



Faculty of Sciences and Technology
Department of Process Engineering
Ref :...../U.M/F.S.T/2026

كلية العلوم والتكنولوجيا
قسم هندسة الطرائق
رقم :..... / ج.م.ك.ع.ت// 2026

MEMOIRE DE FIN D'ETUDES DE MASTER ACADEMIQUE

Filière : **INDUSTRIES PÉTROCHIMIQUES**

Option : **GÉNIE PÉTROCHIMIQUE**

THÈME

**Optimisation des paramètres opératoires de la colonne de
déisohexanisation (DIH) de l'unité d'isomérisation de la
raffinerie d'Arzew pour l'amélioration de la qualité et de
l'indice d'octane de l'isomérat**

Présenté par :

- 1- GUEBBABI Zahia Kaoutar
- 2- OULD MOUSSA Didia Sabria

Soutenu le 28/06/ 2026 devant le jury composé de :

Président :	BENYEKKOU Nabila	MCB	Université de Mostaganem
Examineur :	BENOSMANE Sarra	MCB	Université de Mostaganem
Rapporteur :	BELARBI Ilhem	MCB	Université de Mostaganem



Remerciements

Nous tenons à remercier DIEU le tout puissant, pour le courage et la patience qu'il nous a offert, afin de réaliser ce travail.

Ce mémoire a été réalisé au sein de l'unité de production du complexe RA1/Z de SONATRACH, zone 4, unité de carburant.

Nous remercions vivement notre encadrante Docteur BELARBI Ilhem, pour sa disponibilité et ses précieux conseils.

Nos sincères remerciements s'adressent également aux membres du jury :

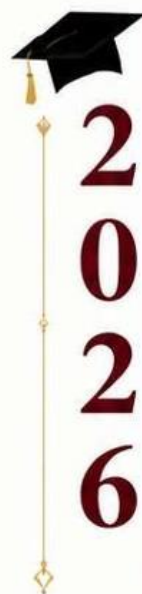
À Mme BENYEKKOU Nabila, qui nous fait l'honneur de présider ce jury.

À Mme BENOSMANE Sarra, pour avoir accepté d'examiner ce travail.

Nous remercions chaleureusement l'ingénieur de la zone 4, Mr YUCEF DANI, pour sa grande disponibilité et ses conseils avisés.

Nous exprimons notre gratitude à l'Université de Mostaganem pour nous avoir offert un cadre d'études idéal.

Enfin, nos remerciements vont aux contremaîtres, au personnel de RA1Z et aux opérateurs de la zone 4, ainsi qu'à tous ceux qui nous ont soutenus de près ou de loin.





Dédicace

Je dédie ce projet :

A Mon père,

*Pour tous ses sacrifices, ses efforts, et son soutien inestimable tout au long de
mon parcours académique.*

A ma mère,

*Pour son amour inconditionnel sa disponibilité et ses encouragements précieux
qui m'ont guidée toujours vers l'excellence.*

A mon cher frère ainsi qu'à mes chères cousines,

Pour leur présence et leur soutien sincère.

A moi-même,

*Pour ma détermination, ma discipline et ma capacité à surmonté les obstacles
afin d'éteindre cet accomplissement.*

Je dédie également ce modeste travail à la mémoire de mon cher oncle

Ould Moussa Abderrahmane,

رحمه الله واسكنه فسيح جناته

Didia





Dédicace

*Louange à Dieu le Tout-Puissant, Qui m'a
accordé la force, la volonté et la patience pour
accomplir ce travail.*

J'ai l'honneur de dédier ce modeste mémoire à :

À mon cher papa,

*Mon repère et ma fierté, à qui je dois toute ma réussite et
mon grand respect.*

À ma chère maman,

*Mon exemple de tendresse et de générosité, celle qui a
toujours illuminé ma vie par son soutien et dont la présence
fait tout mon bonheur.*

À ma chère sœur Narimene,

*Pour son soutien indéfectible, ses précieux conseils et son
amour.*

À mes chères copines : Aya, Anfel et Nabila,

Qui ont été à mes côtés à chaque étape de ce parcours.

À moi-même,

*Pour avoir tenu bon face aux doutes, pour ma
persévérance et ma force face aux défis. Ce diplôme est le
couronnement de mes propres sacrifices.*

*Enfin, à tous ceux qui ont cru en moi et m'ont soutenue, de
près ou de loin, par un mot, un sourire ou une pensée.*

Je vous suis profondément reconnaissante.

Kaoutar



Table des matières

.....	1
Introduction générale	1
ChapitreI	1
Chapitre I : la partie théorique.....	3
I-1 Présentation de la raffinerie d'Arzew	3
I-2 Capacités de production de la raffinerie d'Arzew.....	3
I-3 Organisation des unités de traitement de la raffinerie RA1/Z	4
I-4 Présentation de la zone 04	5
I-4-1 Unité de distillation fractionnée atmosphérique	6
I-4-2 Unité de Platforming	6
I-4-2-1 Section de prétraitement de naphta (Hydrobon)	6
I-4-2-2 Section reforming.....	7
I-4-3 Unité de récupération et traitement des GPL	7
I-4-4 Unité d'isomérisation	7
I-4-4-1 Description du procédé de prétraitement du naphta (LNHT).....	8
I-4-4-2 Les principales réactions d'hydrotraitement	9
I-4-4-3 Section d'isomérisation du naphta léger (LSRN)(PENEX).....	9
I-4-4-4 Les principales réactions d'isomérisation	10
I-5 L'indice d'octane	11
I-6 Catalyseurs utilisés dans le procédé d'isomérisation.....	12
I-7 Distillation	13
I-8 DEISOHEXANISEUR	13
I-8-1 Paramètres opératoires du DIH.....	14
I-8-2 Fonctionnement et contrôle de la colonne de désohexanisation (DIH)	15
I-8-3 Influence des paramètres opératoires sur les performances de la colonne DIH.....	15
I-9 Conclusion	17
Chapitre II : la partie pratique.....	18
II-1 Introduction	18
II-2 Problématique de la simulation.....	18
II-3 Le Simulateur	21
II-3-1 Principe de fonctionnement.....	21
II-4 Choix du modèle thermodynamique	21
II-4-1 Introduction des modèles thermodynamiques.....	21
II-5 Simulation du cas design et cas actuels	22
II-5-1 Simulation cas design	22
II-5-1-1 Caractéristiques de la charge	23
II-5-1-2 Vérification des performances du logiciel Aspen Hysys	23

Table des matières

II-5-1-3 Les paramètres opératoires de la colonne (cas de design)	23
II-5-1-4 Résultats de la simulation	23
II-5-1-5 Calcul de l'erreur relative	24
II-5-1-6 Détermination de la qualité de la charge et d'isomérat obtenu de cas design	25
II-5-1-7 Résultat du calcul de RON d'isomérat cas design	27
II-6 Simulation du cas actuel de la colonne C-53	27
II-6-1 Caractéristiques de la charge	27
II-6-2 Les paramètres opératoires :	28
II-7 Etude comparative entre la composition des résultats de design et résultats actuel	30
II-8 Etude comparative entre les résultats de design et actuel de soutirage	31
II-9 Etude comparative entre les résultats de design et actuel de résidu	31
II-10 La partie d'optimisation	33
II-10-1 Méthodologie	33
II-10-2 Etude L'effet de la variation des débits	34
II-10-2-1 Etude de l'effet de la variation du débit de reflux sur la composition d'isomérat	34
II-10-2-2 Etude de l'effet de la variation de débit de Distillat sur la pureté d'isomérat	34
II-10-2-3 Etude de l'effet de la variation de débit de soutirage sur la pureté d'isomérat	34
II-10-3 Composition molaire d'isomérat	34
II-11 Conclusion	38
Conclusion générale	39
Bibliographie	40
AnnexeI	44
AnnexeII	48
Annexe III	51

تفرض المعايير الجديدة لمكافحة التلوث إعادة صياغة البنزين. وتتمثل المشكلة الحالية للمصافي في إنتاج بنزين ذي رقم أوكتان مرتفع. ويُعد أحد الحلول الممكنة إجراء عملية الأزمرة للبارافينات الخطية (وخاصة C5 وC6).

تُعتبر الأزمرة الهيكلية للبارافينات ذات السلسلة الخطية تفاعلاً مهماً في الكيمياء المشتقة من البترول. وتتضمن هذه العملية تحويل البارافينات الخطية ذات أرقام الأوكتان المنخفضة إلى نظائرها المتفرعة ذات أرقام أوكتان أعلى.

في هذا العمل، نقترح تحسين معلومات تشغيل وحدة *DIH* باستعمال برنامج المحاكاة *Aspen Plus* بهدف تحسين جودة الإيزوميرات ورفع رقم الأوكتان. يتضمن هذا العمل ثلاث مراحل:

- **المرحلة الأولى :** تتمثل في دراسة بيليوغرافية لعملية الأزمرة، لا سيما عمود إزالة الأيزوهكسان. (*Déisohexanisation*)
- **المرحلة الثانية :** تشمل تحليل الشحنة الجديدة وإدخالها إلى برنامج المحاكاة لدراسة تغير الشحنة مقارنة بالحالة الحالية.
- **المرحلة الثالثة :** تتمثل في تحسين المعلومات الجديدة لعمود إزالة الأيزوهكسان من أجل إنتاج إيزوميرات ذات جودة عالية.

كلمات مفتاحية :

تكرير النفط , وحدة الأزمرة , رقم الأوكتان, عمود *DIH*, المحاكاة , برنامج *Aspen HYSYS* , التحسين , جودة البنزين, الهيدروكربونات .

Abstract

The new pollution control standards imposed a reformulation of gasoline; the current problem is refiners to produce gasoline with a higher-octane rating. One possible solution is to isomerizing linear paraffins (especially C5-C6).

The skeletal isomerization paraffins linear chain reaction is a major in chemical derived from petroleum. This process involves the conversion of paraffins linear low octane number, connected to their counterpart's octane numbers higher.

In the present work, we proposed to optimize the operating parameters of DIH using an Aspen Plus simulator to improve the quality of high octane isomerate.

This work involves three steps:

- 1st step consisting of a bibliographic study of the isomerization process, in particular the diesohexanization column.
- 2 nd Step involves analyzing the new feed and introducing it to the simulator to study the variation of the feed in relation to the current case.
- 3rd step consists in optimizing the new parameters of the diesohexanization column to produce a high quality of isomerate.

Keywords:

Petroleum refining, isomerization unit, octane number, DIH column, simulation, aspen HYSYS v10, optimization, gasoline quality, Hydrocarbons.

Résumé

Les nouvelles normes antipollution imposent une reformulation de l'essence. Le problème actuel des raffineurs est de produire une essence ayant un indice d'octane élevé. Une solution possible consiste à isomériser les paraffines linéaires (surtout C5, C6).

L'isomérisation squelettique des paraffines à chaîne linéaire est une réaction importante dans la chimie dérivée du pétrole. Ce processus implique la transformation des paraffines linéaires à faibles indices d'octane, en leurs homologues branchés d'indices d'octane plus élevés.

Dans le présent travail, on se propose d'optimiser les paramètres de fonctionnement de DIH à l'aide d'un simulateur Aspen Plus pour améliorer la qualité d'isomérat à indice d'octane élevé.

Ce travail comporte trois étapes :

- **1ère étape** consistant en une étude bibliographique du procédé d'isomérisation notamment la colonne de deisohéxanisation.
- **2ème étape** comporte l'analyse de la nouvelle charge, et l'introduire au simulateur pour étudier la variation de la charge par rapport au cas actuel.
- **3ème étape** consiste à optimiser les nouveaux paramètres de la colonne de deisohéxanisation pour produire un isomérat à haute qualité.

Les mots clés :

Raffinage du pétrole, unité d'isomérisation, indice d'octane, colonne DIH simulation, aspen HYSYS v10, optimisation, qualité de l'essence, hydrocarbures.

Liste des abréviations

C1 : Méthane

C2 : Ethane

MCP : Méthyl cyclopentane

2,2DMB : 2,2Diméthylbutane

2MB : 2Méthylbutane

2MP : 2Méthylpentane

IC₄ : Isobutane

IC₅ : Isopentane

IC₆ : Isohexane

N-C₄ : Normal Butane

n-C₅ : Normal pentane

n-C₆ : Normal hexane

OX: Ortho-Xylene

EB: Ethyl Benzene

HSRN: High Straight Run Naphta

LSRN: Light Straight Run Naphta

Pt : Platine

DIH : Deisohéxaniseur

RON : Nombre d'octane recherché

MON : Nombre d'octane moteur

NO : Octane Number

GPL : Gaz de pétrole liquéfié

LGO : Gas-oil léger

HGO : Gas-oil lourd

Liste des abréviations

BRA : Brut Réduit Atmosphérique

BRI : Brut réduit importé

Co-Mo : Cobalt molybdène.

DMDS : Diméthyle disulfure

PERC: Perchloroethylene

SRK: Soave-Redlich-Kwong

PR: Peng-Robinson

PFD: Process Flow Diagram

CPG : Chromatographie en Phase Gazeuse

Liste des Tableaux

Tableau I-1 : Capacités annuelles de production des différentes unités

Tableau II-1 : Composition molaire de la charge d'alimentation du C-53

Tableau II-2 : Paramètres opératoires de la colonne de séparation DIH (cas design)

Tableau II-3 : Résultats obtenus à partir des différents modèles thermodynamiques du distillat

Tableau II-4 : Erreur relative (en %) décelée pour chacun des modèles thermodynamiques utilisés

Tableau II-5 : Composition de la charge alimentant la colonne C-53

Tableau II-6 : Paramètres opératoires actuels du C-53

Tableau II-7 : Caractéristiques des produits de la colonne

Tableau II-8 : Composition molaire des différentes charges du distillat, soutirage, résidu

Tableau II-9 : Composition molaire du distillat de cas design et actuel

Tableau II-10 : Composition molaire de soutirage cas design et actuel

Tableau II-11 : Composition molaire du résidu cas design et actuel

Tableau II-12 : Comparaison entre la qualité (RON) d'isomérat obtenue cas design et actuel

Tableau II-13 : Comparaison entre la composition molaire d'isomérat du actuel et cas optimisé

Tableau II-14 : Paramètres opératoires de cas actuel et cas optimisé

Tableau II-15 : Résultats de RON obtenus entre le cas actuel et le cas optimisé

Liste des Figures

Figure I-1 : schéma des traitements de la raffinerie D'ARZEW RA1Z

Figure I-2 : Différentes formes de catalyseur utilisé dans l'industrie du raffinage pétrolier

Figure I-3 : schéma de la colonne DIH

Figure II-1 : Comparaison entre la composition molaire du design et actuelle

Figure II-2 : simulation du cas design de la colonne c-53

Figure II-3 : Résultat du calcul de RON d'isomérisat cas design

Figure II-4 : Simulation du cas actuel de la colonne C-53

Figure II-5 : simulation du Cas actuel Optimisé de la colonne c-53

Figure II-6 : La composition molaire d'isomérisat du cas actuel et cas optimisé

Figure II-7 : Les résultats de RON obtenus entre le cas actuel et le cas optimisé

Introduction

Introduction générale

Le pétrole demeure l'une des principales sources d'énergie à l'échelle mondiale et constitue également une matière première essentielle pour les industries du raffinage et de la pétrochimie. Malgré la transition énergétique en cours, les produits pétroliers continuent de couvrir une part importante de la demande énergétique mondiale, en particulier dans le secteur des transports [1].

Dans les raffineries modernes, l'amélioration de la qualité des carburants représente un enjeu stratégique visant à répondre simultanément aux exigences environnementales et aux performances des moteurs. Parmi les paramètres les plus importants caractérisant l'essence automobile figure l'indice d'octane, qui mesure la résistance du carburant à l'auto-inflammation. Une augmentation de cet indice permet d'améliorer les performances du moteur tout en réduisant les phénomènes de cliquetis et les émissions polluantes [2].

Face au renforcement des réglementations environnementales et à la suppression progressive des additifs, les raffineries ont été amenées à développer des procédés permettant de produire des essences à haut indice d'octane tout en respectant les normes de qualité environnementale. Parmi ces procédés, l'isomérisation des paraffines légères constitue l'une des solutions les plus efficaces pour valoriser les coupes naphta légères riches en hydrocarbures linéaires à faible indice d'octane [3].

Le procédé d'isomérisation repose sur la transformation catalytique des paraffines normales C5 et C6 en isomères ramifiés présentant des indices d'octane significativement plus élevés. Cette opération permet d'améliorer la qualité de l'essence sans entraîner de modifications importantes de sa composition globale, faisant ainsi de l'isomérat un constituant essentiel dans la formulation des essences sans plomb modernes [1,2].

Au sein des unités d'isomérisation, la colonne de déisohexanisation (DIH) occupe une place déterminante dans l'optimisation de la qualité de l'isomérat. Son rôle consiste à séparer les composés C6 faiblement ramifiés, tels que le n-hexane, le 2-méthylpentane et le 3-méthylpentane, afin de les recycler vers la section réactionnelle où ils pourront être convertis en isomères plus fortement ramifiés présentant un indice d'octane supérieur. Les performances de cette colonne influencent directement le rendement du procédé ainsi que la qualité finale du produit obtenu [3,4].

Au niveau du complexe RA1/Z de la raffinerie d'Arzew, les variations de composition de la charge alimentant la colonne DIH ainsi que les contraintes d'exploitation peuvent modifier les performances de séparation et affecter la qualité de l'isomérat produit. Dans ce contexte,

l'utilisation des outils de simulation constitue une approche efficace pour analyser le comportement du procédé, prédire l'influence des paramètres opératoires et identifier les conditions de fonctionnement optimales [1].

Le présent travail a pour objectif d'étudier et d'optimiser les paramètres opératoires de la colonne de déisohexanisation de l'unité 17 du complexe RA1/Z afin d'améliorer l'indice d'octane de l'isomérait produit. Pour atteindre cet objectif, une modélisation du procédé a été réalisée à l'aide du logiciel Aspen HYSYS, permettant d'évaluer l'impact des conditions de fonctionnement sur les performances de séparation et sur la qualité du produit final.

Ce mémoire est structuré en deux chapitres principaux. Le premier chapitre présente les fondements théoriques relatifs au raffinage du pétrole, au procédé d'isomérisation et au fonctionnement de la colonne de déisohexanisation. Le second chapitre est consacré à la modélisation, à la simulation et à l'optimisation de la colonne DIH sous Aspen HYSYS, ainsi qu'à l'analyse des résultats obtenus.

Chapitre I

Chapitre I : la partie théorique

I-1 Présentation de la raffinerie d'Arzew

La raffinerie d'Arzew constitue l'un des principaux complexes de raffinage de pétrole en Algérie. Depuis sa mise en service, elle joue un rôle stratégique dans l'approvisionnement du marché national en produits pétroliers et contribue également à satisfaire une partie de la demande internationale. Son activité principale consiste à transformer le pétrole brut algérien, acheminé notamment depuis les gisements du Sud via le réseau de transport de Sonatrach, ainsi que le brut réduit importé, en une large gamme de produits à forte valeur ajoutée tels que les carburants, les combustibles, les lubrifiants, les bitumes et les matières premières destinées à l'industrie pétrochimique, notamment le naphta et le kérosène.

Afin de répondre à la croissance continue de la demande énergétique, la raffinerie a connu plusieurs développements et modernisations de ses unités de production. Elle dispose d'une capacité de traitement d'environ 3,75 millions de tonnes par an de pétrole brut algérien, auxquels s'ajoutent près de 190 960 tonnes par an de brut réduit importé destinées principalement à la production des bitumes [5].

Cette capacité de traitement lui confère une place importante dans le secteur national du raffinage et dans la valorisation des ressources hydrocarbures [5].

I-2 Capacités de production de la raffinerie d'Arzew

Les performances industrielles de la raffinerie d'Arzew se traduisent par une capacité de production diversifiée couvrant les principales fractions issues du raffinage du pétrole brut. Les volumes produits reflètent l'importance stratégique de certaines coupes, notamment le gazole, le fuel et le naphta, qui constituent des produits majeurs tant sur le plan énergétique que pétrochimique. Les capacités annuelles de production des différentes unités sont présentées dans le Tableau I-1[5].

Tableau I-1 : Capacités annuelles de production des différentes unités

Produits	Tonnes/an
Propane	26 762
Butane	121 581
Essence normale	72 000
Essence super	392 184
Naphta	428 361
Fuel	865 099
Kérosène	153 559
Gazole	1 442 139
Huile finis	127 100
Huile de base	14 605
Graisse	3 600
Bitume	149 113

I-3 Organisation des unités de traitement de la raffinerie RA1/Z

La raffinerie RA1/Z d'Arzew est constituée d'un ensemble d'unités de traitement, de conversion et de séparation assurant la transformation du pétrole brut en produits pétroliers à forte valeur ajoutée. Le schéma de traitement présenté à la Figure I-1 illustre les principales étapes du procédé, depuis la distillation atmosphérique jusqu'aux différentes unités de valorisation telles que le reformage catalytique, la récupération des GPL et l'isomérisation. L'intégration de ces unités permet d'optimiser la qualité des produits finis, notamment les carburants, tout en répondant aux exigences de performance et de qualité imposées par le marché [6].

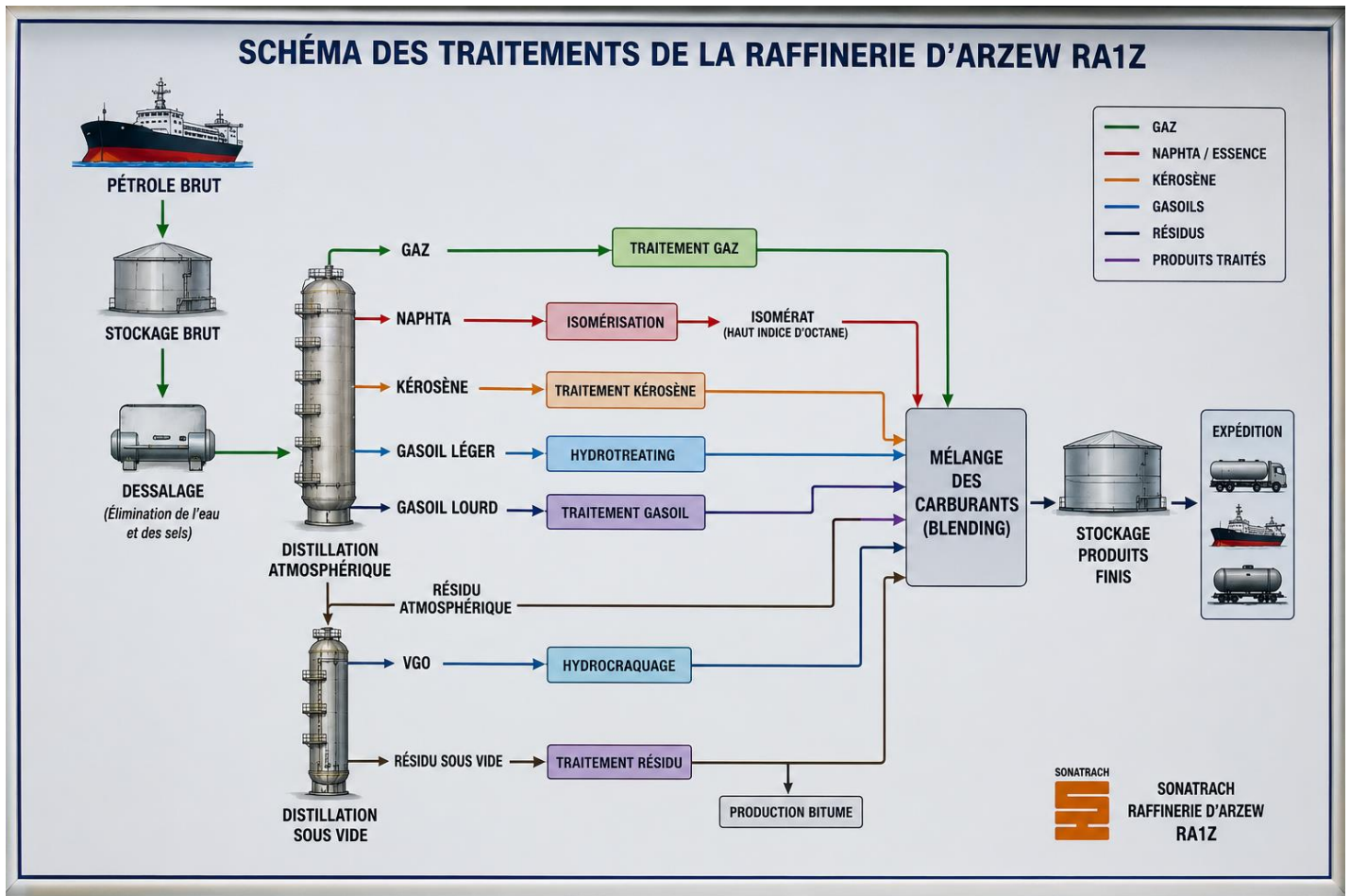


Figure I-1 : schéma des traitements de la raffinerie D'ARZEW RA1Z

I-4 Présentation de la zone 04

La zone **04** existe depuis la construction de la raffinerie d'Arzew. Cette unité a été conçue pour répondre à la progression importante et sans cesse croissante de la consommation en carburant du marché national [7].

C'est la partie la plus importante car elle représente le point de départ du procédé de raffinage du pétrole brut et le cœur de la production des carburants. Cette zone est destinée principalement à la transformation du pétrole brut en produit pétrolier utilisable notamment l'essence, le GPL, le kérosène et les gasoils. Les unités de fabrication que l'on rencontre dans cette zone comportent :

- Unité de distillation fractionnée atmosphérique (topping : unité **11**)
- Unité de reformage catalytique (platforming : unité **12**)
- Unité de récupération des GPL (gas-plant : unité **13**)
- Unité d'isomérisation (unité **17**)

I-4-1 Unité de distillation fractionnée atmosphérique

Cette unité traite **3,75** millions de tonnes par an de brut de Hassi Messaoud.

Elle est conçue pour produire :

- GPL (le propane et le butane) ;
- LSRN (essence légère) ;
- HSRN (essence lourde) ;
- Kérosène ;
- LGO ;
- HGO ;
- BRA (le brut réduit atmosphérique) [7].

I-4-2 Unité de Platforming

La fonction originale du procédé de reforming est de valoriser le naphta lourd (HSRN), provenant de la distillation atmosphérique avec un faible indice d'octane. Pour obtenir un mélange de carburant à indice d'octane élevé en favorisant catalytiquement des groupes spécifiques de réactions chimiques [7].

L'installation se divise en deux sections :

- Section hydrobon
- Section platforming

I-4-2-1 Section de prétraitement de naphta (Hydrobon)

En raison de la forte sensibilité du catalyseur de reformage aux impuretés, la charge doit subir un prétraitement par hydrotraitement avant son introduction dans l'unité de reformage. Cette opération a pour objectif d'éliminer les composés soufrés, azotés et métalliques (As, Pb, Cu, Fe, Ni, etc.) susceptibles d'empoisonner le catalyseur et de réduire ses performances. En présence d'hydrogène, les composés soufrés et azotés sont convertis respectivement en sulfure d'hydrogène (H_2S) et en ammoniac (NH_3), qui sont ensuite séparés du courant d'hydrocarbures. Par ailleurs, les oléfines et les dioléfinés sont hydrogénés en composés saturés, améliorant ainsi la stabilité de la charge. Les métaux présents sont quant à eux retenus sous forme de dépôts à la surface du catalyseur, conçu pour supporter ces accumulations sans altération significative de son activité dans les conditions normales d'exploitation. L'unité Hydrobon assure ainsi là

Purification de la charge et garantit les conditions nécessaires au bon fonctionnement de l'unité de reformage catalytique.

I-4-2-2 Section reforming

Le reforming est un procédé catalytique où on emploie un catalyseur sélectif afin de transformer en présence de l'hydrogène, l'unifiant en produit de base de meilleure qualité pour la fabrication des essences. La capacité de l'unité de platforming est de **56 m³/h**. Les réacteurs de reforming **12R3**, **12R4** et **12R5** sont chargés avec le catalyseur **R86** bimétallique à base de Platine et Rhénium sur le support d'alumine **Al₂O₃**. (**Annexe III**)

I-4-3 Unité de récupération et traitement des GPL

Cette unité a pour but de récupérer le propane et le butane à partir des produits de tête du stabilisateur de l'unité de distillation atmosphérique et de tête du débutaniser de l'unité de reforming catalytique [7].

I-4-4 Unité d'isomérisation

La fonction originale du procédé d'Isomérisation est de valoriser le naphta léger (LSRN), provenant de la distillation atmosphérique avec un faible indice d'octane.

Pour obtenir un mélange de carburant à indice d'octane élevé en favorisant catalytiquement des groupes spécifiques de réactions chimiques.

L'installation se divise en deux sections :

- Section LNHT (hydrotraitement) ;
- Section PENEX (Isomérisation) [7].

I-4-4-1 Description du procédé de prétraitement du naphta (LNHT)

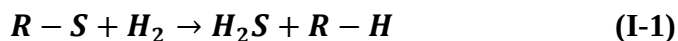
La section d'hydrotraitement du naphta léger (LNHT) a pour fonction de purifier la charge avant son introduction dans l'unité d'isomérisation. Cette étape est essentielle pour protéger le catalyseur d'isomérisation à base de platine, particulièrement sensible aux impuretés telles que les composés soufrés, azotés et métalliques. En présence d'hydrogène, les composés soufrés et azotés sont convertis respectivement en sulfure d'hydrogène (H_2S) et en ammoniac (NH_3), tandis que les oléfines- sont saturées et les métaux piégés, garantissant ainsi une charge conforme aux exigences du procédé.

L'unité LNHT comprend quatre principales sections : l'alimentation et le chauffage de la charge, la compression du gaz d'hydrogène, la zone réactionnelle et la section de stripage. Le naphta léger (LSRN), provenant du ballon tampon 17D-01, est mélangé à de l'hydrogène recyclé puis chauffé successivement dans les échangeurs de récupération de chaleur et dans le four 17H-01 avant d'être introduit dans le réacteur d'hydrotraitement 17R-01 contenant un catalyseur Co-Mo/ Al_2O_3 . Les réactions d'hydrotraitement permettent la transformation des impuretés en composés facilement séparables.

Les effluents du réacteur sont ensuite refroidis et envoyés vers un séparateur où l'hydrogène est récupéré et recyclé, tandis que l'eau contenant les composés indésirables est dirigée vers l'unité de traitement des eaux acides. Le naphta hydrotraité est ensuite acheminé vers une colonne de stripage afin d'éliminer les gaz résiduels encore présents dans la charge. Les gaz de tête sont partiellement récupérés comme fuel-gaz, alors que le naphta traité est soutiré au fond de la colonne et envoyé vers la section d'isomérisation. Cette étape de purification constitue une condition indispensable pour assurer la stabilité du procédé et préserver les performances du catalyseur d'isomérisation. (**Annexe III**)

I-4-4-2 Les principales réactions d'hydrotraitement

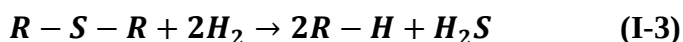
Réaction de désulfure :



Mercaptan:

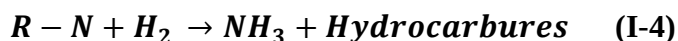


Sulfur:



Réactions de dénitrification :

Elimination de l'azote sous forme de NH₃ :



Le soufre et l'azote éliminés lors de l'hydrotraitement sont convertis respectivement en H₂S et NH₃. Ces composés sont ensuite séparés et traités dans des unités spécifiques, permettant la récupération du soufre et le traitement des effluents avant leur rejet [8].

I-4-4-3 Section d'isomérisation du naphta léger (LSRN)(PENEX)

L'unité d'isomérisation (Unité 17) a pour objectif de convertir les n-paraffines en iso-paraffines afin d'augmenter l'indice d'octane des coupes légères de naphta, principalement les fractions C5 et C6. Le procédé comprend plusieurs sections : le séchage de la charge, le séchage de l'hydrogène, la zone réactionnelle, la stabilisation, la neutralisation et le lavage des gaz acides, ainsi que la déisohexanisation.

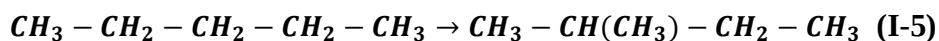
En raison de la grande sensibilité du catalyseur d'isomérisation Pt/Al₂O₃ aux impuretés, le naphta préalablement hydrotraité subit une étape supplémentaire de séchage par adsorption afin d'éliminer toute trace d'eau susceptible d'altérer les performances catalytiques. Après séchage, la charge est mélangée à l'hydrogène recyclé, puis chauffée avant son introduction

dans les réacteurs d'isomérisation. Une injection de perchloroéthylène (PERC) est réalisée afin de maintenir l'acidité nécessaire au bon fonctionnement du catalyseur.

Au sein de la zone réactionnelle, les paraffines linéaires C5 et C6 sont converties en isomères ramifiés présentant un indice d'octane plus élevé, permettant l'obtention d'un isomérisat d'environ 88 RON. Les effluents issus des réacteurs sont ensuite dirigés vers une colonne de stabilisation où les composés légers et les gaz acides sont séparés du produit principal. Les gaz contenant notamment du HCl sont traités dans une unité de neutralisation avant leur évacuation.

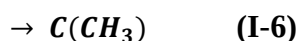
Le fond de la colonne de stabilisation alimente ensuite la colonne de déisohexanisation (DIH), élément clé du procédé. Cette colonne assure la séparation et le recyclage des composés C6 faiblement ramifiés ou non convertis vers la section réactionnelle, favorisant ainsi leur transformation en isomères à plus fort indice d'octane. L'isomérisat final, enrichi en composés fortement ramifiés telles que le méthyl cyclopentane (MCP), le 2,2-diméthylbutane (2,2-DMB) et le 2,3-diméthylbutane (2,3-DMB), est ensuite envoyé au stockage pour être utilisé dans la formulation des essences sans plomb. **(Annexe III)**

I-4-4-4 Les principales réactions d'isomérisation

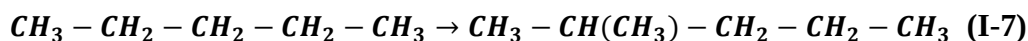


N-pentane RON=62

isopentanes ou 2-méthylebutane RON=93

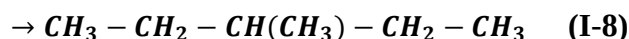


Néo pentane ou 2,2-diméthylepropane RON=80

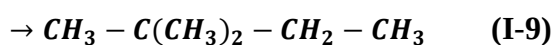


N-hexane RON=25

2-méthylepentane RON=73



3-méthylepentane RON=75



2,2-diméthylbutane RON =94



2 3-diméthylebutane RON=105

I-5 L'indice d'octane

L'indice d'octane est une caractéristique essentielle qui détermine la qualité de l'essence et ces conditions optimales d'utilisation sont liées au rendement thermodynamique du moteur qui lui augmente quand le taux de compression augmente. Les hydrocarbures paraffiniques normaux brûlent lors du fonctionnement du moteur avec une forte détonation ce qui conduit à une usure rapide de ce moteur par contre les iso paraffines et les aromatiques brûlent harmonieusement (sans forte détonation ce qui assure un fonctionnement normal du moteur cette différence de comportement des hydrocarbures dans le moteur est exprimée par l'indice d'octane de l'essence qui caractérise sa qualité.

Un supercarburant est caractérisé par l'indice d'octane recherche (RON). Mesurés dans des conditions de vitesse et d'accélération faibles, et l'indice d'octane moteur (MON), déterminer dans des conditions d'essais plus sévères.

I-6 Catalyseurs utilisés dans le procédé d'isomérisation

Les catalyseurs jouent un rôle fondamental dans les procédés de raffinage en accélérant les réactions chimiques sans être consommés au cours de celles-ci. Leur action consiste à abaisser l'énergie d'activation nécessaire à la réaction tout en préservant l'équilibre thermodynamique du système. Ainsi, ils favorisent la formation des produits recherchés en améliorant la vitesse de réaction et la sélectivité du procédé. Pour être industriellement performants, les catalyseurs doivent présenter plusieurs propriétés essentielles telles que l'activité, la sélectivité, la stabilité ainsi qu'une bonne résistance mécanique et thermique.

Dans les procédés d'isomérisation des paraffines légères, on utilise principalement des catalyseurs bifonctionnels de type Pt/Al₂O₃ (platine sur alumine). Ces catalyseurs associent une fonction métallique assurée par le platine, responsable des réactions d'hydrogénation et de déshydrogénation, et une fonction acide portée par le support alumine, qui favorise les réactions d'isomérisation des hydrocarbures. La réaction se déroule selon un mécanisme de catalyse hétérogène dans lequel les molécules réactives sont adsorbées à la surface du catalyseur, transformées puis désorbées sous forme de produits.

Grace à cette double fonctionnalité, les catalyseurs Pt/Al₂O₃ permettent la conversion des paraffines linéaires C5 et C6 en isomères ramifiés présentant un indice d'octane plus élevé, contribuant ainsi à l'amélioration de la qualité de l'essence produit [9,10,11,12].



Figure I-2 : Différentes formes de catalyseur utilisés dans l'industrie du raffinage pétrolier

I-7 Distillation

La séparation par distillation des mélanges binaires en continue s'effectue dans des colonnes en acier inoxydable. Dans ces colonnes circulent deux courants : liquide descendante et vapeur ascendant. Ces colonnes sont équipées de plateaux perforés ou remplis de garnissage afin d'augmenter le transfert de matière et de chaleur entre les deux phases.

Une colonne de distillation en continue. En haut de la colonne est installé un condenseur total/partiel munis d'un séparateur pour récupérer une partie comme distillat et une autre partie retourne à la colonne, c'est le reflux. Par définition le reflux design le retour d'une partie du courant du fluide, notamment du distillat, à l'état liquide en tête de colonne.

En bas de la colonne on prévoit un rebouilleur total/partiel afin de vaporiser la fraction lourde liquide et la réinjecter à la colonne c'est aussi un reflux à l'état vapeur.

Ainsi, on définit le taux de reflux en haut de la colonne et en bas de colonne comme le

Rapport respectivement du débit du liquide et du débit de la vapeur au débit du distillat et au débit du résidu.

Sur la colonne, on distingue deux zones : une zone au-dessus du plateau alimentation appelée zone d'enrichissement et au-dessous du plateau alimentation une zone appelée zone d'épuisement [13].

I-8 DEISOHEXANISEUR

Le naphta léger isomérisé (mélange C_5/C_6) a une valeur maximale d'indice d'octane recherché d'environ **84,0 RONC**.

Dans une unité d'isomérisation de naphta, le produit isomérisé est directement mélangé dans le mélange d'essence. Cependant, ce produit peut contenir une quantité significative d'isomères C_6 , à savoir le 2-méthylpentane, le 3-méthylpentane et le n-hexane qui peuvent être recyclés à nouveau vers l'unité d'isomérisation pour une amélioration et une isomérisation supplémentaire en C_6 . [14].

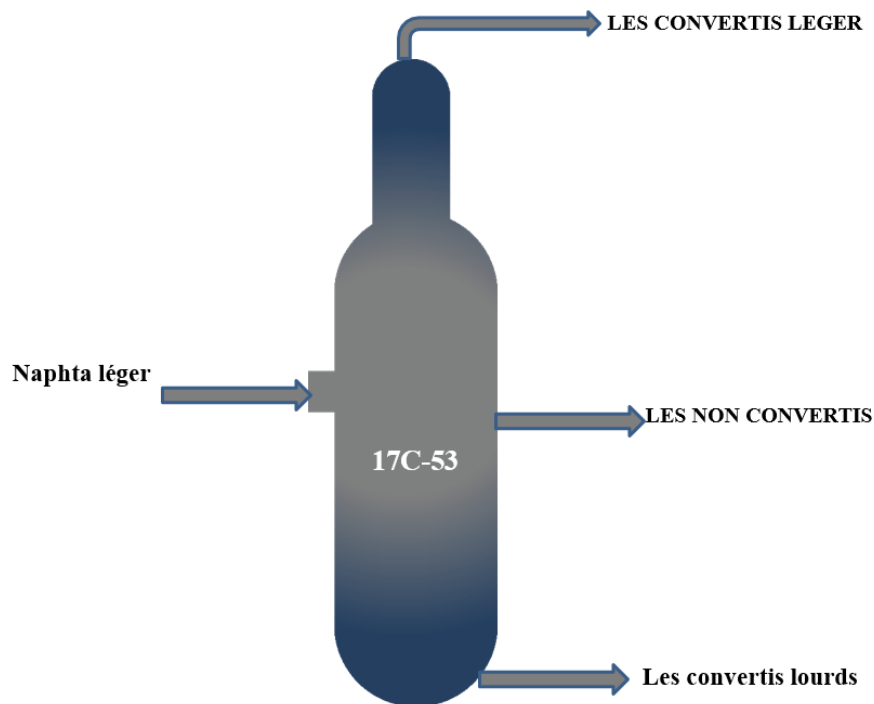


Figure I-3 : schéma de la colonne DIH

I-8-1 Paramètres opératoires du DIH

Le but de cette section est de discuter des principaux paramètres opératoires et d'examiner l'effet qu'elles ont sur la performance de DIH. Les paramètres opératoires qui affecteront le rendement de l'unité sont :

- Composition de la charge
- Pression
- Température d'entrée
- Reflux : Ratio d'alimentation
- Chaleur de rebouilleur
- Débit de soutirage latéral
- Température du plateau supérieur **[14]**

I-8-2 Fonctionnement et contrôle de la colonne de déisohexanisation (DIH)

La colonne de déisohexanisation (DIH) constitue l'élément clé de l'unité d'isomérisation. Son rôle principal est de séparer les composés légers à fort indice d'octane, tels que les isopentanes et les isohexanes, des composés C6 faiblement ramifiés ou non convertis, notamment le n-hexane, le 2-méthylpentane et le 3-méthylpentane. Ces derniers sont recyclés vers la section réactionnelle afin d'être davantage isomérisés, ce qui permet d'augmenter la production d'isomères fortement ramifiés présentant un indice d'octane supérieur.

L'unité d'isomérisation permet généralement d'élever l'indice d'octane du naphta léger d'environ 70 RON à 82–84 RON. Toutefois, la présence résiduelle de certains isomères C6 offre encore un potentiel d'amélioration.

Grace à l'action de la colonne DIH, ces composés peuvent être recyclés et convertis en diméthylbutanes (2,2-DMB et 2,3-DMB), dont les indices d'octanes sont nettement plus élevés. Ainsi, le distillat obtenu en tête de colonne peut atteindre une valeur comprise entre 88 et 90 RON.

Le contrôle de la colonne repose principalement sur la surveillance de la composition du distillat et de la température de certains plateaux représentatifs de la séparation. Ces paramètres permettent d'ajuster le taux de reflux afin de maintenir les spécifications de qualité du produit. Une augmentation du reflux améliore l'efficacité de séparation et favorise l'obtention d'un isomérait à indice d'octane élevé.

La pression de tête est régulée par un système de condensation associé à une dérivation de vapeur chaude, tandis que l'énergie nécessaire à la séparation est fournie par un rebouilleur de type thermosiphon alimenté en huile chaude. Le produit de tête est ensuite refroidi et dirigé vers le stockage ou incorporé au mélange essence selon les exigences d'exploitation [14].

I-8-3 Influence des paramètres opératoires sur les performances de la colonne DIH

Les performances de la colonne de déisohexanisation dépendent fortement des conditions opératoires mises en œuvre. Parmi les paramètres les plus influents figurent le taux de reflux, la pression de fonctionnement, la température d'alimentation, la charge thermique du rebouilleur ainsi que le débit de soutirage latéral.

Le taux de reflux constitue l'un des paramètres les plus importants. Son augmentation améliore le contact entre les phases liquide et vapeur à l'intérieur de la colonne, ce qui favorise la séparation des composés légers à fort indice d'octane des composés plus lourds destinés au recyclage. Une augmentation du reflux permet ainsi d'obtenir un distillat plus riche en isomères

ramifiés et d'améliorer l'indice d'octane de l'isomérat. Toutefois, un reflux excessif entraîne une augmentation de la consommation énergétique et de la charge hydraulique de la colonne.

La pression de fonctionnement influence directement l'équilibre liquide-vapeur des hydrocarbures. Une diminution de la pression favorise généralement la volatilité relative des constituants et améliore l'efficacité de séparation. À l'inverse, une pression trop élevée peut réduire la sélectivité de la séparation et affecter la qualité du produit obtenu.

La température de la charge d'alimentation joue également un rôle important. Une alimentation trop froide augmente les besoins énergétiques du rebouilleur, tandis qu'une alimentation trop chaude peut perturber le profil thermique de la colonne et modifier les performances de séparation.

La charge thermique fournie par le rebouilleur contrôle la quantité de vapeur générée dans la partie inférieure de la colonne. Une augmentation de cette charge favorise la remontée des composés les plus volatils vers la tête de colonne et améliore la séparation.

Cependant, une puissance excessive peut conduire à une sur consommation énergétique sans gain significatif sur la qualité du produit.

Enfin, le débit de soutirage latéral détermine la quantité de composés C6 faiblement ramifiés recyclés vers la section réactionnelle.

Un réglage adéquat de ce débit permet d'optimiser la conversion des n-paraffines et des mono-isomères en composés plus fortement ramifiés, contribuant ainsi à l'amélioration de l'indice d'octane de l'isomérat final [14].

I-9 Conclusion

Ce chapitre a permis de présenter les principaux aspects théoriques relatifs au procédé d'isomérisation du naphta léger ainsi que le rôle de la colonne de déisohexanisation (DIH) dans l'amélioration de l'indice d'octane de l'isomérat. Les différentes étapes du procédé, les caractéristiques du catalyseur d'isomérisation et les paramètres opératoires influençant les performances de la colonne ont été décrits afin de mettre en évidence l'importance de cette opération dans la valorisation des coupes légères.

L'analyse bibliographique a montré que les performances de la colonne DIH dépendent fortement des conditions de fonctionnement, notamment du taux de reflux, de la pression de service, de la charge thermique du rebouilleur et du débit de soutirage latéral.

La maîtrise de ces paramètres constitue donc un levier essentiel pour améliorer la qualité de l'isomérat et optimiser le rendement global du procédé.

À la lumière de ces éléments, il apparaît nécessaire d'étudier le comportement réel de la colonne DIH du complexe RA1/Z afin d'identifier les paramètres les plus influents et d'évaluer les possibilités d'amélioration de ses performances. Dans cette optique, le chapitre suivant sera consacré à la modélisation et à la simulation de la colonne sous Aspen HYSYS, ainsi qu'à l'analyse et à l'optimisation de ses conditions opératoires en vue d'améliorer l'indice d'octane de l'isomérat produit.

Chapitre II

Chapitre II : la partie pratique

II-1 Introduction

La modélisation, la simulation et l'optimisation des procédés occupent aujourd'hui une place essentielle dans l'industrie chimique et pétrochimique. Ces outils permettent d'améliorer les performances des unités de production, de réduire les coûts d'exploitation, de raccourcir les phases de conception et de développement, ainsi que d'optimiser la qualité des produits obtenus. Ils constituent également une aide précieuse à la résolution des problèmes industriels en permettant l'analyse et l'évaluation de différents scénarios de fonctionnement sans perturber les installations réelles. Dans ce contexte, les simulateurs de procédés, tels qu'Aspen HYSYS V10, représentent des outils performants pour la conception, l'analyse et l'optimisation des unités industrielles, ainsi que pour l'étude de l'influence des paramètres opératoires sur les performances des procédés.

II-2 Problématique de la simulation

Le complexe RA1Z dispose une colonne de deisohéxanisation située dans la zone de carburant (unité isomérisation), elle permet d'améliorer le produit issu du fond de colonne de stabilisation (17-C51) jusqu'à une valeur d'octane de 88,0-90,0 RONC, par séparation et soutirage les non convertis à bas indice d'octane vers la section réactionnelle.

La variation de la composition de la colonne est contrôlée par un analyseur en ligne (AIC505, AI505), AI pour ajuster l'écoulement du liquide de la tête sortant du ballon receveur, ce qui traduit que le système de régulation dépend de cet analyseur qui agira sur les paramètres de fonctionnements du DIH.

Suite au dysfonctionnement de l'analyseur en ligne (AIC505, AI505), le système de contrôle n'arrive pas à régler les paramètres de fonctionnements du DIH, ce qui influe sur la qualité d'isomérat, alors pour cela la simulation est nécessaire pour ajuster ces paramètres.

A cet effet, nous allons étudier la simulation

Cette simulation va nous permettre de suivre la variation des paramètres opératoires. Les résultats obtenus vont nous permettre de donner les actions possibles pour atteindre la qualité d'isomérat désirée.

La partie de simulation sera structurée comme suit : Une simulation de cas design afin de déterminer le modèle thermodynamique et l'algorithme de simulation qui représente la modélisation la plus exacte de notre cas de

Simulation, tout en tenant en considération les données de design de constructeur ;

- Une simulation du cas actuel pour établir une étude détaillée sur les bilans de matières et énergétiques pour identifier les paramètres technologiques qui influent sur la qualité des produits ;
- Une optimisation de ces paramètres opératoires dans le but d'aboutir des produits qui répondent aux normes exigées.

Le tableau II-1 regroupe la composition molaire de la charge d'alimentation du C-53

Tableau II-1 : Composition molaire de la charge d'alimentation du C-53

Composition	Cas design	Cas actuel
C ₃	1,785 10 ⁻⁶	0,0008
IC ₄	6,319 10 ⁻⁴	0,0052
NC ₄	4,494 10 ⁻⁴	0
IC ₅	0,206	0,0101
NC ₅	0,066	0,0110
22DMB	0,184	0,1712
23DMB	0,063	0,0674
2MP	0,105	0,3890
3MP	0,167	0,2722
NC ₆	0,068	0,0702
Benzène	0	0,0025
22DMP	0,0014	0
23DMP	0,824 10 ⁻⁴	0
NC ₇	0,041 10 ⁻⁴	0
E-Benzène	0	0,0002
O-xylène	0	0,0002
Débit (Kgmol/h)	727,95	458.6
Débit (kg/h)	60120	39290
Température(°C)	94	94
Pression (Kg/cm ² _g)	2.220	2.230

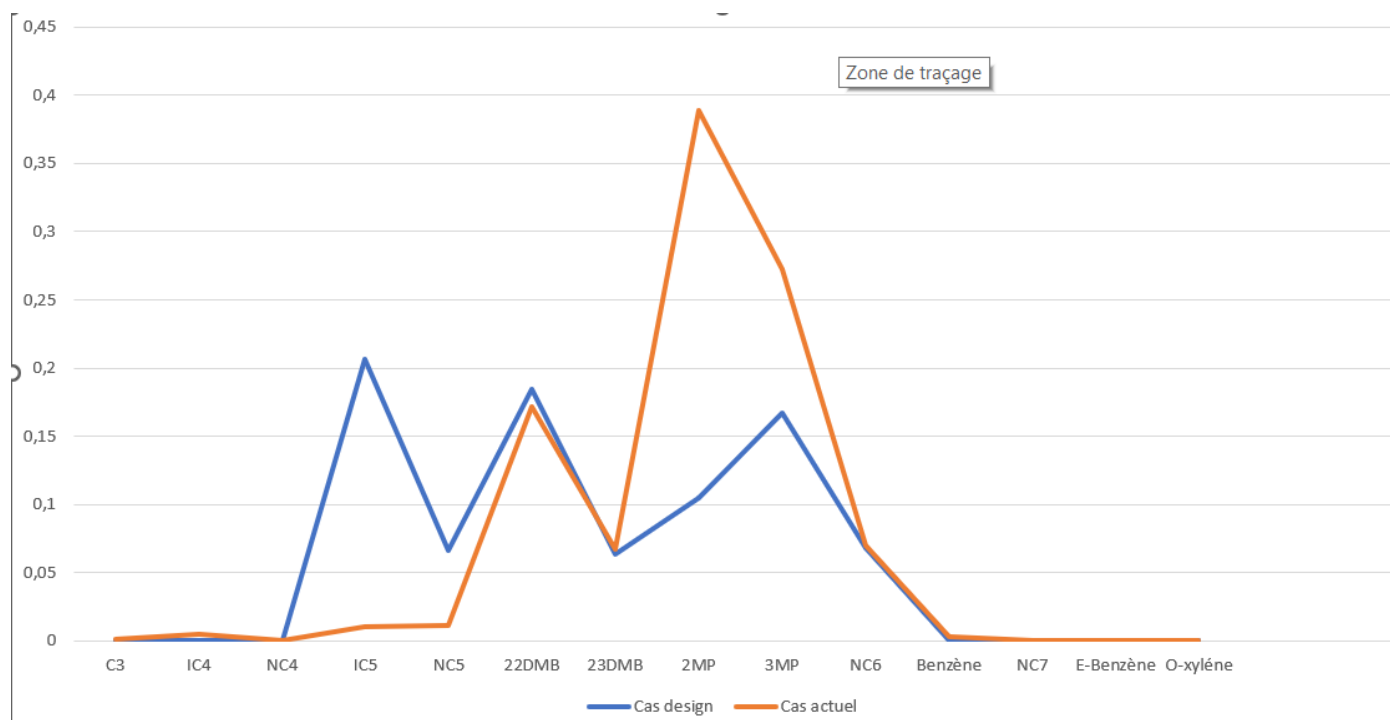


Figure II-1 : Comparaison entre la composition molaire du design et actuelle

➤ Interprétation

Selon la Figure II-1 la variation est très claire concernant la fraction de **2MP**, **3MP**, **22DMB**, **23DMB**.

On constate que dans le cas actuel la teneur en **2MP** augmente fortement par rapport au cas design ce qui indique une présence plus importante des composés moyennement ramifiés dans le distillat, d'autre part le **3MP** présente une augmentation notable. En revanche les fractions de **22DMB**, **23DMB** qui sont les isomères les plus recherchés pour améliorer l'indice d'octane, montre une diminution ou une récupération moins favorable par rapport au design.

Cette variation est principalement due à l'instabilité de la charge du brut alimentant la raffinerie d'Arzew et aussi la variation de performance du catalyseur d'isomérisation dans le long terme.

II-3 Le Simulateur

Un simulateur est un dispositif technique permettant de reproduire de façon virtuelle une situation. Il présente donc sous des conditions contrôlables et observables l'évolution d'un modèle du phénomène : s'il existe plusieurs modèles on peut aussi parler de système de façon plus générale. Un simulateur est donc l'outil de mise en œuvre de la simulation du système avec tous les avantages et inconvénients que cela implique. En particulier un simulateur sera utilisé quand le système réel est inobservable ou difficilement observable pour toutes sortes de raisons (dimension, sécurité, coût, inexistence...).

Les opérations sont connectées dans un schéma de procédé (PFD), par les courants d'information générés dans ces opérations.

Parmi les simulateurs utilisés pour la conception des nouvelles unités, et pour l'optimisation des procédés industriels, on trouve : ASPEN PLUS, ChemCAD, PROSIM, PRO II et HYSYS.

Le logiciel utilisé dans notre étude est le simulateur Aspen HYSYS version **V10**, pour la simulation des procédés de génie chimique (procédés de l'industrie de gaz, de raffinage et de pétrochimie) [15].

II-3-1 Principe de fonctionnement

Aspen HYSYS est un outil de simulation de procédés employé pour la modélisation et l'analyse quantitative des installations industrielles ; notamment dans les secteurs du pétrole et du gaz.

Ce dispositif facilite la représentation d'un processus sous forme d'un schéma simulation (flowsheet), en intégrant les différents équipements tels que les colonnes de distillation, les réacteurs et les échangeurs de chaleur.

Ce programme offre une plateforme robuste pour simuler des opérations unitaires facilitant la modélisation, l'évaluation des performances, le perfectionnement des conditions de fonctionnement et l'analyse de la sensibilité des paramètres, il est aussi employé pour le calcul des bilans de masse et d'Energie, l'estimation des caractéristique thermodynamique et l'optimisation de l'efficacité énergétique des processus [15].

II-4 Choix du modèle thermodynamique

II-4-1 Introduction des modèles thermodynamiques

Après l'introduction de la nature de la charge, et pour effectuer la simulation de la colonne C-53, on utilise les différents modèles thermodynamiques. Dans notre étude, on s'est basé sur ces

modèles représentant la nature de notre charge, et les plus utilisés pour les systèmes des hydrocarbures (Peng Robinson, Soave Redlich Kwong, Chao Seader).

Pour connaître le modèle thermodynamique utilisé par le constructeur dans le cas de design, on a simulé la colonne C-53 avec ces différents modèles thermodynamiques

II-5 Simulation du cas design et cas actuels

II-5-1 Simulation cas design

Cette partie a pour but de simuler et vérifier le cas de design de la colonne de fractionnement C-53, afin de déduire le modèle thermodynamique qui vérifie et valide les résultats de simulation du cas de design. Ce dernier sera, ensuite, utilisé dans notre simulation du cas actuel et aussi lors de l'optimisation, en utilisant le logiciel *Aspen Hysys V10*. Nous allons présenter la procédure de simulation du cas de design ainsi que les principales étapes à suivre comprenant l'introduction des données, le choix du modèle thermodynamique et l'algorithme de simulation qui assure une bonne et rapide convergence comme illustré à la Figure II-2.

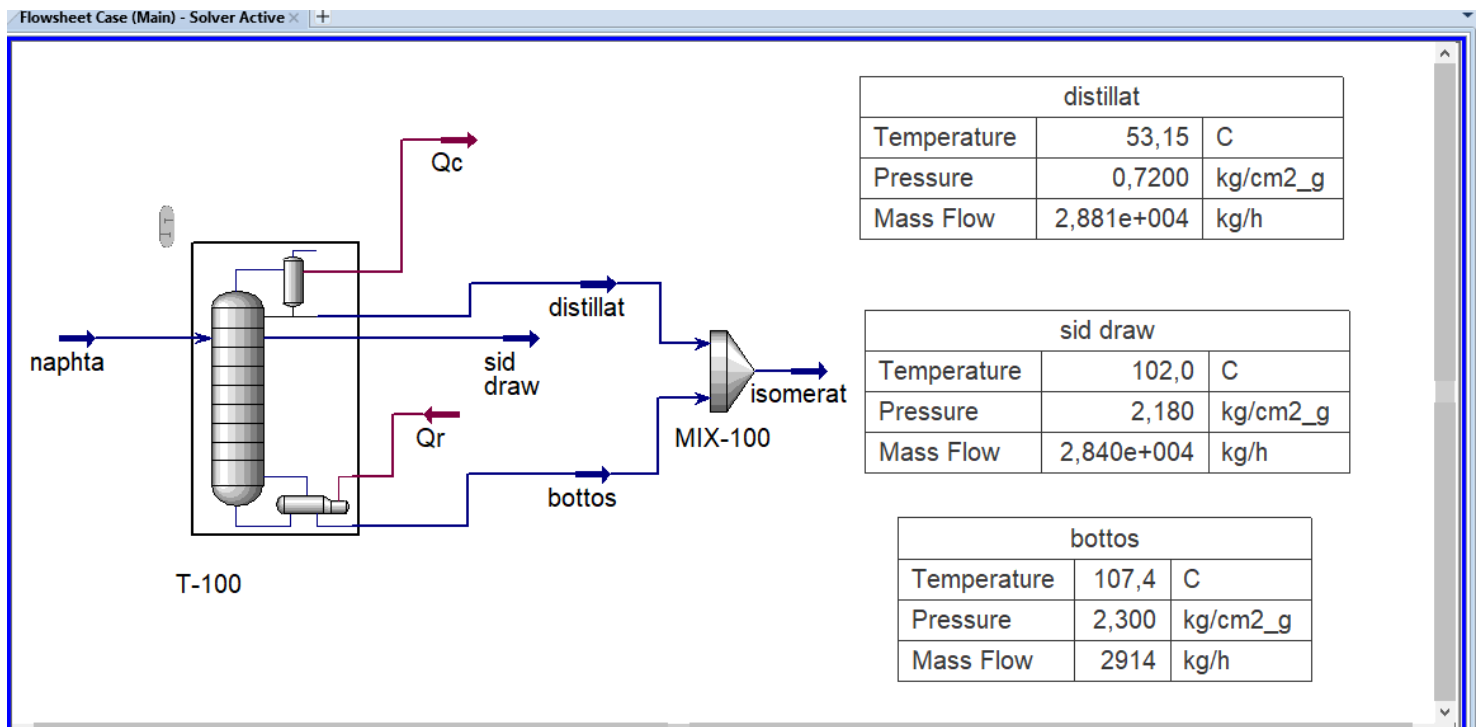


Figure II-2 : simulation du cas design de la colonne c-53

II-5-1-1 Caractéristiques de la charge

La simulation du cas de design est basée sur l'introduction de la nature de la charge et sa composition. La charge d'alimentation est caractérisée par une température de **94°C** et d'une pression de **2.220kg/cm²_g**, et d'un débit massique de **60120 kg/h** [7].

II-5-1-2 Vérification des performances du logiciel Aspen Hysys

Nous avons abordé notre simulation en validant nos données, nos hypothèses, le modèle thermodynamique choisi ainsi que le schéma de procédé PFD en introduisant les données du design. On ne pourra considérer notre modèle comme satisfaisant que si les résultats obtenus après simulation sont proches de ceux prévus par le design.

II-5-1-3 Les paramètres opératoires de la colonne (cas de design)

La simulation a été effectuée en utilisant les trois modèles thermodynamiques cités ainsi qu'avec l'introduction des paramètres opératoires présentés dans le **Tableau II-2**

Tableau II-2 : Paramètres opératoires de la colonne de séparation DIH (cas design)

X	80
Le niveau d'alimentation	25 (de haut en bas)
Le niveau de soutirage	71 (de haut en bas)
Le débit de reflux (kg/h)	119923
Le débit de distillat (kg/h)	28810
Le débit de soutirage vers réacteurs (kg/h)	28397
La pression dans le ballon de reflux (kg/cm ² _g)	0,72
La pression de fond (kg/cm ² g)	1,86
La température du ballon de reflux (°C)	54

II-5-1-4 Résultats de la simulation

Pour simuler la colonne, on a une équation de trois degrés de liberté. Donc, il faut spécifier trois données. Dans notre cas on a spécifié le débit de reflux, distillat et soutirage de design.

La simulation de la colonne a convergé et les résultats de simulation sont regroupés dans le Tableau suivant :

Tableau II-3 : Résultats obtenus à partir des différents modèles thermodynamiques du distillat

	<i>Design</i>	<i>Peng Robinso</i>	<i>SRK</i>	<i>Chao Seader</i>
Température du distillat (°C)	54	53.91	54	56
Pression du distillat (kg/cm²_g)	0,72	0,72	0,72	0,72
Débit du distillat (kg/h)	28810	28820	28810	28820
Température du fond	125	115.5	115.1	115.3
Débit de soutirage	28397	28380	28400	28390
Débit molaire du distillat				
IC₅	150,41	166.25	166.26	166.25
22DMB	130,70	122.04	121.47	126.16
23DMB	13,44	13.81	14.03	12.53
2MP	17,94	11.31	11.54	8.59
3MP	2,17	2.84	2.84	2.65

II-5-1-5 Calcul de l'erreur relative

Pour avoir comparé une valeur simulée a une valeur de référence (design) on calcule l'erreur relative donné par la formule suivante :

$$Erreur\ relativ\ \% = \left| \frac{X_{ref} - X_{simulé}}{X_{ref}} \right| \times 100\% \text{ (II-1)}$$

Cette méthode a pour but de savoir l'écart entre les résultats simulé obtenu avec différents modèles thermodynamiques et les données du cas design, le model qui présent les plus faibles erreurs par rapport au cas design considéré comme le plus approprié pour présent le comportement réel du DIH.

Tableau II-4 : Erreur relative (en %) décelée pour chacun des modèles thermodynamiques utilisés

	PR	SRK	Chao-Seader
Température du distillat (°C)	0.17	0	3.70
Pression du distillat (kg/cm²_g)	0	0	0
Débit du distillat (Kg/cm²_g)	0.03	0	0.03
Température du fond	7.60	7.92	7.76
Débit de soutirage	0.06	0.01	0.02
22DMB	6.63	7.06	3.47
23DMB	2.75	4.39	6.77
3MP	30.88	30.88	22.12
2MP	36.96	35.67	52.12
IC5	10.53	10.54	10.53

Après la comparaison du résultat, le modèle Peng Robinson donne des écarts relatifs les plus faibles sur les paramètres opératoires notamment la température du distillat les compositions du produit par conséquent ce modèle montre son efficacité et sa fiabilité pour les mélanges des hydrocarbures. On peut conclure que le modèle thermodynamique Peng Robinson donne des résultats satisfaisants au cas de design. Il sera utilisé comme une référence pour effectuer les simulations suivantes.

II-5-1-6 Détermination de la qualité de la charge et d'isomérat obtenu de cas design

➤ L'indice d'octane

Pour un mélange d'hydrocarbure l'indice d'octane est calculé par la formule de Ghosh et al^{14.3}

$$I = \frac{\sum_{PONA} v_i Q_i ON_i + \left(\frac{k_{PN}^a v_n + k_{PO}^a v_o}{\dots b \dots b \dots} \right) \sum_P v_i Q_i ON_i}{pn \quad po} \quad (II-2)$$

$$NO \text{ mélange} = \frac{\sum_{PONA} v_i Q_i + \left(\frac{k_{PN}^a v_n + k_{PO}^a v_o}{1 + k_{PN}^a + k_{PO}^a \frac{v_o}{v_n}} \right) \left[\sum_p v_i Q_i - \sum_p v_i \right] v_i}{PN \quad PO}$$

NO_i : indice d'octane de chaque constituant du mélange **v_i** :

fraction volumique de chaque constituant (i)

β_i : blending value =

N-paraffines (C₄-C₁₂) β_i (RON) = 2,0559 iso-

paraffines (C₄-C₁₂) β_i (RON) = 2,0204

naphthenic (C₅-C₉) β_i (RON) = 1,6870

k_i : Valeur d'interaction entre les paraffines, oléfines et les naphtènes **k_{pn}^a** =

0,2, **k_{pn}^b** = 2,4, **k_{po}^a** = 0,4, **k_{po}^b** = 3,6,

RON= 8

II-5-1-7 Résultat du calcul de RON d'isomérait cas design

C14													
	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M
1	Constituants	RON	Fraction vol	Beta	ΣVn	$\Sigma Vi_{(IPONA)}$	$\Sigma vi_{(IPONA)}$	$\Sigma vi_{(IPONA)}$	$\Sigma vi_{(IPONA)}$	$\Sigma vi_{(IPONA)}$	$K_{PN}^{(a)}$	$K_{PN}^{(b)}$	
2	Propane	112	0,00E+00	2,0559	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,2	2,4	
3	i-Butane	100	1,10E-03	2,0204	0	2,22E-03	2,22E-01	2,22E-01	2,22E-03	1,10E-03			
4	i-Pentane	96	4,10E-01	2,0204	0	8,29E-01	7,95E+01	7,95E+01	8,29E-01	4,10E-01			
5	n-Pentane	61,7	1,30E-01	2,0559	0	2,68E-01	1,65E+01	1,65E+01	2,68E-01	1,30E-01			
6	22-Mbutane	91,8	0,3089	2,0204	0	6,24E-01	5,73E+01	5,73E+01	6,24E-01	3,09E-01			
7	23-Mbutane	100,5	3,52E-02	2,0204	0	7,11E-02	7,15E+00	7,15E+00	7,11E-02	3,52E-02			
8	2-Mpentane	73,4	3,56E-02	2,0204	0	7,19E-02	5,28E+00	5,28E+00	7,19E-02	3,56E-02			
9	3-Mpentane	74,5	4,22E-02	2,0204	0	8,53E-02	6,35E+00	6,35E+00	8,53E-02	4,22E-02			
10	n-Hexane	24,8	3,51E-02	2,0559	0	7,22E-02	1,79E+00	1,79E+00	7,22E-02	3,51E-02			
11	Benzene	108	0,00E+00	3,3984	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
12	E-Benzene	107,4	0,00E+00	3,3984	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
13	O-xylene	120	0,00E+00	3,3984	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
14	Mecyclopentan	96	0,00E+00	1,687	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
15	Cyclohexane	84	0,00E+00	1,687	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
16	2-Mhexane	42,4	0,00E+00	2,0204	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
17	3-Mhexane	52	0,00E+00	2,0204	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
18	3-Epentane	65	0,00E+00	2,0204	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
19	22-Mpentane	92,8	0,00E+00	2,0204	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
20	23-Mpentane	91,1	0,00E+00	2,0204	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
21	24-Mpentane	83,1	0,00E+00	2,0204	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
22	33-Mpentane	80,8	0,00E+00	2,0204	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
23	n-Heptane	0	0,00E+00	2,0559	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
24	224-Mpentane	96	0,00E+00	2,0204	0	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00			
25													
26	Somme				0	2,02E+00	1,74E+02	1,74E+02	2,02E+00	9,99E-01			
27													
28	Octane Number		86,076664										

Figure II-3 : Résultat du calcul de RON d'isomérait cas design

II-6 Simulation du cas actuel de la colonne C-53

Cette partie a pour but de simuler le cas actuel de la colonne C-53. Ceci permet d'analyser la qualité des produits finaux actuels et l'établir des bilans de matière pour déceler les points de dysfonctionnement et d'apporter les solutions adéquates applicables avec les équipements existants.

II-6-1 Caractéristiques de la charge

Les caractéristiques physico-chimiques telles que la nature de la charge et les produits finaux et les paramètres opératoires ont été pris en compte pour les besoins de la simulation du cas actuel. Le tableau II-5 regroupe ces données.

Tableau II-5 : Composition de la charge alimentant la colonne C-53

Composition	Fractions molaire
Propane	0,0008
I-C ₄	0,0052
IC ₅	0,0101
N-C ₅	0,0110
2.2DMB	0,1712
2.3DMB	0,0674
2MP	0,3890
3MP	0,2722
N-C ₆	0,0702
Benzène	0,0025
Ethylbenzène	0,0002
Ortho xylène	0,0002

La charge alimente la colonne au 25^{ème} Plateau, avec un débit de **90 m³**, une température de **94°C** et une pression de **2.230 kg/cm²_g**.

La simulation du cas actuel est réalisée sur la colonne **C-53** en utilisant le modèle thermodynamique Peng Robinson qui a montré son efficacité lors de la simulation du cas de design.

II-6-2 Les paramètres opératoires :

La simulation a été effectuée en utilisant les paramètres de marche actuels de la colonne **C-53** tels que la pression au sommet **1.240kg/cm²_g** et au fond **1.470 kg/cm²_g**, en fixant le débit de reflux actuel à **220 m³/h** et la température au sommet qui égale °C. Ces données sont regroupées dans le **tableau II-6**

Tableau II-6 : Paramètres opératoires actuels du C-53

X	80
Niveau D'alimentation	25
Débit de reflux	220 m ³ /h
Pression au sommet	1.240 kg/cm ² g
Pression au fond	1.470 kg/cm ² g
Débit de soutirage	47 m ³ /h
Température de Tête	66°C
Température de Fond	121°C
Débit de distillat	36 m ³ /h

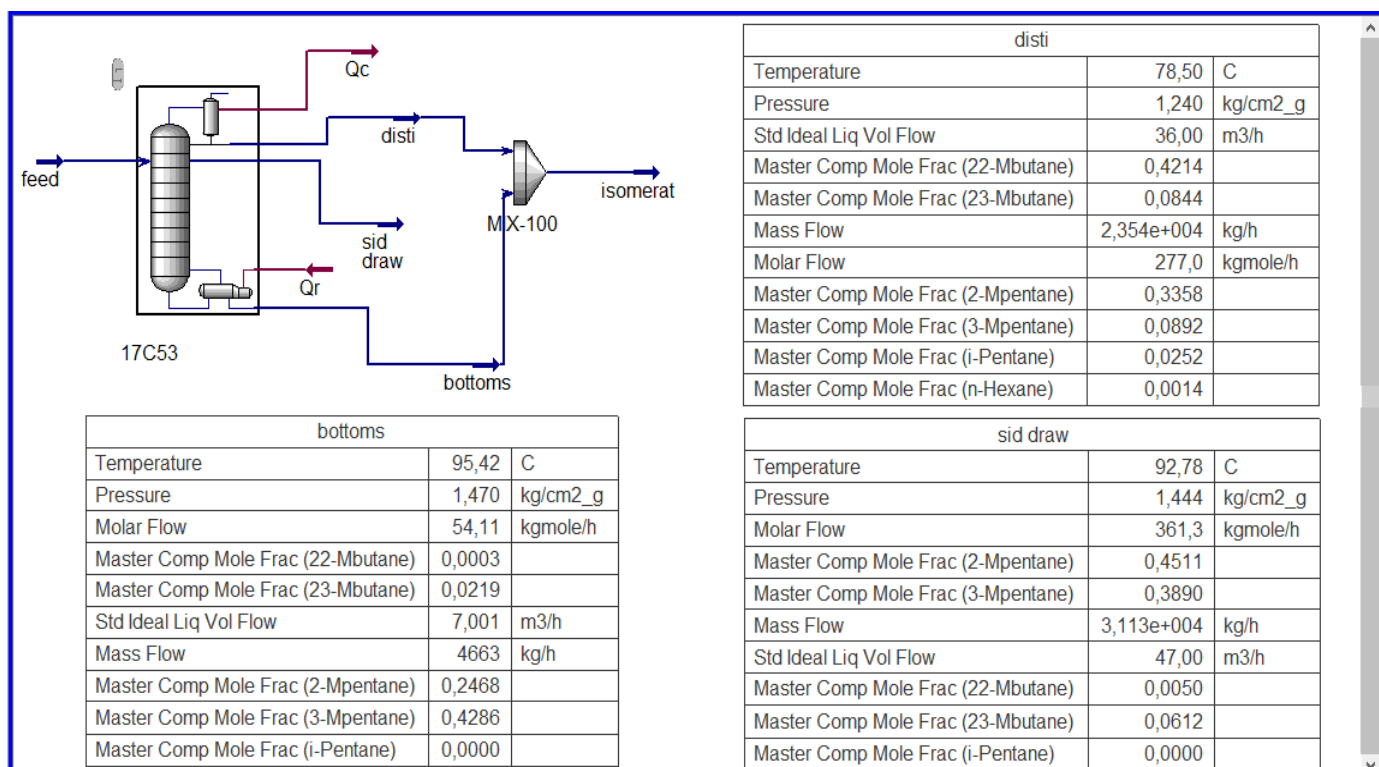


Figure II-4 : Simulation du cas actuel de la colonne C-53

II-6-3 Résultats de simulation du cas actuel de la colonne C-53

Les résultats de simulation sont regroupés dans les tableaux suivants :

Tableau II-7 : Caractéristiques des produits de la colonne

	Distillat	Soutirage	Résidu
La température	78,50	92,78	95.42
La pression kg/cm ² g	1,240	1,444	1,470
Débit massique kg/h	23540	31130	4663
Débit molaire kmol/h	2770	361,0	54,11
Débit volumique m ³ /h	36	47,00	7,00

La composition molaire des différentes charges sont regroupées dans le tableau suivant :

Tableau II-8 : la composition molaire des différentes charges du distillat, soutirage, résidu

Fraction molaire	Distillat	Soutirage	Résidu
2,2 DMB	0,42	0,0050	0,0003
2,3 DMB	0,084	0,0612	0,022
2 MP	0,335	0,4511	0,2468
3 MP	0,08	0,389	0,4286
IC5	0.025	0.000	0.000

II-7 Etude comparative entre la composition des résultats de design et résultats de actuel simulé

La composition molaire du distillat de cas de design et le cas actuel sont regroupés dans le Tableau II-9.

Tableau II-9 : Composition molaire du distillat cas design et actuel

Composition	% molaire (design)	% molaire (actuel)
IC ₅	3	2,52
2.2 DMB	7	42,14
2.3 DMB	40	8.44
2 MP	4	34,5
3 MP	0,5	10
n-C ₆	0,3	0,3
% de non convertis	7,62	24

II-8 Etude comparative entre les résultats de design et actuel de soutirage

La composition molaire du soutirage de cas de design et cas actuel sont regroupés dans le tableau suivant :

Tableau II-10 : Composition molaire de soutirage cas design et actuel

Composition	% molaire (design)	% molaire (actuel)
IC5	0	0
2.2DMB	0,12	0,5
2.3DMB	12,82	6,12
2MP	42,3	45,11
3MP	29,48	38,9
% non convertis	90	59

II-9 Etude comparative entre les résultats de design et actuel de résidu

La composition molaire de résidu de cas de design et cas actuel sont regroupés Dans le tableau suivant :

Tableau II-11 : Composition molaire du résidu cas design et actuel

La composition	Design	Actuel
IC5	0	0
2.2DMB	0,00005	0,03
2.3DMB	0,005	2.19
2MP	0,021	24.68
3MP	0,03	42.86
NC ₆	0.052	0.21
% non convertie	1,29	16,18

D'après le tableau, on observe une grande augmentation de teneur de nC_6 dans le résidu du cas actuel (0,21) par rapport au cas de design (0,052), ce qui fait diminuer l'indice d'octane jusqu'à une valeur de 65, parce que l'hexane a un indice d'octane égal 24.

Tableau II-12 : Comparaison entre la qualité (RON) d'isomérats obtenues cas design et actuel

RON	Design	Actuel
La Charge	80	79,90
Distillat	89.02	84,09
Soutirage	72.75	71,22
Le fond	55.86	61,18
Isomérat	86.07	80,31

Les résultats obtenus de cas design, actuel nous ont montrés une divergence entre la qualité et les spécifications de l'isomérat.

Ce qui nécessite une optimisation des paramètres opératoires de la colonne **C-53**, afin d'améliorer les spécifications et la qualité d'isomérat.

II-10 La partie d'optimisation

La modélisation des processus, la simulation et l'optimisation sont pratiquées pour réduire le coût de la production, L'objectif principal de l'optimisation est d'améliorer la quantité et la qualité d'isomérat (RON).

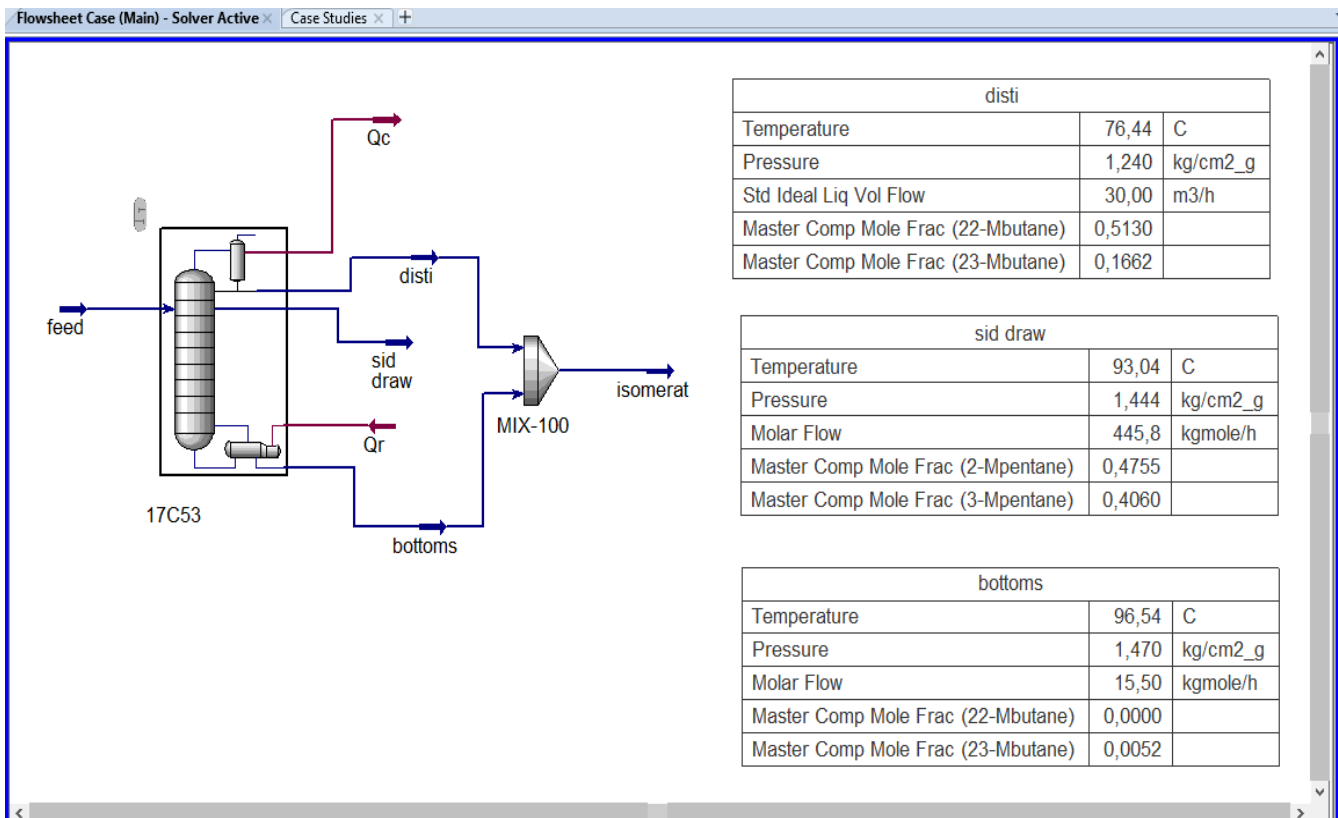


Figure II-5 : simulation du Cas actuel Optimisé de la colonne c-53

II-10-1 Méthodologie

Après avoir choisi le modèle thermodynamique et l'algorithme de résolution, et les avoir validés par le simulateur, plusieurs autres paramètres opératoires jouent un rôle très important dans la détermination de la pureté des produits, tels que le Débit de reflux, débit de soutirage et le débit de distillat.

Notre étude consiste à déterminer l'intervalle de l'optimisation en variant chaque fois le débit de distillat, soutirage et de reflux et enregistrer les teneurs de **2,2 DMB**, **2,3 DMB**, **2MP** et **3MP**.

Afin d'étudier l'effet de la variation des débits sur les spécifications d'isomérat, on effectuera une étude comparative entre le cas actuel et le cas optimisé en présentant les résultats de simulation du cas optimisé

Bien que plusieurs paramètres opératoires, tels que la pression, la température d'alimentation, le taux de reflux, la charge thermique du rebouilleur et le nombre d'étages théoriques, Influencent le fonctionnement de la colonne de déisohexanisation (DIH), l'étude présentée s'est concentrée principalement sur l'effet des débits des différents courants du procédé. Ce choix est justifié par le fait que ces débits ont une très grande influence sur la qualité d'isomérat obtenue

II-10-2 Etude L'effet de la variation des débits

II-10-2-1 Etude de l'effet de la variation du débit de reflux sur la composition d'isomérat

Dans cette étude, on présente la variation de la composition d'isomérat et les conditions opératoires tout en fixant la température au fond à 94.50 °C et en variant le débit de reflux entre **220 à 1350 m³/h** et en tenant compte de la variation des fractions molaires des (2MP, 3MP, 2.2DMB et 2.3DMB) de l'isomérat.

II-10-2-2 Etude de l'effet de la variation de débit de Distillat sur la pureté d'isomérat

Dans cette étude, on va étudier l'effet de la variation de débit de Distillat sur les caractéristiques d'isomérat, la pression de tête à **1,240 kg/cm²** et la pression de fond à **1,470kg/cm²** et en variant le débit entre **30et 40 m³/h**. Les résultats de l'effet de la variation de débit de Distillat sur les fractions molaires tels que 2.2DMB, 2.3DMB, 2PM, 3MP d'isomérat.

II-10-2-3 Etude de l'effet de la variation de débit de soutirage sur la pureté d'isomérat

Dans cette étude, on va étudier l'effet de la variation de débit de soutirage sur les caractéristiques d'isomérat, la pression de tête à **1.240 kg/cm²** et la pression de fond à **1.470 kg/cm²** et en variant le débit entre **35et 58 m³/h**. Les résultats de l'effet de la variation de débit de soutirage sur les fractions molaires tels **2.2DMB, 2.3DMB, 2PM, 3MP** d'isomérat.

II-10-3 Composition molaire d'isomérat

La comparaison des fractions molaires actuelles et optimisées sont illustrées dans le tableau suivant.

Tableau II-13 : Comparaison entre la composition molaire d'isomérat du cas actuel et cas optimisé

Composition	Cas actuel	Cas optimisé
Propane	0,0017	0.0022
I-C ₄	0,0109	0,0146
IC ₅	0,0211	0,0284
N-C ₅	0,0230	0.0309
2.2DMB	0,3526	0,4805
2.3DMB	0,0742	0,1480
2MP	0,3213	0,2384
3MP	0,1447	0,0328
N-C ₆	0,0479	0,0221
Benzène	0,0020	0,0011
Ethylbenzène	0,0003	0,0005
O-xylène	0,0003	0,0005

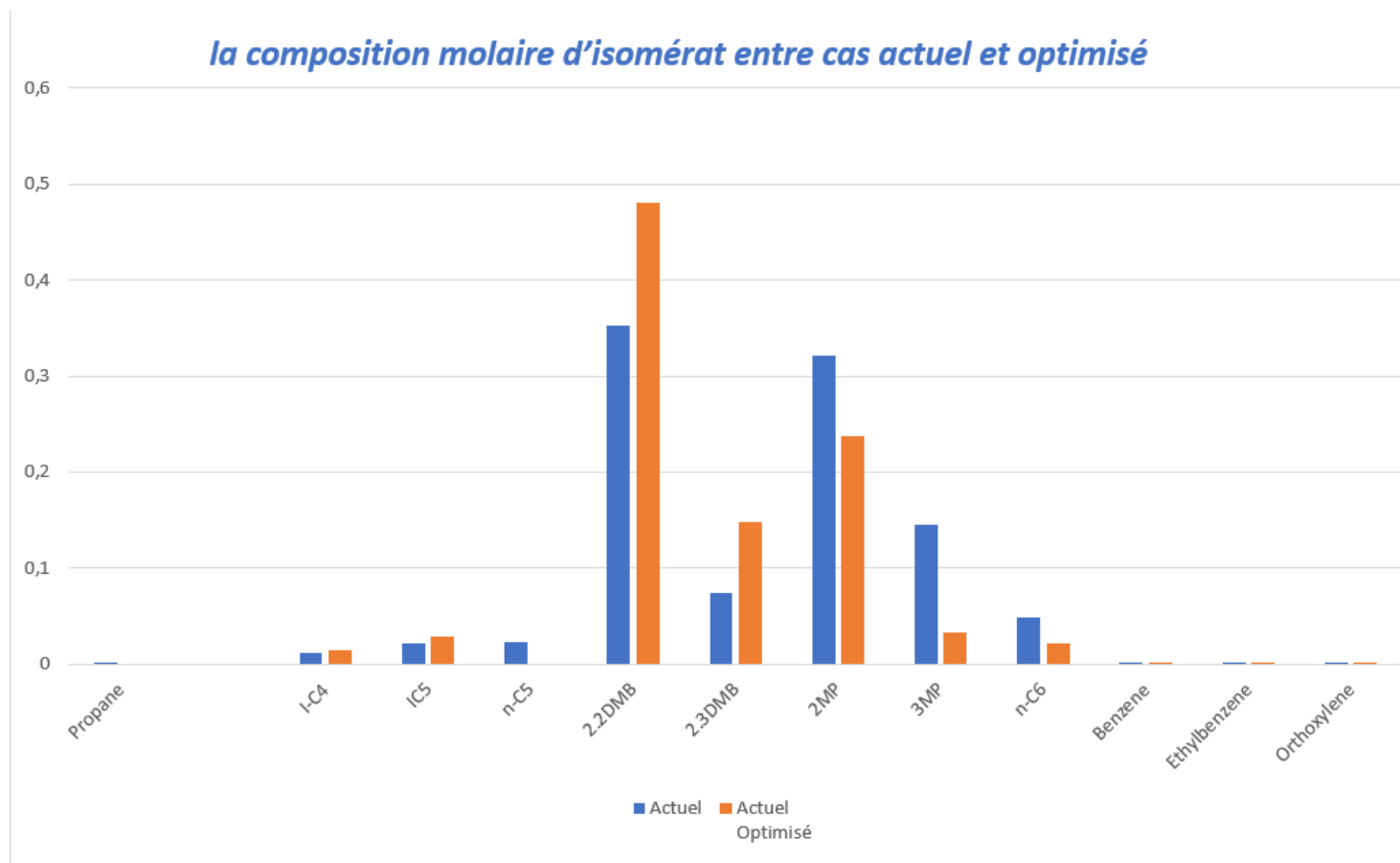


Figure II-6 : La composition molaire d'isomérat du cas actuel et cas optimisé

➤ **Interprétation :**

La variation des fractions molaires entre cas actuel et optimisé est très claire concernant l'augmentation de la teneur en **2.2DMB** de **35%** jusqu'à **48%**, et la réduction de **3MP**, de **14%** au **03%** ce qui permet de valoriser l'indice d'octane d'isomérat environ de **6 points**.

Tableau II-14 : Les Paramètres Opératoires de cas actuel et cas optimisé

Spécification	Actuel	Actuel-Optimisé
Débit de Reflux	220 m ³ /h	1350 m ³ /h
Débit de Distillat	36 m ³ /h	30m ³ /h
Débit de Soutirage	47 m ³ /h	58 m ³ /h
Débit de Bottom	7 m ³ /h	2 m ³ /h

➤ Le tableau des paramètres opératoires montre une modification significative des conditions de fonctionnement de la colonne.

➤ Une augmentation importante de débit de reflux de 220 à 1350 m³ /h a été appliquée, ce qui favorise une meilleure séparation des constituants. (Cette augmentation importante du débit de reflux améliore la séparation, mais peut entraîner une augmentation de la consommation énergétique)

Et du débit de soutirage de 47 à 58 m³ /h a été observé, En parallèle, une diminution du débit distillat de 36 à 30m³ /h et permettant un meilleur contrôle de la distribution des composants dans la colonne

➤ Le débit de fond (Bottoms) a été maintenu de 7 à 2 m³ /h pour assure que le débit total d'alimentation égal à la somme des débits des produits de sortie, ce qui confirme le respect de principe de conservation du bilan de matière.

Tableau II-15 : Les résultats de RON obtenus entre le cas actuel et le cas optimisé

RON	Actuel	Actuel-Optimisé
Distillat	84.09	87.88
Soutirage	71.22	69.81
Le Fond	61.18	58.53
Isomérat	80.31	86.05

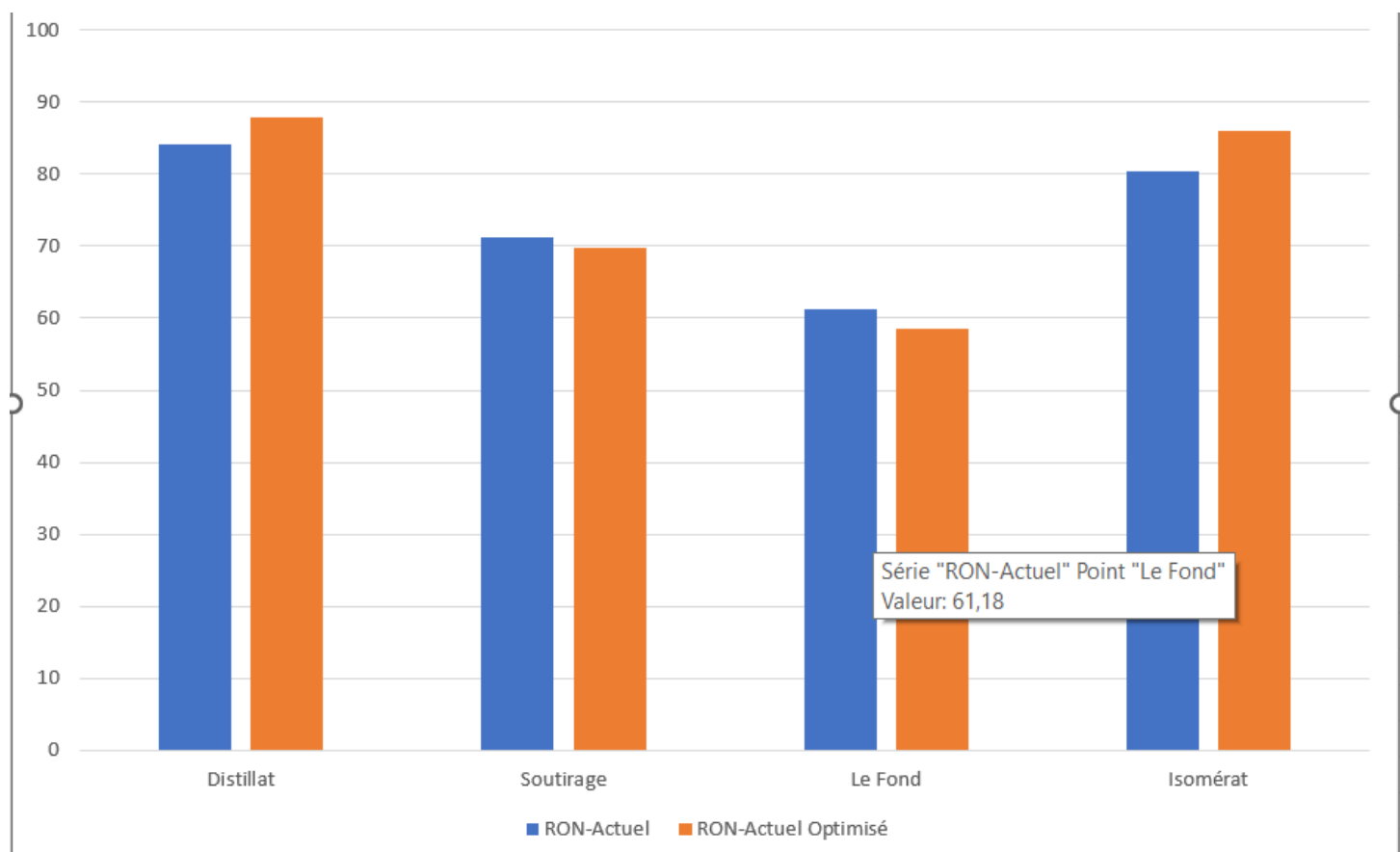


Figure II-7 : Les résultats de RON obtenus entre le cas actuel et le cas optimisé

Interprétation

On observe une augmentation du RON dans le cas optimisé, ce qui confirme l'efficacité de l'optimisation réalisée

L'amélioration de l'indice d'octane (RON) est liée à l'augmentation de la fraction des iso paraffinés (IC5-IC6), qui ont un pouvoir antidétonant plus élevé que les n-paraffines. Après avoir optimisé les débits, nous avons obtenu un indice octane élevé ce qui donne un produit final répond aux normes commerciales exigées.

II-11 Conclusion

La simulation de la colonne DIH sous Aspen HYSYS a permis de reproduire son fonctionnement dans les conditions réelles d'exploitation et d'évaluer l'influence des principaux paramètres opératoires sur ses performances. La comparaison entre le cas design et le cas actuel a révélé des écarts affectant la qualité de l'isomérat produit. L'optimisation des conditions de fonctionnement a permis d'améliorer l'efficacité de séparation et de favoriser la production d'isomères à fort indice d'octane. Ces résultats démontrent l'intérêt de la simulation numérique comme outil d'aide à la décision pour l'amélioration continue des procédés de raffinage.

Conclusion générale

Dans un contexte où les exigences environnementales et les besoins en carburants de haute qualité ne cessent d'augmenter, l'amélioration de l'indice d'octane des essences représente un enjeu important pour les raffineries. Parmi les procédés permettant d'atteindre cet objectif, l'isomérisation des coupes légères de naphta occupe une place essentielle grâce à sa capacité à transformer les paraffines linéaires en composés ramifiés à plus forte valeur ajoutée.

Ce travail a porté sur l'étude de la colonne de déisohexanisation (DIH) de l'unité 17 du complexe RA1/Z d'Arzew, dont le rôle est déterminant dans l'amélioration de la qualité de l'isomérat. Cette colonne permet en effet de séparer les composés C6 faiblement ramifiés et de les recycler vers la section réactionnelle afin d'augmenter leur conversion en isomères à indice d'octane élevé.

Dans un premier temps, une étude bibliographique a permis de mieux comprendre le procédé d'isomérisation, le fonctionnement des différentes sections de l'unité ainsi que les paramètres opératoires susceptibles d'influencer les performances de la colonne DIH. Cette analyse a mis en évidence l'importance du reflux, de la pression de fonctionnement, de la charge thermique du rebouilleur et du soutirage latéral dans la qualité de la séparation obtenue.

Dans un second temps, la simulation du procédé a été réalisée à l'aide du logiciel Aspen HYSYS. La comparaison entre les conditions de conception et les conditions réelles d'exploitation a montré l'existence de différences significatives au niveau de la composition de la charge et du comportement de la colonne. Ces écarts se traduisent par une diminution de l'efficacité de séparation et, par conséquent, par une dégradation de la qualité de l'isomérat produit.

L'étude des différents scénarios de fonctionnement a permis d'identifier les paramètres les plus influents sur les performances de la colonne et de proposer des conditions opératoires plus favorables. Les résultats obtenus ont montré qu'une optimisation appropriée de ces paramètres permet d'améliorer la séparation des composés C6 faiblement ramifiés, d'augmenter leur recyclage vers la section réactionnelle et, par conséquent, d'améliorer l'indice d'octane de l'isomérat.

Au-delà des résultats obtenus, ce travail met en évidence l'intérêt des outils de simulation dans l'analyse et l'optimisation des procédés industriels. Ils offrent la possibilité d'évaluer différents scénarios de fonctionnement, de mieux comprendre le comportement des installations et d'orienter les décisions d'exploitation sans intervention directe sur les unités de production.

En conclusion, l'optimisation de la colonne de déisohexanisation constitue une solution efficace pour améliorer les performances de l'unité d'isomérisation et renforcer la valorisation des coupes légères de naphta. Les résultats obtenus ouvrent également la voie à des travaux complémentaires portant sur l'optimisation énergétique de la colonne, l'amélioration des stratégies de contrôle ou encore l'intégration de nouvelles approches de simulation et d'optimisation des procédés.

Bibliographie

Bibliographie

[1] Osman, M., Eljack, F., Alhajri, I., et al. (2023). *Optimization and Simulation of Light Naphtha Isomerization Process Using Aspen HYSYS*. **Processes**, 11(12), 3406.

[2] Alassadi, M.S., Al-Dabbagh, A.W., et al. (2024). *Improving Gasoline Quality via Hydroisomerization of Light Naphtha*. **Iraqi Journal of Oil and Gas Research**.

[3] Hajghani, S., Aghamiri, S.F., Rahimpour, M.R. (2024). *Modification of the Isomerization Process to Improve Research Octane Number*. **Iranian Journal of Chemical Engineering**.

[4] AIChE (2021). *Boost Octane of Light Naphtha Isomerization Units Using Dual Dividing Wall Column Technology*. AIChE Spring Meeting Proceedings.

[5] *Département technique (chef service de planning Raffinerie d'Arzew*.

[6] *Operation Guide HYSYS Aspen Technologie*. October 2005

Thermodynamics and Engineering Approch YUNIS A. CENGEL/MICHEL A. BOLES 8th Edition

[7] *Manuel opératoire de la zone de carburant Raffinerie d'Arzew*

[8] *Manuel opératoire de l'unité d'isomérisation Raffinerie d'Arzew*.

[9] *Advances in Chemistry Series, The Mechanism of Catalytic Cracking*, American Chemical Society, Washington D.C.

[10] BRUN P., *Catalyse et Catalyseurs en Chimie Organique*, Éditions Masson et Cie, Paris, 1970.

[11] LEPAGE J.F., *Catalyse de Contact*, Éditions Technip, Paris, 1971.

[12] AZOUZ A., *Cinétique Chimique*, Éditions Berti, Alger, 1978.

[13] *Distillation Design* **Henry Kister**

[14] *Distillation Design and Control Using AspenTM Simulation* **William L. Luyben** *2nd Edition*

[15] Aspen Technology, Aspen HYSYS – *Chemical Engineering Applications*, 2017.

Annexes

Annexe I

ANALYSE DES COMPOSÉS

PAR

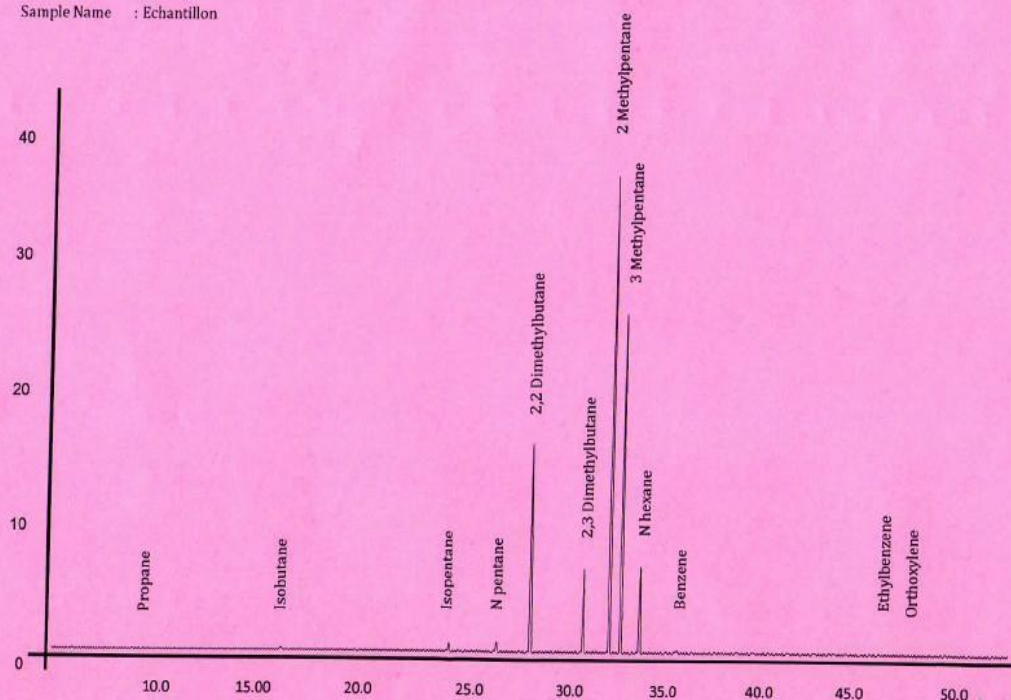
CPG/SM

Analyse par CPG/SM - Varian Saturn 2200

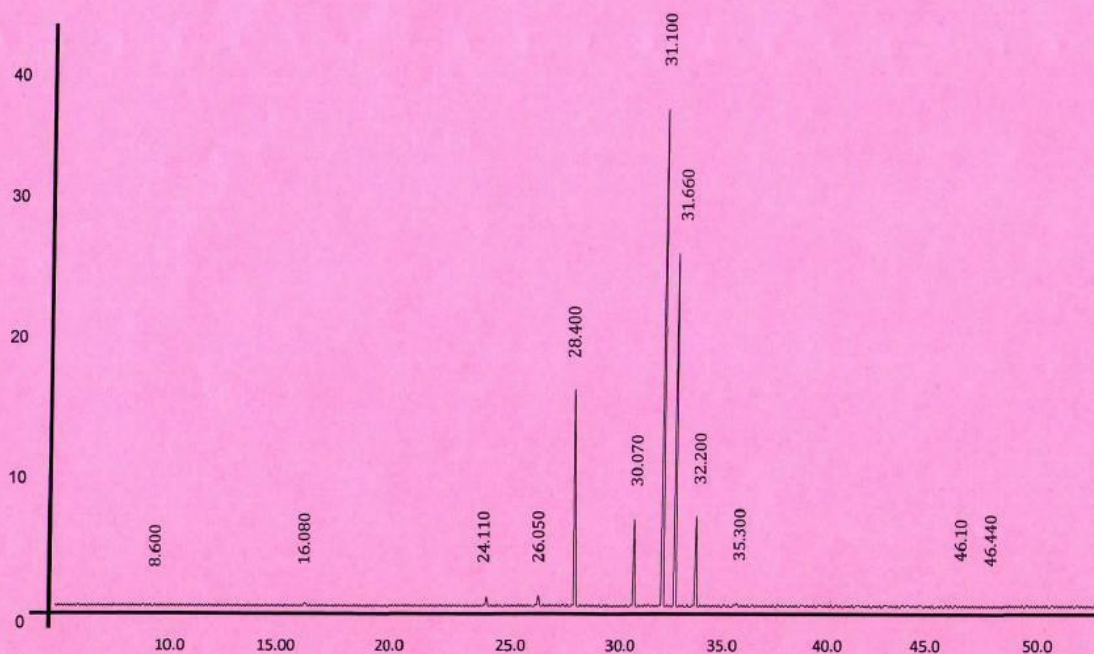
N°	Composé	Formule Brute	Temps de Retention min	concentration %
1	Propane	C ₃ H ₈	8.600	0.03
2	Isobutane	C ₄ H ₁₀	16.080	0.30
3	Isopentane	C ₅ H ₁₂	24.110	0.80
4	N pentane	C ₅ H ₁₀	26.050	0.89
5	2,2 Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	28.400	17.04
6	2,3 Dimethylbutane	C ₆ H ₁₄	30.070	6.84
7	2 Methylpentane	C ₆ H ₁₄	31.100	38.94
8	3 Methylpentane	C ₆ H ₁₄	31.660	27.70
9	N hexane	C ₆ H ₁₄	32.200	7.09
10	Benzene	C ₆ H ₆	35.300	0.31
11	Ethylbenzene	C ₈ H ₁₀	46.100	0.03
12	Orthoxylene	C ₈ H ₁₀	46.440	0.03
total identifiant				100.00

Analyse par CPG/SM - Varian Saturn 2200

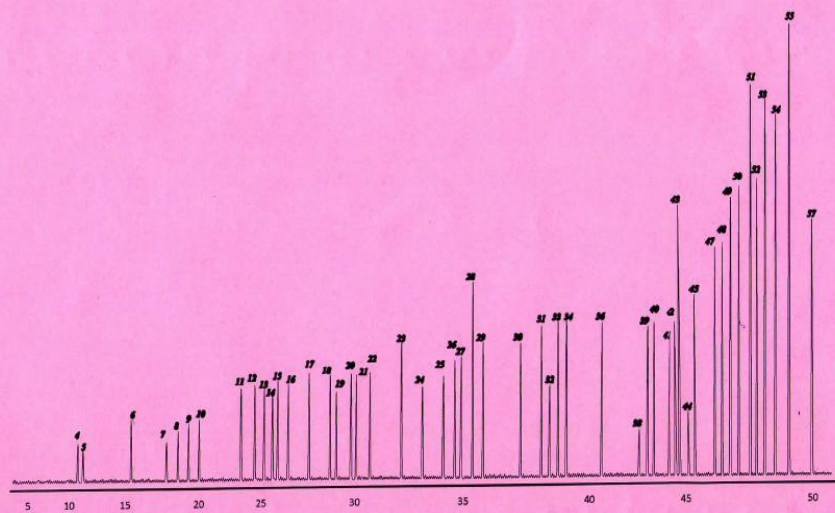
File : C:\DATA\AG-8809.E
 Operator : CPG/SM
 Acquired : 28/03/2017 08:45
 Instrument : HP
 Sample Name : Echantillon



File : C:\DATA\AG-8809.E
 Operator : CPG/SM
 Acquired : 28/03/2017 08:45
 Instrument : HP
 Sample Name : Echantillon



CHROMATOGRAMME ETALON



Activer Windows

Accédez aux paramètres pour activer Windows

Annexe II

Basis: EOR Unit Type: PENEX

STREAM INDEX		426	434	452	456	464	485	487
DESCRIPTION								
COMP	COMPONENT NAME	VAPOR FROM CONTROL VALVE, KMOL/HR	REFLUX FROM CONTROL VALVE, KMOL/HR	BOTTOMS FROM REBOILER JUNCTION, KMOL/HR	BOTTOMS FROM REBOILER, JUNCTION, KMOL/HR	BOTTOMS FROM REBOILER JUNCTION, KMOL/HR	BOTTOMS FROM DIH REBOILER, JUNCTION, KMOL/HR	BOTTOMS FRC JUNCTION, KMOL/HR
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	C3	14.77	90.08	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	CP	0.00016	0.012	25.65	25.65	3.87	3.87	3.87
13	22DMP	0.00071	0.46	780.86	780.86	117.79	117.79	117.79
14	23DMP	0.00046	0.039	289.16	289.16	43.62	43.62	43.62
15	2MP	0.001	0.095	783.36	783.36	118.17	118.17	118.17
16	3MP	0.00024	0.024	495.82	495.82	74.79	74.79	74.79
17	NC6	5.5E-05	0.0068	336.65	336.65	50.78	50.78	50.78
18	MCP	9.4E-06	0.0012	202.40	202.40	30.53	30.53	30.53
19	CH	6.5E-07	0.00017	238.17	238.17	35.93	35.93	35.93
21	2MH	9.3E-09	2.3E-06	5.03	5.03	0.76	0.76	0.76
22	3MH	4.9E-05	1.3E-06	4.63	4.63	0.70	0.70	0.70
23	3EP	1.3E-08	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-08	1.2E-05	3.86	3.86	0.58	0.58	0.58
27	33DMP	9.5E-09	1.2E-06	2.88	2.88	0.43	0.43	0.43
28	NC7	4.2E-10	1.4E-07	2.06	2.06	0.31	0.31	0.31
29	MCH	7.1E-09	2.7E-06	181.78	181.78	27.42	27.42	27.42
30	DMCP	9.3E-09	2.3E-05	97.97	97.97	13.27	13.27	13.27
41	224MP	1.2E-11	3.8E-09	0.048	0.048	0.0073	0.0073	0.0073
42	ECH	2.8E-14	3.2E-11	1.38	1.38	0.21	0.21	0.21
TOTALS		94.96	410.82	4819.43	4819.43	726.98	726.98	726.98
MOLE FLOW, KG MOLE/H		94.96	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	56.0	56.0
LIQ DENSITY, KG/STD M3		0	550.4	666.4	669.1	666.4	672.6	672.6
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

Basis: EOR Unit Type: PENEX

STREAM INDEX		501	504	515	518	524	525	545
DESCRIPTION								
COMP	COMPONENT NAME	OVERHEAD FROM AIR 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	22DMP	623.00	623.00	507.14	115.86	115.86	115.86	1.93
14	23DMP	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	22DMP	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	4.5E-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

Basis: EOR Unit Type: PENEX

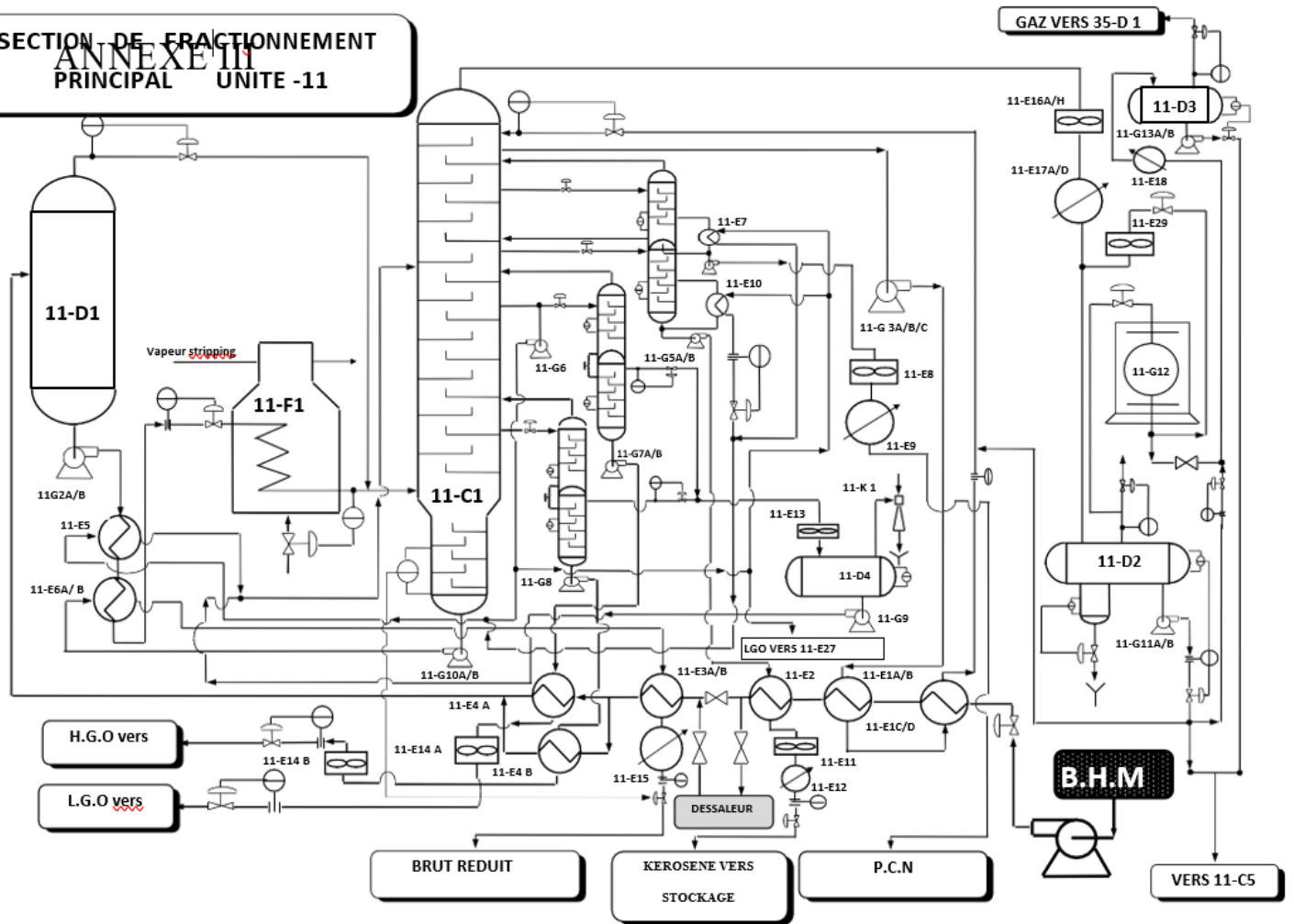
STREAM INDEX		553	558	560	566	596	597	606
DESCRIPTION								
		BOTTOMS FROM	BOTTOMS FROM	BOTTOMS FROM	BOTTOMS FROM	LIQUID FROM	TOTAL FROM	FRESH
		REBOILER	REBOILER	REBOILER	CONTROL	CONTROL	SIDEDRAW	REGENERANT
		JUNCTION,	JUNCTION,	JUNCTION,	VALVE,	VALVE,	REBOILER,	FROM CONTR
		KMOL/HR	KMOL/HR	KMOL/HR	KMOL/HR	KMOL/HR	KMOL/HR	VALVE,
								KMOL/HR
COMP	COMPONENT NAME							
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

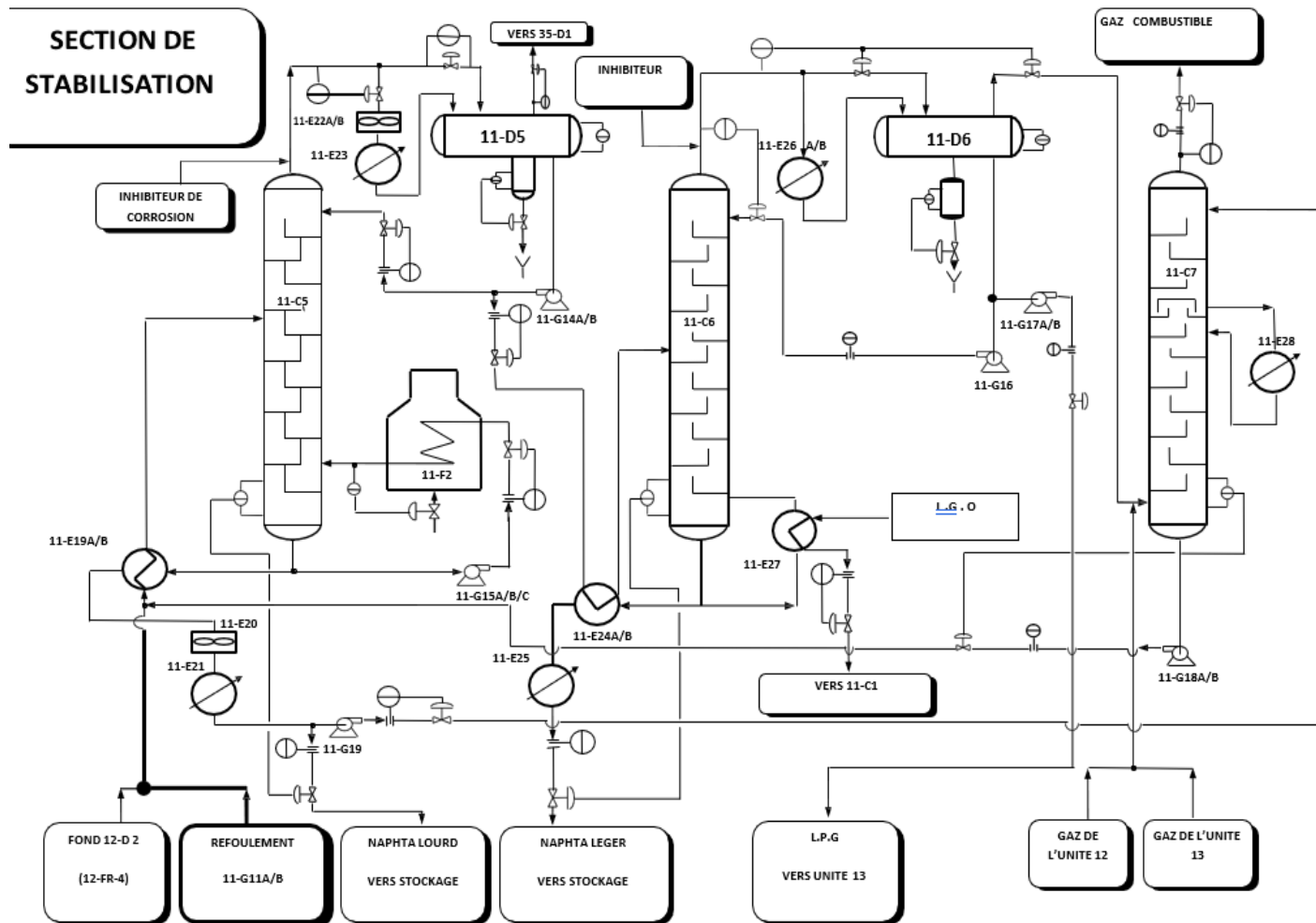
Annexe III

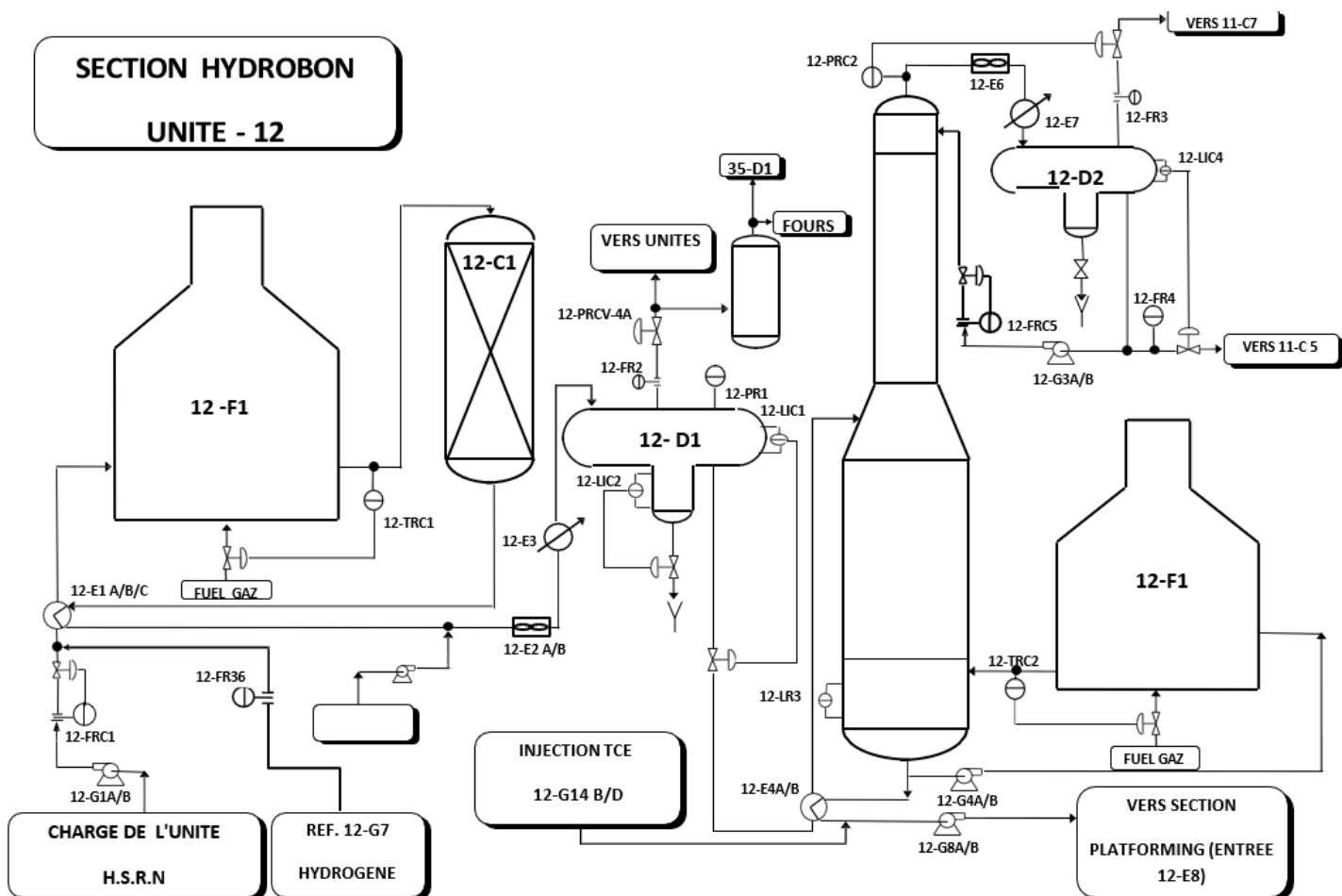
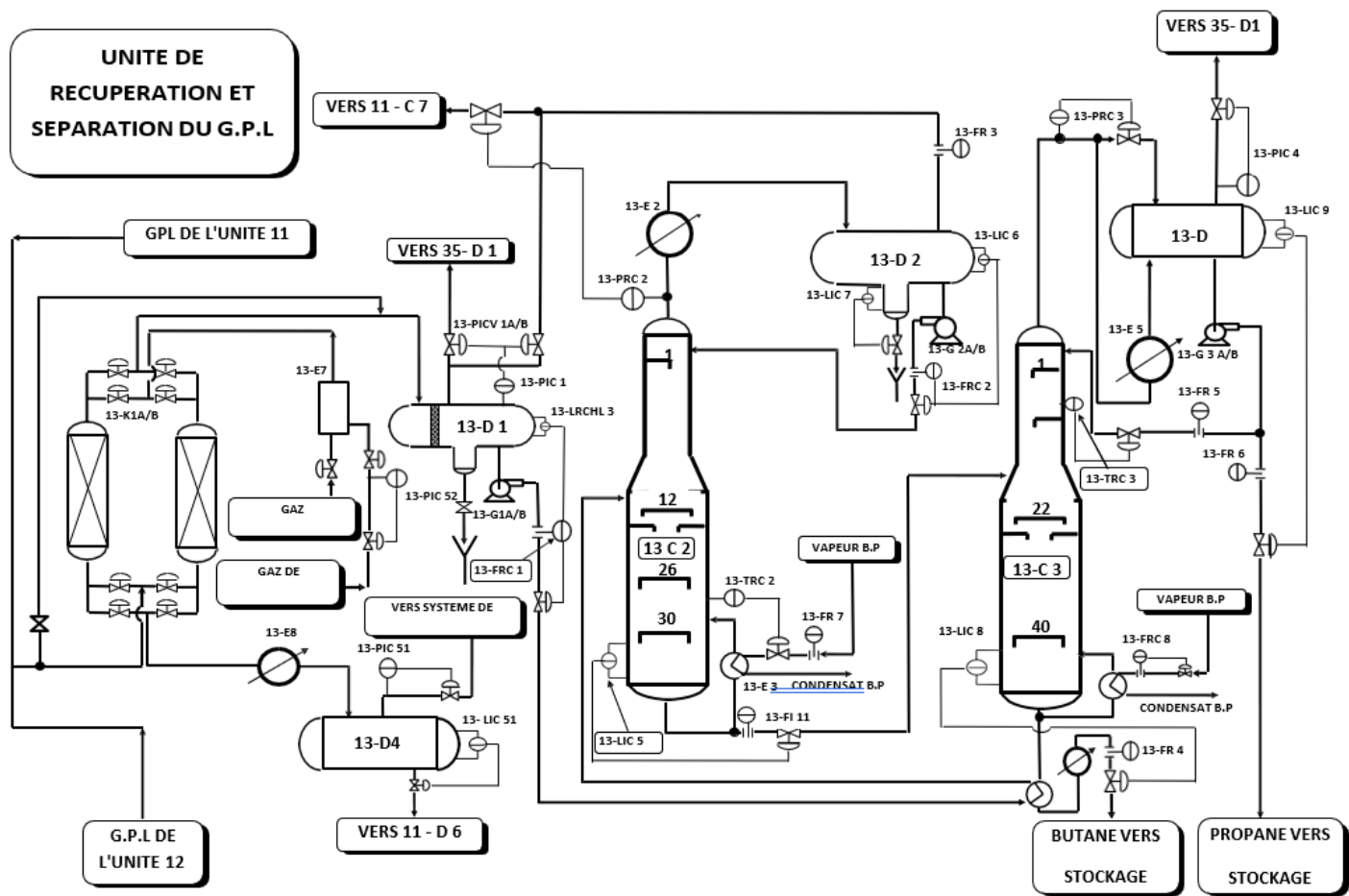
Plan de la Raffinerie D'Arzew



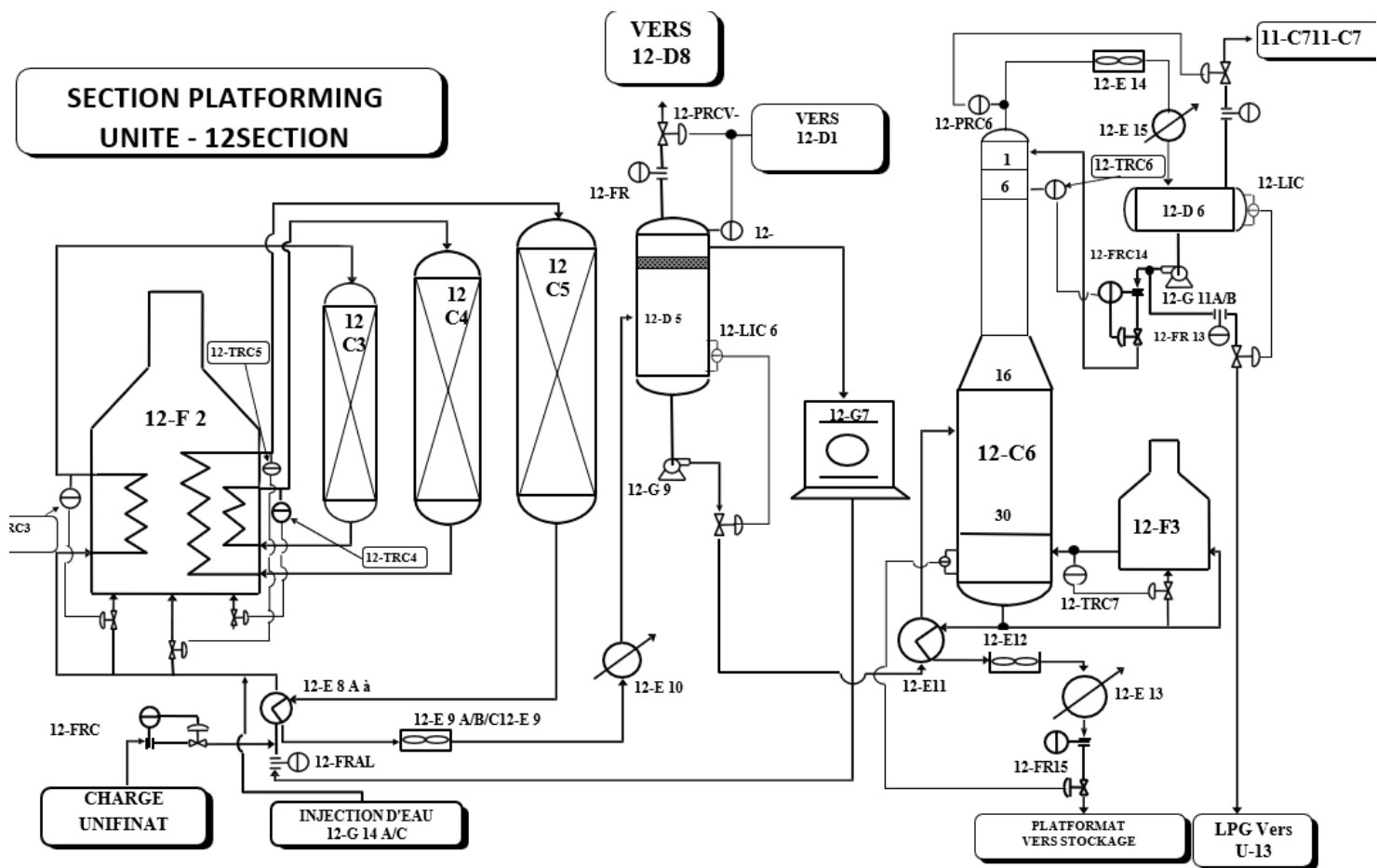
SECTION DE FRACTIONNEMENT ANNEXE III PRINCIPAL UNITE -11



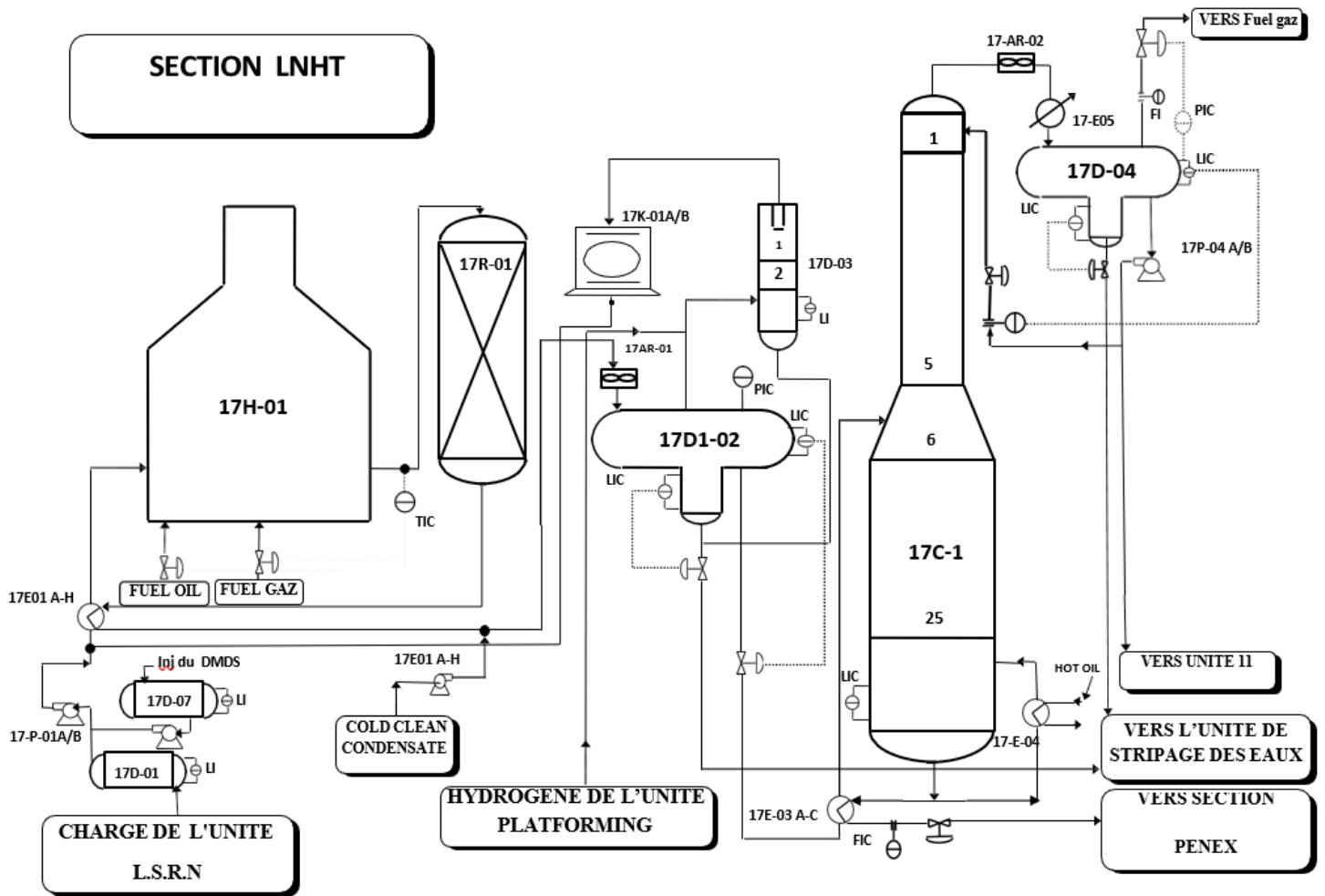




SECTION PLATFORMING UNITE - 12SECTION

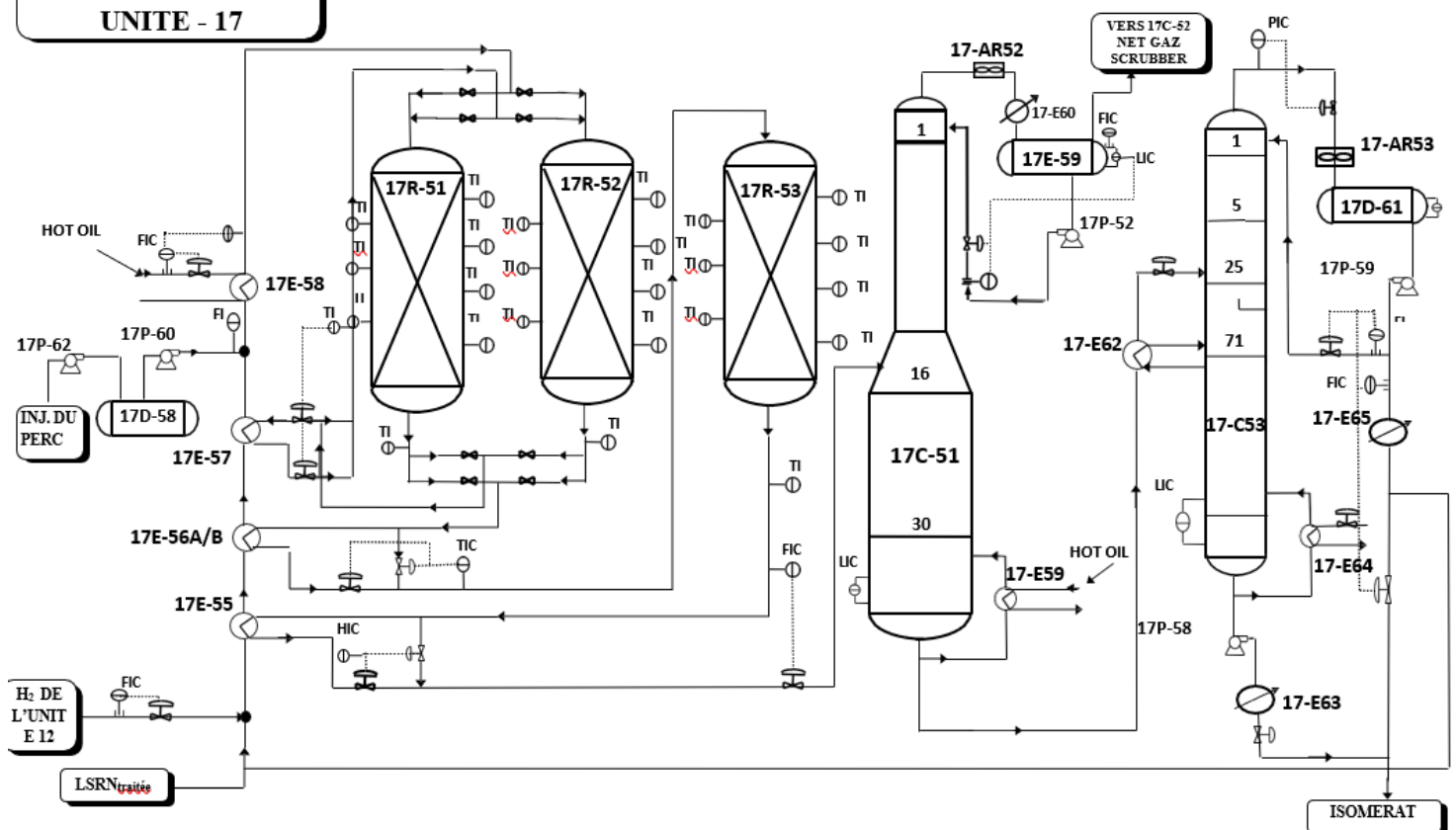


SECTION LNHT



SECTION PENEX

UNITE - 17



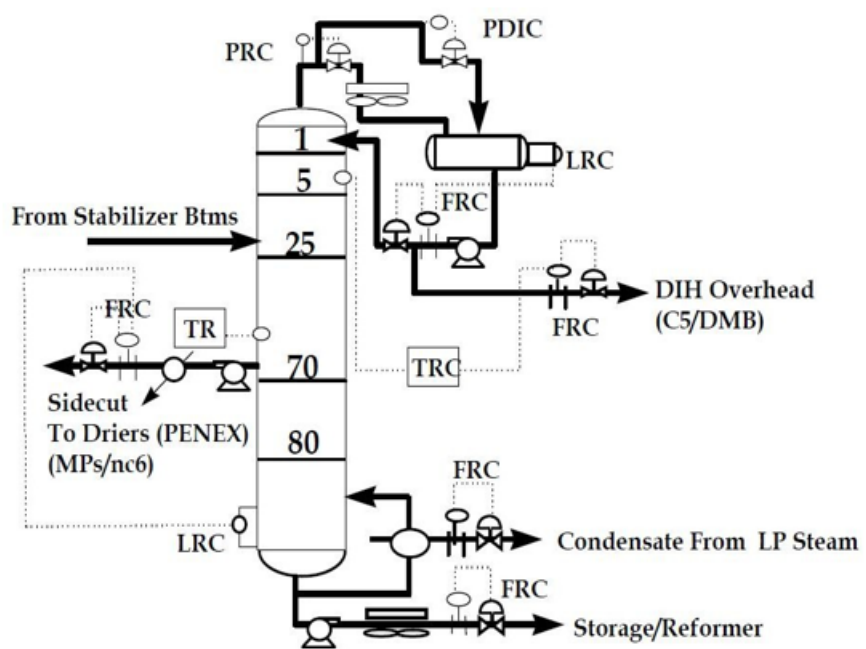
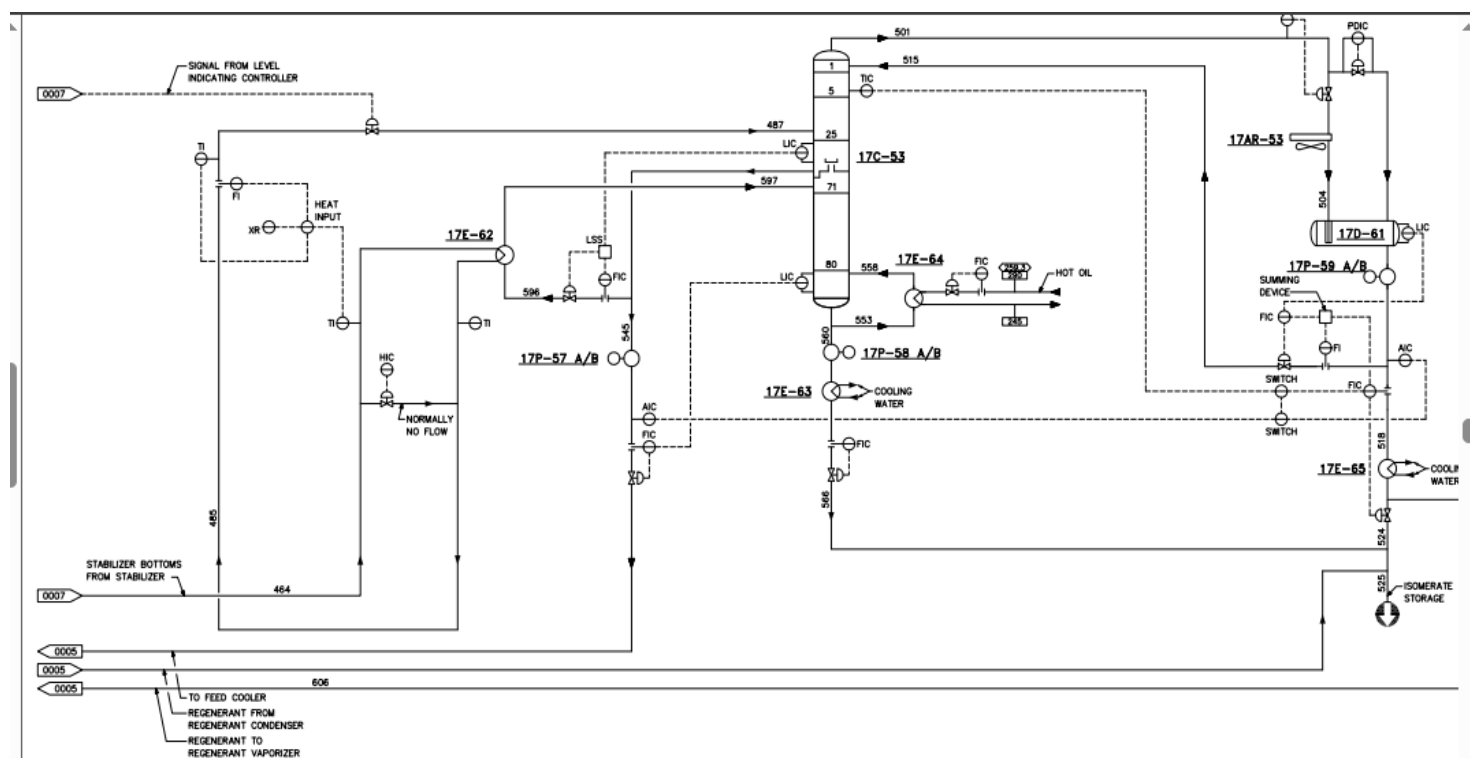


Figure : Système de contrôle de DIH



STREAM DATA SUMMARY
START OF RUN CONDITIONS

STREAM NUMBER	485	487	501	504	515	518	524	525	545	553	558	560	566	596	597
TEMPERATURE DEG C	134	94	68	54	54	54	38	38	100	125	127	125	38	100	105
PRESSURE KG/CM2 (G)	18.24	2.22	1.24	0.72	5.48	7.44	3.53	3.5	1.74	2.3	1.86	2.3	3.58	2.17	2.03
WEIGHT FLOW KG/H	60120	60120	148733	148733	119923	28810	28810	31724	28397	328161	328161	2914	2914	97604	97604
ENTHALPY MMKCAL/H	4.3	4.3	15.35	3.24	2.61	0.63	0.35	0.38	1.38	18.74	26.38	0.17	0.03	4.73	7.07

STREAM DATA SUMMARY
END OF RUN CONDITIONS

STREAM NUMBER	485	487	501	504	515	518	524	525	545	553	558	560	566	596	597
TEMPERATURE DEG C	134	95	67	54	54	54	38	38	101	128	130	128	38	101	106
PRESSURE KG/CM2 (G)	18.39	2.23	1.25	0.72	5.49	7.47	3.53	3.5	1.74	2.3	1.87	2.3	3.54	2.17	2.03
WEIGHT FLOW KG/H	60111	60111	150064	150064	122156	27907	27907	31617	28494	337033	337033	3710	3710	98125	98125
ENTHALPY MMKCAL/H	4.31	4.31	15.48	3.21	2.62	0.6	0.34	0.38	1.39	19.67	27.45	0.22	0.04	4.78	7.16

