moléculaire de charge, g/mole.
- **M gaz** : masse moléculaire du gaz, g/mole.
- **Q charge** : débit volumique de la charge, (m<sup>3</sup>/h).
- **d<sub>charge</sub>** : densité de la charge.

VI-4-1-Calcul du rapport H<sub>2</sub>/HC a l'entrée du PENEX :

Le tableau ci-dessous rassemble toutes les données relatives à la charge et au gaz requises pour déterminer le rapport H<sub>2</sub>/HC à l'entrée du PENEX.

	Q <sub>gaz</sub> (Nm <sup>3</sup> /h)	% H <sub>2</sub>	d <sub>charge</sub>	M <sub>charge</sub> (g/mole)	Q <sub>charge</sub> (m <sup>3</sup> /h).	M <sub>gaz</sub> (g/mole)	Air	H <sub>2</sub> /HC
19-févr	3148,34	80,97	658,70	82,50	80,35	7,97	22,414	2,22
21-févr	3143,48	80,83	662,10	82,50	78,64	7,97	22,414	2,25
23-févr	3192,98	81,28	662,20	82,50	78,14	7,97	22,414	2,32
25-févr	3102,44	81,22	664,10	82,50	80,52	7,97	22,414	2,18
27-févr	3038,34	81,27	662,60	82,50	80,35	7,97	22,414	2,14
01-mars	3107,16	80,84	660,20	82,50	78,77	7,97	22,414	2,23
04-mars	3127,37	80,79	660,20	82,50	79,80	7,97	22,414	2,21
07-mars	3147,13	80,70	662,50	82,50	82,33	7,97	22,414	2,15

Tableau VI-4 : Suivi et calcul du rapport H<sub>2</sub>/HC à l'entrée

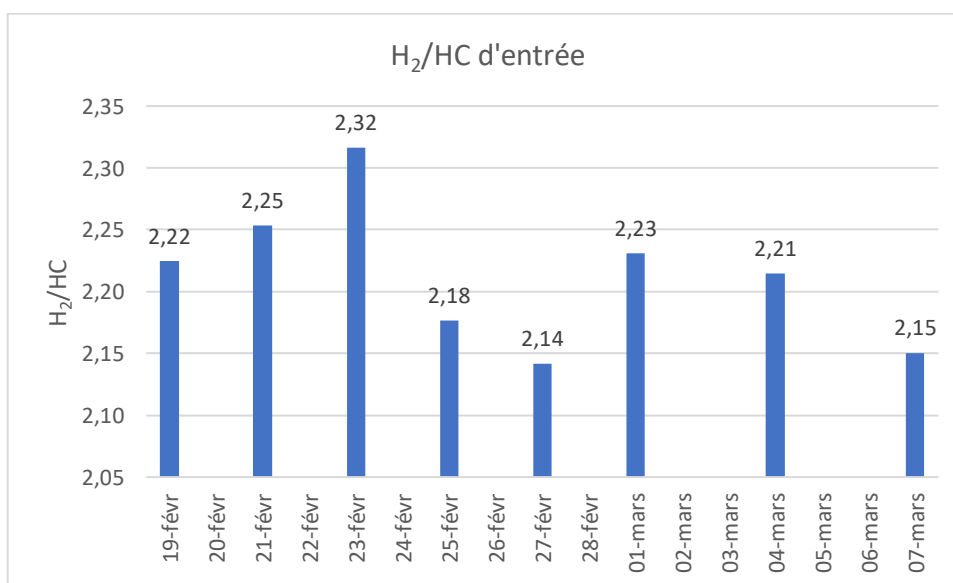


Figure VI-9 : Suivi du rapport H<sub>2</sub>/HC à l'entrée

### Interprétation des résultats :

Le rapport d'hydrogène est un paramètre important dans la section PENEX, car l'utilisation d'un excès d'hydrogène est nécessaire pour aider à l'hydrogénation du benzène et à l'ouverture des cycles naphthéniques. De plus, l'hydrogène est utilisé pour saturer les oléfines et éviter ainsi la formation de coke, améliorant ainsi la qualité du produit final. Dans notre cas, il n'y a pas de valeur de design pour déterminer si le rapport d'hydrogène à l'entrée est suffisant ou non. Une étude du rapport à la sortie du réacteur peut confirmer son Adéquation. Si le rapport d'hydrogène à la sortie est proche de celui de design, il est donc possible de conclure que la valeur utilisée pour le rapport d'hydrogène à l'entrée est optimale et suffisante pour le bon fonctionnement du procédé et la production d'un produit final de haute qualité.

### VI-4-2-Calcul du rapport $H_2/HC$ à la sortie du PENEX :

Le tableau ci-dessous rassemble toutes les données relatives à la charge et au gaz requises pour déterminer le rapport  $H_2/HC$  à la sortie du PENEX.

	$Q_{\text{gaz}}$ (Nm <sup>3</sup> /h)	% H <sub>2</sub>	$d_{\text{charge}}$	$M_{\text{charge}}$ (g/mole)	$Q_{\text{charge}}$ (m <sup>3</sup> /h)	$M_{\text{gaz}}$ (g/mole)	Air	$H_2/HC$	Design
<b>19-févr</b>	586,54	60,42	82,5	659,0	80,35	18,45	22,414	0,134	0,05
<b>21-févr</b>	390,71	60,42	82,5	662,0	78,64	18,45	22,414	0,090	0,05
<b>23-févr</b>	109,09	60,42	82,5	662,0	78,14	18,45	22,414	0,025	0,05
<b>25-févr</b>	312,74	60,42	82,5	664,8	80,52	18,45	22,414	0,070	0,05
<b>27-févr</b>	372,69	60,42	82,5	662,6	80,35	18,45	22,414	0,084	0,05
<b>01-mars</b>	370,30	60,42	82,5	662,8	78,77	18,45	22,414	0,085	0,05
<b>04-mars</b>	412,52	60,42	82,5	659,0	79,8	18,45	22,414	0,095	0,05
<b>07-mars</b>	593,87	60,42	82,5	662,0	82,33	18,45	22,414	0,131	0,05

**Tableau VI-5 : Suivi et calcul du rapport  $H_2/HC$  à la sortie**

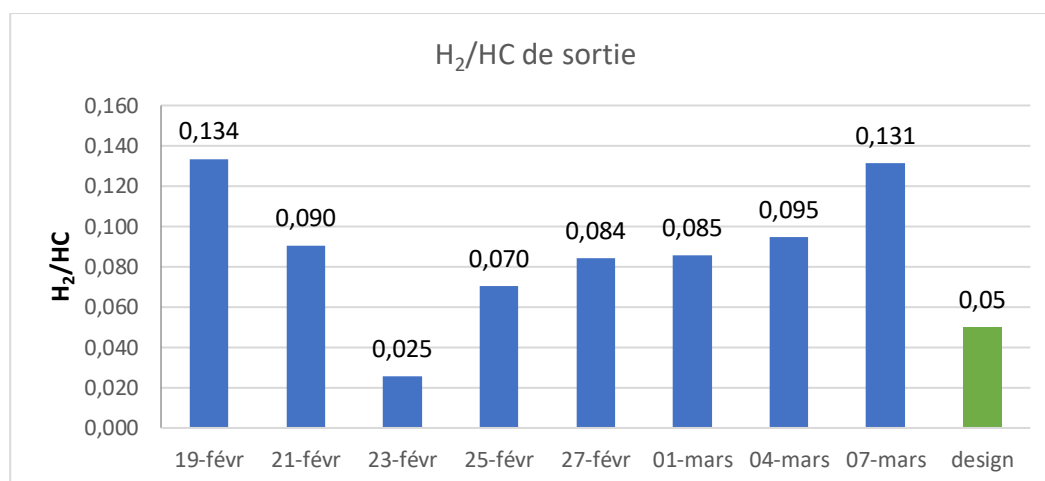


Figure VI-10 : Suivi du rapport H<sub>2</sub>/HC à la sortie

**Interprétations des résultats :**

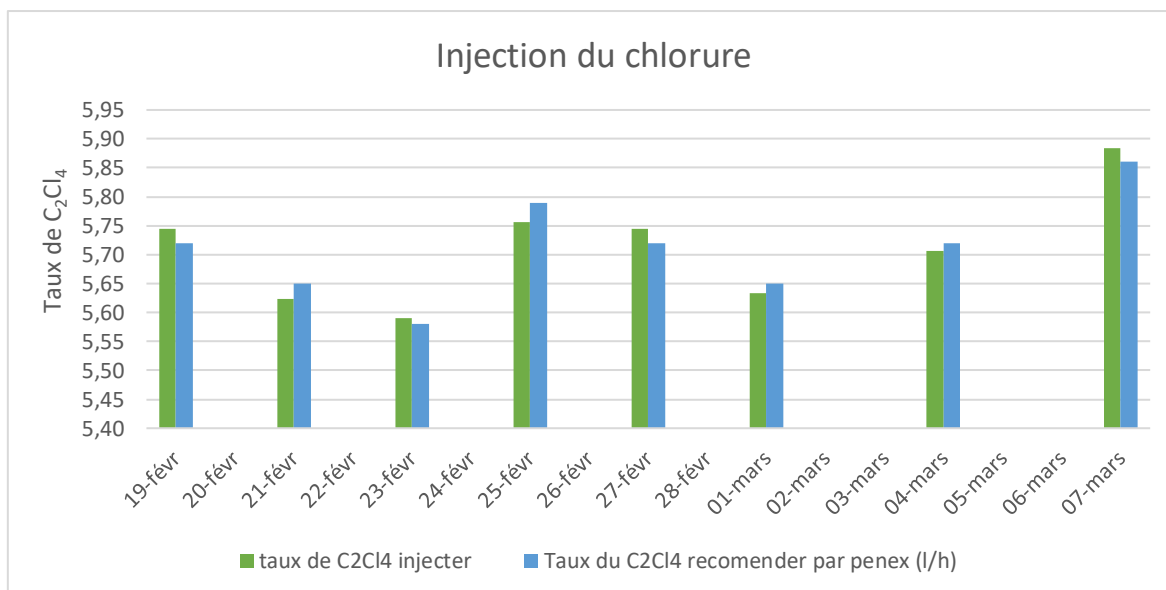
D'après la figure VI-10, on observe que les valeurs de H<sub>2</sub>/HC à la sortie du réacteur sont supérieures à celui de design, ce qui suggère une utilisation importante d'hydrogène à l'entrée du réacteur. Cela nous assure que les oléfines ont été saturées et que la formation de coke a été évitée, favorisant ainsi le bon déroulement du processus. En conséquence, nous pouvons confirmer l'interprétation précédente concernant le rapport d'hydrogène à l'entrée du réacteur.

**VI-5-Injection de chlorure :**

Le Tétrachloroéthylène (C<sub>2</sub>Cl<sub>4</sub>), non-stabilisé, est l'agent de chloration recommandé. Les réactions d'isomérisation se ralentissent significativement à cause d'une déficience de chlorure, un suivi de la quantité de cet agent considéré comme promoteur d'acidité a été établi et les débits obtenus ont été tabulés ci-dessous.

	Débit de charge (réel) m <sup>3</sup> /h	Taux de C <sub>2</sub> Cl <sub>4</sub> à injecter (l/h)	Débit de charge (design)m <sup>3</sup> /h	Taux du C <sub>2</sub> Cl <sub>4</sub> recommandé par penex (l/h)
<b>19-févr</b>	80,35	5,75	80	5,72
<b>21-févr</b>	78,64	5,62	79	5,65
<b>23-févr</b>	78,14	5,59	78	5,58
<b>25-févr</b>	80,52	5,76	81	5,79
<b>27-févr</b>	80,35	5,75	80	5,72
<b>01-mars</b>	78,77	5,63	79	5,65
<b>04-mars</b>	79,80	5,71	80	5,72
<b>07-mars</b>	82,33	5,88	82	5,86

Tableau VI-6 : Les débits du C<sub>2</sub>Cl<sub>4</sub> injectés par les exploitants de la raffinerie et ceux recommandés par penex.



**Figure VI-11 : Suivi du débit de l'agent de chlorant injecter dans la charge**

### Interprétations des résultats :

Le manuel opératoire (18) comprend un tableau (Annexe IV) montrant l'injection de  $C_2Cl_4$  en fonction des débits de la charge requis par PENEX. Les débits d'injection du promoteur d'acidité ( $C_2Cl_4$ ) pour la période étudiée sont très proches des valeurs requises par PENEX. Cette acidité est un facteur essentiel pour assurer le bon fonctionnement du catalyseur. Cependant, selon la littérature (13), en fin de cycle du catalyseur et lorsque celui-ci vieillit, le taux de cet agent d'acidité peut être augmenté par rapport à celui recommandé par le fabricant. Cette augmentation ne doit pas dépasser une limite spécifique liée à chaque type de catalyseur. Par ailleurs, le niveau de chloration doit être contrôlé en continu et ne doit en aucun cas être réduit Afin de garantir la réalisation des réactions d'isomérisation.

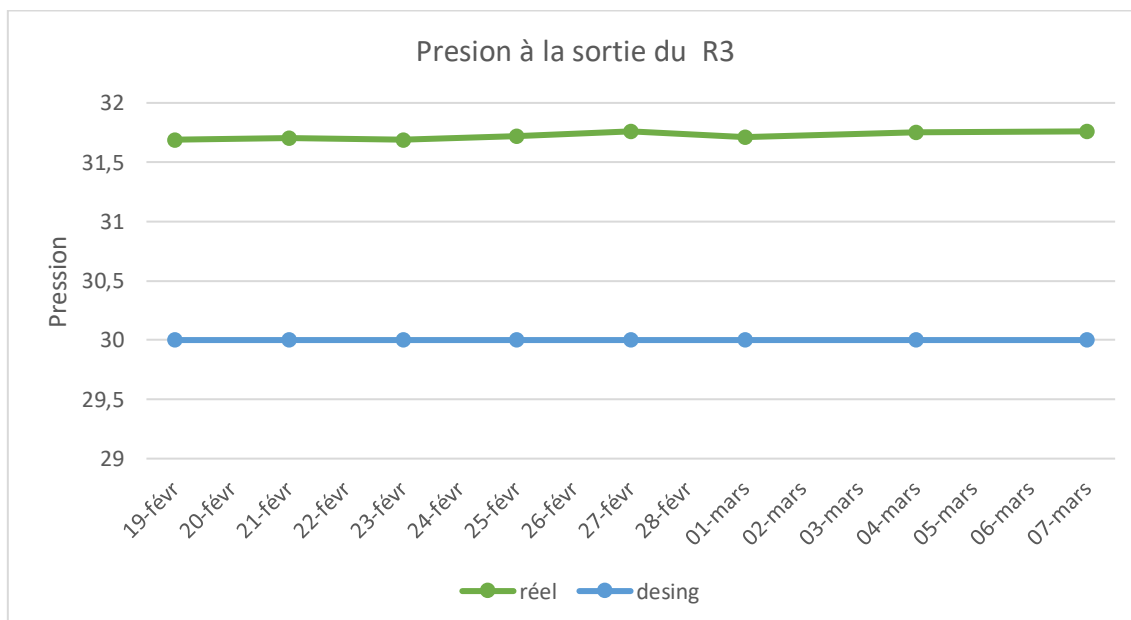
### VI-6-Perte de charge :

D'après les exigences du bailleur de licence mentionnées dans le manuel opératoire la pression doit être maintenue à un minimum de  $30 \text{ kg/cm}^2$ . Cette exigence est liée à la perte de charge dans les lits catalytiques ainsi la pression doit être suffisamment élevée pour garantir que la perte de charge ne dépasse pas un niveau critique.

Le tableau ci-dessous présente les pressions mesurées à la sortie du troisième réacteur pendant la période d'étude.

	19-févr	21-févr	23-févr	25-févr	27-févr	01-mars	04-mars	07-mars
<b>P<sub>R3</sub> (bar)</b>	31,69	31,70	31,69	31,72	31,76	31,71	31,75	31,76

**Tableau VI-7 : Les pressions mesurées à la sortie du troisième réacteur pendant la période d'étude**



**Figure VI-12 : Suivi de la pression à la sortie du troisième réacteur**

### Interprétations des résultats :

Les pressions mesurées pendant la période d'étude sont au-dessus de la limite inférieure recommandée de 30 bars qui est considérée comme un seuil à ne pas dépasser. Cependant, cette valeur de pression indique que même s'il y a des pertes de charge, elles n'ont pas atteint un niveau critique susceptible de nuire au processus ou à la performance de la section réactionnelle ce qui est un signe positif pour la continuité du procédé.

### VI-7-Le rendement de l'isomérait :

Le rendement de l'isomérait est un paramètre clé dans le procédé d'isomérisation est donné par la relation suivante :

$$\eta = \left( \frac{Q_{m.produit}}{Q_{m.charge}} \right)$$

Le tableau suivant présente le rendement de l'isomérait pour la période d'étude.

	Débit de la charge (m <sup>3</sup> /h)	Débit de l'isomérat du fond (m <sup>3</sup> /h)	Débit de l'isomérat de la tête (m <sup>3</sup> /h)	Rendement %	Design %
19-févr	41,10	35,30	5,23	98,613	98
21-févr	39,23	36,40	2,34	98,751	
23-févr	40,38	27,26	6,27	83,036	
25-févr	40,09	26,8,0	7,00	84,310	
27-févr	40,04	27,64	7,00	86,513	
01-mars	39,45	23,97	0,67	62,459	
04-mars	39,46	21,06	6,28	69,285	
07-mars	40,77	32,94	7,00	97,964	

Tableau VI-8 : Suivi et calcul du rendement de l'isomérat

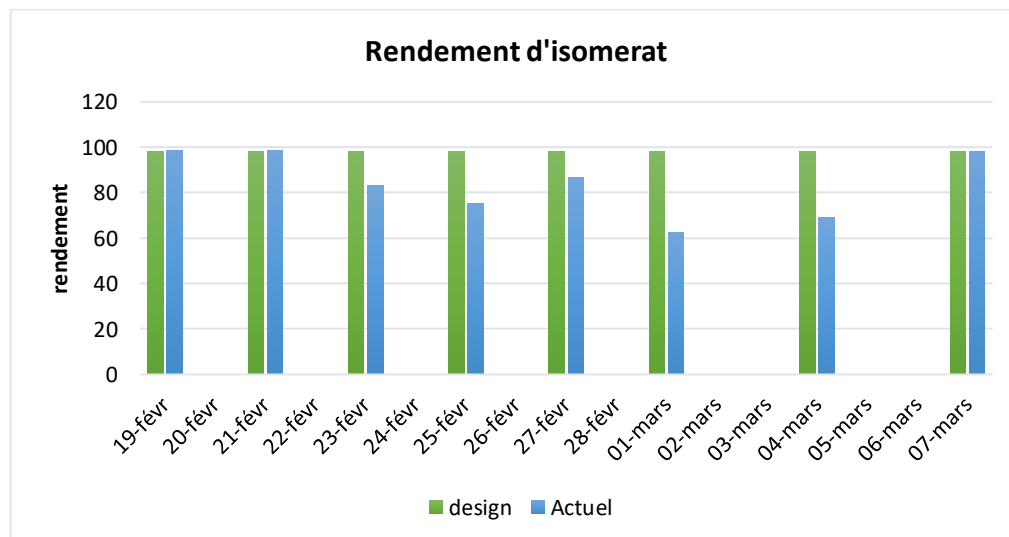


Figure VI-13 : Évolution des rendements de l'isomérat

**Interprétations des résultats :**

Les résultats du rendement montrent que les rendements de l'isomérat sont conformes aux prévisions initiales du cas de design. Cependant, il y a eu deux jours où le rendement était inférieur à celui attendu, ce qui peut être attribué à plusieurs facteurs tels que la vitesse spatiale et la température. Ces derniers peuvent entraîner des réactions indésirables telles que l'hydrocraquage, qui sont amplifiées par le fait que la charge d'entrée est déjà constituée de C7+. Par conséquent, des pertes importantes ont pu se produire, ce qui a entraîné un rendement faible. Il est donc essentiel de maintenir des conditions de fonctionnement optimales en vérifiant les paramètres pour éviter de tels problèmes et maximiser le rendement de l'isomérat.

### VI-8-L'indice d'octane :

La performance de la section réactionnelle est étroitement liée à l'indice d'octane de l'isomérat produit qui reflètent la conversion des composés majoritairement paraffiniques en isomères ayant des indices d'octane élevés.

Le tableau V-9 présente un suivi de l'indice d'octane (RON) de l'isomérat de l'unité d'isomérisation, établi à partir des bulletins d'analyse réalisés au niveau du laboratoire de la raffinerie

Date	19-févr	21-févr	23-févr	25-févr	27-févr	1-mars	4-mars	7-mars	Design
RON isomérat	88.0	88.5	88.1	88.0	87.7	88.1	88.0	88.6	88.0

Tableau VI-9 : Suivi du RON de l'isomérat

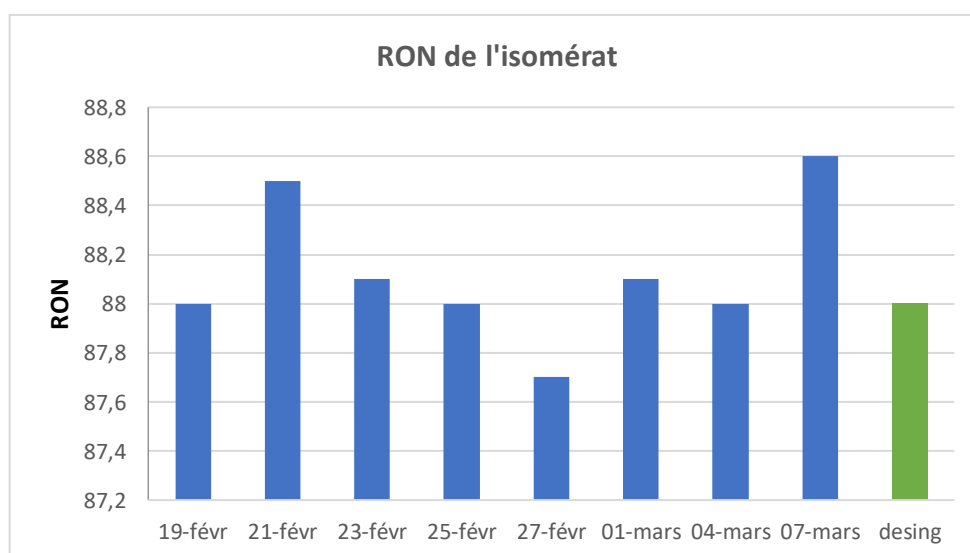


Figure VI-14 : Évolution du RON

### Interprétations des résultats :

Les valeurs des indices d'octane enregistrées pendant la période de notre étude sont très proches de la valeur souhaitée, ce qui indique que l'isomérat contient une quantité importante de composés tels que les isomères di-branchés de C6 (2,2 DMB et 2,3 DMB) ainsi que le composé IC5, qui sont hautement convoités en raison de leurs indices d'octane relativement élevés 100, 92 et 91 respectivement. Cette observation est confirmée par la composition chromatographique de l'isomérat léger pour l'un des jours de la période d'étude.

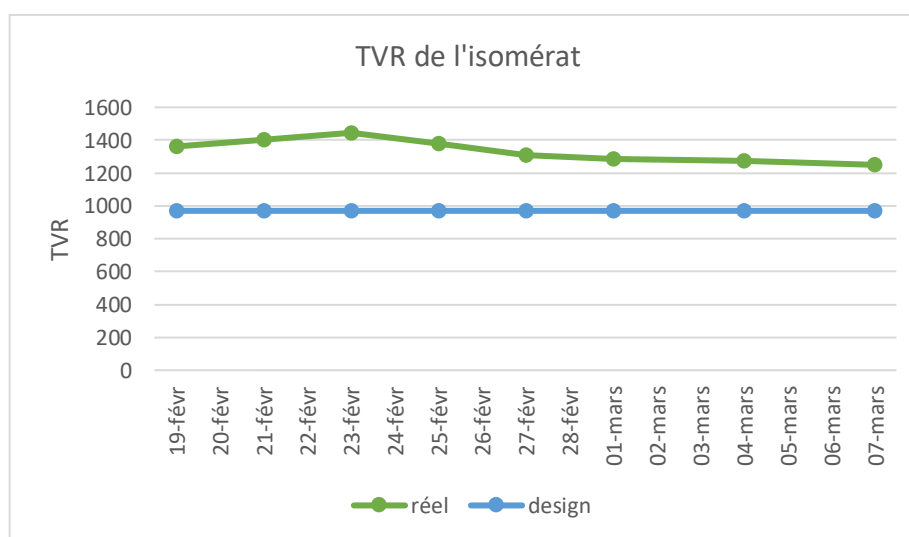
### VI-9-La Tension de Vapeur Reid :

La Tension de vapeur Reid (TVR) est une mesure importante de la volatilité des carburants. Elle est définie comme la pression de vapeur qui se développe au-dessus du carburant lorsque celui-ci est chauffé à une température spécifique et soumise à une agitation mécanique.

Les valeurs de la Tension de vapeur Reid (TVR) pour la période d'étude ont été enregistrées dans le tableau suivant :

Date	19-févr	21-févr	23-févr	25-févr	27-févr	1-mars	4-mars	7-mars	Design
TVR mbar	1360	1400	1445	1380	1310	1285	1275	1250	970

**Tableau V-10 : Suivi de la TVR**



**Figure VI-15 : Évolution de la TVR**

#### Interprétations des résultats :

Les valeurs de la TVR de l'isomérat enregistrées pendant la période de notre étude sont de 1250 à 1445 mbar, Ces valeurs sont plus élevées que la valeur de conception, qui est de 970 mbar. Cette augmentation est potentiellement problématique car elle peut affecter la performance des véhicules et avoir un impact sur l'environnement.

Des facteurs tels qu'une température de fonctionnement élevée, une faible vitesse spatiale et un mauvais fonctionnement du catalyseur ont été identifiés comme des causes potentielles de cette augmentation. Ces paramètres opératoires mal configurés peuvent favoriser des réactions indésirables, telles que l'hydrocraquage, qui conduisent à la formation de composés légers et à une augmentation de la TVR de l'isomérat. Pour éviter cette situation, il est essentiel d'ajuster les paramètres opératoires et de contrôler la



composition de la charge et de l'isomérat pour produire un isomérat de qualité conforme aux normes réglementaires de la TVR.

### VI-10-Conclusion :

Après une vérification des paramètres opératoires du procédé d'isomérisation de la raffinerie d'Arzew pendant un mois de notre stage pratique, Nous avons constaté que la plupart des paramètres étaient conformes aux normes, mais certains ont été modifiés pour compenser d'autres paramètres, comme l'utilisation de températures plus élevées et la réduction des charges pour faciliter le fonctionnement du catalyseur. Bien que ces modifications présentent des avantages, elles ont également des inconvénients, tels que la valeur très élevée de la TVR qui est un nouveau problème dans la zone 4. Alors il est préférable de Remplacer le catalyseur endommagé par un nouveau catalyseur au lieu de faire ces modifications pour éviter tous conséquences indésirables.

Donc Il est important de noter que les paramètres opératoires sont interdépendants, et toute modification peut avoir des répercussions sur les autres. Des solutions sont actuellement recherchées pour résoudre ce problème, tout en maintenant des considérations économiques.

Dans le chapitre prochain, une étude plus approfondie de ce problème sera entreprise pour identifier les vraies raisons de la valeur élevée de la TVR par afin de proposer des solutions grâce à une optimisation à l'aide du logiciel HYSYS.

**Chapitre VII :**  
**Simulation et optimisation**  
**des paramètres de**  
**stabilisateur**

### Chapitre VII : Simulation et optimisation des paramètres de stabilisateur

#### VII-1-Introduction :

Dans le chapitre précédent, nous avons identifié le problème de la TVR élevée dans l'isomérait produit par le procédé. Dans ce chapitre, nous allons nous concentrer sur la résolution de ce problème en optimisant les paramètres de la colonne de stabilisation 17C51 de l'unité 17 de la raffinerie d'Arzew. Nous allons évaluer l'impact de différents paramètres tels que la température, la pression, le débit de reflux et le débit d'alimentation sur la TVR de l'isomérait en utilisant le logiciel HYSYS pour modéliser le processus d'isomérisation. L'objectif est de proposer des conditions de fonctionnement optimales pour la colonne de stabilisation, permettant d'obtenir un produit final de qualité tout en améliorant la rentabilité du procédé.

#### VII-2-Problématique et méthodologie du travail :

La production d'isomérait dans l'unité 17 est une opération critique dans la raffinerie d'Arzew. Cependant, la tension de vapeur Reid (TVR) de l'isomérait est un paramètre clé qui peut avoir un impact important sur les performances globales du processus d'isomérisation. En effet, une augmentation de la TVR peut entraîner une réduction des performances du processus, voire son arrêt complet (arrêt vers stocke). Ainsi, une optimisation des paramètres de fonctionnement du stabilisateur est nécessaire pour maintenir la TVR de l'isomérait à des niveaux acceptables.

Dans ce contexte, notre étude vise à optimiser les paramètres de fonctionnement du stabilisateur 17C51 afin de réduire la TVR de l'isomérait et d'obtenir des caractéristiques d'isomérait final similaires à celles du cas de conception initial. Pour ce faire, nous avons utilisé le logiciel de simulation HYSYS pour modéliser le processus d'isomérisation et évaluer l'impact de différents paramètres sur la TVR de l'isomérait. Nous avons ensuite utilisé une approche d'optimisation pour identifier les paramètres de fonctionnement du stabilisateur qui permettent d'obtenir des performances optimales du processus. Notre étude sera structurée en trois parties.

Tout d'abord, nous effectuerons une simulation de cas design afin de vérifier le modèle thermodynamique et la de simulation qui représente la modélisation la plus précise de notre cas de simulation, tout en tenant compte des données du constructeur. Ensuite, nous procéderons à une simulation du cas actuel pour établir une étude détaillée sur le cas

actuel, afin d'identifier les paramètres technologiques qui influencent la qualité des produits.

Enfin, nous optimiserons ces paramètres opératoires dans le but d'obtenir des produits qui répondent aux normes exigées, notamment en ce qui concerne la TVR.

Les résultats de notre étude pourraient avoir des implications pratiques importantes pour l'industrie du raffinage pétrolier, notamment en termes de réduction des coûts de production et d'amélioration de la qualité du produit final.

En résumé, l'objectif de la deuxième partie de ce mémoire de fin d'études est d'optimiser les paramètres de fonctionnement de stabilisateur 17C51 de l'unité 17 de la raffinerie d'Arzew afin d'améliorer la TVR de l'isomérait, à partir d'une simulation de la colonne de stabilisation à l'aide d'Aspen HYSYS.

### VII-3- Partie de la simulation :

#### VII-3-1-Données de base :

Le logiciel ASPEN HYSYS nécessite un minimum de données suivants :

- La composition de la charge et les conditions de fonctionnements de la colonne de stabilisation 17C51.
- Les conditions de fonctionnements de la colonne Désohexaniseur 17C53.

#### VII-3-1-1-Les données de base de la colonne de stabilisation 17C51 :

##### VII-3-1-1-1-Composition de la charge :

Le tableau VII-1 représente les fractions molaires des constituants de la charge d'alimentation de la colonne de stabilisation 17C51 dans deux situations différentes : le cas de conception et le cas actuel.

Constituants	Les fractions molaires	
	Cas design	Cas actuel
Hydrogène	0,26477	0,242626
Méthane	0,02359	0,021201
Éthane	0,00777	0,006994
Propane	0,00480	0,004456
i-Butane	0,00503	0,017241
n-Butane	0,00303	0,012697
i-Pentane	0,13659	0,143017
n-Pentane	0,04429	0,047843
22-déméthylebutane	0,12958	0,124671

23-déméthylebutane	0,03546	0,034103
2-méthylpentane	0,13407	0,128818
3-méthylpentane	0,07834	0,075257
n-Hexane	0,04286	0,041267
Cyclopentane	0,00754	0,007739
méthyl cyclopentane	0,02947	0,026374
Benzène	0,00000	0,000000
Cyclohexane	0,03819	0,033896
2-méthylhexane	0,00352	0,004343
3-méthylhexane	0,00290	0,008969
22-déméthylepentane	0,00183	0,003319
24-déméthylepentane	0,00018	0,000152
33-déméthylepentane	0,00041	0,000503
23-déméthylepentane	0,00111	0,000944
11-déméthylecyclopentane	0,00123	0,002833
11-déméthylecyclohexane	0,00115	0,003278
méthyl cyclohexane	0,00134	0,000578

**Tableau VII-1 : La Composition de la charge de stabilisateur 17C51**

### VII-3-1-1-2-Les Conditions de fonctionnements :

Les conditions de fonctionnement de la colonne dans le cas de conception ont été obtenues à partir des schémas PFD du constructeur.

Le tableau VII-2 représente les Conditions de fonctionnements de la colonne de stabilisation 17C51 dans le cas design et le cas actuel.

Conditions opératoires		Cas design	Cas actuel
Pression (kg/cm <sup>2</sup> _g)	L'entre	19.49	17.46
	Tête	18.22	16.66
	Fond	18.77	16.82
Température (°C)	L'entre	96.00	100.93
	Tête	96.00	80.46
	Fond	180	175
Débit (Kg/h)	La charge	62509.00	48542.96
	Tête	24919.00	/
	Fond	60120.00	/
	Reflux	22531.00	9532.17
Nombre de plateau		30	
Plateau d'alimentation		16	

**Tableau VII-2 : Les Conditions de fonctionnement de stabilisateur 17C51**

### VII-3-1-2-Les données de base de Désohexaniseur (DIH) 17C53

#### VII-3-1-2-1-La Composition de la charge :

La colonne de Désohexanisation est alimentée par le fond de la colonne de stabilisation 17C51, ce qui signifie que la composition de la charge d'alimentation de la colonne de Désohexanisation est la même que celle du fond du stabilisateur.

#### VII-3-1-2-2-Les Conditions de fonctionnement :

Les conditions de fonctionnement de la colonne dans le cas de conception sont obtenues à partir des schémas PFD fournis par le constructeur.

Le tableau VII-3 représente les conditions de fonctionnement de la colonne de Désohexanisation 17C53 dans le cas de conception et le cas actuel.

Conditions opératoires		Cas design	Cas actuel
Pression (kg/cm <sup>2</sup> _g)	L'entre	2.22	2.10
	Tête	1.24	1.63
	Fond	2.30	1.93
Température (°C)	L'entre	134.00	128.31
	Tête	64.00	64.57
	Fond	125.00	135.74
Débit (Kg/h)	La charge	60120	/
	Tête	148733.00	14974.85
	Fond	2914.00	2715.66
	Reflux de tête	119925.00	/
	Reflux latéral	97904.00	/
	Reflux vers réacteur	28397.00	20908.29
Nombre des plateaux		80	
Plateau d'alimentation		25	
Plateau de sortie de reflux latéral		70	
Plateau de retour de reflex latéral		71	

**Tableau VII-3 : Les Conditions de fonctionnement de Désohexaniseur (DIH) 17C53**

#### VII-3-2-Le choix du modèle thermodynamique :

Le modèle thermodynamique choisit est : l'équation de Peng robinson. Car elle résout rigoureusement tous les systèmes composés d'une seule phase, bi phasique ou un système



VII-3-2-2- Résultats et Comparaison entre le cas design et cas design simulé :

VII-3-2-2-1-Résultats des paramètres opératoires :

La comparaison des résultats obtenus doit vérifier la condition d'incertitude d'erreur relative que ne doit pas dépasser 10% Avec :

$$\text{Erreur (E)\%} = \frac{|\text{la valeur de simulation} - \text{la valeur du design ou réel}|}{\text{la valeur du design ou réel}} \times 100$$

	Simulation cas design (HYSYS)		Cas Design (constructeur)		Erreur relative %	
	Tête	Fond	Tête	Fond	Tête	Fond
Températures (°C)	97,01	180,00	96,00	180,00	1,05	0
Pression (kg/cm <sup>2</sup> _g)	18,22	18,77	18,22	18,77	0	0
Débit (Kg/h)	23134,59	57156,11	24919,00	60120,00	7,16	4,92

**Tableau VII-4 : Paramètre de la colonne de stabilisation 17C51**

- **L'analyse des résultats :**

L'analyse des résultats obtenus de la simulation montre que les paramètres simulés, tels que la température, la pression et le débit, sont très proches des valeurs prévues par la conception initiale du constructeur, avec une erreur moyenne de 2%. Cette erreur est inférieure à la limite d'incertitude de 10%.

VII-3-2-2-2-Résultats de la composition :

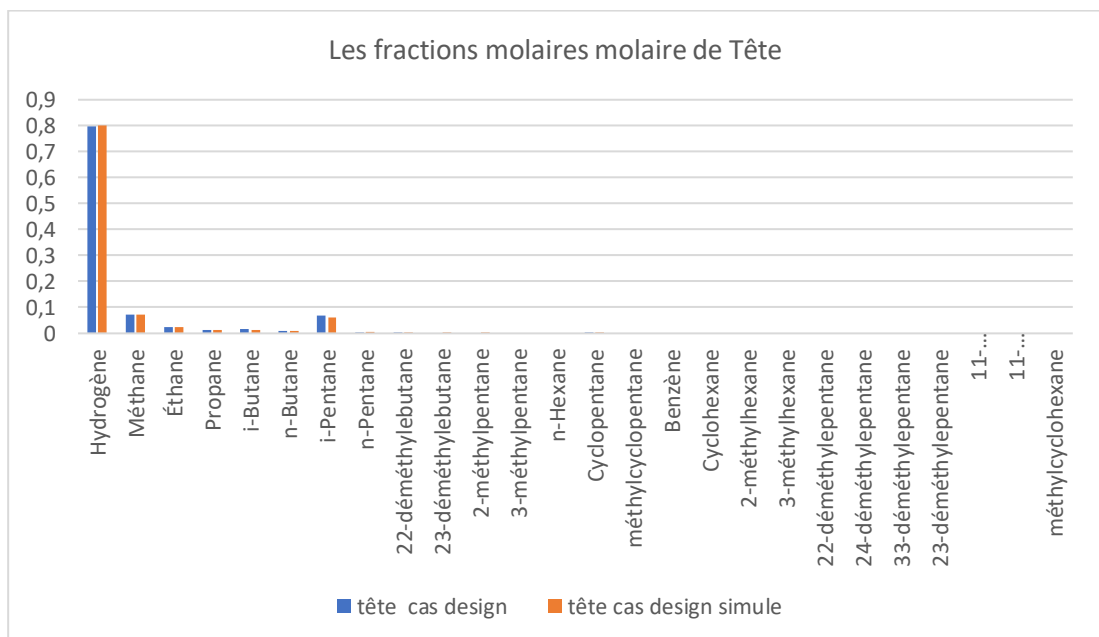
Le tableau montre la composition moléculaire de la tête et du fond de la colonne de stabilisation pour le cas design simulé et pour la conception initiale du constructeur.

	Les fractions molaires			
	Simulation cas design (HYSYS)		Simulation cas design (constructeur)	
	Tête	Fond	Tête	Fond
Hydrogène	0,80037	0,00000	0,79556	0,00000
Méthane	0,07131	0,00000	0,07088	0,00000
Éthane	0,02349	0,00000	0,02334	0,00000

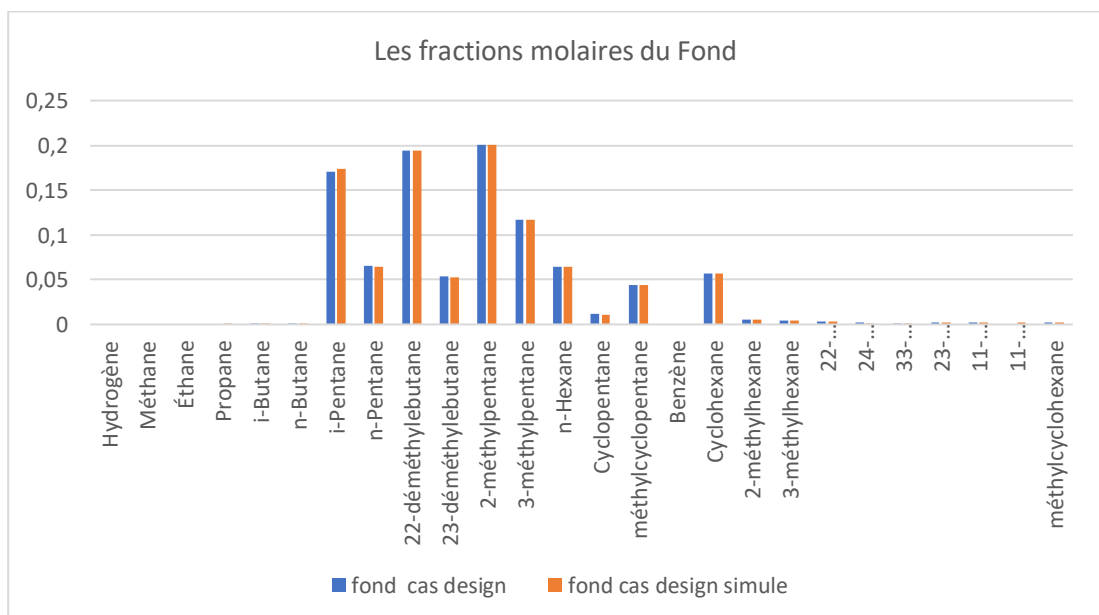


Propane	0,01451	0,00000	0,01441	0,00000
i-Butane	0,01474	0,00023	0,01507	0,00001
n-Butane	0,00807	0,00054	0,00903	0,00004
i-Pentane	0,06287	0,17328	0,06877	0,17042
n-Pentane	0,00454	0,06403	0,00286	0,06496
22-déméthylebutane	0,00007	0,19388	0,00004	0,19419
23-déméthylebutane	0,00000	0,05306	0,00000	0,05315
2-méthylpentane	0,00000	0,20063	0,00000	0,20095
3-méthylpentane	0,00000	0,11723	0,00000	0,11742
n-Hexane	0,00000	0,06414	0,00000	0,06423
Cyclopentane	0,00003	0,01127	0,00002	0,01129
Méthyl cyclopentane	0,00000	0,04410	0,00000	0,04417
Benzène	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Cyclohexane	0,00000	0,05715	0,00000	0,05724
2-méthylhexane	0,00000	0,00527	0,00000	0,00527
3-méthylhexane	0,00000	0,00434	0,00000	0,00434
22-déméthylepentane	0,00000	0,00274	0,00000	0,00274
24-déméthylepentane	0,00000	0,00027	0,00000	0,00166
33-déméthylepentane	0,00000	0,00061	0,00000	0,00027
23-déméthylepentane	0,00000	0,00166	0,00000	0,00185
11-déméthylecyclopentane	0,00000	0,00184	0,00000	0,00172
11-déméthylecyclohexane	0,00000	0,00172	0,00000	0,00000
Méthyl cyclohexane	0,00000	0,00201	0,00000	0,00201

**Tableau VII-5 : Comparaison des fractions molaires de la composition de la tête et du fond de stabilisateur 17C51 entre le cas de design de constructeur et de simulation**



**Figure VII-2 : Les fractions molaires de tête de cas design simulé et cas design du constructeur**



**Figure VII-3 : les fractions molaires du fond de cas design simulé et cas design du constructeur**

- **Analyse des résultats :**

Les résultats de la simulation HYSYS montrent que la fraction molaire des composants dans la tête et le fond de la colonne de stabilisation est très proche de celle obtenue par la conception du constructeur. Cependant, il y a eu des erreurs dans les

résultats de composition obtenus par la simulation HYSYS par rapport à la conception du constructeur. Ces erreurs sont principalement causées par les coefficients d'interaction présents dans la base de données HYSYS. Certains coefficients peuvent être manquants ou incertains, ce qui peut causer des écarts entre les résultats simulés et les valeurs de conception. Malgré cela, l'erreur moyenne reste inférieure à la limite acceptée.

- **Interprétation générale du choix de modèle thermodynamique :**

Il est conclu que les simulations HYSYS présentent un bon accord avec les données de conception initiale du constructeur. Les erreurs moyennes observées dans les résultats de la composition moléculaire et des paramètres opératoires sont inférieurs à la limite exigée. Ceci démontre la fiabilité de la simulation et la pertinence du modèle thermodynamique Peng Robinson. En somme, les simulations HYSYS basées sur ce modèle peuvent être considérées comme une méthode fiable.

### VII-3-3-Simulation du cas actuel :

La présente partie vise à simuler les deux colonnes, à savoir la colonne 17C51 et la colonne 17C53, en utilisant les données collectées à la date du 05/03/2023. L'objectif est d'évaluer la qualité des produits finaux en termes de TVR et d'analyser la performance actuelle du système. Pour atteindre cet objectif, différentes variables opératoires et paramètres de composition seront examinés et comparés avec les données de conception initiale du constructeur.

#### VII-3-3-1-Caractéristiques de la charge :

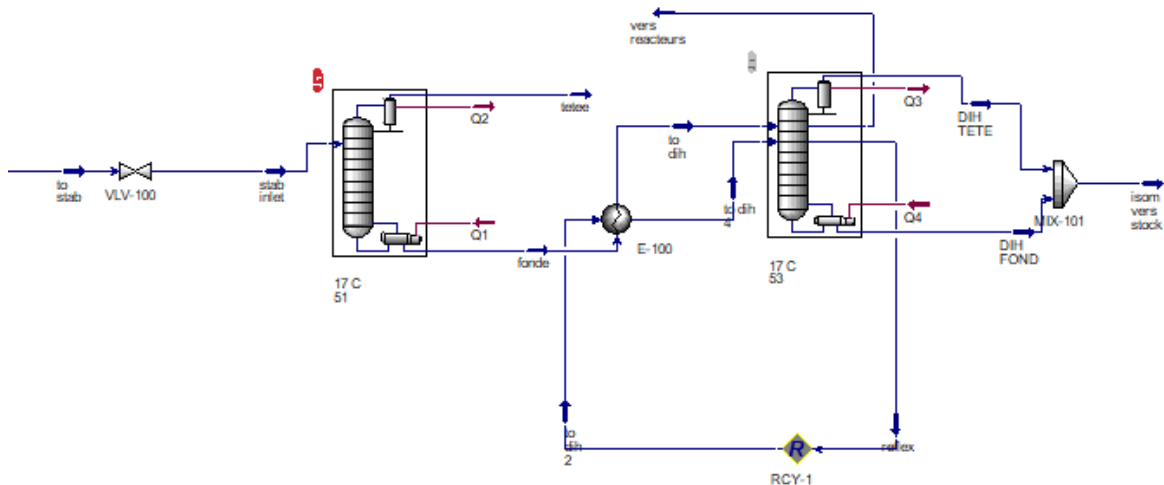
Dans le cadre de la simulation du cas actuel, il est primordial de prendre en compte la nature et la composition de la charge pour obtenir des résultats précis. Ces données ont été collectées et sont présentées dans le Tableau VII-1.

#### VII-3-3-2-Les paramètres opératoires :

Tous les paramètres opératoires du cas réel que nous avons entrés dans le simulateur sont représentés dans le Tableau VII-2 pour la colonne de stabilisation et dans le Tableau VII-3 pour la déisohexaniseur.

#### VII-3-3-3-Schéma de simulation du procédé :

Le schéma final du procédé, résultant de l'ensemble des étapes de la simulation, est présenté dans la figure suivante :



**Figure VII-4 : Schéma De La Simulation Actuel Du Procédé**

VII-3-3-4-Résultats de la simulation :

VII-3-3-4-1-Résultats des conditions opératoires :

Le Tableau suivant présente les résultats des conditions opératoires de simulation pour les colonnes 17C51 et 17C53. Les valeurs fournies par le simulateur comprennent la température, la pression, le débit massique, le débit molaire et le débit volumique.

Colonnes	17C51		17C53		
	Distillat	Résidu	Distillat	Soutirage	Résidu
La température °C	106.40	175.00	66.94	98.84	129.10
La pression Kg/cm <sup>2</sup> _g	16.66	16.82	1.63	1.892	1.93
Débit massique kg/h	12450.72	49014.49	13864.16	11556.20	1412.77
Débit molaire Kmol/h	245.71	596.77	191.90	133.70	17.85
Débit volumique m <sup>3</sup> /h	8.75	74.20	22.00	33.00	2.00

**Tableau VII-6 : Caractéristiques des fluides de la simulation des colonnes 17C51 et 17C53**

VII-3-3-4-2-Les résultats des compositions des fractions molaires :

Les résultats de la composition des fractions molaires obtenus par simulation pour les deux colonnes, 17C51 et 17C53, sont regroupés dans le tableau suivant.

	Les fractions molaires				
	17C51		17C53		
	Distillat	Résidu	Distillat	Soutirage	Résidu
Hydrogène	0,69091	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Méthane	0,05561	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Éthane	0,01834	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Propane	0,01167	0,00001	0,00000	0,00000	0,00000
i-Butane	0,10117	0,01321	0,00607	0,00000	0,00000
n-Butane	0,05691	0,02251	0,01909	0,00000	0,00000
i-Pentane	0,05574	0,16651	0,36453	0,00000	0,00000
n-Pentane	0,00925	0,06532	0,14503	0,00000	0,00000
22-déméthylebutane	0,00024	0,18363	0,42501	0,01875	0,00008
23-déméthylebutane	0,00000	0,05027	0,00745	0,09480	0,00183
2-méthylpentane	0,00001	0,18987	0,00610	0,37829	0,01144
3-méthylpentane	0,00000	0,11093	0,00019	0,22666	0,01846
n-Hexane	0,00000	0,06083	0,00000	0,12254	0,04904
Cyclopentane	0,00013	0,01134	0,02651	0,00000	0,00000
méthyl cyclopentane	0,00000	0,03888	0,00000	0,07415	0,07095
Benzène	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Cyclohexane	0,00000	0,04996	0,00000	0,06283	0,37072
2-méthylhexane	0,00000	0,00640	0,00000	0,00337	0,08707
3-méthylhexane	0,00000	0,01322	0,00000	0,00651	0,18371
22-déméthylepentane	0,00000	0,00489	0,00000	0,00618	0,03606
24-déméthylepentane	0,00000	0,00022	0,00000	0,00027	0,00173
33-déméthylepentane	0,00000	0,00074	0,00000	0,00045	0,00957
23-déméthylepentane	0,00000	0,00139	0,00000	0,00073	0,01896
11-déméthylecyclopentane	0,00000	0,00418	0,00000	0,00249	0,05432
11-déméthylecyclohexane	0,00000	0,00483	0,00000	0,00161	0,07362
méthyl cyclohexane	0,00000	0,00085	0,00000	0,00035	0,01244

**Tableau VII-7 : La Composition molaire des différents fluides des colonnes 17C51 et 17C53**

VII-3-4-Etude comparative entre les résultats de cas actuelle et cas design de la colonne de stabilisation 17C51 :

Notre étude s'est focalisée sur la colonne de stabilisation 17C51, qui a un rôle clé dans la séparation des composants légers. Nous avons effectué une analyse comparative entre les résultats actuels de cette colonne et ceux du cas design.

## Chapitre VII : Simulation et optimisation des paramètres de stabilisateur

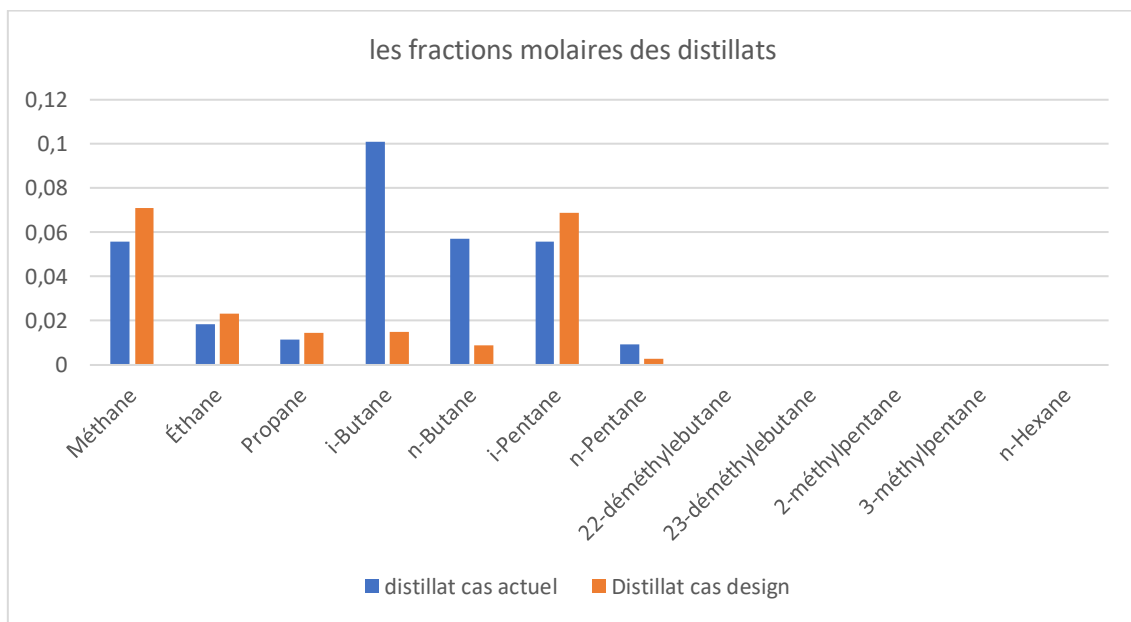
L'objectif était de déterminer les améliorations potentielles qui pourraient être apportées, afin d'optimiser l'efficacité de la colonne dans la séparation des composants légers et d'atteindre une bonne TVR.

### VII-3-4-1-Comparaison de la composition du distillat et de résidu :

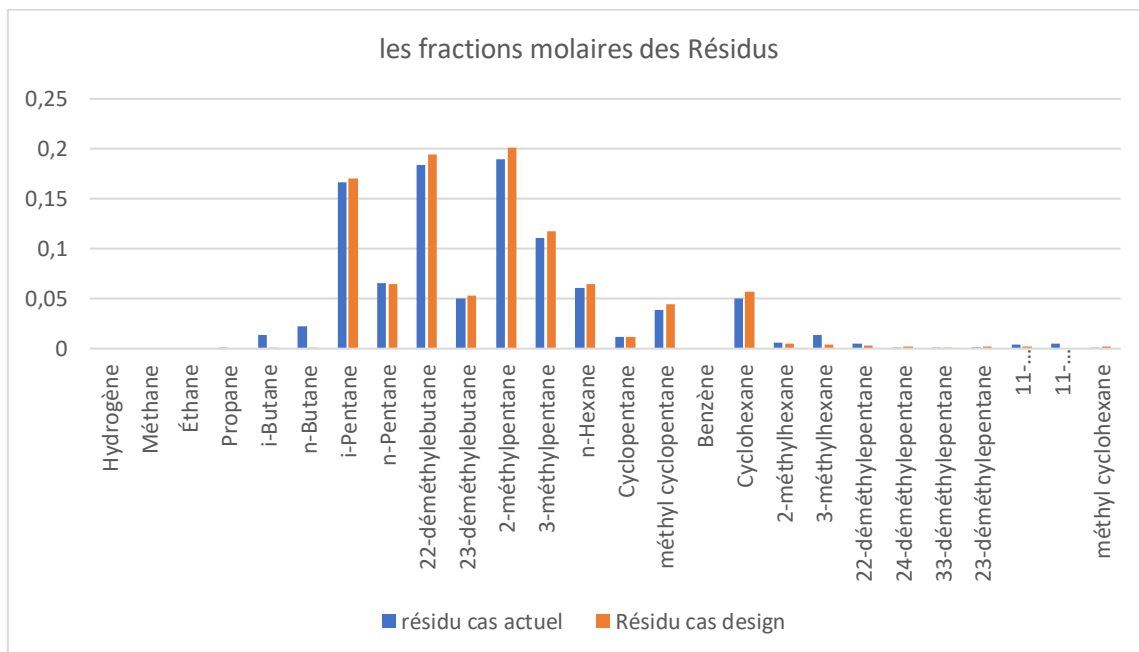
Le tableau VII-8 présente les valeurs de distillat et de résidu pour différents composants dans deux cas différents : le cas actuel et le cas design.

	Les fractions molaires			
	Distillat cas actuel	Distillat cas design	Résidu cas actuel	Résidu cas design
Hydrogène	0,69091	0,79556	0,00000	0,00000
Méthane	0,05561	0,07088	0,00000	0,00000
Éthane	0,01834	0,02334	0,00000	0,00000
Propane	0,01167	0,01441	0,00001	0,00000
i-Butane	0,10117	0,01507	0,01321	0,00001
n-Butane	0,05691	0,00903	0,02251	0,00004
i-Pentane	0,05574	0,06877	0,16651	0,17042
n-Pentane	0,00925	0,00286	0,06532	0,06496
22-déméthylebutane	0,00024	0,00004	0,18363	0,19419
23-déméthylebutane	0,00000	0,00000	0,05027	0,05315
2-méthylpentane	0,00001	0,00000	0,18987	0,20095
3-méthylpentane	0,00000	0,00000	0,11093	0,11742
n-Hexane	0,00000	0,00000	0,06083	0,06423
Cyclopentane	0,00013	0,00002	0,01134	0,01129
méthyl cyclopentane	0,00000	0,00000	0,03888	0,04417
Benzène	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Cyclohexane	0,00000	0,00000	0,04996	0,05724
2-méthylhexane	0,00000	0,00000	0,0064	0,00527
3-méthylhexane	0,00000	0,00000	0,01322	0,00434
22-déméthylepentane	0,00000	0,00000	0,00489	0,00274
24-déméthylepentane	0,00000	0,00000	0,00022	0,00166
33-déméthylepentane	0,00000	0,00000	0,00074	0,00027
23-déméthylepentane	0,00000	0,00000	0,00139	0,00185
11-déméthylecyclopentane	0,00000	0,00000	0,00418	0,00172
11-déméthylecyclohexane	0,00000	0,00000	0,00483	0,00000
méthyl cyclohexane	0,00000	0,00000	0,00085	0,00201

Tableau VII-8 : Comparaison de la composition du distillat et de résidu de la colonne 17C51



**Figure VII-5 : Les résultats des fractions molaires de la composition de distillat du cas design et actuel**



**Figure VII-6 : Les résultats des fractions molaires de la composition du résidu du cas design et actuel**

- **Interprétations et comparaisons :**

Les figures VII-5 et VII-6 illustrent la différence entre les compositions actuelles et celles prévues dans la conception pour le tête et le fond de la colonne de stabilisation 17C51. On

constate que certains composants légers, notamment l'isobutane et le n-butane, présentent des différences significatives entre les deux cas. En effet, dans le cas actuel, il y a une augmentation des fractions molaires du n-butane et de l'isobutane dans le résidu par rapport au cas de conception, où ces fractions molaires sont très faibles. Cette augmentation se traduit par une augmentation de la TVR d'isomérisat, qui est une mesure importante de la qualité du produit final. En conclusion, cette observation montre que la colonne de stabilisation actuelle ne fonctionne pas comme prévu et qu'il est nécessaire de trouver des solutions pour améliorer son efficacité.

### VII-3-4-2-Comparaison des résultats des conditions opératoires :

Le tableau VII-9 présente les conditions opératoires et les résultats du cas design et du cas actuel d'une colonne de stabilisation, ainsi que la TVR de l'isomérisat final.

Conditions opératoires		Cas design	Cas actuel
Pression (Kg/cm <sup>2</sup> _g)	L'entre	19.49	17.46
	Tête	18.22	16.66
	Fond	18.77	16.82
Température (°C)	L'entre	96.00	100.93
	Tête	96.00	80.46
	Fond	180	175
Débit (m <sup>3</sup> /h)	La charge	100.00	80.18
	Tête	16-45	16
	Fond	85	60
TVR isomérisat final (Bar)		0.970	1.233

**Tableau VII-9 : Les résultats des conditions opératoires et propriétés de design et actuel du deux colonnes et de l'isomérisat final**

- **Interprétations et commentaires :**

Le tableau VII-9 présente une comparaison entre les conditions opératoires actuelles et celles prévues dans la conception pour la tête et le fond de la colonne de stabilisation ainsi que la TVR de l'isomérisat final. On observe plusieurs paramètres différents entre les deux cas :

Le débit de la charge à l'entrée de la colonne est inférieur à celui de design, avec une utilisation d'un débit de 80 plutôt que 100. Cette baisse est due au fonctionnement avec un catalyseur en fin de cycle, entraînant une baisse de la pression par rapport au design. Concernant les températures, on remarque que la température de la tête et de l'entrée de la colonne sont presque proches de celles prévues dans la conception. Cependant, il y a une grande différence de température au niveau du fond de la colonne, qui est inférieure à celle prévue dans la conception. En ce qui concerne la TVR, on observe une très grande



augmentation pour l'isomérat final dans le cas actuel par rapport au design qui est de 1233 mbar au lieu de 970 mbar.

Les résultats de contrôle des paramètres indiquent clairement que les modifications apportées aux paramètres critiques ont une influence directe sur l'augmentation de la TVR. En particulier, la température et le débit ont subi des changements importants par rapport au cas de conception. Afin de résoudre ce problème, il est nécessaire d'optimiser ces paramètres jusqu'à obtenir les valeurs adéquates afin de produire un isomérat présentant une TVR satisfaisante.

### VII-3-5-Conclusion de la partie simulation :

Dans cette partie du chapitre, nous avons étudié l'impact des paramètres opératoires sur la qualité de l'isomérat final produit, Nous avons constaté une augmentation de la TVR de l'isomérat due à la présence de produits légers, ainsi que des changements significatifs de certains paramètres critiques par rapport aux valeurs de conception, Cette situation a entraîné une divergence entre la qualité de l'isomérat actuel et les spécifications requises. Pour améliorer la qualité de l'isomérat, il est donc crucial d'optimiser les paramètres clés de la colonne de stabilisation afin d'obtenir les valeurs adéquates pour produire un isomérat satisfaisant avec une TVR précise.

### VII-4-Optimisation des paramètres :

Dans cette partie du chapitre, nous avons effectué une optimisation des paramètres de la colonne de stabilisation pour améliorer la qualité de l'isomérat, en particulier pour obtenir une TVR proche de celle du design. Nous avons ajusté les paramètres clés tels que le taux de reflux et la température de fond de la colonne de stabilisation.

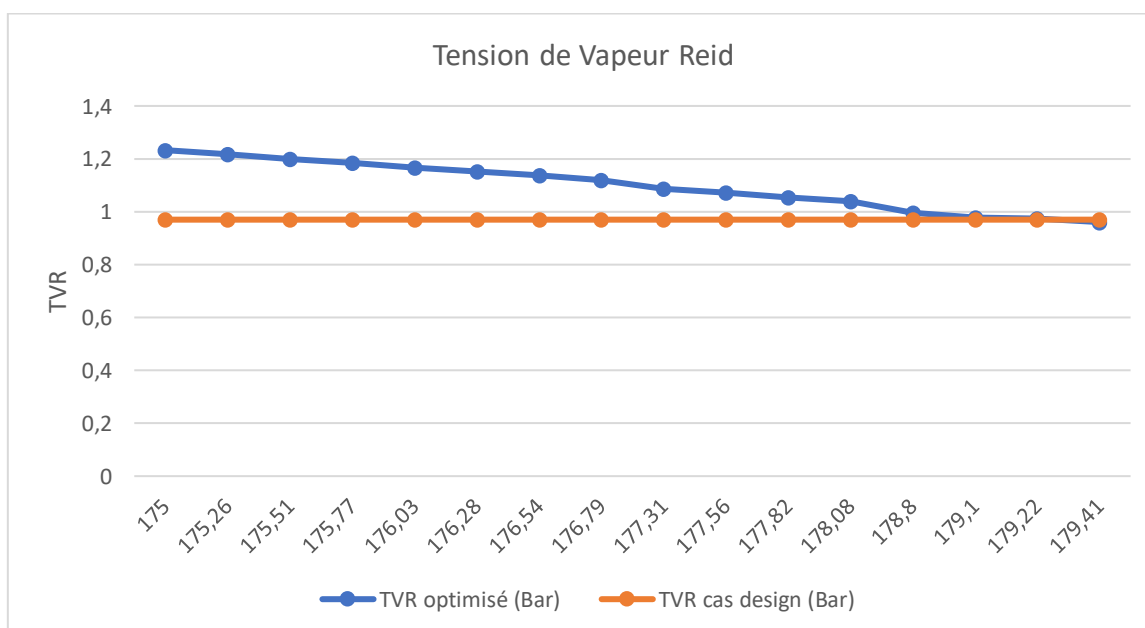
#### VII-4-1-Optimisation de la température de fond du stabilisateur :

Le tableau ci-dessous présente les résultats de l'étude de la variation de la Tension vapeur Reid (TVR) de l'isomérat en fonction de la température de fond de la colonne de stabilisation, conformément au manuel opératoire, jusqu'à une température maximale de 180°C, tout en maintenant un taux de reflux constant de 16 m<sup>3</sup>/h.

	Température de fond °C	TVR optimisé (bar)	TVR cas design (bar)
<b>Case 1</b>	175	1,2328	0,9700
<b>Case 2</b>	175,26	1,2165	0,9700
<b>Case 3</b>	175,51	1,2004	0,9700
<b>Case 4</b>	175,77	1,1844	0,9700

<b>Case 5</b>	176,03	1,1684	0,9700
<b>Case 6</b>	176,28	1,1523	0,9700
<b>Case 7</b>	176,54	1,1361	0,9700
<b>Case 8</b>	176,79	1,1199	0,9700
<b>Case 9</b>	177,31	1,0879	0,9700
<b>Case 10</b>	177,56	1,0717	0,9700
<b>Case 11</b>	177,82	1,0558	0,9700
<b>Case 12</b>	178,08	1,0402	0,9700
<b>Case 13</b>	178,8	0,9961	0,9700
<b>Case 14</b>	179,1	0,9786	0,9700
<b>Case 15</b>	179,22	0,9724	0,9700
<b>Case 16</b>	179,41	0,9608	0,9700

**Tableau VII-10 : L'influence de la variation de température de fond sur la TVR final d'isomérat**



**Figure VII-7 : : L'influence De La Variation de la température du Fond De Stabilisateur Sur La TVR de l'isomérat.**

- **Interprétation des résultats :**

Les résultats obtenus dans cette étude montrent clairement que la TVR d'isomérat est influencée par la température de fond du stabilisateur. Une augmentation de la température de fond conduit à une diminution de la TVR d'isomérat. Nous avons optimisé

la température de fond jusqu'à obtenir une valeur minimale de 0,9724 bar qui est très proche de la valeur de conception à une température de 179,22°C. Cette diminution de la TVR peut s'expliquer par une réduction de la concentration des composants légers dans le fond du stabilisateur, ce qui augmente la probabilité d'échappement de ces derniers sous forme de vapeur vers la tête de la colonne de stabilisation. Ces résultats montrent qu'il est possible d'obtenir une TVR satisfaisante en augmentant la température du fond de la colonne de stabilisation tout en maintenant les autres paramètres constants.

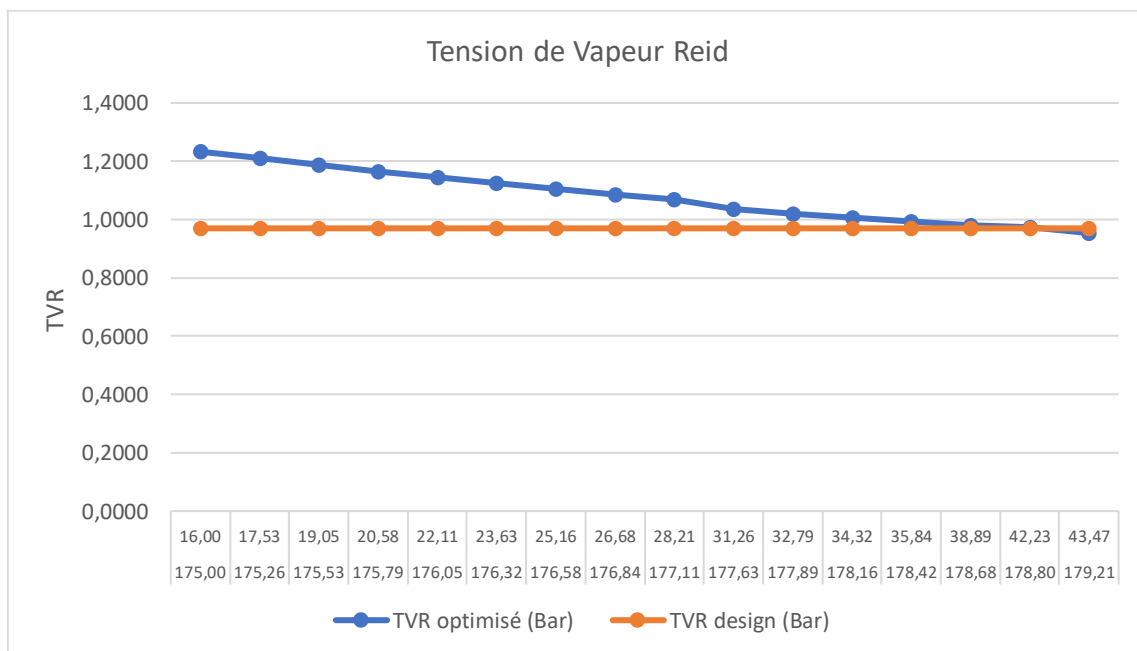
Il existe d'autres méthodes et paramètres qui peuvent également être utilisés pour optimiser la qualité de l'isomérait, tels que le flux de tête, Il est donc important de mener des études approfondies pour déterminer la méthode la plus efficace pour obtenir une TVR satisfaisante tout en maximisant la qualité de l'isomérait et en réduisant les coûts liés à son application.

### VII-4-2-Optimisation simultanée de la température de fond et du taux de reflux :

Le tableau suivant présente la variation de la tension vapeur Reid (TVR) en fonction du taux de reflux et de la température de fond de stabilisateur, pour des valeurs de reflux allant de 16 à 45 m<sup>3</sup>/h et des températures allant de 175 à 180°C, conformément aux données du constructeur mentionnées dans le manuel opératoire :

	Température de fond °C	Reflux de tête m <sup>3</sup> /h	TVR optimisé (bar)	TVR cas design (bar)
Case 1	175,00	16,00	1,2329	0,9700
Case 2	175,26	17,53	1,2093	0,9700
Case 3	175,53	19,05	1,1866	0,9700
Case 4	175,79	20,58	1,1650	0,9700
Case 5	176,05	22,11	1,1440	0,9700
Case 6	176,32	23,63	1,1239	0,9700
Case 7	176,58	25,16	1,1046	0,9700
Case 8	176,84	26,68	1,0863	0,9700
Case 9	177,11	28,21	1,0688	0,9700
Case 10	177,63	31,26	1,0364	0,9700
Case 11	177,89	32,79	1,0214	0,9700
Case 12	178,16	34,32	1,0071	0,9700
Case 13	178,42	35,84	0,9933	0,9700
Case 14	178,68	38,89	0,9794	0,9700
Case 15	178,80	42,23	0,9729	0,9700
Case 16	179,21	43,47	0,9537	0,9700

**Tableau VII-11 : résultat de l'influence de la variation de température de fond de stabilisateur et le taux de reflux sur la TVR final d'isomérait.**



**Figure VII-8 : L'influence De La Variation De Température De Fond De Stabilisateur Et Le Taux De Reflux Sur La TVR Final D'isomérat.**

- **Interprétation des résultats :**

Dans ce deuxième cas d'optimisation, nous avons analysé l'influence simultanée de deux paramètres sur la variation de la tension vapeur Reid (TVR) de l'isomérat final, à savoir le taux de reflux et la température de fond du stabilisateur. D'après les résultats du tableau, la température et le taux de reflux dans un cas réel sont de 175°C et 16 m<sup>3</sup>/h respectivement, ce qui diffère des valeurs de conception et entraîne une TVR élevée de 1,233 bar. En optimisant et en approchant ces valeurs à celles de la conception, nous avons obtenu une valeur de TVR satisfaisante de 0,9729 bar, conforme aux normes.

On observe que la TVR de l'isomérat final diminue lorsque la température et le taux de reflux augmentent. Cette diminution est due à l'échappement des composés légers sous forme de vapeur vers la tête de la colonne de stabilisation, ce qui réduit leur concentration dans le fond du stabilisateur. Il en résulte une diminution de la TVR. Il est donc évident que la température de fond et le taux de reflux ont une forte influence sur le processus de séparation des hydrocarbures légers, ce qui affecte directement la TVR de l'isomérat final.

Suite à l'optimisation réalisée, les nouvelles conditions opératoires optimales, avec une température de fond de 178,80°C et un taux de reflux de 42,23 m<sup>3</sup>/h ont permis d'obtenir une TVR de 0,9729 bar. Cette valeur est légèrement supérieure à celle du cas de conception qui est de 0,970 bar, mais elle reste très proche.

### VII-4-3-Choix de la meilleure méthode d'optimisation de paramètres :

Les résultats obtenus à partir des deux méthodes d'optimisation ont permis de constater que la méthode d'optimisation simultanée de la température et du taux de reflux est la meilleure.

Malgré le fait que les deux méthodes nous donnent une TVR très proche de celle de la conception, les paramètres opératoires diffèrent. Dans le cas d'optimisation utilisant à la fois la température et le reflux, nous permettons un fonctionnement de la colonne avec des paramètres proches de ceux de la conception. En revanche, si nous utilisons uniquement la température, nous résolvons le problème de la TVR et obtenons une bonne valeur, mais nous perdons les autres propriétés car nous n'optimisons pas tous les paramètres conformément à la conception.

Pour confirmer l'importance du taux de reflux simultané avec la température du fond, nous pouvons comparer les TVR des deux cas pour une même température. À une température de 178,8 °C, le deuxième cas avec le reflux optimisé présente une TVR optimale et très proche de celle de la conception. En revanche, le premier cas présente une TVR élevée de 0,9961 bar. Cela démontre que les paramètres opératoires obtenues de l'optimisation simultanée sont les plus économiques et se rapprochent le plus possible de ceux de la conception. Cette approche permet un fonctionnement de la colonne selon les recommandations pour obtenir une TVR optimale et une séparation parfaite des légers sans perdre les autres composants, comme cela sera confirmé dans l'étude de la composition dans la partie suivante.

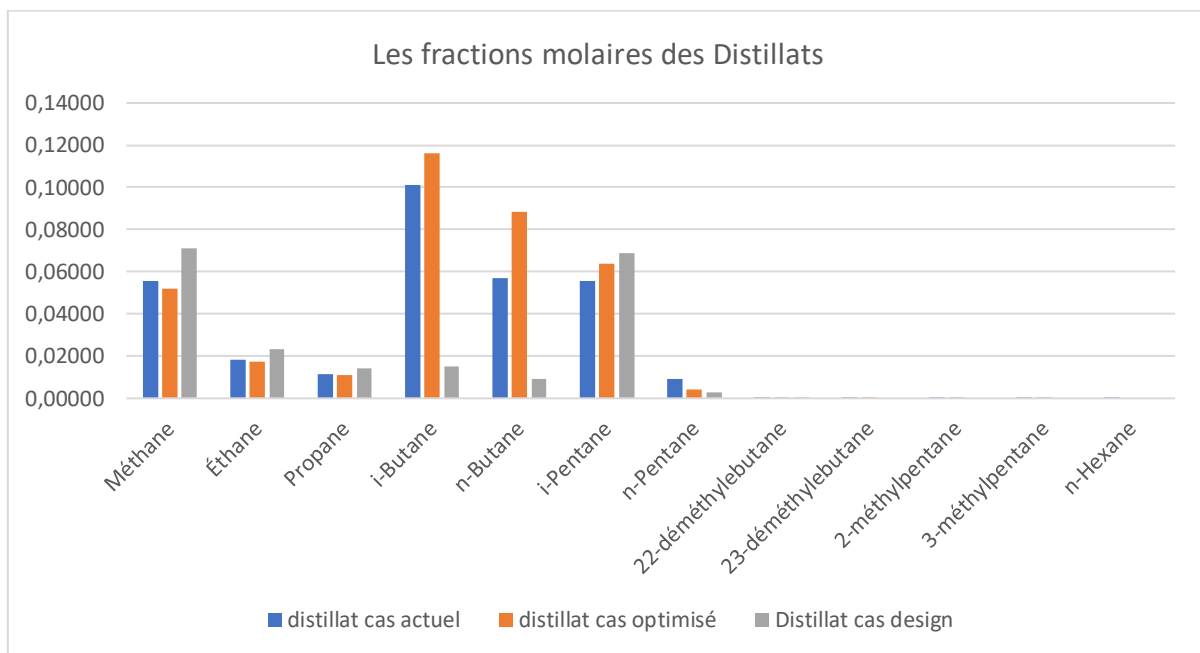
### VII-4-4-Vérification de l'efficacité de l'optimisation par comparaison des compositions molaires :

L'optimisation précédente a permis d'obtenir des paramètres optimaux pour résoudre le problème de séparation des hydrocarbures légers dans la colonne 17C51. Cette partie a pour objectif de vérifier l'efficacité des résultats obtenus en comparant les compositions molaires des fractions de résidu dans les cas actuel, de conception et optimisé, afin de confirmer la réduction des hydrocarbures légers dans le produit final.

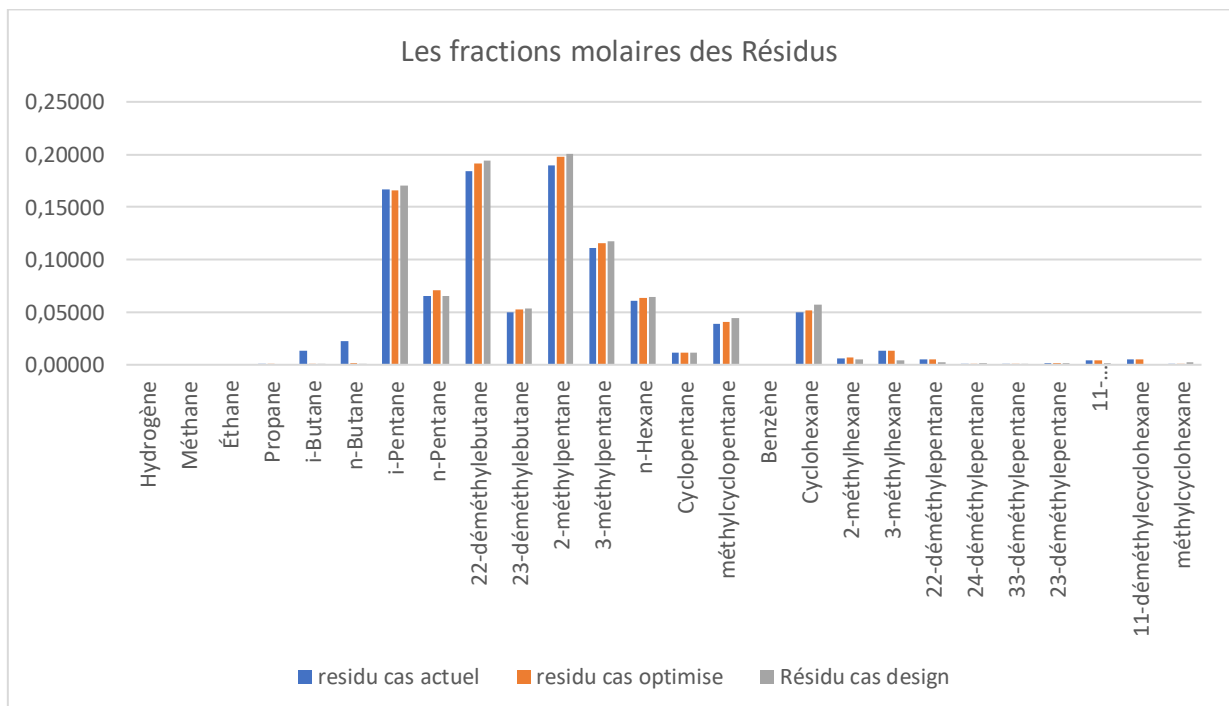
	Les fractions molaires					
	Distillat cas actuel	Distillat cas optimisé	Distillat cas design	Résidu cas actuel	Résidu cas optimisé	Résidu cas design
Hydrogène	0,69091	0,64714	0,79556	0,00000	0,00000	0,00000
Méthane	0,05561	0,05209	0,07088	0,00000	0,00000	0,00000

Éthane	0,01834	0,01718	0,02334	0,00000	0,00000	0,00000
Propane	0,01167	0,01095	0,01441	0,00001	0,00000	0,00000
i-Butane	0,10117	0,11620	0,01507	0,01321	0,00036	0,00001
n-Butane	0,05691	0,08832	0,00903	0,02251	0,00156	0,00004
i-Pentane	0,05574	0,06394	0,06877	0,16651	0,16577	0,17042
n-Pentane	0,00925	0,00409	0,00286	0,06532	0,07076	0,06496
22-déméthylebutane	0,00024	0,00006	0,00004	0,18363	0,19099	0,19419
23-déméthylebutane	0,00000	0,00000	0,00000	0,05027	0,05225	0,05315
2-méthylpentane	0,00001	0,00000	0,00000	0,18987	0,19738	0,20095
3-méthylpentane	0,00000	0,00000	0,00000	0,11093	0,11531	0,11742
n-Hexane	0,00000	0,00000	0,00000	0,06083	0,06323	0,06423
Cyclopentane	0,00013	0,00003	0,00002	0,01134	0,01184	0,01129
méthyl cyclopentane	0,00000	0,00000	0,00000	0,03888	0,04041	0,04417
Benzène	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000	0,00000
Cyclohexane	0,00000	0,00000	0,00000	0,04996	0,05194	0,05724
2-méthylhexane	0,00000	0,00000	0,00000	0,00640	0,00665	0,00527
3-méthylhexane	0,00000	0,00000	0,00000	0,01322	0,01374	0,00434
22-déméthylepentane	0,00000	0,00000	0,00000	0,00489	0,00509	0,00274
24-déméthylepentane	0,00000	0,00000	0,00000	0,00022	0,00023	0,00166
33-déméthylepentane	0,00000	0,00000	0,00000	0,00074	0,00077	0,00027
23-déméthylepentane	0,00000	0,00000	0,00000	0,00139	0,00145	0,00185
11-déméthylecyclopentane	0,00000	0,00000	0,00000	0,00418	0,00434	0,00172
11-déméthylecyclohexane	0,00000	0,00000	0,00000	0,00483	0,00502	0,00000
méthyl cyclohexane	0,00000	0,00000	0,00000	0,00085	0,00089	0,00201

**Tableau VII-12 : les compositions du résidu de cas optimal et le cas actuel et le cas design de la colonne de stabilisation**



**Figure VII-9 : Les fractions molaires de la composition des distillats de cas optimal et le cas actuel et le cas design la colonne de stabilisation**



**Figure VII-10 : Les fractions molaires de la composition des résidus de cas optimal et le cas actuel et le cas design la colonne de stabilisation**

- **Interprétation des résultats :**

D'après les résultats présentés dans Tableau VII-12 et dans les figures VII-9 et VII-10 on observe que la composition molaire du résidu et du distillat du cas optimisé est très proche de celle du cas de conception pour tous les composants. En ce qui concerne le pourcentage des composants légers dans le distillat optimisé, il est plus élevé que dans le cas réel et celui du cas de conception. Quant au pourcentage des composants légers dans le résidu, dans le cas optimisé, il est beaucoup plus faible que dans le cas réel et proche de celui du cas de conception. Par conséquent, les composants légers qui se trouvent dans le fond de la colonne sont évaporés et passent dans la tête, ce qui est confirmé par les figures. Ainsi, on obtient un distillat avec un pourcentage élevé de composants légers, notamment de normal butane et d'isobutane, et un très faible pourcentage de ces derniers dans le résidu. Cette évolution s'explique par le fait que les paramètres de la température et du taux de reflux ont été ajustés dans la colonne de stabilisation du cas optimisé, permettant un meilleur fonctionnement de la colonne de stabilisation. Cela explique pourquoi on obtient une TVR de l'isomérait satisfaisante et proche de celle du cas de conception.

### VII-5-Conclusion :

En conclusion, cette étude a montré l'importance de l'optimisation des paramètres opératoires pour améliorer l'efficacité et la qualité des processus de production et résoudre les problèmes connexes. Les résultats obtenus sont très prometteurs et peuvent être appliqués dans l'industrie pour améliorer les performances des systèmes de colonne de stabilisation. Cela garantit la conformité aux spécifications de l'isomérait final, offrant ainsi des opportunités pour améliorer sa qualité et résoudre le problème de la TVR. En fin de compte, cette étude a atteint son objectif.



# **Conclusion Générale**

### Conclusion générale :

Après cette étude au sein de la raffinerie d'Arzew, nous avons constaté que certains paramètres du procédé d'isomérisation sont conformes à la conception initiale, tandis que d'autres ont été modifiés. Ces modifications ont été effectuées pour des raisons telles que l'augmentation de la température d'entrée dans les réacteurs, la diminution du débit et de la vitesse spatiale afin de faciliter le travail de catalyseur et de maintenir leur activité, étant donné qu'ils sont en fin de cycle. Cependant, ces modifications ont entraîné un problème grave, à savoir une augmentation considérable de la TVR dans l'isomérat, dépassant largement les normes établies. Par conséquent, la qualité de l'isomérat s'est détériorée, comme nous l'avons constaté au cours de cette étude.

Grâce à l'optimisation des paramètres opératoires clés, tels que la température du fond de stabilisateur et le taux de reflux de tête, réalisée à l'aide du simulateur HYSYS, nous avons obtenu des valeurs optimisées. En utilisant ces valeurs dans la colonne de stabilisation, nous avons réussi à séparer la plupart des vapeurs légères présentes dans le fond de la colonne, ce qui nous a permis de retrouver une valeur très proche de celle de la conception, comme l'a confirmé la vérification de la composition. En effet, toutes les valeurs optimisées se sont avérées très proches de celles de la conception.

Cette solution d'optimisation des paramètres opératoires clés constitue notre approche pour résoudre le problème de TVR élevé. Bien qu'il puisse exister d'autres solutions potentiellement applicables.

La cause fondamentale de ce problème réside dans l'utilisation d'un catalyseur en fin de cycle. Le remplacement du catalyseur par un nouveau permettrait d'éviter toute modification des paramètres et d'éliminer les effets néfastes tels que l'hydrocraquage, qui entraînent la présence de légères dans l'isomérat et donc une TVR élevée. Bien que cette solution puisse représenter un investissement financier et un coût significatif, elle s'avère être une approche efficace pour résoudre les problèmes à la source.

Une autre proposition concerne la qualité de la charge avant son introduction dans le réacteur. Nous avons constaté que la charge provenant de l'unité 11 de distillation atmosphérique est de mauvaise qualité, contenant des composés C7+ et des légères. Il est donc primordial de veiller à ce que la charge de procédé d'isomérisation soit de bonne qualité et d'opérer dans les meilleures conditions possibles, en utilisant un bon catalyseur, afin d'éviter ces problèmes. En effet, chaque petit paramètre utilisé peut avoir un impact sur la qualité de l'isomérat et sur les performances du procédé dans son ensemble.

## Conclusion Générale

---

En conclusion, pour résoudre les problèmes identifiés dans cette étude, nous recommandons l'optimisation des paramètres opératoires clés, tels que la température du fond de stabilisateur et le taux de reflux de tête, afin de réduire le taux de vapeurs légères dans l'isomérat. Cette approche permettra d'obtenir un isomérat de haute qualité tout en respectant les normes et les exigences industrielles.

# **Références Bibliographiques**

### Référence Bibliographiques :

1. **RA1Z.** *manuel operatoire.*
2. **SPEIGHT, JAMES G.** *Handbook of PETROLEUM REFINING.* 2017.
3. **Platevoet, Bernard.** *Géologie des hydrocarbures : Tome 1.* s.l. : éditions Technip , 1994.
4. **Matar, Sami.** *Chemistry of PETROCHEMICAL PROCESSES.* 2000. 2nd Edition.
5. *petrole -technique d'ingenieur.* **Éric TOCQUÉ, Christine TRAVERS.** 10 janv. 2010. BE8520 v1.
6. **Nelson, W. L.** *Petroleum Refinery Engineering.* 4th ed. McGrawHill : s.n., 1958.
7. **WAUQUIER, J.-P.** *LE RAFFINAGE DE PETROLE, TOME 1.* 1994.
8. *Caractéristiques des produits pétroliers - Technique d'ingénieur.* **GUIBET, Jean-Claude.** 10 déc 1997.
9. **Pujado', Steven A. Treese • Peter R.** *Handbook of Petroleum Processing.* s.l. : second edition, 2015.
10. **Hancsók, S. P. Srivastava Jenó.** *FUELS AND FUEL-ADDITIVES.* 2014.
11. **Wuithier, Pierre.** *Le pétrole : Raffinage et Génie chimique Tome 1; Edition TECHNIP.* 1972.
12. *Carburants liquides - Essences et carburants pour moteurs à allumage commandé -technique d'ingenieur.* **Jean-Claude GUIBET, Xavier MONTAGNE.** 10 avril 2011.
13. **LEPRINCE, Pierre.** *procédés de Transformation, TECHNIP. Paris: Publication de l'institut Français de pétrole.* 1998.
14. **IFP.** *Procèdes et unité de raffinage : reformage catalytique - isomérisation", ENSPM formation industrielle IFP training .* 2005.
15. **HADJ, MIMOUN.** *cours de raffinage -IAP-.*
16. **P.WUITHIER.** *Raffinage et Génie Chimie. tome 1, deuxième Edition TECHNIP. .* Paris : s.n., 1972.
17. **U17, unite.** *NHT Operating manual UOP .*
18. **04, zone.** *manuel operatoire de la zone 04 -raffinerie d'ARZEW.*
19. **U17, unité.** *PENEX Operating manual UOP.*
20. **Soumia, AKROUR.** *cours IAP initiation la simulation des procédés.*

## Références Bibliographiques

---

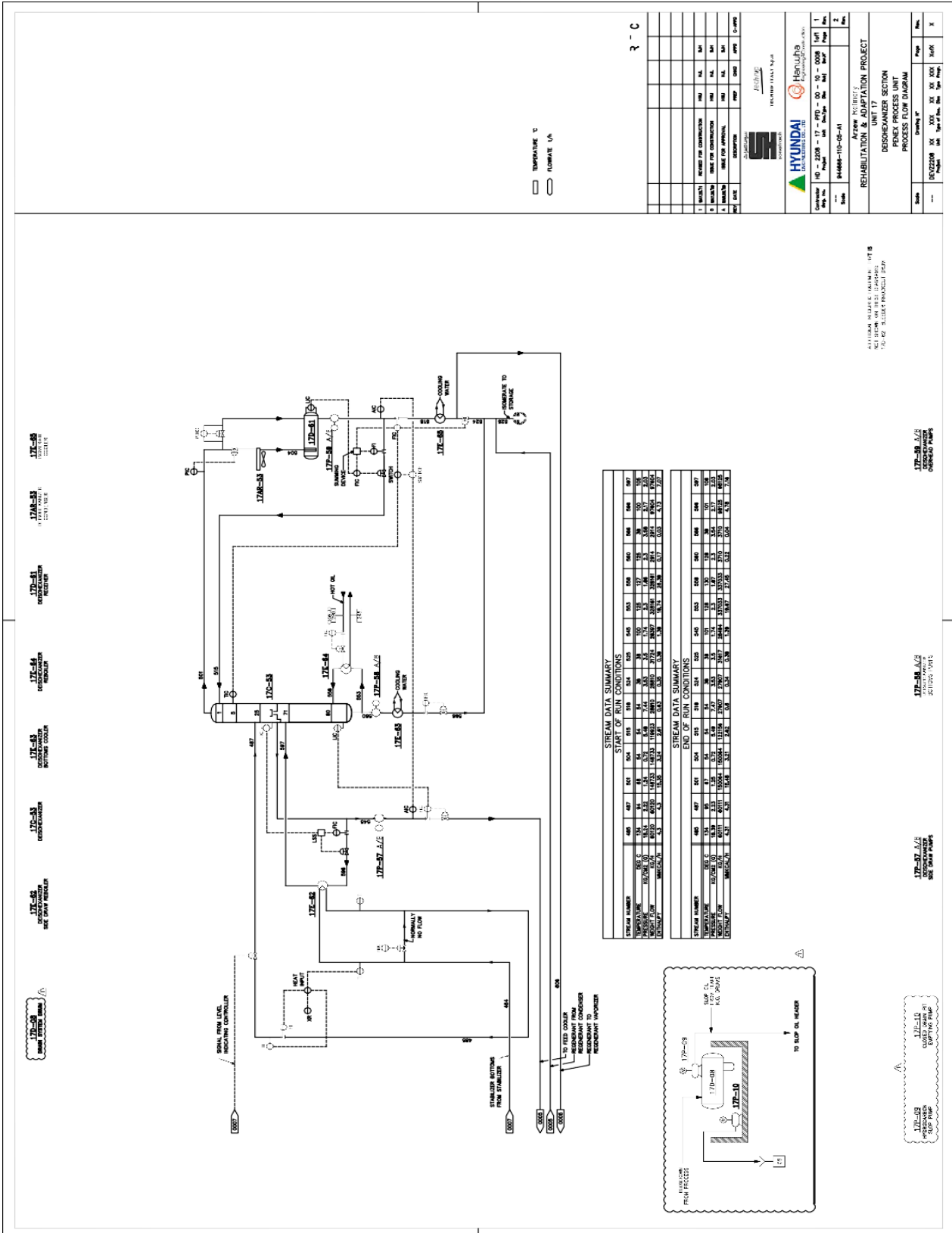
21. Martín, Mahmoud M. El-Halwagi et Mariano. *Process Simulation and Optimization in Sustainable Process Engineering*. 2012.
22. TECH, ASPEN. <https://www.aspentech.com/>. [En ligne]
23. AspenTech. *Aspen HYSYS user's guide*. 2019.
24. Vidal, J. *Thermodynamique ; Application au génie chimique et à l'industrie pétrolière, édition Technique*. 1997.
25. J. Redlich, N.S. Kwong. *On the thermodynamics of solutions, V-an Equation of state, fugacities of gaseous solutions*. 1949.
26. Soave, G. *Equilibrium constants from a modified Redlich Kwong equation of state, C.E.S.* 1972.
27. B.I. Lee, M.G. Kesler. *A generalized thermodynamic correction based on three-parameter corresponding data, Journal AICHE*. 1975.
28. Y.D. Peng, D.B.A. Robinson. *New two constant equation of state, I.E.C fundamentals*. 1976.
29. COMThermo, AspenTech. *Aspen COMThermo, Reference guide ASPEN Technology*. 2007.
30. Fredenslund, A., Jones, R. L., & Prausnitz, J. M. (1975). Group-contribution estimation of activity coefficients in nonideal liquid mixtures. *AIChE Journal*, 21(6), 1086-1099. *Group-contribution estimation of activity coefficients in nonideal liquid mixtures. AIChE Journal*, 1975.
31. Belkadi, A. *Modélisation de la matière avec l'équation saft pour la prédiction des propriétés thermodynamiques des fluides complexes à travers simulis thermodynamics, thèse de Doctorat de l'University de Toulouse*. 2008.
32. Mohamed A. Fahim, Taher A. Al-Sahhaf, Amal Elkilani. *Fundamentals of Petroleum Refining*. 2010.

# **LISTE DES ANNEXES**



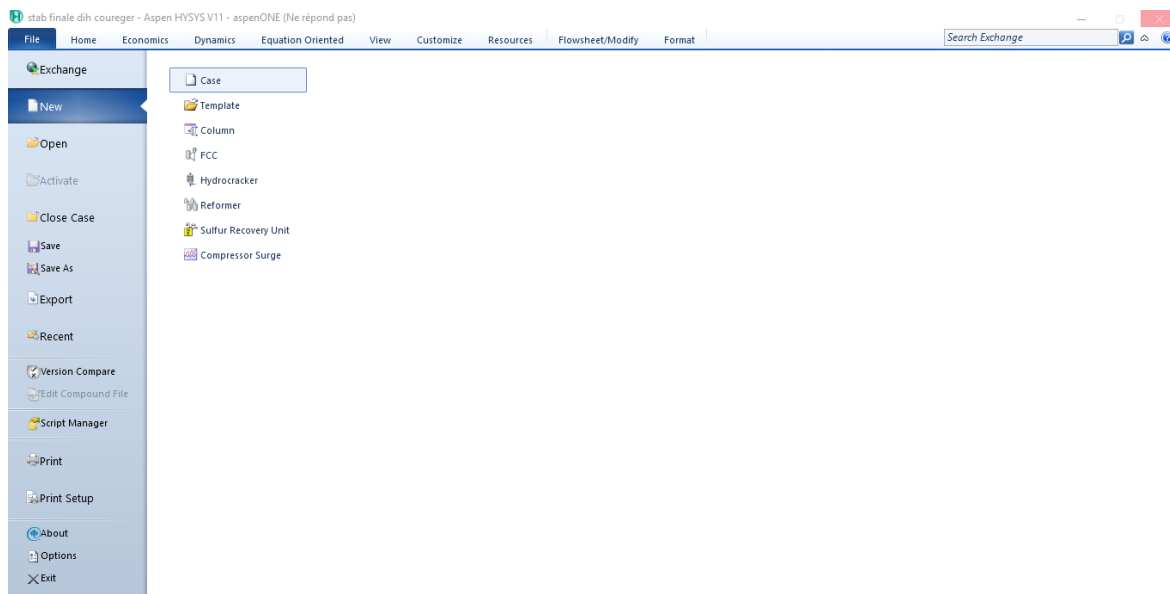


# Aannexe I

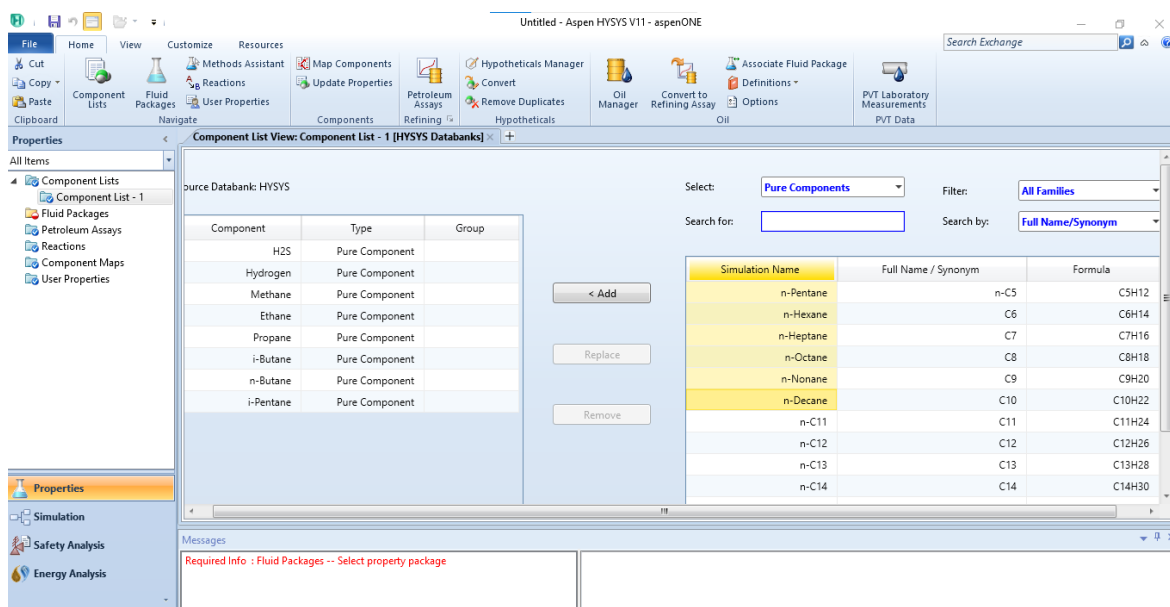


Annexe I-2 : schéma PFD de la colonne désohexaniseur

# Annexe II

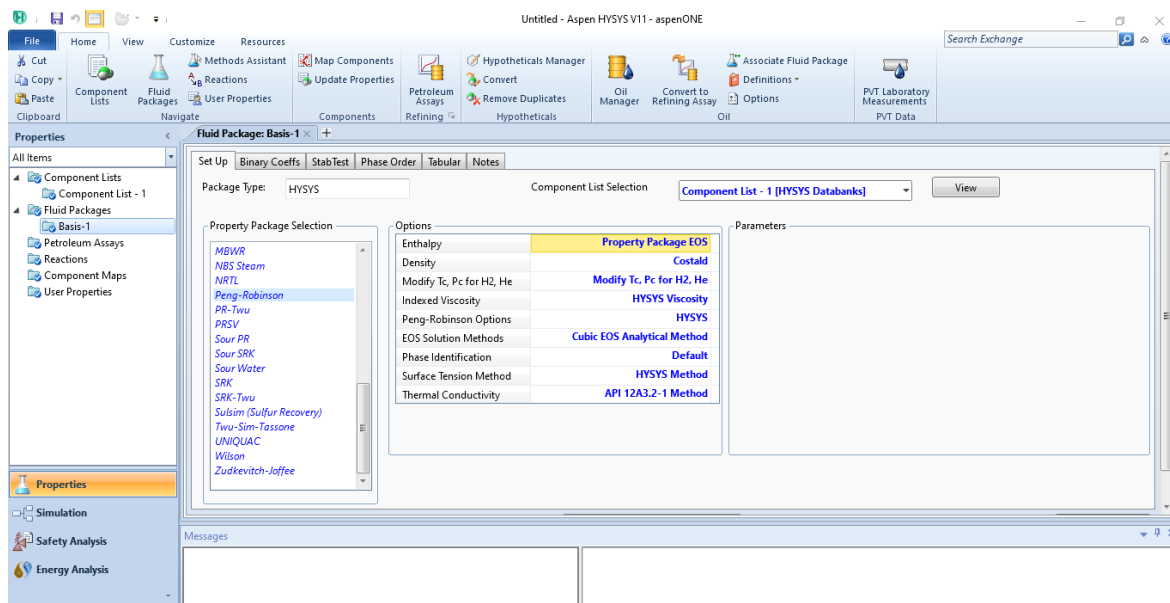


## Annexe II-1 : Choix D'un Nouveau Case

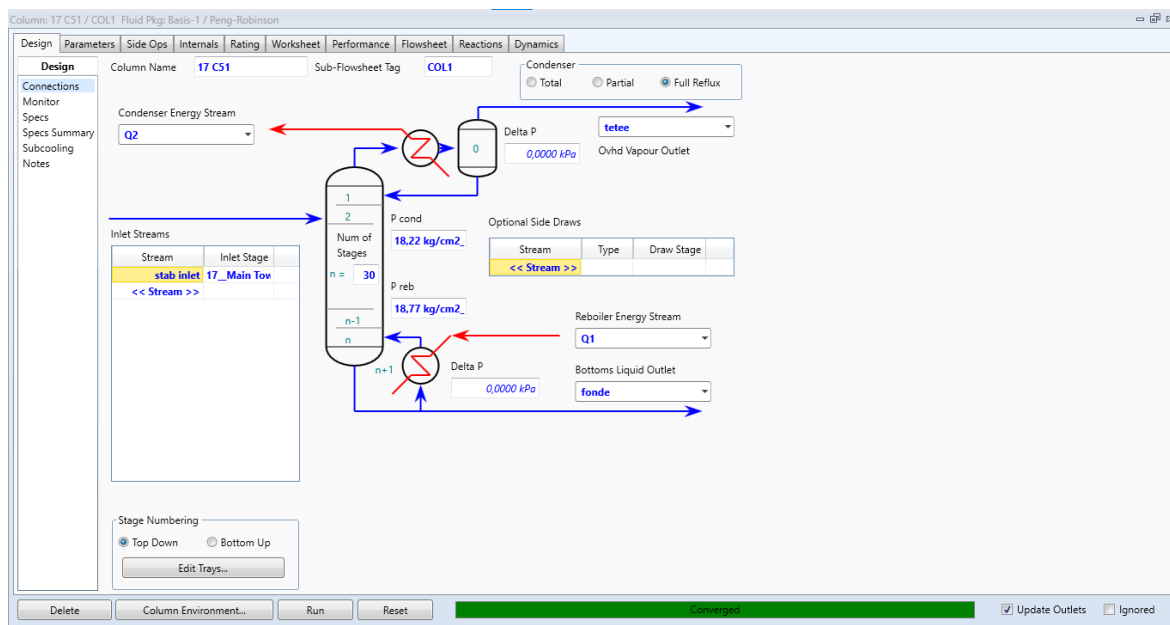


## Annexe II-2 : Choix Des Composants De La Charge

# Annexe II

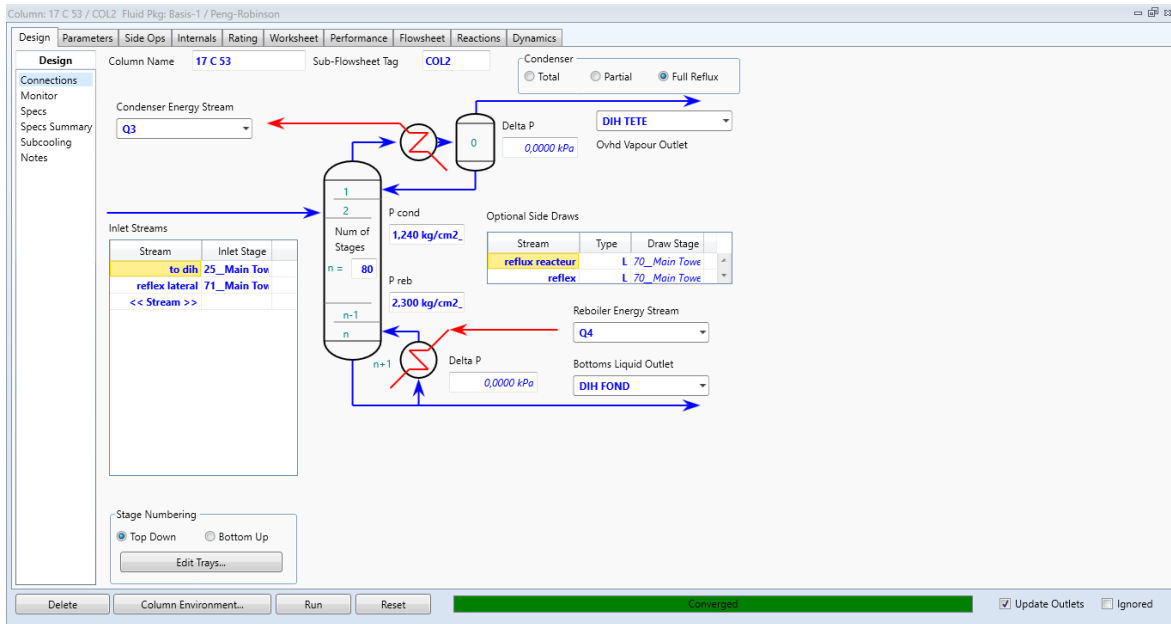


## Annexe II-3 : Choix Du Model Thermodynamique PENG-ROBINSON



## Annexe II-4 : Fenêtre De La Convergence De La Colonne 17C51

# Annexe II



**Annexe II-5 : Fenêtre De La Convergence De La Colonne 17C53**

# Annexe III

STREAM INDEX		135	137	152	201	221	247	261
DESCRIPTION								
		EFFLUENT FROM WATER INJECTION POINT,  KMOL/HR	EFFLUENT FROM CONDENSER,  KMOL/HR	MATERIAL FROM LEVEL CONTROL VALVE,  KMOL/HR	FEED #1 FROM BATTERY LIMITS,  KMOL/HR	FEED FROM FEED SURGE DRUM,  KMOL/HR	MAKEUP GAS FROM CONTROL VALVE,  KMOL/HR	WASH WATER FROM BATTERY LIMITS,  KMOL/HR
COMP	COMPONENT NAME							
1	H2O	83.40	83.40	0.73	0.00	0.00	0.00	82.65
2	H2S	0.019	0.019	0.012	0.00	0.00	0.00	0.00
3	NH3	0.0012	0.0012	1.E-05	0.00	0.00	0.00	0.00
4	H2	189.00	189.00	7.63	0.00	0.00	9.28	0.00
5	C1	4.97	4.97	1.12	0.00	0.00	0.91	0.00
6	C2	1.41	1.41	0.79	0.00	0.00	0.68	0.00
8	C3	0.70	0.70	0.57	0.00	0.00	0.49	0.00
10	IC4	0.27	0.27	0.24	0.00	0.00	0.13	0.00
11	NC4	0.12	0.12	0.11	0.00	0.00	0.11	0.00
13	IC5	72.02	72.02	69.46	69.38	69.38	0.05	0.00
14	NC5	122.16	122.16	118.73	118.68	118.68	0.025	0.00
16	CP	4.78	4.78	4.69	4.70	4.70	0.00	0.00
17	22DMB	3.50	3.50	3.44	3.44	3.44	0.00	0.00
18	23DMB	3.88	3.88	3.82	3.82	3.82	0.00	0.00
19	2MP	45.27	45.27	44.67	44.71	44.71	0.00	0.00
20	3MP	26.65	26.65	26.33	26.37	26.37	0.00	0.00
21	NC6	83.72	83.72	82.87	82.93	82.93	0.034	0.00
23	MCP	18.55	18.55	18.39	18.39	18.39	0.00	0.00
24	CH	21.27	21.27	21.13	21.13	21.13	0.00	0.00
25	BENZENE	12.76	12.76	12.65	12.65	12.65	0.00	0.00
26	22DMP	3.31	3.31	3.29	3.29	3.29	0.00	0.00
27	24DMP	4.30	4.30	4.27	4.27	4.27	0.00	0.00
28	223MB	0.66	0.66	0.66	0.66	0.66	0.00	0.00
TOTALS		702.72	702.72	425.59	414.42	414.42	11.72	82.65
MOLE FLOW, KG MOLE/H		702.72	702.72	425.59	414.42	414.42	11.72	82.65
WEIGHT FLOW, KG/H		35631	35631	33045	32934	32934	98	1489
MOLE WEIGHT, KG/KG MOLE		50.70	50.70	77.65	79.47	79.47	8.36	18.02
LIQ VOL FLOW, STD M3/H		48.5	51.5	50.0	49.7	49.7	0	1.5
LIQ DENSITY, KG/STD M3		671.0	670.2	660.9	662.9	662.9	0	999.0
VAP VOL FLOW, NRML M3/H		5038	4375	61	0	0	263	0
VAP DENSITY, KG/NRML M3		0.610	0.253	0.315	0	0	0.373	0

## Annexe III-1 : Débit de la charge LSRN de l'unité U17

Basis: EOR Unit Type: PENEX

STREAM INDEX		426	434	452	456	464	485	487
DESCRIPTION								
		VAPOR FROM CONTROL VALVE,  KMOL/HR	REFLUX FROM CONTROL VALVE,  KMOL/HR	BOTTOMS FROM REBOILER (JUNCTION),  KMOL/HR	BOTTOMS FROM REBOILER,  KMOL/HR	BOTTOMS FROM REBOILER (JUNCTION),  KMOL/HR	BOTTOMS FROM DIH REBOILER,  KMOL/HR	BOTTOMS FRC (JUNCTION),  KMOL/HR
COMP	COMPONENT NAME							
1	H2O	0.55	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
3	HCL	0.00	0.27	1.4E-11	1.4E-11	2.E-12	2.E-12	2.E-12
4	H2	37.16	3.10	4.2E-15	4.2E-15	6.3E-16	6.3E-16	6.3E-16
5	C1	13.13	6.67	2.6E-11	2.6E-11	3.9E-12	3.9E-12	3.9E-12
6	C2	9.13	19.86	1.2E-07	1.2E-07	1.9E-08	1.9E-08	1.9E-08
7	NC3	14.77	90.09	0.01	0.01	0.0015	0.0015	0.0015
8	IC4	15.90	194.62	3.62	3.62	0.55	0.55	0.55
9	NC4	3.04	49.89	3.68	3.68	0.56	0.56	0.56
10	IC5	1.20	42.16	1015.41	1015.41	153.17	153.17	153.17
11	NC5	0.078	3.53	342.01	342.01	51.59	51.59	51.59
12	CF	0.00016	0.012	25.65	25.65	3.97	3.97	3.97
13	22DMB	0.0071	0.46	780.86	780.86	117.79	117.79	117.79
14	23DMB	0.00046	0.039	289.16	289.16	43.62	43.62	43.62
15	2MP	0.001	0.085	783.36	783.36	119.17	119.17	119.17
16	3MP	0.00024	0.024	495.82	495.82	74.79	74.79	74.79
17	NC6	5.5E-05	0.0069	336.65	336.65	50.78	50.78	50.78
18	MCP	8.4E-06	0.0012	202.40	202.40	30.53	30.53	30.53
19	CH	8.5E-07	0.00017	238.17	238.17	35.93	35.93	35.93
20	2MH	9.3E-09	2.3E-06	5.03	5.03	0.76	0.76	0.76
22	3MH	4.9E-09	1.3E-06	4.63	4.63	0.70	0.70	0.70
23	3EP	1.3E-09	3.6E-07	2.10	2.10	0.32	0.32	0.32
24	22DMP	1.4E-07	2.2E-05	6.85	6.85	1.03	1.03	1.03
25	23DMP	6.4E-09	1.6E-06	4.02	4.02	0.61	0.61	0.61
26	24DMP	6.8E-09	1.2E-06	3.86	3.86	0.58	0.58	0.58
28	33DMP	9.5E-09	2.2E-06	2.88	2.88	0.43	0.43	0.43
29	NC7	4.2E-07	1.0E-05	181.06	181.06	27.31	27.31	27.31
29	MCH	7.1E-09	2.7E-06	181.06	181.06	27.42	27.42	27.42
30	DMCP	9.3E-08	2.3E-05	87.97	87.97	13.27	13.27	13.27
41	224MP	1.2E-11	3.2E-09	0.048	0.048	0.0072	0.0072	0.0072
42	ECH	2.2E-14	9.2E-11	1.38	1.38	0.21	0.21	0.21
TOTALS		94.86	410.82	4819.43	4819.43	726.98	726.98	726.98
MOLE FLOW, KG MOLE/H		94.86	410.82	4819.43	4819.43	726.98	726.98	726.98
WEIGHT FLOW, KG/H		2415	22256	398497	398497	60111	60111	60111
MOLE WEIGHT, KG/KG MOLE		25.43	54.17	82.69	82.69	82.69	82.69	82.69
LIQ VOL FLOW, STD M3/H		0	40.4	598.0	416.1	90.2	90.2	90.2
LIQ DENSITY, KG/STD M3		0	550.4	666.4	669.1	666.4	666.4	666.4
VAP VOL FLOW, NRML M3/H		2128	0	0	32984	0	0	6230
VAP DENSITY, KG/NRML M3		1.1	0	0	3.6	0	0	3.6

## Annexe III-2 : Débit de la charge des déferents fluides de la colonne 17C51

# Annexe III

Basis: EOR Unit Type: PENEX

STREAM INDEX DESCRIPTION		501	504	515	518	524	525	545
COMP	COMPONENT NAME	OVERHEAD VAPOR, KMOL/HR	OVERHEAD FROM AIR CONDENSER, KMOL/HR	REFLUX FROM CONTROL VALVE, KMOL/HR	ISOMERATE FROM ORIFICE, KMOL/HR	ISOMERATE FROM CONTROL VALVE, KMOL/HR	ISOMERATE FROM REGENERANT JUNCTION, KMOL/HR	SIDEDRAW, KMOL/HR
3	HCL	1.1E-11	1.1E-11	9.E-12	2.E-12	2.E-12	2.E-12	0.00
4	H2	3.4E-15	3.4E-15	2.8E-15	6.3E-16	6.3E-16	6.3E-16	0.00
7	C3	0.0083	0.0083	0.0067	0.0015	0.0015	0.0015	0.00
8	IC4	2.94	2.94	2.39	0.55	0.55	0.55	0.00
9	NC4	2.99	2.99	2.43	0.56	0.56	0.56	1.3E-21
10	IC5	823.62	823.62	670.45	153.17	153.17	153.17	6.9E-09
11	NC5	277.41	277.41	225.82	51.59	51.59	51.59	1.1E-06
12	CP	20.75	20.75	16.89	3.86	3.86	3.86	0.01
13	22DMB	623.00	623.00	507.14	115.86	115.86	115.86	1.93
14	23DMB	70.93	70.93	57.74	13.19	13.19	13.28	30.33
15	2MP	93.58	93.58	76.18	17.40	17.40	17.77	100.40
16	3MP	10.72	10.72	8.73	1.99	1.99	2.61	72.18
17	NC6	0.36	0.36	0.29	0.066	0.066	1.16	49.63
18	MCP	0.036	0.036	0.029	0.0067	0.0067	1.69	28.84
19	CH	0.00021	0.00021	0.00017	4.E-05	4.E-05	8.75	27.18
21	2MH	2.5E-08	2.5E-08	2.E-08	4.6E-09	4.6E-09	0.35	0.40
22	3MH	7.3E-09	7.3E-09	5.9E-09	1.3E-09	1.3E-09	0.37	0.33
23	3EP	1.1E-09	1.1E-09	9.4E-10	2.1E-10	2.1E-10	0.18	0.14
24	23DMP	2.E-05	2.E-05	1.6E-05	3.7E-06	3.7E-06	0.17	0.87
25	23DMP	2.4E-08	2.4E-08	2.E-08	4.5E-09	4.5E-09	0.29	0.31
26	24DMP	5.6E-06	5.6E-06	4.8E-06	1.E-06	1.E-06	0.10	0.48
27	33DMP	1.5E-07	1.5E-07	1.2E-07	2.8E-08	2.8E-08	0.17	0.27
28	NC7	4.8E-11	4.8E-11	3.9E-11	9.E-12	9.E-12	0.20	0.11
29	MCH	1.2E-09	1.2E-09	1.E-09	2.3E-10	2.3E-10	18.55	8.87
30	DMCP	1.3E-06	1.3E-06	1.1E-06	2.4E-07	2.4E-07	6.34	6.93
41	224MP	1.3E-12	1.3E-12	1.1E-12	2.4E-13	2.4E-13	0.0047	0.0025
42	ECH	4.3E-20	4.3E-20	3.5E-20	8.1E-21	8.1E-21	0.16	0.05
TOTALS		1926.35	1926.35	1568.10	358.24	358.24	397.72	329.26
MOLE FLOW, KG MOLE/H		1926.35	1926.35	1568.10	358.24	358.24	397.72	329.26
WEIGHT FLOW, KG/H		150064	150064	122156	27907	27907	31617	28494
MOLE WEIGHT, KG/KG MOLE		77.90	77.90	77.90	77.90	77.90	79.50	86.54
LIQ VOL FLOW, STD M3/H		0	234.6	191.0	43.6	43.6	48.5	41.7
LIQ DENSITY, KG/STD M3		0	639.7	639.7	639.7	639.7	651.9	683.3
VAP VOL FLOW, NRML M3/H		43178	0	0	0	0	0	0
VAP DENSITY, KG/NRML M3		3.5	0	0	0	0	0	0

## Annexe III-3 : Débit de la charge des déferents fluides de la colonne 17C53

Basis: EOR Unit Type: PENEX

STREAM INDEX DESCRIPTION		553	558	560	566	596	597	606
COMP	COMPONENT NAME	BOTTOMS FROM REBOILER JUNCTION, KMOL/HR	BOTTOMS FROM REBOILER, KMOL/HR	BOTTOMS FROM REBOILER JUNCTION, KMOL/HR	BOTTOMS FROM CONTROL VALVE, KMOL/HR	LIQUID FROM CONTROL VALVE, KMOL/HR	TOTAL FROM SIDEDRAW REBOILER, KMOL/HR	FRESH REGENERANT FROM CONTRC VALVE, KMOL/HR
3	HCL	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.E-13
4	H2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6.3E-17
7	C3	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00015
8	IC4	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.055
9	NC4	0.00	0.00	0.00	0.00	4.5E-21	4.5E-21	0.056
10	IC5	4.7E-12	4.7E-12	5.2E-14	5.2E-14	2.4E-08	2.4E-08	15.32
11	NC5	2.6E-09	2.6E-09	2.9E-11	2.9E-11	3.6E-06	3.6E-06	5.16
12	CP	0.0005	0.0005	5.5E-06	5.5E-06	0.036	0.036	0.39
13	22DMB	0.12	0.12	0.0013	0.0013	6.63	6.63	11.59
14	23DMB	8.49	8.49	0.093	0.093	104.46	104.46	1.32
15	2MP	33.28	33.28	0.37	0.37	345.74	345.74	1.74
16	3MP	55.84	55.84	0.61	0.61	248.58	248.58	0.20
17	NC6	98.95	98.95	1.09	1.09	170.90	170.90	0.0066
18	MCP	152.83	152.83	1.68	1.68	99.33	99.33	0.00067
19	CH	794.80	794.80	8.75	8.75	93.60	93.60	4.E-06
21	2MH	32.24	32.24	0.35	0.35	1.39	1.39	4.6E-10
22	3MH	33.38	33.38	0.37	0.37	1.14	1.14	1.3E-10
23	3EP	16.48	16.48	0.18	0.18	0.47	0.47	2.1E-11
24	22DMP	15.19	15.19	0.17	0.17	2.98	2.98	3.7E-07
25	23DMP	26.49	26.49	0.29	0.29	1.08	1.08	4.5E-10
26	24DMP	9.29	9.29	0.10	0.10	1.65	1.65	1.E-07
27	33DMP	15.14	15.14	0.17	0.17	0.92	0.92	2.8E-09
28	NC7	18.10	18.10	0.20	0.20	0.38	0.38	9.E-13
29	MCH	1685.16	1685.16	18.55	18.55	30.55	30.55	2.3E-11
30	DMCP	575.93	575.93	6.34	6.34	23.87	23.87	2.4E-08
41	224MP	0.43	0.43	0.0047	0.0047	0.0087	0.0087	2.4E-14
42	ECH	14.30	14.30	0.16	0.16	0.17	0.17	8.1E-22
TOTALS		3586.43	3586.43	39.48	39.48	1133.89	1133.89	35.82
MOLE FLOW, KG MOLE/H		3586.43	3586.43	39.48	39.48	1133.89	1133.89	35.82
WEIGHT FLOW, KG/H		337033	337033	3710	3710	98125	98125	2791
MOLE WEIGHT, KG/KG MOLE		93.97	93.97	93.97	93.97	86.54	86.54	77.90
LIQ VOL FLOW, STD M3/H		442.6	307.6	4.9	4.9	143.6	100.3	4.4
LIQ DENSITY, KG/STD M3		761.4	763.0	761.4	761.4	683.3	685.5	639.7
VAP VOL FLOW, NRML M3/H		0	24666	0	0	0	7630	0
VAP DENSITY, KG/NRML M3		0	4.1	0	0	0	3.9	0

## Annexe III-4 : Débit de la charge des déferents fluides de la colonne 17C53

# Annexe IV

Variation de débit d'injection PERC suivant le débit de charge  
Unité 17

DEBIT CHARGE (m <sup>3</sup> /h) PENEX FICS08	INJECTION PERC (300 ppm)		INJECTION PERC (150 ppm)	
	l/h	kg/h	l/h	kg/h
55	7,93	12,85	3,93	6,37
56	8,08	13,09	4	6,48
57	8,23	13,33	4,07	6,59
58	8,37	13,57	4,15	6,72
59	8,52	13,80	4,22	6,84
60	8,67	14,04	4,29	6,95
61	8,81	14,28	4,36	7,06
62	8,96	14,52	4,43	7,18
63	9,11	14,75	4,5	7,29
64	9,25	14,99	4,58	7,42
65	9,40	15,23	4,65	7,53
66	9,55	15,47	4,72	7,65
67	9,69	15,70	4,79	7,76
68	9,84	15,94	4,86	7,87
69	9,99	16,18	4,93	7,99
70	10,13	16,42	5	8,10
71	10,28	16,66	5,08	8,23
72	10,43	16,89	5,15	8,34
73	10,57	17,13	5,22	8,46
74	10,72	17,37	5,29	8,57
75	10,87	17,61	5,36	8,68
76	11,01	17,84	5,43	8,80
77	11,16	18,08	5,5	8,91
78	11,31	18,32	5,58	9,04
79	11,45	18,56	5,65	9,15
80	11,60	18,79	5,72	9,27
81	11,75	19,03	5,79	9,38
82	11,89	19,27	5,86	9,49
83	12,04	19,51	5,93	9,61
84	12,19	19,75	6,01	9,74
85	12,34	19,98	6,08	9,85
86	12,48	20,22	6,15	9,96
87	12,63	20,46	6,22	10,08
88	12,78	20,70	6,29	10,19
89	12,92	20,93	6,36	10,30
90	13,07	21,17	6,43	10,42

$95 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow 13,79$  |  $22,34$  |  $6,78$  |  $10,99$   
 $100 \text{ m}^3/\text{h} \rightarrow 14,52$  |  $23,52$  |  $7,14$  |  $11,57$

Annexe IV-1 : l'injection de chlore selon le début de charge de l'unité U17

# Annexe V

Data File : C:\Chem32\1\Data\05032023 AB\101F0101.D  
 Used Calibration : C:\Chem32\1\Data\SD30032020\101F0101.D  
 Sample name : LSRN 2  
 Date injection : 3/5/2023 21:36:58  
 Date report : 3/6/2023 13:25:28  
 Sample Type : Isomerase Amb  
 Sequence name : C:\Chem32\1\TEMP\AESEQ\QS\_05.03.2023\_09.35.26\05032  
 Operator : Admin  
 Method : D6733AMB

Seq. Line # : 1  
 Vial # : 101  
 Inj : 1  
 Inj vol µl : 0.1  
 Peaks # : 33 (33)

Time	Index	Component	Mass %	Vol %	Mol %	Peak Ar
5.709	399.3	n-butane	4,5437	5.1204	6.1368	474.1
7.495	499.6	n-pentane	26,1649	27.3278	28.4668	2.7474E+
12.162	600.1	n-hexane	17,3947	17.2665	15.8404	1.8183E+
24.115	699.8	n-Heptane	1,7293	1.6562	1.3547	182.5
5.395	368.2	Isobutane	0,1125	0.1316	0.1521	11.7
6.866	475.0	Isopentane	14,4843	15.2799	15.7586	1.5209E+
8.679	536.0	2,2-Dimethylbutane	0,3950	0.3980	0.3597	41.6
10.005	565.4	2,3-Dimethylbutane	1,1554	1.1427	1.0524	121.8
10.215	569.4	2-Methylpentane	10,1998	10.2179	9.2905	1.0759E+
11.022	583.3	3-Methylpentane	5,6939	5.6099	5.1863	600.6
14.642	630.1	2,2-Dimethylpentane	0,3835	0.3727	0.3005	40.4
15.154	635.3	2,4-dimethylpentane	0,0292	0.0284	0.0228	3.0
17.288	654.7	3,3-dimethylpentane	0,0655	0.0619	0.0513	7.0
20.116	675.8	3-Methylhexane	1,6733	1.5945	1.3108	176.6
21.829	686.7	3-Ethylpentane	0,6591	0.6182	0.5163	69.5
28.510	728.4	2,2-Dimethylhexane	0,0183	0.0172	0.0125	1.9
30.384	739.1	2,4-Dimethylhexane	0,0205	0.0192	0.0141	2.1
35.178	763.2	2,3-Dimethylhexane	0,1877	0.1768	0.1290	19.8
5.869	414.0	Trans-2-butene	0,0477	0.0516	0.0668	5.1
7.701	507.0	Trans-2-pentene	0,0028	0.0028	0.0031	0.2
8.123	520.5	2-Methyl-2-butene	0,0076	0.0075	0.0085	0.8
14.081	624.0	3-Methyl-cis-2-pentene	0,1738	0.1642	0.1621	18.7
18.914	667.3	C7-olefin 9	1,6167	1.5240	1.2923	174.4
19.113	668.8	C7-olefin 10	0,4313	0.4085	0.3448	46.5
20.985	681.5	C7-olefin 12	0,4319	0.4149	0.3453	46.6
9.936	564.1	Cyclopentane	1,5637	1.3735	1.7501	168.7
14.290	626.3	1-Methylcyclopentane	3,9121	3.4215	3.6489	422.2
17.699	658.0	Cyclohexane	2,8102	2.3645	2.6211	303.3
19.450	671.2	1,1-Dimethylcyclopentane	0,3173	0.2755	0.2537	34.2
21.406	684.2	cis-1,3-dimethylcyclopentane	0,3716	0.3268	0.2971	40.1
21.658	685.7	Trans-1,3-dimethylcyclopentane	0,0931	0.0814	0.0744	10.0
27.718	723.7	1-Methylcyclohexane	0,7268	0.6190	0.5810	78.4
16.619	649.0	Benzene	2,5827	1.9248	2.5952	299.6

## Annexe V-1 : Composition de la charge LSRN du cas actuels



# Annexe VI



Annexe VI-1 : Plant De La Raffinerie D'ARZEW

# Annexe VII

	stab inlet	tete	fonde
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
Hydrogen	0,2486	0,6909	0,0000
Methane	0,0200	0,0556	0,0000
Ethane	0,0066	0,0183	0,0000
Propane	0,0042	0,0117	0,0000
i-Butane	0,0449	0,1012	0,0132
n-Butane	0,0349	0,0569	0,0225
i-Pentane	0,1267	0,0557	0,1665
n-Pentane	0,0451	0,0093	0,0653
22-Mbutane	0,1177	0,0002	0,1836
23-Mbutane	0,0322	0,0000	0,0503
2-Mpentane	0,1216	0,0000	0,1899
3-Mpentane	0,0710	0,0000	0,1109
n-Hexane	0,0389	0,0000	0,0608
Cyclopentane	0,0073	0,0001	0,0113
Mcyclopentan	0,0249	0,0000	0,0389
Benzene	0,0000	0,0000	0,0000
Cyclohexane	0,0320	0,0000	0,0500
2-Mhexane	0,0041	0,0000	0,0064
3-Mhexane	0,0085	0,0000	0,0132
22-Mpentane	0,0031	0,0000	0,0049
24-Mpentane	0,0001	0,0000	0,0002
33-Mpentane	0,0005	0,0000	0,0007
23-Mpentane	0,0009	0,0000	0,0014
11Mcympentan	0,0027	0,0000	0,0042
11-Mcyhexan	0,0031	0,0000	0,0048
Mcylohexane	0,0005	0,0000	0,0009
H2O	0,0000	0,0000	0,0000
1122-CIC2	0,0000	0,0000	0,0000

## Annexe VII-1 : Résultats de simulation de la colonne de stabilisation du cas actuels

	to diH	DIH TETE	vers le reacteur	reflex	DIH FOND
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Hydrogen	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Methane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ethane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Propane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-Butane	0,0132	0,0351	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0225	0,0598	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,1665	0,4426	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0653	0,1736	0,0000	0,0000	0,0000
22-Mbutane	0,1836	0,2544	0,1546	0,1546	0,0008
23-Mbutane	0,0503	0,0023	0,0867	0,0867	0,0021
2-Mpentane	0,1899	0,0018	0,3317	0,3317	0,0128
3-Mpentane	0,1109	0,0001	0,1932	0,1932	0,0202
n-Hexane	0,0608	0,0000	0,1019	0,1019	0,0524
Cyclopentane	0,0113	0,0301	0,0000	0,0000	0,0000
Mcylopentan	0,0389	0,0000	0,0611	0,0611	0,0751
Benzene	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Cyclohexane	0,0500	0,0000	0,0515	0,0515	0,3731
2-Mhexane	0,0064	0,0000	0,0030	0,0030	0,0842
3-Mhexane	0,0132	0,0000	0,0059	0,0059	0,1775
22-Mpentane	0,0049	0,0000	0,0051	0,0051	0,0363
24-Mpentane	0,0002	0,0000	0,0002	0,0002	0,0017
33-Mpentane	0,0007	0,0000	0,0004	0,0004	0,0093
23-Mpentane	0,0014	0,0000	0,0007	0,0007	0,0183
11Mcympentan	0,0042	0,0000	0,0022	0,0022	0,0527
11-Mcyhexan	0,0048	0,0000	0,0015	0,0015	0,0713
Mcylohexane	0,0009	0,0000	0,0003	0,0003	0,0120
H2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
1122-CIC2	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

## Annexe VII-2 : résultats de simulation de la colonne déisohexaniseur du cas actuel

# Annexe VII

	stab inlet	tete	fonde
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
Hydrogen	0,2486	0,6472	0,0000
Methane	0,0200	0,0521	0,0000
Ethane	0,0066	0,0172	0,0000
Propane	0,0042	0,0109	0,0000
i-Butane	0,0449	0,1162	0,0004
n-Butane	0,0349	0,0883	0,0016
i-Pentane	0,1267	0,0639	0,1658
n-Pentane	0,0451	0,0041	0,0708
22-Mbutane	0,1177	0,0001	0,1910
23-Mbutane	0,0322	0,0000	0,0523
2-Mpentane	0,1216	0,0000	0,1974
3-Mpentane	0,0710	0,0000	0,1153
n-Hexane	0,0389	0,0000	0,0632
Cyclopentane	0,0073	0,0000	0,0118
Mcyclopentan	0,0249	0,0000	0,0404
Benzene	0,0000	0,0000	0,0000
Cyclohexane	0,0320	0,0000	0,0519
2-Mhexane	0,0041	0,0000	0,0067
3-Mhexane	0,0085	0,0000	0,0137
22-Mpentane	0,0031	0,0000	0,0051
24-Mpentane	0,0001	0,0000	0,0002
33-Mpentane	0,0005	0,0000	0,0008
23-Mpentane	0,0009	0,0000	0,0014
11Mcycpenta	0,0027	0,0000	0,0043
11-Mcychexan	0,0031	0,0000	0,0050
Mcyclohexane	0,0005	0,0000	0,0009
H2O	0,0000	0,0000	0,0000
1122-CIC2	0,0000	0,0000	0,0000

## Annexe VII-3 : Résultats de simulation de la colonne des stabilisations du cas optimiser