



République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de L'enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Université 20 août 1955 -SKIKDA

Faculté de Technologie
Département de Pétrochimie

Mémoire

En vue de l'obtention du diplôme de

Master

Filière : Industries Pétrochimiques

Spécialité : Génie Pétrochimique

Thème :

**Approche Couplée Aspen HYSYS / MATLAB pour
l'Optimisation de la Colonne de Distillation 10-C-1 de
l'Unité U10 RA1K Skikda par « Réseaux de Neurones »**

Réalisé par :

- HADDAD Hamza
- MEBAREK NACEREDDINE Salah Eddine

Encadré par :

Dr. BOUSSOUF Ibtissam

Année Universitaire 2023/2024

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail
De fin d'étude à la lumière de mes yeux,
Ma très chère Mère et mon très cher Père
qui ont sacrifié leur vie pour ma réussite
Et m'ont éclairé le chemin par leurs conseils judicieux,
Et a ceux qui m'ont toujours encouragé pour que je réussisse dans mon travail
A ceux qui ont veillé pour mon bien être
A ceux qui m'ont soutenu dans les moments les plus
difficiles de ma vie
A ceux que j'aime et je respecte infiniment
Le jour est venu pour leur dire Merci...,
J'espère qu'un jour, je puisse leurs rendre
un peu de ce qu'ils ont fait pour moi,
Que Allah leur prête bonheur et longue vie.
Ainsi qu'à mes très chères sœurs, et mon très cher frère.
A toute la famille HADDAD.
A mon binôme Salah eddine Mebarek,
A tous mes amis qui ont toujours été présents et qui
n'ont ménagé aucun effort pour me bénéficier
Avec leur aide et leur suggestion,
A tous mes collègues qui m'ont soutenu pendant toute ma formation
Au département de L'INDUSTRIES PETROCHIMIQUES,
Et à tous ceux que j'aime.

Hamza Haddad

Dédicaces

Je dédie ce modeste travail à :

Mon très cher père,

Ma très chère mère,

Mes adorables nièces et neveux

Toute ma famille,

Mon binôme ; Hamza Haddad,

Et à tous mes amis.

Salah eddine Nasre eddine Mebarek

Remerciements

Au terme de ce travail,

Je tiens à remercier Allah de m'avoir accordé toute la patience, le courage, la volonté et la motivation qui m'ont permis de mener à bien ce travail jusqu'à sa fin.

Je suis très reconnaissant et je vous remercie vivement mon encadrant Madame B. IBTISSAM, Enseignant – Chercheur à L'UNIVERSITE DE 20 AOÛT 1955 SKIKDA, pour son aide, sa disponibilité et ses conseils judicieux durant toute la période de réalisation de ce mémoire, agréé mes plus vifs remerciements pour m'avoir assuré le suivi durant la préparation de mon mémoire. Son aide et ses conseils m'ont beaucoup appris.

Je remercie vivement :

Je remercie également les membres du jury pour l'honneur qu'ils nous font en acceptant de juger et d'évaluer notre travail.

J'adresse également mes plus vifs remerciements à tous mes enseignants qui m'ont beaucoup appris durant la formation réalisée au département de L'INDUSTRIES PETROCHIMIQUES de L'UNIVERSITE DE 20 AOÛT 1955 SKIKDA.

Je tiens à exprimer mes remerciements à tout le personnel de l'unité de distillation atmosphérique (U10) pour l'aide qu'ils m'ont apportée.

Enfin je remercie toute personne ayant contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Haddad Hamza

Résumé

L'unité de Topping (U10) de la raffinerie de Skikda (RA1K) est une installation de traitement du pétrole brut utilisant le procédé de distillation atmosphérique, permettant ainsi de séparer le pétrole en différentes coupes d'hydrocarbures. Cette étude se concentre sur la détermination de la densité optimale du résidu atmosphérique (380°C) extrait du fond de la colonne de distillation atmosphérique 10-C-1 de l'unité U10. Nous utiliserons des réseaux de neurones et le logiciel de simulation Aspen HYSYS V12.1 pour améliorer le processus de séparation dans la colonne 10-C-1 de RA1K. La valeur maximale de densité était de 871.5165 kg/m³, pour des paramètres opératoires optimales de débit volumique de brut 1238.1 m³/h, de débit massique de vapeur de stripper HGO égal 0.75382 tonne/h, et de débit volumique de HGO vers Storage égale 76.094 m³/h.

Mots Clés : Colonne de distillation atmosphérique 10-C-1 ; Topping U10; Hysys ; Optimisation ; Simulation ; Résidu atmosphérique ; Réseaux de neurones ; Matlab ; Densité ; Séparation.

Abstract

The Topping Unit (U10) at the Skikda refinery (RA1K) is a crude oil processing plant using the atmospheric distillation process, enabling oil to be separated into different hydrocarbon cuts. This study focuses on determining the optimum density of the atmospheric residue (380°C) extracted from the bottom of the 10-C-1 atmospheric distillation column of unit U10. We will use neural networks and Aspen HYSYS V12.1 simulation software to improve the separation process in column 10-C-1 of RA1K. The maximum density value was 871.5165 kg/m³, for optimum operating parameters of crude volume flow 1238.1 m³/h, HGO stripper steam mass flow equal to 0.75382 ton/h, and HGO to Storage volume flow equal to 76.094 m³/h.

Keywords: Atmospheric distillation column 10-C-1; Topping U10; Hysys; Optimization; Simulation; Atmospheric residue; Neural networks; Matlab; Density; Separation.

ملخص

وحدة التقطير (U10) في مصفاة سكيكدة (RAIK) هي محطة لمعالجة النفط الخام باستخدام عملية التقطير الجوي، مما يتيح فصل النفط إلى عناصر هيدروكربونية مختلفة. وتركز هذه الدراسة على تحديد الكثافة المثلى لبقايا عملية التقطير الجوي (380 درجة مئوية) المستخرجة من قاع عمود التقطير الجوي C-1-10 في الوحدة U10. وسوف نستخدم الشبكات العصبية وبرنامج المحاكاة Aspen HYSYS V12.1 لتحسين عملية الفصل في عمود C-1-10 في الوحدة (RAIK). كانت القيمة القصوى للكثافة 871.5165 كجم/م³، لقيم التشغيل المثلى لتدفق حجم الخام 1238.1 متر مكعب/ساعة، وتدفق كتلة بخار متجرد HGO يساوي 0.75382 طن/ساعة، وتدفق حجم HGO إلى التخزين يساوي 76.094 متر مكعب/ساعة.

الكلمات الرئيسية: عمود التقطير الجوي C-1-10؛ وحدة التقطير U10؛ Hysys؛ التحسين؛ المحاكاة؛ المخلفات الجوية؛ الشبكات العصبية؛ Matlab؛ الكثافة؛ الفصل.

Table des Matières

Liste des abréviations	
Liste des tableaux	
Liste des figures	
Liste des annexes	
INTRODUCTION GENERALE.....	1
Chapitre I.....	3
Chapitre I : Plongée dans les Fondements du Raffinage Pétrolier.....	4
I.2. Les procédés de fractionnement	4
I.2.1. La distillation atmosphérique du brut	5
I.2.2. La distillation sous vide de résidu de la distillation atmosphérique du brut	6
I.2.3. Autre procédé de fractionnement.....	7
I.3. les procédés de transformation des coupes légères \ moyen	7
I.3.1. Le reformage catalytique	7
I.3.2. L'isomérisation	8
I.3.3. L'alkylation	9
I.3.4. L'éthérisation	10
I.3.5. L'oligomérisation.....	11
I.4. Les procédés de conversion	11
I.4.1. L'hydrocraquage.....	11
I.4.2. Le craquage catalytique	12
I.4.3. L'hydroconversion.....	13
I.4.4. La viscoréduction.....	14
I.4.5. La cokéfaction	15
I.5. Les procédés de traitement	16
I.5.1. Les procédés d'hydrotraitement	16
I.5.2. Le désasphaltage.....	17
I.5.3. Les procédés d'adoucissement	17
I.5.4. Autres procédés de traitement	17
I.6. les procédés annexes	17
I.7. Conclusion.....	18
Chapitre II.....	19

Chapitre II : Exploration des Réseaux de Neurones : De la Théorie à l'Industrie	20
II.1. Introduction	20
II.2. Les réseaux de neurones :.....	20
II.2.2. Définition :.....	20
II.2.3. Type des réseaux de neurones :.....	21
II.2.3.1. Les réseaux de neurones non bouclés :.....	21
II.2.3.2. Les réseaux de neurones bouclés :.....	22
II.2.3.3. Les réseaux de neurones complètement connectés :.....	23
II.2.3.4. Les réseaux de neurones à couches :.....	23
II.3. Apprentissage des réseaux de neurones.....	23
II.3.1. Définition :.....	23
II.3.2. Type d'apprentissage :.....	23
II.3.2.1. Apprentissage supervisé :.....	24
II.3.2.2. Apprentissage renforcé :.....	24
II.3.2.3. Apprentissage non supervisé :.....	24
II.4. Conception d'un réseau de neurone :.....	25
II.5. les applications de réseau de neurone.....	25
II.5.1. classifications	25
II.5.1.1. Reconnaissance vocale.....	26
II.5.1.2. Vérification de signature.....	26
II.5.1.3. Reconnaissance faciale humaine.....	26
II.5.2. les applications dans le domaine pétrolier et gazier.....	27
II.5.2.1. optimisation.....	28
II.5.2.2. Prédictions et corrélations	29
a. Production	29
b. Exploration	30
c. Forage.....	30
d. Les bacs de stockage	30
II.5.2.3. Applications de contrôle	30
II.5.2.4. Applications financières.....	31
II.6. Conclusion.....	31
Chapitre III.....	33
CHAPITRE III : Description de l'unité 10 de la raffinerie de Skikda	34
III.1. Introduction	34

III.1.1.	Présentation de la Raffinerie de Skikda (RA1/K)	34
III.1.2.	Présentation des différentes unités	35
III.2.	Unité de distillation atmosphérique 10/11 (TOPPING)	36
III.2.1.	Description du Procédé	38
III.2.1.1.	le dessalage	38
III.2.1.2.	Préchauffage du brut	39
III.2.1.3.	Fractionnement du brut	40
a.	Vapeurs de tête	41
b.	Soutirage de la coupe kérosène	42
c.	Soutirage de la coupe gasoil léger (LGO)	42
d.	Soutirage de la coupe gasoil lourd (HGO)	42
e.	Résidu atmosphérique	43
f.	Reflux circulant (pump around) supérieur	44
g.	Reflux circulant (pump around) inférieur	44
III.2.1.4.	Stabilisation de la coupe naphta	44
a.	Colonne de stabilisation (C5)	45
b.	Colonne de stabilisation (C62)	45
III.2.1.5.	Séparation de la coupe naphta A	46
III.2.1.6.	Séparation de la coupe C6	47
III.2.1.7.	Séparation de la coupe naphta B	48
III.3.	Conclusion	49
Chapitre IV		50
	Chapitre IV: Simulation des cas design et réel de l'unité de distillation atmosphérique	51
IV.1.	Introduction	51
IV.2.	Notions générales sur la simulation	51
IV.3.	Description sommaire du logiciel Aspen HYSYS	52
IV.4.	Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS	53
IV.5.	Environnement de simulation	55
IV.6.	Le model thermodynamiques	55
IV.7.	Méthodologie de travail	56
IV.8.	Simulations par logiciel HYSYS	56
IV.9.	Vérification du CAS design	61
IV.10.	Vérification du CAS réel	63
IV.11.	Conclusion	67

Chapitre V.....	68
Chapitre V : Optimisation de la distillation atmosphérique : Modélisation de la masse volumique du résidu par un réseau de neurones.....	69
V.1. Introduction	69
V.2. Application du réseau se neurones pour l’optimisation de la colonne de distillation atmosphérique	69
V.2.1. l’insertion des inputs et targets dans le Matlab	71
V.2.2. Entraînement du réseau de neurones :.....	73
V.2.3. Vérification de la fonction de prédiction	78
V.2.4. Optimisation.....	79
V.3. conclusion.....	82
CONCLUSION GENERALE	84
Bibliographie.....	85
Annexe 01 : La composition de la charge de l’unité de distillation atmosphérique (U10) de la RA1K.....	89
Annexe 02 : Résumé des flux de l’unité de distillation atmosphérique (U10) « cas design ».....	91
Annexe 03 : La TBP du pétrole brut provenant de la raffinerie de Skikda.....	93
Annexe 04 : Résumé des flux de l’unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel »	96

Liste des abréviations

GPL : gaz de pétrole liquéfié.

SR : Straight Run.

RA : résidu atmosphérique.

DSV : distillat sous vide.

RSV : résidu sous vide.

MTBE : méthyle tertio-butyle éther.

TAME : tertio-amyle méthyle éther.

LCO: Light Cycle Oil.

DAO: DeAsphalted oil.

GPL : Gaz de pétrole liquéfié

PFD : Process Flow Diagram.

RA1K: Raffinerie de Skikda.

Kuop : Facteur de caractérisation.

U10 : Unité de distillation atmosphérique 10.

10-C-1 : Colonne de distillation atmosphérique de l'unité 10.

TBP: True Boiling Point.

PR : Peng-Robinson.

DCS : Digital Control System.

HGO: Gas-oil lourd.

Liste des tableaux

LES TABLEAUX	TITRES	PAGES
Tableau IV.1	Propriétés du brut traité	61
Tableau IV.2	Conditions opératoires design du courant d'entrée de l'unité 10	61
Tableau IV.3	Propriétés des produits de la colonne (10-C1) obtenus par simulation du cas design	63
Tableau IV.4	Conditions opératoires réel du courant d'entrée de l'unité 10	64
Tableau IV.5	Propriétés des produits de la colonne du Topping (10-C-1) obtenus par simulation du cas réel	66
Tableau IV.6	propriétés des produits de la colonne du Topping (10-C-1) du cas Design et Actuel	66
Tableau V.1	Résultats de la masse volumique de résidu en fonction des paramètres opératoires	70

Liste des figures

LES FIGURES	TITRES	PAGES
Figure I.1	Schéma de procédé de distillation atmosphérique	5
Figure I.2	Schéma de procédé de distillation sous-vide	6
Figure I.3	Schéma de procédé de reformage catalytique	8
Figure I.4	Schéma de procédé d'isomérisation	9
Figure I.5	Schéma de procédé d'alkylation	10
Figure I.6	Schéma de procédé de craquage catalytique	13
Figure I.7	Schéma de procédé de viscoréduction	15
Figure II.1	Un exemple de réseau de neurones	21
Figure II.2	Réseau de neurones à n entrées, une couche de N neurones cachés et N0 neurones de sortie	22
Figure II.3	Réseau de neurone bouclé.	22
Figure II.4	Les domaines d'applications des réseaux neuronaux.	28
Figure III.1	Localisation de raffinerie de Skikda en Algérie	35
Figure III .2	Les différentes unités de RA1/K	36
Figure III .3	Colonne de distillation atmosphérique	37

LES FIGURES	TITRES	PAGES
Figure IV.1	Interface du simulateur Aspen HYSYS	54
Figure IV.2	Choix des composants du fluide	56
Figure IV.3	Choix du model thermodynamique PENG-ROBINSON	57
Figure IV.4	Fenêtre de saisie des résultants de la distillation TPB du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA «RA1K»	57
Figure IV.5	Fenêtre de saisie de la composition de la coupe C5 issue de la distillation TPB du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA «RA1K»	58
Figure IV.6	Les "results sammary" calculent par hysys de la distillation TBP du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA «RA1K»	58
Figure IV.7	Fenêtre de condition d'entrée du brut	59
Figure IV.8	Fenêtre de composition d'entrée du brut	59
Figure IV.9	Fenêtre convergée de la colonne 10-C-1	60
Figure IV.10	Le colon de distillation atmosphérique 10-C-1	60
Figure IV.11	Diagramme de simulation de la section de distillation atmosphérique « Cas Design»	62
Figure IV.12	Diagramme de simulation de la section de distillation atmosphérique « Cas réel »	65

LES FIGURES	TITRES	PAGES
Figure V.1	L'interface de Matlab	71
Figure V.2	Insertion des entrées dans le tableau.	72
Figure V.3	Insertion des valeurs de masse volumique de résidu	72
Figure V.4	Diagramme optimale pour la modélisation de masse volumique de résidu.	73
Figure V.5	Le nntool pour la création de réseau neurone.	74
Figure V.6	Le processus de formation dans le réseau neuronal pour la masse volumique de résidu.	75
Figure V.7	Régression des résultats prédits par le réseau de neurones	77
Figure V.8	Comparaison entre la valeur simulée par HYSYS et la valeur prédire par le réseau de neurones.	77
Figure V.9	Histogramme de l'erreur obtenu par le Matlab	78
Figure V.10	le code utiliser pour la vérification de réseau neurone.	78
Figure V.11	Comparaison entre la valeur simulée par hysys et la valeur prédire par le réseau de neurones.	79
Figure V.12	Code de construction pour l'optimisation de la fonction	79
Figure V.13	L'optimisation de réseau neurone	80
Figure V.14	Le graphe d'optimisation.	81

Figure V.15	Le code utiliser pour l'affichage du point optimal.	81
Figure V.16	Les résultats de l'optimisation	82

Liste des annexes

Annexe 01 : La composition de la charge de l'unité de distillation atmosphérique (U10) de la RA1K.

Annexe 02 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas design ».

Annexe 03 : La TBP du pétrole brut provenant de la raffinerie de Skikda.

Annexe 04 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel ».

INTRODUCTION GENERALE

Le pétrole est un mélange complexe d'hydrocarbures de différentes familles (paraffiniques, naphthéniques, aromatiques) associé à des composés oxygénés, azotés et sulfurés ainsi qu'à des traces de métaux particuliers (vanadium, molybdène, nickel) [1]. Le raffinage du pétrole est une industrie lourde qui transforme un mélange d'hydrocarbures en produits énergétiques ; tels que les carburants, et en produits non énergétiques ; tels que les bitumes. Le processus continu d'une raffinerie simple comporte d'abord une épuration du pétrole brut, puis une séparation par distillation en produits blancs (distillats légers et moyens) et en produits noirs (résidus lourds). Les produits légers sont convertis en essences pour l'automobile [2,3].

La distillation atmosphérique est un processus crucial dans l'industrie pétrolière, permettant la séparation des composants d'un mélange complexe de pétrole brut en produits utilisables tels que le l'essence, gasoil et le kérosène.

Les réseaux de neurones inspirés du fonctionnement du cerveau humain, sont capables d'apprendre des représentations complexes à partir de données brutes. Leur capacité à gérer des données volumineuses et à extraire des motifs pertinents en fait des outils précieux pour divers aspects du secteur pétrolier [4].

Ce mémoire vise à explorer les applications des réseaux de neurones dans le secteur pétrolier, puis utiliser un réseau de neurones pour l'optimisation de la colonne de distillation U10 en cherchant la valeur maximale estimée de la densité (masse volumique) de résidu atmosphérique ainsi que les paramètres optimales correspondantes. Aspen HYSYS a été utilisé pour simuler le procédé de distillation et fournir les data nececaires pour l'entrainement du réseau de neurones effectué à l'aide de MATLAB.

Le mémoire est composé de cinq chapitres :

- Le premier parle de plongée dans les Fondements du Raffinage Pétrolier
- Le deuxième expose l'exploration des Réseaux de Neurones : De la Théorie à l'Industrie

- Le troisième expose la présentation de la raffinerie de skikda
- Le quatrième montre la simulation des cas design et réel de l'unité de distillation atmosphérique
- Le cinquième explique la modélisation de la masse volumique du résidu par un réseau de neurones.

Références :

- [1] Boulinguez.L, "Introduction au pétrole", Presses Universitaires de France, 2006.
- [2] Hily-Blant.P, "Le pétrole et ses enjeux", 2004.
- [3] Gary .J.H, Handwerk.G. E & Kaiser, M. J, "Petroleum Refining: Technology and Economics", CRC Press, 2007.
- [4] Bishop. C. M, "Pattern Recognition and Machine Learning", 2006.

Chapitre I

Chapitre I : Plongée dans les Fondements du Raffinage Pétrolier

I.1. Introduction

Le raffinage du pétrole est un processus complexe et crucial dans l'industrie pétrolière, impliquant la transformation du pétrole brut en divers produits à haute valeur commerciale. Ce chapitre se concentre sur les différentes étapes du raffinage et met en lumière les principaux procédés utilisés dans cette industrie vitale [1].

Le raffinage consiste à fractionner le pétrole brut, issu de l'exploitation de champs pétrolifères, en plusieurs coupes pétrolières, telles que les carburants (les essences, les kérosènes, les gazoles), les combustibles (le gaz de pétrole liquéfié (GPL), les fuels domestiques), les produits intermédiaires pour la pétrochimie (les naphthas) et les produits de spécialité (les huiles lubrifiantes, les solvants, les bitumes). Ces produits sont obtenus grâce à une série d'opérations unitaires regroupées dans des raffineries, formant un réseau de procédés industriels [1].

Dans ce chapitre, nous explorerons en détail les cinq grands procédés du raffinage :

- Les procédés de fractionnement ;
- Les procédés de transformation des coupes légères/ moyennes ;
- Les procédés de transformation des coupes lourdes ou conversion ;
- Les procédés de traitement ;
- Les procédés annexes.

I.2. Les procédés de fractionnement

Les procédés de fractionnement permettent de séparer un mélange pétrolier en fractions plus simples ou plus étroites. Dans le raffinage, les principaux procédés de séparation sont la distillation atmosphérique du pétrole brut et la distillation sous vide du résidu atmosphérique [1].

I.2.1. La distillation atmosphérique du brut

La distillation atmosphérique ou distillation primaire constitue la première et la principale étape du raffinage pétrolier et sera ainsi l'objet d'une étude développée dans le présent manuscrit. Précédée d'une opération de dessalage (lavage à l'eau et à la soude) pour enlever les minéraux, cette opération permet de fractionner le pétrole brut en différentes coupes pétrolières, traditionnellement nommées coupes Straight Run (SR). En tête de colonne, il est récupéré la coupe gaz puis les coupes essence, kérosène et gazole sont obtenues sur les plateaux intermédiaires de la colonne. Ces coupes seront ensuite soumises à des procédés d'amélioration de propriétés et/ou à des procédés de finition pour obtenir les produits pétroliers à haute valeur commerciale. La fraction non distillée du brut, appelé aussi résidu atmosphérique (RA), est soit utilisée directement comme fuel industriel, soit envoyée à la distillation sous vide [1].

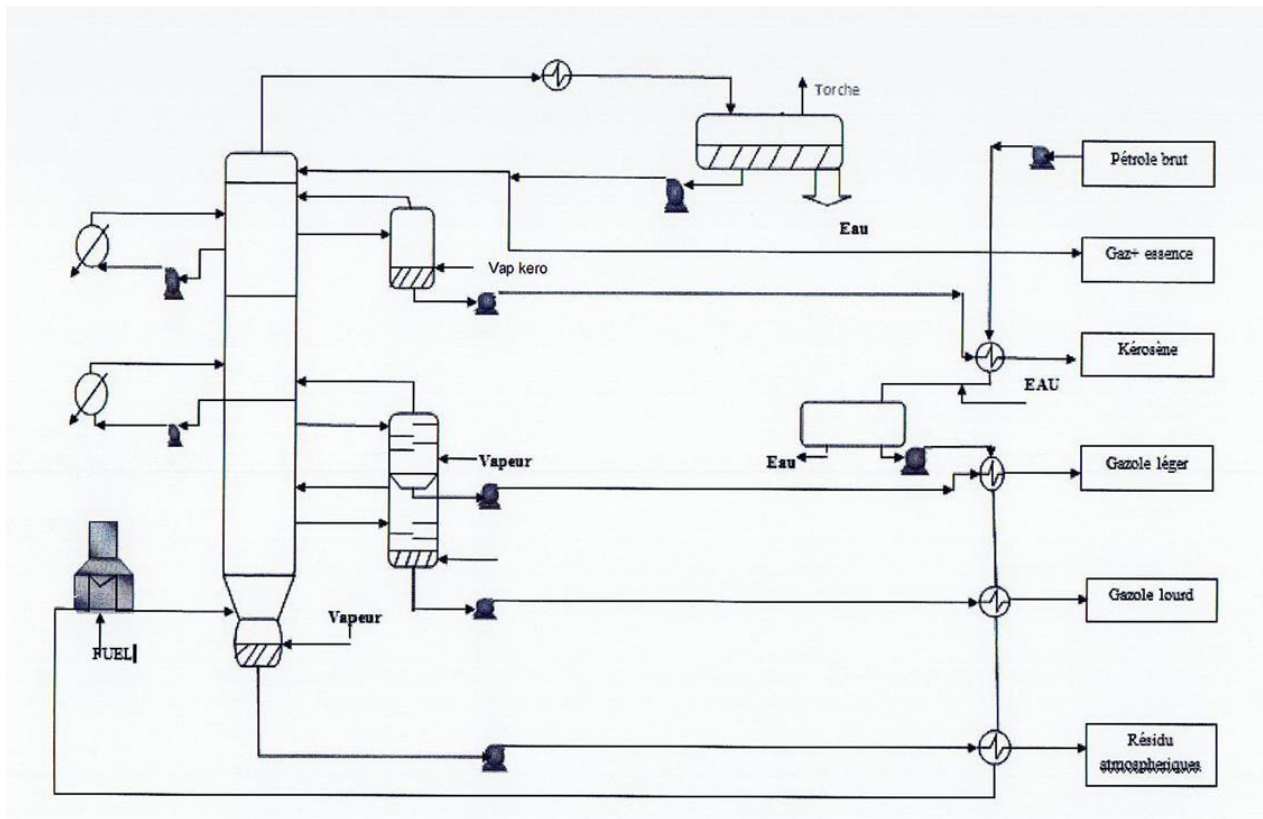


Figure I.1 : Schéma de procédé de distillation atmosphérique [2].

I.2.2. La distillation sous vide de résidu de la distillation atmosphérique du brut

La distillation sous vide est une étape complémentaire de la distillation primaire. En effet, le résidu atmosphérique contient les molécules avec un point d'ébullition supérieur à 340-380°C. Au-delà de cette gamme de températures, les molécules commencent à subir des réactions de craquage thermique avant de s'évaporer. C'est pourquoi, la distillation du résidu atmosphérique est effectuée sous pression réduite. Cette opération permet de récupérer en tête de colonne, le distillat sous vide (DSV) qui sera ultérieurement soumis à des procédés de conversion pour obtenir des produits valorisables. La fraction non distillée correspond à la coupe résidu sous vide (RSV) qui contient la majeure partie des impuretés du brut, comme le soufre, l'azote, les métaux et les asphaltènes. Le RSV peut être utilisé dans la fabrication des bitumes, la production de fuels lourds ou comme charge pour des procédés de conversions, comme l'hydroconversion, la cokéfaction ou la viscoréduction [1].

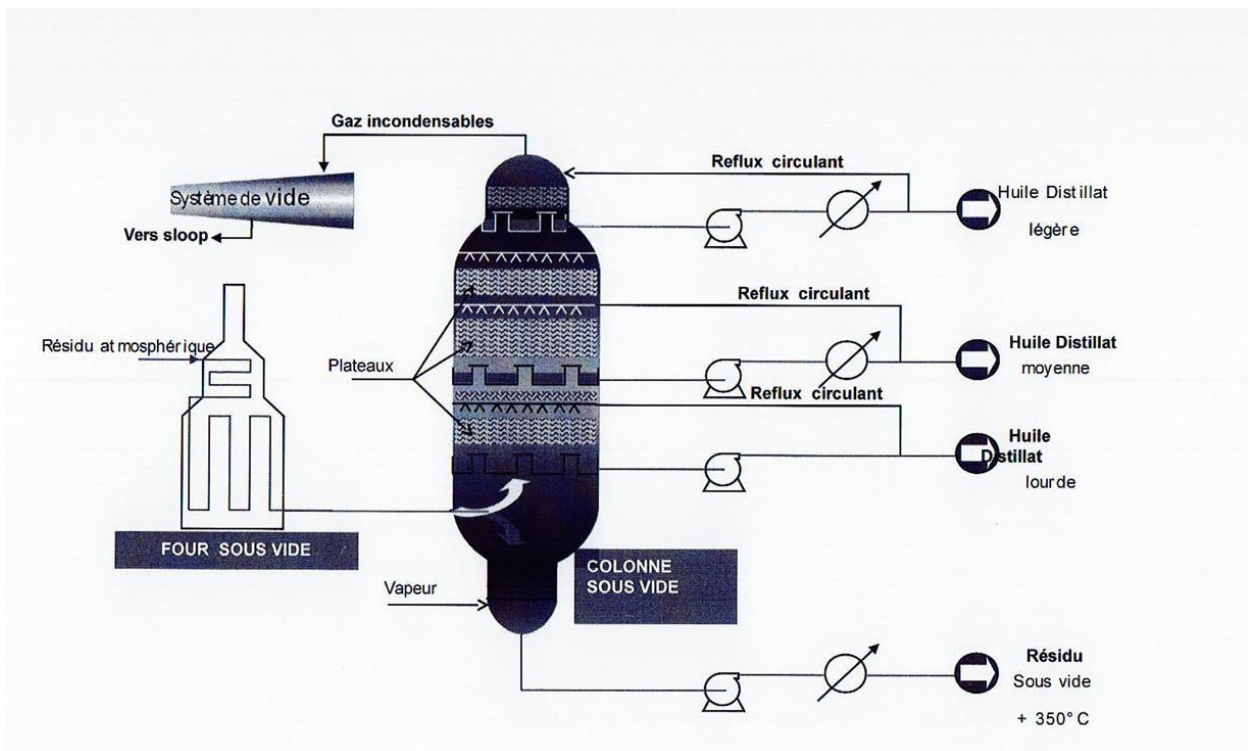


Figure I.2 : Schéma de procédé de distillation sous-vide [2].

I.2.3. Autre procédé de fractionnement

Les distillations décrites ci-dessus sont les principaux équipements de fractionnement de la raffinerie. Néanmoins, il existe de nombreuses unités de fractionnement associées aux procédés de transformation de façon à séparer leurs effluents en coupes pétrolières [1].

I.3. les procédés de transformation des coupes légères \ moyen

Les procédés de transformation appliqués aux coupes légères ou moyennes consistent principalement à améliorer les propriétés des coupes, notamment des essences. Pour ce faire, la structure de molécules est réarrangée par isomérisation ou cyclisation ou elle est agrandie par des réactions d'alkylation ou de polymérisation. Les principaux procédés sont le reformage catalytique, l'isomérisation, l'alkylation, l'oligomérisation et l'éthérification [1].

I.3.1. Le reformage catalytique

Le reformage catalytique est un procédé clé dans le raffinage car il permet non seulement d'augmenter l'indice d'octane des essences, mais également de produire de l'hydrogène qui est essentiel dans les procédés d'hydrocraquage, hydrotraitement et hydroconversion. Ce procédé consiste à produire des composés aromatiques à partir des coupes pétrolières légères contenant une haute teneur en paraffines et naphthènes. La charge principale du procédé est la fraction plus lourde des essences SR (C7-C10), mais également les coupes essences provenant des procédés de conversion. Le reformage opère normalement à basse/moyenne pression (4 à 40 bar) et haute température (510 -530°C) en présence d'un catalyseur solide.

La production des aromatiques se fait par réarrangement de la structure des molécules à l'aide de réactions de déshydrogénation, de déshydrocyclisation, d'isomérisation et d'hydrocracking. On peut citer la réaction indésirable c'est la réaction de formation de Coke. L'ampleur du déroulement de chacune de ces réactions dépend de sévérité de l'exploitation, du type de catalyseur utilise et de la qualité de la charge.

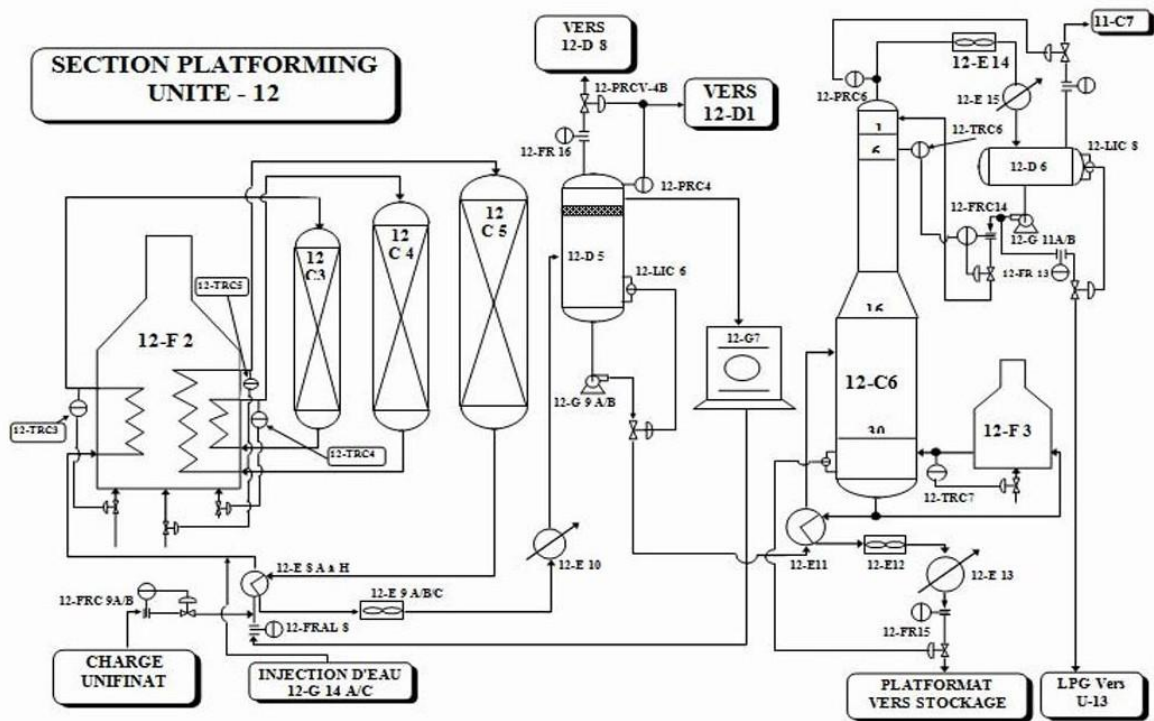


Figure I.3 : Schéma de procédé de reformage catalytique [2].

I.3.2. L'isomérisation

L'isomérisation est un procédé qui transforme les paraffines normales contenues dans les coupes légères en isoparaffines. Selon les caractéristiques de la charge, ce procédé permet soit d'augmenter l'indice d'octane des essences par isomérisation des n pentanes (C5) et n-hexanes (C6), soit d'isomériser des n-butanes (C4) qui seront utilisées comme charges des autres procédés, comme l'alkylation et l'éthérisation. D'autres réactions, comme le craquage et le cokage, peuvent aussi se produire. La charge provient principalement de la distillation directe du pétrole brut ou du reformage catalytique, mais les essences légères issues des procédés de conversion, comme le craquage catalytique, sont aussi traitées. L'isomérisation est effectuée en présence d'un catalyseur à basse température (120 – 270°C) et moyenne pression [1].

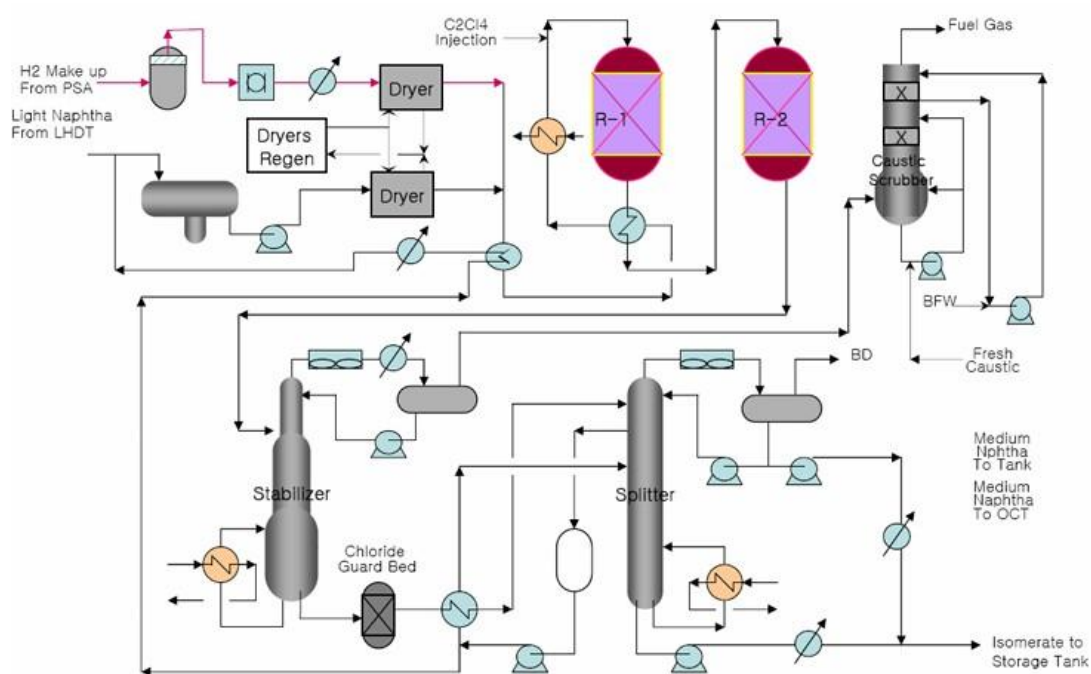


Figure I.4 : Schéma de procédé d'isomérisation [3].

I.3.3. L'alkylation

Comme l'isomérisation, le procédé d'alkylation est un moyen d'augmenter l'indice d'octane des essences par production d'isoparaffines. L'alkylation consiste donc à faire réagir des oléfines à 3, 4 ou 5 atomes de carbone avec de l'isobutane (C4) de façon à former des isoparaffines à 7 et 8 atomes. Dû à la présence d'oléfinas, d'autres réactions peuvent avoir lieu comme la polyalkylation, le craquage et le transfert d'hydrogène. La charge oléfinique provient essentiellement du craquage catalytique, tandis que l'isobutane est issue des gaz de raffinerie ou du procédé d'isomérisation du n-butane. L'alkylation opère à basse température (0 à 40 °C) et basse pression (1 – 10 bar) en présence d'un catalyseur liquide très acide, comme le fluorure d'hydrogène ou l'acide sulfurique [1].

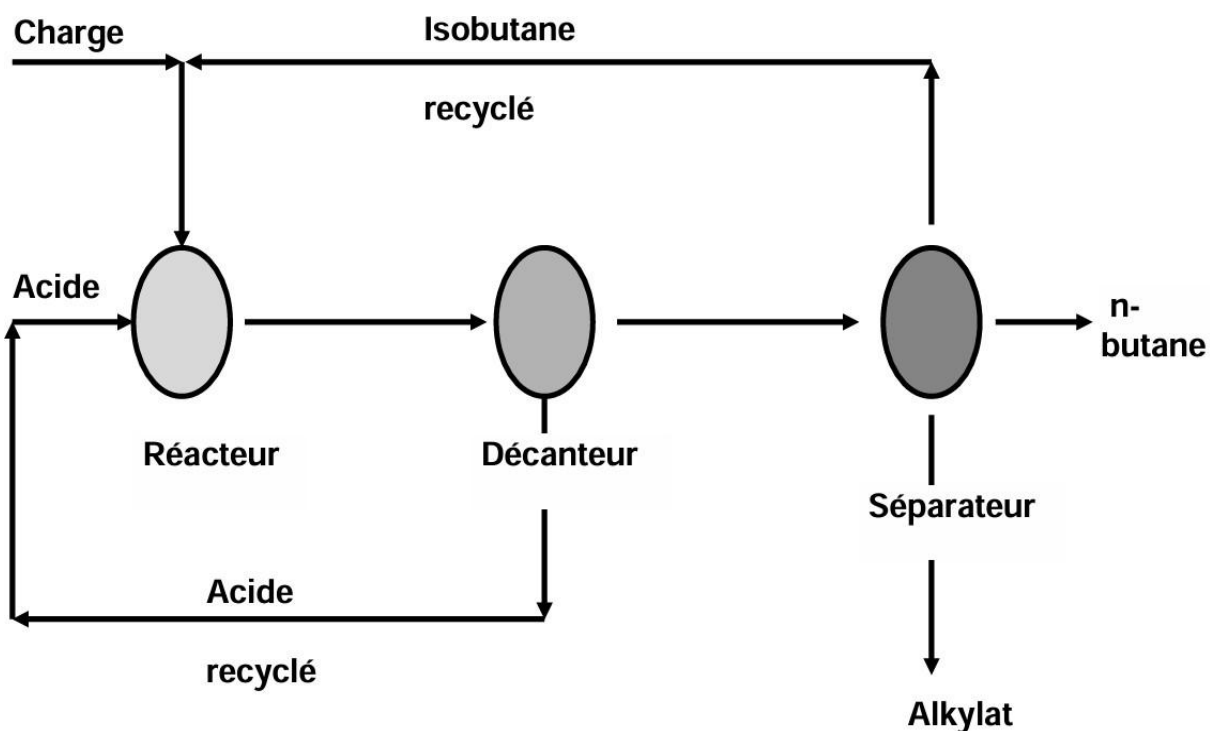


Figure I.5 : Schéma de procédé d'alkylation [2].

I.3.4. L'éthérification

L'éthérification est un procédé de production des éthers par réaction d'une oléfine sur un mono-alcool aliphatique, comme le méthanol ou l'éthanol. Les éthers sont utilisés comme additifs pour augmenter l'indice d'octane des essences. Le méthyle tertio-butyle éther (MTBE) et le tertio-amyle méthyle éther (TAME) sont les additifs les plus courants.

Le MTBE est produit à partir de l'isobutène et le méthanol, tandis que TAME est le résultat de l'addition sélective de l'éthanol sur l'isopentène, aussi nommé iso-amylène. Les charges oléfiniques sont généralement issues du craquage catalytique. Les éthers sont produits à basse température (40 – 90°C) et moyenne pression (7 – 20 bar) en présence d'une résine échangeuse d'ions qui catalyse la réaction [1].

I.3.5. L'oligomérisation

L'oligomérisation désigne les procédés de polymérisation qui forme des polymères avec un nombre limité de monomères, les oligomères. En raffinage, l'oligomérisation est utilisée pour produire des essences oléfiniques à partir des oléfines à 2 et 3 atomes de carbone. Étant donnée la forte réactivité des oléfines, plusieurs réactions secondaires peuvent avoir lieu, comme le craquage, l'isomérisation et le transfert d'hydrogène, mais surtout la polymérisation. La charge oléfinique provient essentiellement du craquage catalytique. Les conditions d'opérations peuvent changer selon la charge ou les produits envisagés. Globalement, les réactions ont lieu à une température qui varie entre (50 et 200°C) et à une moyenne pression (30 – 40 bar) en présence d'un catalyseur qui peut être solide ou liquide [1].

I.4. Les procédés de conversion

Les procédés de conversion visent à transformer les coupes lourdes du pétrole en produits dont la forte demande du marché est forte, comme l'essence, le kérosène ou gazole. Pour cela, les molécules de coupes situées au-dessus de 350°C sont fragmentées en molécules de plus faible taille. Cette transformation peut être réalisée à l'aide de procédés catalytiques, comme l'hydrocraquage, le craquage catalytique ou l'hydroconversion, Ou thermiquement par des procédés tels que la viscoréduction ou la cokéfaction [1].

I.4.1. L'hydrocraquage

L'hydrocraquage est un procédé catalytique qui transforme les coupes de distillats sous vide (DSV) en composés de poids moléculaire plus faible en présence d'hydrogène. Les charges de l'hydrocraquage proviennent soit directement de la distillation, soit des procédés de conversion, comme la viscoréduction, la cokéfaction ou l'hydroconversion. Les principaux produits sont le kérosène et le gazole, mais des essences peuvent également être produites. La conversion se fait selon des schémas réactionnels complexes à partir de deux grandes familles de réactions : les réactions d'hydrocraquage et les réactions d'hydrotraitement. Les réactions d'hydrocraquage sont

essentiellement des réactions de craquage (coupure de liaisons carbone – carbone) ou des réactions d'isomérisations. Les réactions d'hydrotraitement sont celles qui permettent d'éliminer les impuretés de la coupe, comme la désulfuration, désazotation, et de réduire la teneur en aromatiques tel que l'hydrogénation d'aromatiques. Selon les produits souhaités, les conditions opératoires peuvent varier entre (350 à 400°C) et (50 à 200 bar) en présence d'un système complexe de catalyseurs d'hydrotraitement et d'hydrocraquage [1].

I.4.2. Le craquage catalytique

Comme l'hydrocraquage, le craquage catalytique consiste à fragmenter des hydrocarbures de coupes lourdes en composés de masse molaire plus faible. Néanmoins, ce procédé n'utilise pas d'hydrogène et opère à haute température (500 - 540°C) et basse pression (2 à 3 bar) en présence d'un catalyseur acide. Dans ces conditions opératoires, les produits principaux sont des essences de bonne qualité, des fractions gazeuses très oléfiniques qui serviront de charges aux unités d'éthérification, d'alkylation et d'oligomérisation, et une coupe gazole de forte aromaticité, couramment appelé gazole LCO (Light Cycle Oil). Il y a également une forte production de coke qui se dépose sur le catalyseur et le désactive. C'est pourquoi, les unités de craquage catalytique ont un régénérateur associé à la section réactionnelle, dans lequel le coke est éliminé par combustion à des températures variant entre 650°C et 750°C environ [1].

Comme le procédé est extrêmement flexible, de nombreuses charges peuvent être utilisées telles que les coupes DSV provenant de la distillation et des procédés de viscoréduction et de cokéfaction. Les huiles désasphaltées et la coupe résidu d'hydrocraquage sont également admis [1]. Les principales réactions du craquage catalytique sont l'isomérisation, le craquage par scission, le transfert d'hydrogène, la déshydrogénation et les réactions de condensation [1].

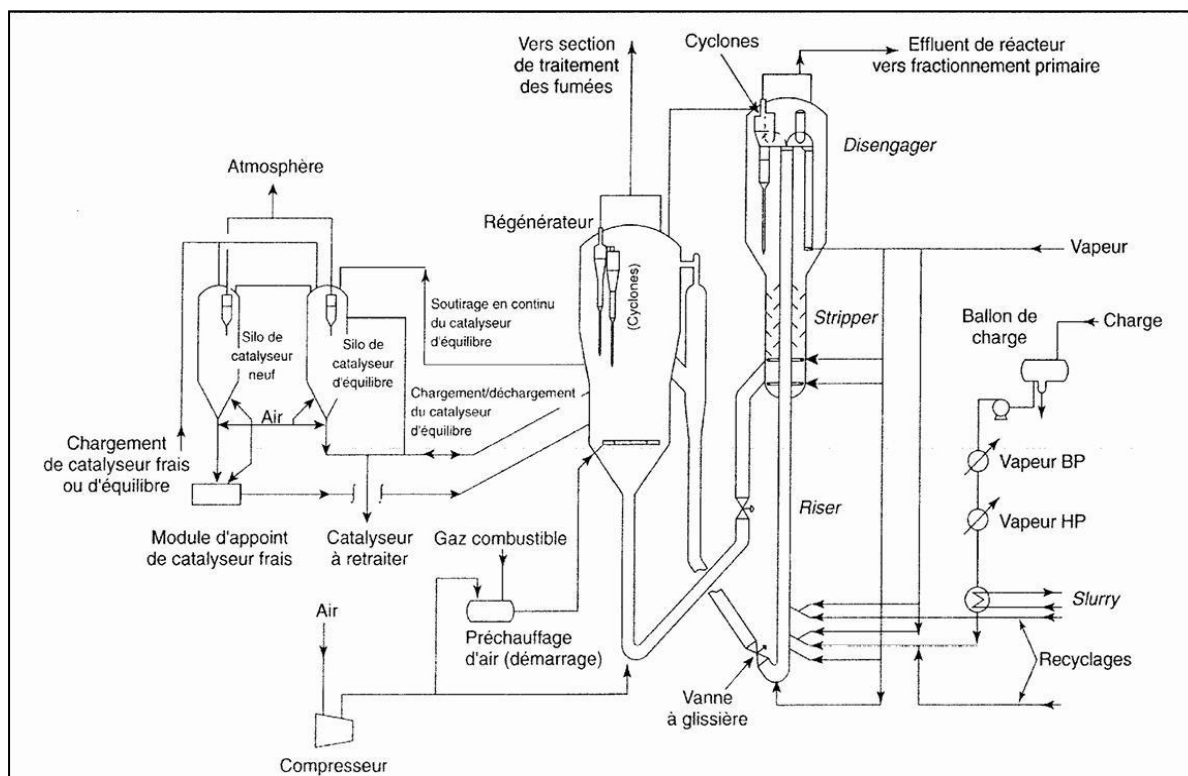


Figure I.6 : Schéma de procédé de craquage catalytique [2].

I.4.3. L'hydroconversion

L'hydroconversion est toute à fait analogue au procédé d'hydrocraquage, mais elle est appliquée à la conversion des coupes de résidu atmosphérique ou résidu sous vide. Ce procédé consiste donc à convertir les coupes résidus tout en éliminant une grande partie des impuretés, comme le soufre, l'azote ou les métaux. Face à la présence de composés très réfractaires, comme les asphaltènes, les conditions opératoires sont généralement sévères, haute pression (100 – 200 bar) et haute température (400 – 450°C) afin d'obtenir des performances adéquates. Les principaux produits sont une coupe distillat sous vide qui peut être envoyée à une unité de craquage catalytique ou d'hydrocraquage, le gazole bien hydrogéné mais de qualité moyenne, un fraction essence qui est envoyée au reformage catalytique, et un résidu non-converti dont les caractéristiques dépendent de la coupe de départ et de la sévérité des conditions opératoires. Les réactions d'hydroconversion sont de nature thermique et catalytique. Les réactions thermiques sont principalement les réactions

de craquage et de condensation, tandis que les réactions d'hydrotraitement, comme l'Hydrodésulfuration, l'hydrodémétallation sont majoritairement de nature catalytique [1].

I.4.4. La viscoréduction

Le procédé de viscoréduction consiste à réduire la viscosité des coupes lourdes. Ce procédé peut s'appliquer soit aux résidus atmosphériques pour obtenir le gazole et d'essence, tout en respectant les spécifications de viscosité du fuel résiduaire, soit aux résidus sous vide pour en faire des fuels industriels en réduisant au maximum la viscosité de la charge tout en évitant la floculation des composés asphalténiques et la formation de sédiments. Dans les deux cas, les produits doivent passer par des procédés de traitements car ils sont constitués de composés oléfiniques instables avec une forte teneur en impuretés. Les réactions se produisent en général dans une zone de température entre 430 et 490 °C en absence de catalyseur. La viscoréduction s'effectue donc par des réactions thermiques très peu sélectives, comme le craquage de paraffines, la désalkylation de cycles, la cyclisation en naphènes et la condensation des molécules polyaromatiques qui conduisent au cokage. En conséquence de cette faible sélectivité, les procédés de viscoréduction sont souvent remplacés par des procédés catalytiques, comme le craquage catalytique, l'hydrocraquage et l'hydroconversion [1].

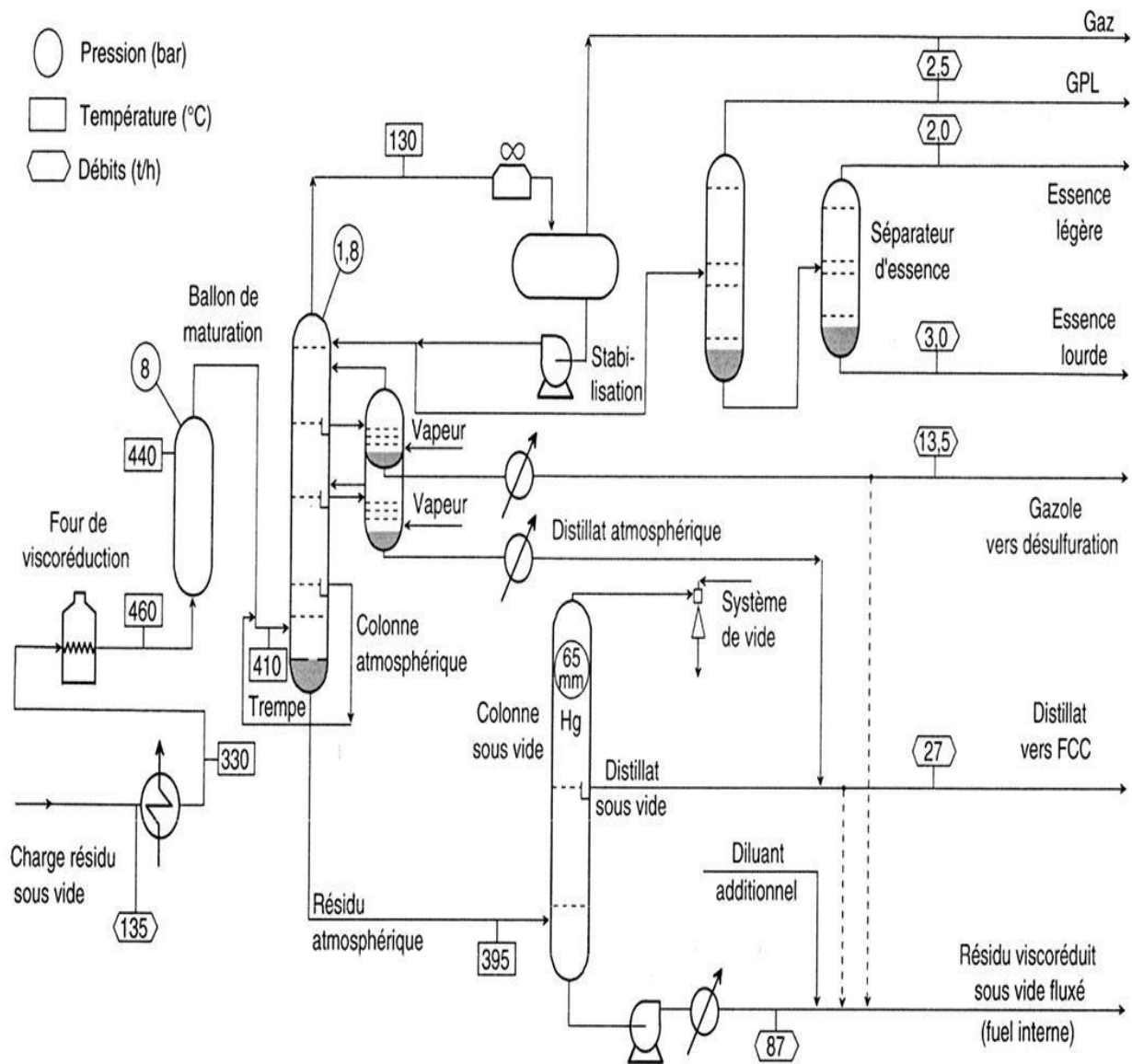


Figure I.7 : Schéma de procédé de viscoréduction [2].

I.4.5. La cokéfaction

La cokéfaction est un autre procédé de conversion thermique qui vise à fabriquer des produits légers à partir de coupes très lourdes ou du pétrole brut lourd, mais sans ajout d'hydrogène. Ce procédé produit des essences, des gazoles, ainsi qu'une quantité importante de gaz. Les produits liquides (essences, gazoles) sont très oléfiniques avec une haute teneur en impuretés. Ils doivent donc subir un hydrotraitement sévère avant de pouvoir être incorporés aux autres coupes de la

raffinerie. En dehors de ces produits liquides, un solide est déposé dans les réacteurs, le coke. Selon la qualité de la charge, il peut se former deux type de coke : coke de qualité électrode ou coke combustible. Le premier type est destiné à la fabrication des anodes dans l'électrolyse de la bauxite et est produit à partir de RSV avec un faible teneur en métaux et soufre. Le deuxième type est fabriqué pour être utilisé comme combustible et peut être obtenu à partir de RSV et pétrole brut à forte teneur en impuretés. La cokéfaction opère à haute température (480-510°C) à pression atmosphérique en absence de catalyseur. Comme pour la viscoréduction, la cokéfaction est un procédé de nature thermique dont les principales réactions sont la désalkylation de cycles, la cyclisation et la condensation des molécules polyaromatiques [1].

I.5. Les procédés de traitement

Les procédés de traitement visent d'une part à améliorer les caractéristiques des produits finis en terme de spécifications de qualité et d'environnement et d'autre part à préparer les mélanges d'hydrocarbures pour d'autres unités de transformation ou de conversion. Le traitement peut inclure l'élimination et/ou la séparation de composés aromatiques et de naphthènes ainsi que des contaminants indésirables, comme le soufre, l'azote, les métaux. Le traitement peut impliquer des réactions chimiques, la séparation chimique ou physique, comme la dissolution, absorption ou précipitation. Les principaux procédés de traitement de mélanges pétroliers sont l'hydrotraitement, le désasphaltage, le procédé d'adoucissement [1].

I.5.1. Les procédés d'hydrotraitement

Les procédés d'hydrotraitement visent à traiter sous pression d'hydrogène une coupe pétrolière en présence d'un catalyseur solide. Le traitement s'applique sur toutes les coupes pétrolières de la raffinerie et son but est d'éliminer des impuretés, comme le soufre, l'azote ou les métaux et à réduire la teneur en aromatiques. Ces procédés sont de loin les unités de traitement les plus utilisées dans le raffinage. Ils peuvent être utilisés pour rendre les produits finis conforme aux spécifications comme dans le cas de l'hydrotraitement de gazoles et kérosènes, mais aussi pour prétraiter des charges de procédés de conversion, comme par exemple l'hydrotraitement de coupes essences et l'hydrotraitement de DSV. Les conditions opératoires seront très variables en fonction de la nature

de la charge et de l'objectif envisagé. La pression peut varier entre 10 et 200 bar et la température entre 250 et 450°C. Les principales réactions de l'hydrotraitement sont donc l'hydrodésulfuration (élimination de soufre), l'hydrodésazotation (élimination d'azote), l'hydrodémétallation (élimination des métaux) et l'hydrodésaromatisation (hydrogénation de cycles aromatiques). Les réactions de craquage, de désalkylation et d'ouverture de cycle peuvent également avoir lieu en fonction des conditions de température appliquées et/ou de la nature des catalyseurs utilisés [1].

I.5.2. Le désasphaltage

Le procédé de désasphaltage est une opération d'extraction au solvant qui permet de récupérer les derniers hydrocarbures encore potentiellement utilisables du résidu sous vide. Les solvants utilisés sont les paraffines légères, comme le propane, le butane ou le pentane.

Les produits du désasphaltage sont l'huile désasphaltée (DeAsphalted oil - DAO) qui peuvent être soumis aux procédés de conversion et l'asphalte qui constitue le résidu ultime du brut pétrolier [1].

I.5.3. Les procédés d'adouçissement

Ces procédés consistent à éliminer les mercaptans présents dans les coupes pétrolières. Pour les éliminer, les mercaptans sont transformés en disulfures par oxydation en présence d'un catalyseur en milieu sodé. Les coupes pétrolières concernées sont les GPL, les kérosènes et les produits légers de craquage [1].

I.5.4. Autres procédés de traitement

Il existe d'autres procédés de traitement plus mineurs comme le dessalage, l'extraction des huiles lubrifiantes ou l'adsorption dans le cadre de la purification de l'hydrogène [1].

I.6. les procédés annexes

En dehors des procédés de fractionnement, de transformation et de traitement, il existe de nombreux procédés qui ne sont pas directement liés au raffinage du pétrole, mais qui sont également nécessaires au bon fonctionnement de la raffinerie. Ces procédés incluent les unités de protection de l'environnement, comme le traitement des gaz et le traitement des eaux résiduaires, l'unité de Claus ou les unités de production d'hydrogène [1].

I.7. Conclusion

En conclusion, le raffinage du pétrole est une activité fondamentale qui permet de répondre aux besoins en produits pétroliers de notre société moderne. À travers une série de procédés complexes et interdépendants, le pétrole brut est transformé en une gamme variée de produits commercialement précieux. Du fractionnement initial du brut à la transformation des coupes légères et lourdes en produits finis, chaque étape du processus de raffinage est soigneusement conçue pour maximiser le rendement et la qualité des produits.

La gestion efficace de ces procédés est essentielle pour garantir la rentabilité et la durabilité des raffineries, tout en répondant aux normes de qualité et environnementales strictes. En continuant à innover et à perfectionner ces techniques de raffinage, nous pouvons contribuer à une industrie pétrolière plus efficace, plus propre et plus durable pour les générations futures.

Ainsi, la distillation, en tant que pilier fondamental du raffinage pétrolier, joue un rôle crucial dans la séparation des composants du pétrole brut et dans la production de produits pétroliers essentiels à notre société moderne. Par conséquent, l'étude expérimentale approfondie de ce processus clé est non seulement pertinente mais également indispensable pour améliorer notre compréhension de son fonctionnement et pour optimiser son efficacité dans les raffineries du monde entier.

Chapitre II

Chapitre II : Exploration des Réseaux de Neurones : De la Théorie à l'Industrie

II.1. Introduction

Les réseaux de neurones ont gagné en popularité ces dernières années. Différents domaines des sciences de l'ingénieur, le génie des procédés n'en est pas dépourvu règle. Dans ce chapitre, nous nous intéressons à l'application des réseaux de neurones [4].

Ce sont des modèles formels pouvant permettre de rendre compte de comportements sous-jacents à des résultats empiriques observés. Ils sont essentiellement utilisés pour faire de la classification et de la catégorisation, mais peuvent aussi servir à modeler des processus cognitifs. [5].

Les réseaux de neurones, de par leur caractère particulièrement bien adapté au traitement de processus fortement non linéaires, leur facilité de mise en œuvre et leur grande fiabilité, sont très souvent utilisés dans les systèmes de surveillance en ligne de l'usure des outils de coupe, à l'exemple des réseaux multicouches avec rétro-propagation du gradient et les réseaux à fonctions de base radiale [6].

II.2. Les réseaux de neurones :

II.2.2. Définition :

Un réseau de neurones peut être considéré comme un modèle mathématique de traitement réparti, composé de plusieurs éléments de calcul non linéaire (neurones), opérant en parallèle et connectés entre eux par des poids. Les réseaux de neurones artificiels sont des réseaux fortement connectés de processeurs élémentaires fonctionnant en parallèle. Chaque processeur élémentaire calcule une sortie unique sur la base des informations qu'il reçoit [4].

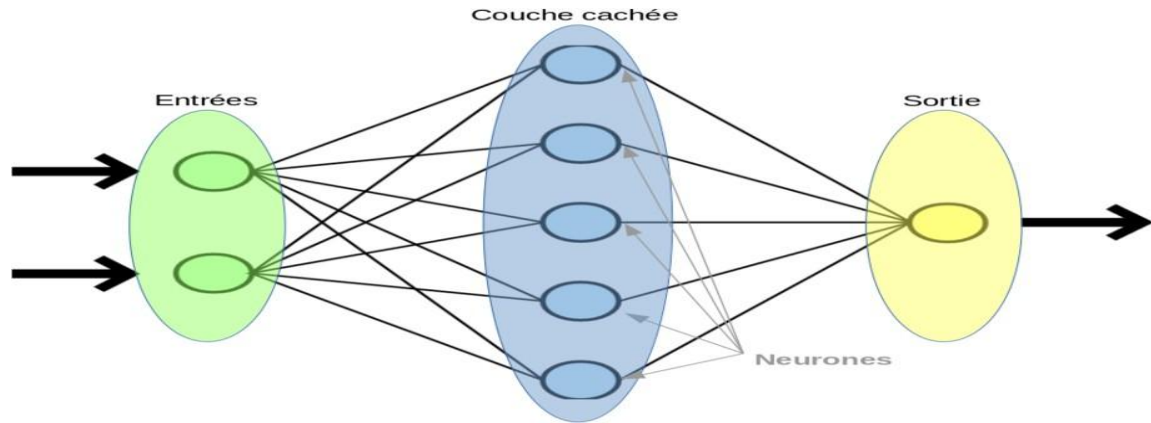


Figure II.1 : un exemple de réseau de neurones [25].

II.2.3. Type des réseaux de neurones :

II.2.3.1. Les réseaux de neurones non bouclés :

Un réseau de neurones non bouclé réalise une (ou plusieurs) fonctions algébriques de ses entrées, par composition des fonctions réalisées par chacun de ses neurones. Un réseau de neurones non bouclé est représenté graphiquement par un ensemble de neurones "connectés" entre eux, l'information circulant des entrées vers les sorties sans "retour en arrière" ; si l'on représente le réseau comme un graphe dont les nœuds sont les neurones et les arêtes les "connexions" entre ceux-ci, le graphe d'un réseau non bouclé est acyclique. Le terme de "connexions" est une métaphore : dans la très grande majorité des applications, les réseaux de neurones sont des formules algébriques dont les valeurs numériques sont calculées par des programmes d'ordinateurs, non des objets physiques (circuits électroniques spécialisés) ; néanmoins, le terme de connexion, issu des origines biologiques des réseaux de neurones, est passé dans l'usage, car il est commode quoique trompeur. Il a même donné naissance au Terme de connexionnisme [8].

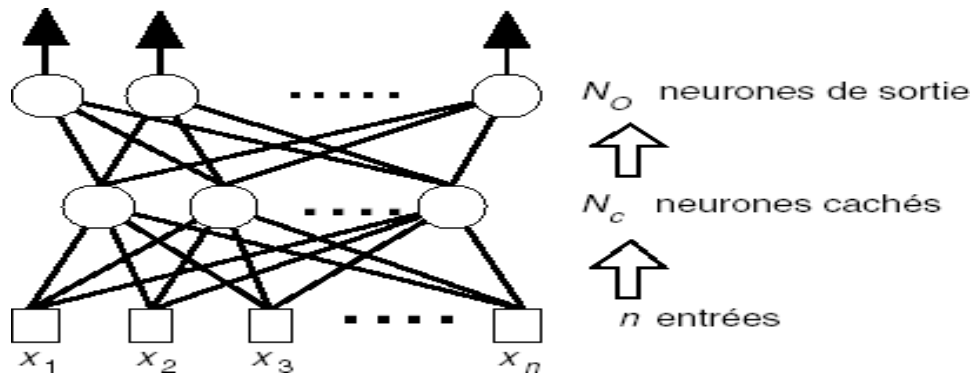


Figure II.2 : Réseau de neurones à n entrées, une couche de N_c neurones cachés et N_o neurones de sortie [26].

II.2.3.2. Les réseaux de neurones bouclés :

Contrairement aux réseaux de neurones non bouclés dont le graphe de connexions est acyclique, les réseaux de neurones bouclés peuvent avoir une topologie de connexions quelconque, comprenant notamment des boucles qui ramènent aux entrées la valeur d'une ou plusieurs sorties. Pour qu'un tel système soit causal, il faut évidemment qu'à toute boucle soit associé un retard : un réseau de neurones bouclé est donc un système dynamique, régi par des équations différentielles. Comme l'immense majorité des applications sont réalisées par des programmes d'ordinateurs, on se place dans le cadre des systèmes à temps discret, où les équations différentielles sont remplacées par des équations aux différences [8].

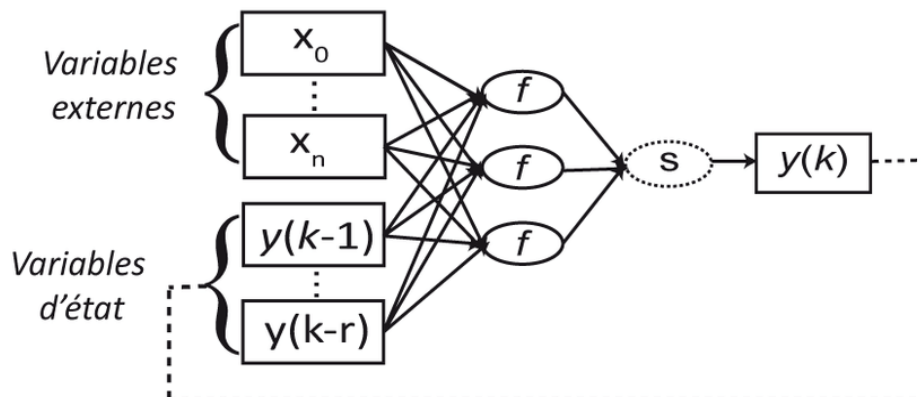


Figure II.3 : Réseau de neurone bouclé [27].

II.2.3.3. Les réseaux de neurones complètement connectés :

Dans un réseau complètement connecté, les entrées puis les neurones (cachés et de sortie) sont numérotés, et, pour chaque neurone [9] :

- Ses entrées sont toutes les entrées du réseau ainsi que les sorties des neurones de numéro Inférieur ;
- Sa sortie est connectée aux entrées de tous les neurones de numéro supérieur.

II.2.3.4. Les réseaux de neurones à couches :

Dans une architecture de réseaux à couches, les neurones cachés sont organisés en couches, les neurones d'une même couche n'étant pas connectés entre eux. De plus les connexions entre deux couches de neurones non consécutives sont éliminées. Une telle architecture est historiquement très utilisée, surtout en raison de sa pertinence en classification [9].

II.3. Apprentissage des réseaux de neurones

L'apprentissage est vraisemblablement la propriété la plus intéressante des réseaux neuronaux.

Elle ne concerne cependant pas tous les modèles, mais les plus utilisés [7].

II.3.1. Définition :

L'apprentissage est une phase du développement d'un réseau de neurones durant laquelle le comportement du réseau est modifié jusqu'à l'obtention du comportement désiré. L'apprentissage neuronal fait appel à des exemples de comportement [7].

II.3.2. Type d'apprentissage :

Il existe trois types d'apprentissage qui sont les suivants :

II.3.2.1. Apprentissage supervisé :

C'est actuellement le mode d'apprentissage le plus couramment utilisé. Son principe est élémentaire on soumet au réseau un grand nombre d'exemples pour lesquels l'entrée et la sortie associée sont connues et les poids sont modifiés de façon à corriger l'erreur entre la sortie désirée et la réponse du réseau à l'entrée correspondante. Le plus répandu des algorithmes d'apprentissage supervisé est l'algorithme de rétro-propagation d'erreur par descente de gradient qui utilise la dérivée de la fonction de transfert des neurones pour calculer l'erreur [10]. L'avantage de cet algorithme c'est qu'il peut être utilisé à des réseaux multicouches. Ainsi, l'erreur est obtenue à la sortie puis propagé en amont d'une couche à l'autre jusqu'à la couche d'entrée [5].

II.3.2.2. Apprentissage renforcé :

L'apprentissage renforcé est une technique similaire à l'apprentissage supervisé à la différence qu'au lieu de fournir des résultats désirés au réseau, on lui accorde plutôt un grade (ou score) qui est une mesure du degré de performance du réseau après quelques itérations. Les algorithmes utilisant la procédure d'apprentissage renforcé sont surtout utilisés dans le domaine des systèmes de contrôle [4].

II.3.2.3. Apprentissage non supervisé :

L'apprentissage non supervisé consiste à ajuster les poids à partir d'un seul ensemble d'apprentissage formé uniquement de données. Aucun résultat désiré n'est fourni au réseau. L'apprentissage dans ce cas consiste à détecter les similarités et les différences dans l'ensemble d'apprentissage. Les poids et les sorties du réseau convergent, en théorie, vers les représentations qui capturent les régularités statistiques des données [11], [12]. Ce type d'apprentissage est également dit compétitif et (ou) coopératif [13].

L'avantage de ce type d'apprentissage réside dans sa grande capacité reconnue comme une auto organisation « self-organizing » [14]. L'apprentissage non supervisé est surtout utilisé pour le traitement du signal et l'analyse factorielle.

II.4. Conception d'un réseau de neurone :

Les réseaux de neurones réalisent des fonctions non linéaires paramétrées. Leurs mises en œuvre nécessitent [4] :

- La détermination des entrées et des sorties pertinentes, c'est à dire les grandeurs qui ont une influence significative sur le phénomène que l'on cherche à modéliser.
- La collecte des données nécessaires à l'apprentissage et à l'évaluation des performances du réseau de neurones.
- La détermination du nombre de neurones cachés nécessaires pour obtenir une approximation satisfaisante.
- La réalisation de l'apprentissage.
- L'évaluation des performances du réseau de neurones à l'issue de l'apprentissage.

II.5. les applications de réseau de neurone

À l'ère moderne, les réseaux neuronaux aident les humains à survivre aux transitions de la nouvelle ère dans les secteurs de l'éducation, de la finance, de l'aérospatiale et de l'automobile et de l'industrie pétrolière

II.5.1. classifications

L'une des applications les plus importantes d'un réseau neuronal artificiel est la classification, qui peut être utilisé dans différentes applications de traitement du signal numérique telles que la reconnaissance vocale, séparation des signaux, et reconnaissance et détection de l'écriture manuscrite [15].

Les objets d'intérêt peuvent être classés en fonction de leurs caractéristiques, et le processus de classification peut être considéré comme un processus probabiliste, car la classification de tout objet dans une classe donnée dépend de la probabilité que l'objet appartienne à cette classe plutôt qu'aux autres classes [16].

II.5.1.1. Reconnaissance vocale

La parole occupe un rôle prépondérant dans l'interaction humaine Il est donc naturel que les gens s'attendent à des interfaces vocales avec les ordinateurs À l'heure actuelle, pour communiquer avec les machines, les humains ont encore besoin de langages sophistiqués qui sont difficiles à apprendre et à utiliser Pour faciliter cette barrière de communication, une solution simple pourrait être de communiquer dans une langue parlée que la machine peut comprendre [17].

Le réseau le plus utile pour cela est la carte des caractéristiques auto-organisée de Kohonen, qui prend en entrée de courts segments de la forme d'onde de la parole Elle cartographiera le même type de phonèmes que le tableau de sortie, appelé technique d'extraction de caractéristiques Après avoir extrait les caractéristiques, avec l'aide de certains modèles acoustiques en traitement en aval, elle reconnaîtra l'énoncé [17].

II.5.1.2. Vérification de signature

Les signatures sont l'un des moyens les plus utiles pour autoriser et authentifier une personne dans les transactions légales La technique de vérification de signature est une technique non basée sur la vision [17].

Pour cette application, la première approche consiste à extraire l'ensemble de caractéristiques géométriques représentant la signature Avec ces ensembles de caractéristiques, nous devons entraîner les réseaux neuronaux en utilisant un algorithme de réseau neuronal efficace ce réseau neuronal entraîné classera la signature comme authentique ou contrefaite lors de l'étape de vérification [17].

II.5.1.3. Reconnaissance faciale humaine

C'est l'une des méthodes biométriques pour identifier un visage donné C'est une tâche typique en raison de la caractérisation des images non-visage Cependant, si un réseau neuronal est bien entraîné, il peut être divisé en deux classes : les images avec des visages et celles sans visages [17].

D'abord, toutes les images d'entrée doivent être prétraitées. Ensuite, la dimensionnalité de cette image doit être réduite. Enfin, elle doit être classifiée à l'aide de l'algorithme d'entraînement de réseau neuronal. Les réseaux neuronaux suivants sont utilisés à des fins d'entraînement avec des images prétraitées [17].

II.5.2. les applications dans le domaine pétrolier et gazier

Les principales vertus des réseaux neuronaux sont : l'apprentissage, la capacité d'association, la capacité en temps réel, l'auto-organisation, la robustesse face au bruit et la capacité de généralisation. Cela permet une caractérisation approximative des problèmes qui pourraient être les plus adaptés à l'application des réseaux neuronaux :

- Ceux dans lesquels les règles détaillées pour résoudre le problème sont inconnues, ou difficiles à formaliser, mais l'ensemble entrées-sorties souhaité est connu,

- il y a des données bruitées et,

- Un traitement à grande vitesse est nécessaire.

Ainsi, les domaines d'application typiques qui ont été pris en compte dans l'industrie pétrolière sont la reconnaissance de formes, le traitement du signal, la robotique et les modèles de contrôle et de prise de décision (Figure II.4). Un bref aperçu de ces domaines d'application est donné ci-dessous.

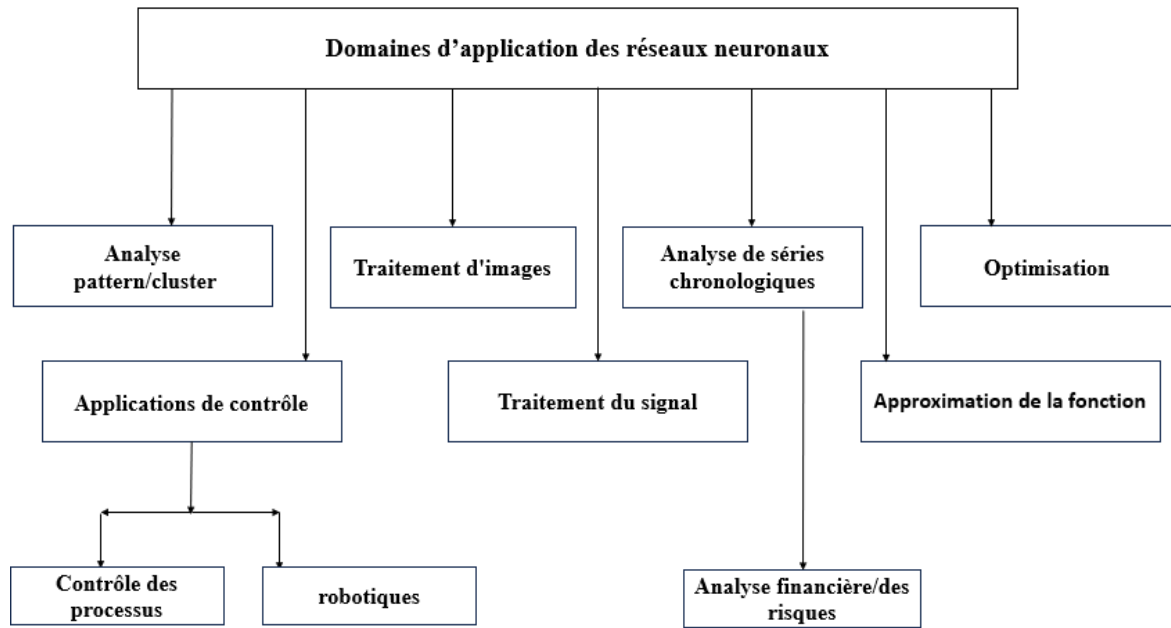


Figure II.4 : représente les domaines d'applications des réseaux neuronaux.

II.5.2.1. optimisation

L'optimisation dans l'industrie pétrolière implique la sélection d'équipements et de conditions de fonctionnement pour la production de pétrole et de gaz, de manière à maximiser les profits. Cela peut être interprété comme la détermination de l'ensemble des conditions de production qui permettront de maximiser les récupérations au moindre coût. Le premier est un problème mathématique consistant à évaluer les valeurs appropriées d'un ensemble de variables pour maximiser une variable dépendante, tandis que le second peut être considéré comme la recherche d'une valeur minimale. Cependant, en termes de profit, les deux types de problèmes sont des problèmes de maximisation, et leur solution est généralement obtenue par un équilibre économique entre les coûts en capital et les coûts d'exploitation.

Les procédures d'optimisation sont utilisées dans la conception des installations de traitement en surface et des équipements, ainsi que dans l'allocation des installations en mer.

Epping et Nitters [18], ont utilisé le modèle de rétropropagation pour l'analyse et l'amélioration d'un certain nombre de puits dans deux réservoirs de gaz à faible perméabilité en profondeur qui n'ont pas produit conformément aux attentes Stoisits et al [19], ont également utilisé le modèle de rétropropagation pour encoder un modèle déterministe rigoureux pour l'allocation optimale de gaz de levage aux puits. Le modèle BPN a été mis en place de telle sorte que les variables d'entrée étaient : pression du réservoir, indice de productivité du puits, pression en tête de puits, taux de coupe d'eau et rapport gaz/huile incrémental Le rapport gaz/liquide optimal (GLR) a été défini comme la seule variable de sortie Le modèle BPN a permis d'obtenir une stratégie d'allocation de gaz de levage plus précise que la méthode d'allocation précédente, qui reposait sur une régression non linéaire des données de terrain.

II.5.2.2. Prédications et corrélations

a. Production

L'industrie pétrolière et gazière dépend des données de production pour déterminer la durée de vie d'une installation de production de pétrole/gaz et pour prévoir la rentabilité de telles installations La nécessité de prédire le taux de production de pétrole est impérative lors de la planification et de l'exécution des procédures de complétion des puits Cela est nécessaire pour optimiser économiquement les équipements afin de maximiser la production d'hydrocarbures et de limiter la production d'autres éléments indésirables. L'incapacité de prédire le taux de production de pétrole peut entraîner des difficultés dans la détermination de la durée de vie d'une installation pétrolière/gazière en production et dans la prédiction de la rentabilité des installations pétrolières/gazières en production [21].

Pour cela, l'ANN est utilisé pour aider à la prédiction des hydrocarbures Les ANN ont été appliqués dans de nombreuses applications de l'ingénierie de la production pétrolière.

Applications des ANN dans l'ingénierie de la production pétrolière telles que [22] :

- Préviation de la production de gaz naturel ;
- Prédiction du taux de pétrole ;
- Optimisation de la production.

b. Exploration

Les applications des réseaux neuronaux dans l'exploration [22] :

- Prédiction des hydrocarbures ;
- Détection de gaz ;
- Cartography;
- Améliorer la résolution et clarté des données sismique.

c. Forage

Les applications des réseaux neuronaux dans l'exploration sont [22] :

- Prédiction des problèmes de forage ;
- Taux de pénétration (ROP) prédiction ;
- Prédiction du poids de la boue dans les conditions de forage.

d. Les bacs de stockage

Les applications des réseaux neuronaux dans les bacs de stockage [22] :

- Caractérisation des bacs de stockage
- Prédiction des dommages causés par la perméabilité
- Distribution de la température

II.5.2.3. Applications de contrôle

L'utilisation des réseaux neuronaux dans les applications de contrôle, notamment le contrôle des processus, la robotique et la fabrication industrielle, a récemment connu une croissance rapide. L'objectif fondamental du contrôle est de fournir le signal d'entrée approprié à un processus

physique donné pour produire la réponse souhaitée. Au stade du développement de NeuroControl, plusieurs domaines d'exploration possibles méritent d'être soulignés [23].

Les réseaux neuronaux peuvent être utilisés comme modèles de systèmes dynamiques avec des sorties dépendantes de l'historique des entrées. Des architectures appropriées et des approches de modélisation plus systématiques doivent être conçues à cette fin. Les réseaux neuronaux peuvent également servir de contrôleurs, et ils semblent particulièrement prometteurs pour le contrôle des systèmes dynamiques non linéaires. L'acquisition et le stockage d'informations de contrôle semblent bien adaptés aux applications du concept de mémoire associative. De tels neurocontrôleurs tireraient pleinement parti des systèmes de mémoire associative ayant une grande capacité, une vitesse élevée et la capacité d'interpoler et d'extrapoler des données de contrôle en temps réel [23].

II.5.2.4. Applications financières

L'analyse des données financières n'est pas une science exacte, car tous les facteurs ne sont pas connus et leur interrelation est trop complexe pour être décrite par un modèle mathématique simple. Cependant, les réseaux neuronaux peuvent discerner des schémas parmi les données d'entrée et sont donc le bon outil pour une telle analyse [20].

L'opportunité existe d'appliquer la technologie des réseaux neuronaux à un large éventail de problèmes commerciaux et financiers. Cela inclut l'analyse des marchés pétroliers et gaziers, l'analyse des risques, la caractérisation des marchés et des clients, ainsi que la coordination des données économiques et financières [20].

II.6. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons abordé—les réseaux de neurones sous différents angles, des fondements théoriques à leurs applications pratiques. Ces modèles complexes offrent des perspectives uniques dans divers domaines, de l'ingénierie à la finance, en passant par la reconnaissance de la parole et des visages.

L'apprentissage, au cœur de cette technologie, se décline en diverses méthodes adaptatives, permettant aux réseaux de s'ajuster aux données et aux objectifs spécifiques.

La conception d'un réseau de neurones nécessite une compréhension approfondie des données et des processus sous-jacents. Une fois construits, ces réseaux peuvent être déployés dans une variété d'applications, y compris dans l'industrie pétrolière et gazière, contribuant ainsi à optimiser les processus de production et de prédiction.

En somme, les réseaux de neurones représentent une avancée significative dans le domaine de l'intelligence artificielle, offrant des solutions innovantes et prometteuses pour relever les défis du monde moderne.

Chapitre III

CHAPITRE III : Description de l'unité 10 de la raffinerie de Skikda

III.1. Introduction

L'unité de distillation atmosphérique est le cœur battant de nombreuses raffineries pétrolières, jouant un rôle essentiel dans le processus de séparation des divers composants du pétrole brut. Son architecture sophistiquée et son fonctionnement précis permettent de distiller le pétrole brut en différents produits, tels que l'essence, le diesel, le kérosène et le fioul lourd, en fonction de leurs points d'ébullition respectifs.

Le processus de distillation atmosphérique est une prouesse d'ingénierie qui repose sur des principes physiques fondamentaux. En contrôlant précisément la température, la pression et d'autres variables, les raffineries peuvent ajuster la production pour répondre à la demande du marché et aux spécifications des produits finaux. Cette unité est donc indispensable pour fournir une large gamme de produits pétroliers essentiels à notre vie quotidienne.

III.1.1. Présentation de la Raffinerie de Skikda (RA1/K)

La raffinerie de Skikda est située dans la zone industrielle à 7 Km à l'est de Skikda et à 2 Km de la mer méditerranée, occupant une superficie de 190 hectares. Depuis 1988, la raffinerie de Skikda est une entreprise nationale de raffinage du pétrole (NAFTEC) et depuis 1998 l'entreprise est une filiale dont les actions sont détenues à 100 % par SONATRACH dénommée en société nationale de raffinage du pétrole (NAFTEC.SPA) [24].

La raffinerie fut construite en 1976 par le constructeur italien SNAPROGETTI en sous-traitance avec les sociétés nationales : SONATRO, SONATIBA et SNMETAL. En 1993 la société japonaise J-GC construit l'unité de prétraitement et l'unité de platforming U103 ainsi que le séparateur des gaz U104 [24].

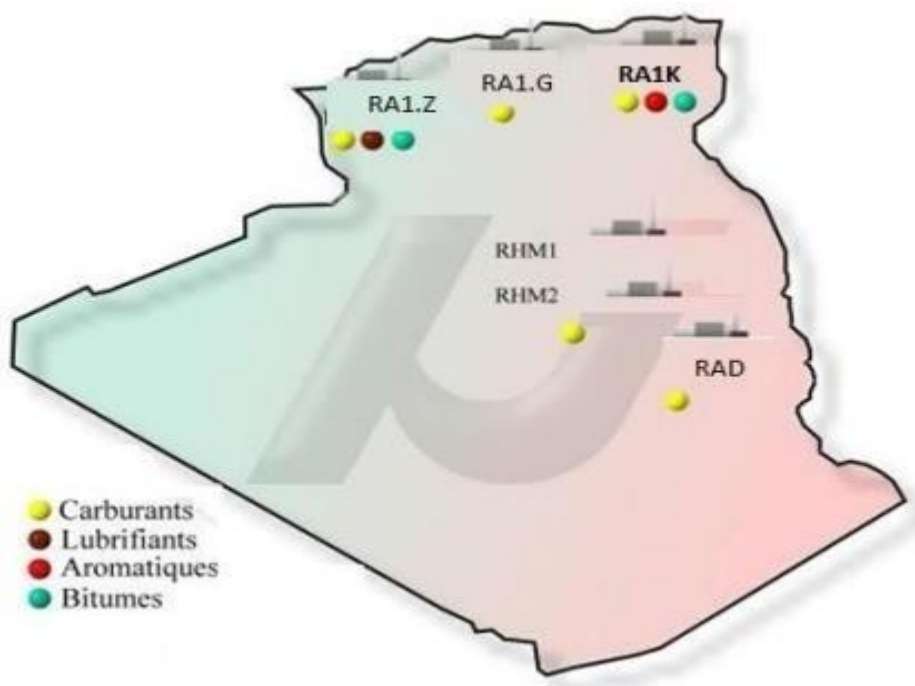


Figure III.1 : localisation de raffinerie de Skikda en Algérie [28].

L'objectif de la raffinerie de SKIKDA est de raffiner le pétrole brut de Hassi Messaoud, avec une capacité de traitement actuelle de 16,5 millions de tonnes par an. S'occuper du Naphta afin de créer des arômes et des parfums B.T.X. et produire de l'asphalte routier et oxydé à partir du pétrole brut réduit importé (la capacité de traitement est de 277 000 tonnes par an) [24].

La production de la raffinerie consiste en la production des gaz de (propane et butane), de l'essence normale, l'essence export, le naphta, les BTEX (benzène, toluène, mélange xylènes), le kérosène, le gasoil, le fuel-oil, le bitume routier, le bitume oxydé et les produits oxydés [24].

III.1.2. Présentation des différentes unités

Elle se compose des unités de production suivantes [24] :

- Unité de distillation atmosphérique 10/11(TOPPING).

- Unité 100, utilisée pour le prétraitement et le reformage catalytique du naphta B (MAGNAFORMING)
- Unité de prétraitement 101/103 : reformage catalytique du naphta à 80% B et 20% C (formage en plate-forme).
- Unité de traitement et de séparation des gaz 30/31 et 104 (GPL).
- Unité de distillation sous vide 70 (fabriquée par Bitume).
- Dispositif 200 d'extraction d'aromatiques. • Unité 400 pour la cristallisation et la séparation du p-xylène.
- L'unité 500, utilisée pour isomériser l'o-xylène et l'éthylbenzène en p-xylène.
- Naphta A unité d'hydrotraitement 700.
- 701 unités d'isomérisation du Naphta A.
- Unité d'hydrotraitement Naphta A 702.
- 703 unités d'isomérisation du Naphta A.
- Dispositif de purification d'hydrogène 900-901

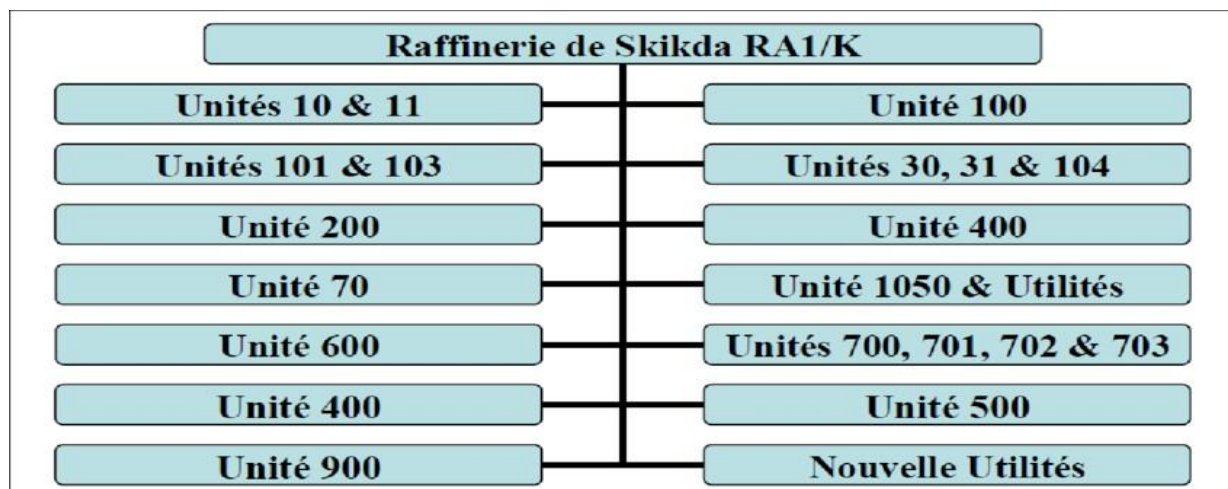


Figure III.2 : Les différentes unités de RA1/K [29].

III.2. Unité de distillation atmosphérique 10/11 (TOPPING)

L'Unité-I de Distillation atmosphérique (Unité10) de la Raffinerie de Skikda a été rénovée pour traiter 27.000 tonnes métriques par jour de brut Hassi Messaoud dans le cadre du Projet Réhabilitation. La section de stripping des Eaux Acides, située dans l'unité 10, a été rénovée aussi

pour traiter le nouveau débit d'alimentation en eaux acides suite é la rénovation des unités 10 et 11 [36].

Les fractions d'hydrocarbures présentes dans le pétrole brut sont séparées les unes des autres par la distillation atmosphérique. Ce sont les premières raffineries de pétrole : pratiquement toutes les premières raffineries de pétrole étaient des tours de distillation. Il fonctionne en fonction de la disparité de température d'ébullition de chaque produit pur présent dans le pétrole [36].

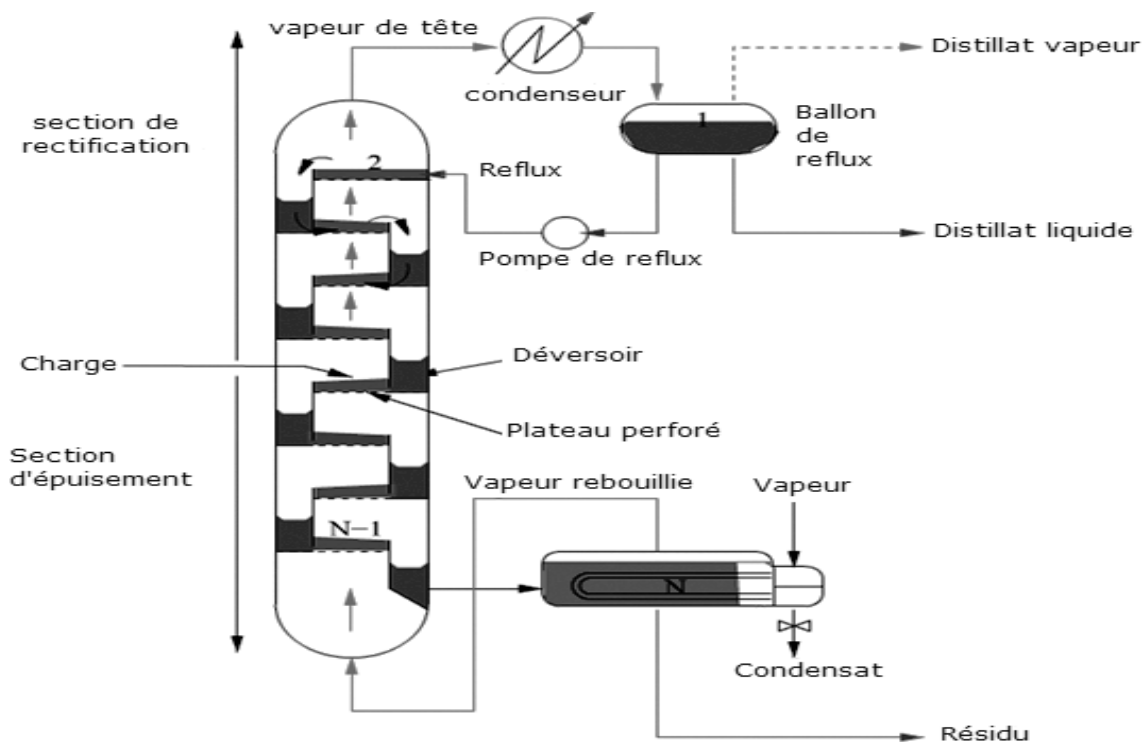


Figure III.3 : colonne de distillation atmosphérique [30]

Plusieurs produits de distillation ont été éjectés de diverses hauteurs de la tour. Le produit le moins volatil se trouve en bas de la tour, tandis que la vapeur se trouve en haut de la tour.

On soutient ainsi de haut en bas de la colonne [36] :

- GPL
- Naphta

- Kérosène
- Gasoil léger
- Gasoil lourd
- Résidu atmosphérique

III.2.1. Description du Procédé

L'unité de distillation atmosphérique (U10) est conçue pour fractionner le brut en coupes pétrolières, soit finies et envoyées directement au stockage, soit utilisées comme charge pour d'autres unités. Elle comprend les parties suivantes [36]:

- Le dessalage du brut,
- Le préchauffage de la charge,
- La colonne de fractionnement du brut,
- Les colonnes de stripping des soutirages latéraux,
- Les colonnes de stabilisation de la coupe naphta,
- La colonne de séparation de la coupe C6,
- Les colonnes de séparation des coupes naphta (A, B et C)

III.2.1.1. le dessalage

Le dessaleur est conçu pour éliminer les sels contenus dans le brut afin d'assurer la bonne marche des équipements thermiques (échangeurs et fours) de préchauffage de la charge contre l'encrassement et éventuellement le bouchage des tubes et la protection du circuit de tête de la colonne de distillation atmosphérique contre la corrosion [36].

Les principaux inconvénients de ces sels sont leurs dépôts sur les surfaces internes des tubes des échangeurs et des fours pouvant provoquer la diminution de la charge par le rétrécissement des diamètres des tubes, le bouchage des tubes des échangeurs nécessitant des arrêts pour le nettoyage (perte de production), la diminution du rendement thermique des fours due au mauvais coefficient de transfert de ces dépôts, le risque d'éclatement des tubes des fours dû à l'augmentation localisée de la température de peau des tubes ainsi que la corrosion du circuit de

tête de la colonne principale par l'acide chlorhydrique (HCl) provenant de l'hydrolyse des chlorures de calcium et de magnésium. Le chlorure de sodium ne peut être hydrolysé qu'à très haute température (500°C environ) [36].

La technique de dessalage du brut consiste à transférer les cristaux de sels insolubles dans le brut dans l'eau où ils sont solubles puis les éliminer par décantation de cette eau. Le dessalage du brut comporte trois (03) étapes successives : la diffusion des sels du brut dans l'eau, la coalescence des gouttelettes d'eau et la décantation de l'eau [36].

Les performances exigées d'un dessaleur sont la teneur du brut dessalé en sels à la sortie, la teneur du brut dessalé en eau à la sortie, la teneur de l'eau purgée en brut et l'efficacité [36].

III.2.1.2. Préchauffage du brut

Le brut dessalé, à la température de 50 °C, est envoyé, côté tubes, aux échangeurs (E93 A-H) dans lesquels il est chauffé par les vapeurs de tête de la colonne (C1). Ces échangeurs sont disposés en deux (02) batteries en série comportant chacune quatre (04) échangeurs en parallèle. Le brut sort à la température 148 °C sous contrôle du régulateur (TIC1180) agissant sur la vanne (TV1180) installée sur le bypass de ces échangeurs [36].

Le brut est ensuite envoyé, sous contrôle de la pression par le régulateur (PIC1351) agissant sur la vanne (PV1351), au ballon de flash (V1) qui fonctionne à la pression absolue de 4,0 kg/cm² et la température de 140 °C où il est séparé en deux phases : une phase vapeur ($\approx 7,1$ % massique) de la charge et une phase liquide. Les vapeurs de tête du ballon (V1) sont chauffées dans l'échangeur (E64) par l'huile chaude circulant coté tubes puis acheminées à la température de 226 °C vers la zone d'expansion de la colonne de distillation atmosphérique (C1). Le liquide de fond est envoyé par les pompes (P72 A/B/C) à la zone d'expansion de la colonne (C1) en passant par un ensemble d'échangeurs puis deux (02) fours [36].

C'est ainsi que le brut, débarrassé des hydrocarbures légers, entre coté calandre dans les échangeurs (E82 A/B) disposés en série où il est chauffé à la température de 151 °C par le gasoil lourd, puis coté tubes, dans les échangeurs (E61 A-D) disposés en deux (2) batteries en série comportant chacune deux (02) échangeurs en parallèle où il est chauffé à la température de 174

°C par le reflux circulant supérieur, puis coté calandre, dans les échangeurs (E83 A/B) disposés en série où il est chauffé à la température de 186 °C par le résidu atmosphérique, puis côté tubes, dans l'échangeur (E91) où il est chauffé à la température de 195 °C par le reflux circulant supérieur, puis coté calandre, dans les échangeurs (E90 A/B) disposés en série où il est chauffé à la température de 226 °C par le reflux circulant inférieur, puis coté calandre, dans l'échangeur (E62) où il est chauffé à la température de 233 °C par le reflux circulant inférieur et enfin entre, coté calandre, dans les échangeurs (E63 A-D) disposés en série où il est chauffé à la température de 260 °C par le résidu atmosphérique [36].

Le brut, à la température de 260 °C, est envoyé dans les deux (02) fours (F1A/B) disposés en parallèles où il est partiellement vaporisé puis acheminé à la température de 356 °C vers la zone d'expansion de la colonne de distillation atmosphérique (C1) [36].

III.2.1.3. Fractionnement du brut

Le fractionnement du brut est réalisé dans une colonne de distillation atmosphérique (C1) fonctionnant sous une pression absolue de $2,8 \text{ kg/cm}^2$. La hauteur de la colonne (C1) est de 50,55 m, le diamètre de la section d'enrichissement est de 8,1 m et celui de la section d'épuisement est de 3,8 m [36].

Elle est équipée de 52 plateaux et subdivisée en trois zones : la zone d'alimentation ou de flash comprise entre le 5^{ème} et le 6^{ème} plateau, la zone d'enrichissement ou de fractionnement comprise entre le 6^{ème} et le 52^{ème} plateau et la zone d'épuisement ou zone de stripping comprise entre le 1^{er} et le 5^{ème} plateau. Le brut chauffé à la température de 356 °C et les vapeurs de tête (HC légers et vapeur d'eau) du ballon de flash (V1) sont envoyés dans la zone de flash de la colonne (C1) [36].

a. Vapeurs de tête

Les vapeurs de tête de la colonne de distillation atmosphérique (C1), composées des gaz légers (C2), de GPL et de naphta à la température de 172 °C, sont envoyées, côté calandre, dans les échangeurs (E93 A-H) disposés en deux (02) batteries en série de quatre (04) échangeurs en parallèle où elles sont refroidies par le brut à la température de 135°C. Les vapeurs, partiellement condensées, sont ensuite envoyées au ballon de reflux (V2) fonctionnant à une pression absolue de 2,3 kg/cm² [36].

Le liquide de fond du ballon (V2) est envoyé par la pompe (P73 A/B) comme reflux de la colonne (C1) sous contrôle de débit par le régulateur (FIC40) en cascade avec le régulateur (TIC16) de la température des vapeurs de tête. Le niveau liquide dans le ballon (V2) est contrôlé par le régulateur (LIC6) fonctionnant en split-range en agissant sur les vannes (LV6 et LV1951). La vapeur est envoyée dans les aéroréfrigérants (EA1 A-L) où elle est refroidie à la température de 48 °C, puis entre, côté calandre, dans les condenseurs à eau (E92 A/B) disposés en parallèle où elle est encore refroidie à la température de 40 °C. Ce mélange, partiellement condensé, est envoyé au ballon (V3) fonctionnant à une pression absolue de 1,59 kg/ cm² où il est séparé en trois phases : une phase vapeur, une phase liquide et une phase eau acide [36].

L'eau acide est récupérée dans le mamelon du ballon puis envoyée à la section de traitement des eaux acides par la pompe (P70 A/B). Le liquide (hydrocarbures), constituant le naphta non stabilisé, est envoyé par la pompe (P92 A/B), après préchauffage, aux colonnes de stabilisation (C5 et C62), sous contrôle de niveau (LIC8) agissant en cascade avec les régulateurs (FIC52 et FIC2151) qui contrôlent le débit de naphta vers les deux colonnes. Les 'gaz incondensables sont envoyés à la torche sous contrôle de pression du ballon (V3) par le régulateur (PIC15). Toutefois, dans le cas où la pression diminue au-dessous du point de consigne, du gaz combustible est introduit dans le circuit à travers la vanne (PV15 A) [36].

Deux inhibiteurs de corrosion (filmant et neutralisant) sont injectés à l'entrée des aéroréfrigérants pour protéger les équipements du circuit de tête de la colonne de distillation atmosphérique contre la corrosion [36].

b. Soutirage de la coupe kérosène

La coupe kérosène, prélevée du 46^{ème} plateau à la température de 199 °C, est envoyée à la colonne de stripping (C2) comportant huit (8) plateaux. Le stripping du kérosène est effectué par remouillage, côté tubes dans le rebouilleur thermosiphon (E20) à contre-courant avec le reflux circulant inférieur. Après stripping, les fractions légères constituées de naphta, sont réintroduites dans la colonne (C1) au niveau du 47^{ème} plateau alors que le liquide de fond, à la température de 230 °C, est envoyé par la pompe (P94 A/B), coté tubes, dans les échangeurs (E10 A/B) où il est refroidi par le naphta non stabilisé puis dans l'aéroréfrigérant (EA8) et enfin dans l'échangeur (E21) avant d'être envoyé, à la température de 40°C, à la section de traitement du kérosène ou au stockage. En cas d'excès de kérosène, une partie est acheminée vers le stockage de gasoil léger [36].

c. Soutirage de la coupe gasoil léger (LGO)

La coupe gasoil léger, prélevée du 20^{ème} plateau à la température 241°C, est envoyée à la colonne de stripping du gasoil léger (C3) comportant cinq (5) plateaux. Le stripping du gasoil léger est effectué par injection de la vapeur MP au- dessous du 1^{er} plateau dont le débit est contrôlé par le régulateur (FIC1851). Après stripping, les fractions légères sont réintroduites dans la colonne (C1) au niveau du 21^{ème} plateau alors que le liquide de fond, à la température de 248 °C, est envoyé, côté calandre, dans l'échangeur (E72) où il est refroidi par le brut à la température de 153 °C puis dans les échangeurs (E1075 A/B) où il est encore refroidi par le brut à la température de 97 °C puis envoyé par la pompe (P74 A/B) dans les aéroréfrigérants (EA9 A/B) et ensuite dans les condenseurs (E65 A/B). Le gasoil léger, à la température de 40 °C, est débarrassé des gouttelettes d'eau dans un coalescer avant d'être acheminé vers le stockage sous contrôle de débit par le régulateur (FIC47) opérant en cascade avec le régulateur (LIC12). Le coalescer est équipé d'un pot de purge par lequel l'eau huileuse est drainée dans le réseau OWS sous contrôle de niveau par le régulateur (LIC1851) agissant sur la vanne (LV1851) [36].

d. Soutirage de la coupe gasoil lourd (HGO)

Le gasoil lourd, prélevé du 15^{ème} plateau à la température de 294 °C, est envoyé à la colonne de stripping du gasoil lourd (C4A) comportant cinq (5) plateaux. Le stripping du

gasoil lourd est effectué par injection de la vapeur MP au-dessous du 1^{er} plateau dont le débit est contrôlé par le régulateur (FIC185). Après stripping, les fractions légères sont réintroduites dans la colonne (C1) au niveau du 16^{ème} plateau alors que le liquide de fond est envoyé, côté tubes, dans les échangeurs (E82 A/B) où il est refroidi par le brut puis envoyé par la pompe (P95 A/B) dans l'aéroréfrigérant (EA10) et ensuite dans les condenseurs (E66 A/B) [36].

Le gasoil lourd, à la température de 40 °C, est débarrassé des gouttelettes d'eau dans un coalescer et enfin acheminé vers le stockage sous contrôle de débit par le régulateur (FIC47) opérant en cascade avec le régulateur (LIC12). Le coalescer est équipé d'un pot de purge par lequel l'eau huileuse est drainée dans le réseau OWS, sous contrôle de niveau par le régulateur (LIC1854) agissant sur la vanne (LV1851) [36].

e. Résidu atmosphérique

Les hydrocarbures liquides, provenant de la zone de flash, descendent du 5^{ème} plateau vers le fond de la colonne où il est strippé par la vapeur BP surchauffée injectée au-dessous du 1^{er} plateau sous contrôle du débit par le régulateur (FIC1752) agissant sur la vanne (FV1752). Le stripping à la vapeur règle le point d'inflammabilité et par conséquent la teneur en gasoil du résidu atmosphérique [36].

Le résidu, débarrassé des constituants légers et à la température de 338 °C, est envoyé par la pompe (P76 A/B), coté tubes, dans les échangeurs (E63 A-D) disposé en série où il est refroidi par le brut à la température de 242°C. Le résidu est ensuite envoyé dans les échangeurs (E83 A/B) où il est refroidi par le brut à la température de 200 °C puis, coté calandre, dans les échangeurs (E8 A/B) où il est refroidi par le naphta non stabilisé à la température de 119 °C puis dans les réfrigérants (E22 A/B et E67) où il est refroidi par l'eau tempérée à une température de 80 °C avant d'être acheminé vers le stockage. La température du résidu après refroidissement doit être supérieure à 70 °C pour éviter le bouchage.

f. Reflux circulant (pump around) supérieur

Le reflux circulant supérieur, prélevé du 33^{ème} plateau de la colonne (C1) à la température de 219 °C, est envoyé par la pompe (P75 A/B), côté calandre, dans l'échangeur (E91), puis dans les échangeurs (E61 A-D) où il est refroidi par le brut à la température de 163 °C. Il est réintroduit dans la colonne (C1) au niveau du 34^{ème} plateau. La température du reflux circulant refroidi est contrôlée par le régulateur (TIC17) agissant en split-range sur les vannes (TV17 A/B) situées sur la ligne de retour du reflux circulant supérieur et sur la ligne de by-pass des échangeurs (E91) et (E61 A-D) [36].

g. Reflux circulant (pump around) inférieur

Le reflux circulant inférieur, prélevé du 15^{ème} plateau de la colonne (C1) à la température de 294 °C, est envoyé par la pompe (P15 A/B), dans le rebouilleur (E20) de la colonne de stripping du kérosène, puis côté tubes, dans l'échangeur (E62) où il est refroidi par le brut, à la température 275 °C et enfin dans les échangeurs (E90 A/B) où il est refroidi par le brut à la température de 231 °C avant d'être réintroduit dans la colonne (C1) au niveau du 16^{ème} plateau sous contrôle de la température [36].

III.2.1.4. Stabilisation de la coupe naphta

Le naphta non stabilisé, provenant du ballon (V3A) à la température de 39 °C, est envoyé par les pompes (P92 A/B) aux colonnes de stabilisation A et B après préchauffage, côté tubes, dans les échangeurs (E8A/B) par le résidu atmosphérique à la température de 104°C puis, côté calandre, dans l'échangeur (E9) à contre- courant avec le produit de fond du splitter II et dans les échangeurs (E10 A/B) à contre-courant avec le kérosène et sort à la température de 140°C [36].

Le naphta non stabilisé, après préchauffage, est divisé en deux parties. L'une, contenant 70 % du naphta non stabilisé, est envoyée dans la colonne de stabilisation (C5) et l'autre, contenant 30 % du naphta non stabilisé, est envoyée dans la colonne de stabilisation (C62) [36].

a. Colonne de stabilisation (C5)

La colonne (C5) comprend 38 plateaux et fonctionne à une pression absolue de $8,7 \text{ kg/cm}^2$. La charge (70 % du naphta non stabilisé) est introduite dans la zone de flash entre le 18^{ème} et le 19^{ème} plateau sous contrôle de débit [36].

Les vapeurs de tête, à la température de 60°C , sont partiellement condensées dans les aéroréfrigérants (EA2 A-G) puis dans le condenseur (E11) et envoyées dans le ballon de reflux (V8) à la température de 43°C . La phase vapeur du ballon de reflux (V8) est envoyée au réseau gaz combustible ou éventuellement à la torche à travers la vanne (PV21 A). La phase liquide du ballon de reflux (V8) est envoyée par la pompe (P93 A/B), en partie comme reflux de la colonne (C5) sous contrôle du débit par le régulateur (FIC53) agissant sur la vanne (FV53) ; l'autre partie comme distillat (fraction GPL) est envoyée vers l'unité de traitement et séparation des gaz (U30) sous contrôle de débit par le régulateur (FIC55) opérant en cascade avec le régulateur de niveau (LIC21). L'eau huileuse, soutirée du mamelon du ballon (V8), est envoyée à la section de traitement des eaux acides sous contrôle du régulateur (LIC30) agissant sur la vanne (LV30). Un inhibiteur de corrosion est injecté en amont des aéroréfrigérants (EA2 A-G) pour protéger le circuit de tête de la colonne contre la corrosion [36].

Une partie du liquide de fond de la colonne (C5) est réchauffée dans les rebouilleurs (E69 A/B) par l'huile chaude et réintroduite dans la colonne au-dessous du 1^{er} plateau. L'autre partie (résidu), constituant le naphta stabilisé, est envoyée à la colonne de séparation des naphtas sous contrôle de niveau de fond de la colonne (C5) par le régulateur (LIC20) opérant en cascade avec le régulateur (FIC54) sur la vanne (FV54) [36].

b. Colonne de stabilisation (C62)

La colonne (C62), installée lors de la rénovation, comprend 38 plateaux et fonctionne à une pression absolue de $8,7 \text{ kg/cm}^2$. La charge (30 % de la coupe naphta non stabilisé) est introduite dans la zone de flash entre le 18^{ème} et le 19^{ème} plateau sous contrôle de débit. Les vapeurs de tête,

à la température de 60°C, sont partiellement condensées dans les aéroréfrigérants (EA62 A/B) puis dans le condenseur (E71) et envoyées dans le ballon (V62) à la température de 43 °C [36].

Les vapeurs incondensables dans le ballon de reflux (V62) sont envoyées au réseau gaz combustible ou éventuellement à la torche à travers la vanne (PV2252 B) [36].

Le liquide du ballon (V62) est envoyé par la pompe (P63 A/B), en partie comme reflux de la colonne (C62) sous contrôle du débit par le régulateur (FIC2252) agissant sur la vanne (FV2252); l'autre partie comme distillat (fraction GPL) est envoyée vers l'unité de traitement et séparation des gaz (U30) sous contrôle de débit par le régulateur (FIC2251) opérant en cascade avec le régulateur de niveau (LIC2253). L'eau huileuse, soutirée du mamelon du ballon (V62), est envoyée à la section de traitement des eaux acides sous contrôle du régulateur (LIC2255) agissant sur la vanne (LV2255). Un inhibiteur de corrosion est injecté en amont des aéroréfrigérants (EA62 A/B) pour protéger le circuit de tête de la colonne contre la corrosion [36].

Une partie du liquide de fond de la colonne (C62) est réchauffée dans le rebouilleur (E70) par l'huile chaude et réintroduite dans la colonne au-dessous du 1^{er} plateau. L'autre partie (résidu), constituant le naphta stabilisé, est envoyée à la colonne de séparation des naphtas sous contrôle de niveau de fond de la colonne (C62) par le régulateur (LIC2251) opérant en cascade avec le régulateur (FIC2254) sur la vanne (FV2254) [36].

III.2.1.5. Séparation de la coupe naphta A

Le naphta stabilisé, provenant des deux colonnes de stabilisation (C5 et C62), est envoyé à la colonne de séparation (C63) sous contrôle de débit par les régulateurs (FIC 54 et FIC2254) opérant en cascade respectivement avec les régulateurs de niveau (LIC20 et LIC 2251) qui maintiennent le niveau constant respectivement au fond de la colonne (C5) et de la colonne (C62). La colonne (C63) comporte 36 plateaux et fonctionne à une pression absolue de 2,0 kg/cm² [36].

Les vapeurs de tête de la colonne (C63), à la température de 57 °C, sont partiellement condensées dans les aéroréfrigérants (EA63 A-F) et dans les condenseurs (E78 A-H) à la température de 40 °C puis envoyées dans le ballon de reflux (V67) [36].

La phase vapeur (hydrocarbures légers) du ballon de reflux (V67) est envoyée à la torche sous contrôle de la pression dans le ballon de reflux (V67) par le régulateur (PIC2372) agissant sur la vanne (PV2372). Une partie de la phase liquide est envoyée par la pompe (P29 A/B) comme reflux de de la colonne (C63) sous contrôle de débit par le régulateur (FIC2356) ; l'autre partie constituant le distillat (naphta A) est envoyée par la pompe (P87 A/B) au stockage sous contrôle de débit par le régulateur (FIC2353) en cascade avec le régulateur (LIC2352) [36].

Une partie du produit de fond de colonne est réchauffée dans les rebouilleurs (E75 A/B) par l'huile chaude circulant côté tubes et réintroduite dans la colonne au-dessous du 1^{er} plateau. L'autre partie, constituant le résidu de la colonne (naphta B+C), est envoyée par la pompe (P65 A/B) à la colonne de séparation (C61) et à la colonne de séparation de la coupe C6 (C6) dont les débits sont respectivement contrôlés par les régulateurs (FIC2351 et FIC2352) agissant sur les vannes (FV2351 et FV2352) [36].

III.2.1.6. Séparation de la coupe C6

Une partie du résidu de la colonne de séparation (C63), constituée par le mélange naphta (B+C), est envoyée à la colonne (C6) de séparation de la coupe C6 (principalement les C6 paraffiniques) [36].

La colonne (C6) comporte 36 plateaux et fonctionne à la pression absolue de 2 kg/cm². La charge est introduite au niveau du 13^{ème} plateau [36].

Les vapeurs de tête, à la température de 88 °C, sont partiellement condensées dans l'aéroréfrigérant (EA3) à la température de 73 °C et envoyées dans le ballon de reflux (V9). La phase vapeur du ballon (V2) est envoyée à la torche sous contrôle du régulateur (PIC22) opérant en split range en agissant sur la vanne (PV22) et sur la vanne (PV22A) installée sur la ligne d'azote connectée à la ligne de tête du ballon de reflux (V9) fournissant l'azote en cas de baisse de la pression. Une partie de la phase liquide est envoyée par la pompe (P84 A/B) comme reflux de la colonne au-dessus du 36^{ème} plateau sous contrôle du débit par le régulateur (FIC56) ; l'autre partie (distillat) est envoyée par la pompe (P88 A/B) à l'unité d'isomérisation sous contrôle de

débit par le régulateur (FIC2159) opérant en cascade avec le régulateur de niveau du ballon de reflux (LIC24) [36].

Le liquide de fond de colonne (C6), à la température de 140 °C, est en partie réchauffé dans le rebouilleur (E87) par l'huile chaude circulant côté tubes et réintroduit dans la colonne au-dessous du 1^{er} plateau à la température de 147 °C sous contrôle température par le régulateur (TIC2180) agissant sur les vannes (TV2180 A/B) installées sur la ligne de retour et de by-pass de l'huile chaude. L'autre partie (résidu), constituant la coupe naphta C, est envoyée par la pompe (P85 A/B) au stockage sous contrôle de débit par le régulateur (FIC2155) opérant en cascade avec le régulateur (LIC23) agissant sur la vanne (FV2155) [36].

III.2.1.7. Séparation de la coupe naphta B

Cette nouvelle colonne (C61) a été installée lors de la rénovation pour séparer le naphta B du naphta C. Elle comporte 36 plateaux et fonctionne avec une pression absolue de 2,0 kg/cm². L'alimentation est introduite au niveau du 27^{ème} plateau [36].

Une partie du résidu de la colonne de séparation du naphta A (C63) est envoyée à la colonne (C61). Les vapeurs de tête, à la température de 140 °C, sont partiellement condensées dans les aéroréfrigérants (EA64 A-D) à la température de 102 °C avant d'être envoyées au ballon de reflux (V63). La phase vapeur est envoyée à la torche sous contrôle de la pression par le régulateur (PIC2452) agissant sur la vanne (PV2452) [36].

Une partie de la phase liquide est envoyée par la pompe (P77 A/B) comme reflux de la colonne au-dessus du 36^{ème} plateau sous contrôle de débit par le régulateur (FIC2451) ; l'autre partie (distillat), constituant la coupe naphta B, est envoyée par la pompe (P5 A/B), après refroidissement dans les aéroréfrigérants (EA6 A/B) et dans le condenseur à eau (E17) à la température de 38 °C, au stockage sous contrôle de débit par le régulateur (FIC57) opérant en cascade avec le régulateur de niveau (LIC2451) [36].

Le liquide de fond de la colonne (C63), à la température de 204 °C, est en partie réchauffé dans les rebouilleurs (E73 A/B) par l'huile chaude et réintroduit dans la colonne au-dessous du 1^{er} plateau. La température à la sortie de rebouilleur est contrôlée par le régulateur (TIC2452) qui

agit sur la vanne de débit de l'huile chaude. L'autre partie (résidu), constituant la coupe naphta C, est envoyée par la pompe (P86 A/B) dans l'échangeur (E9), puis dans les aëroréfrigérants (EA7 A/B) et enfin dans l'échangeur (E68 A/B) où elle est refroidie à la température de 38°C [36].

La coupe naphta C est ensuite mélangée en ligne avec la coupe naphta C provenant de la colonne (C61) et acheminée au stockage [36].

III.3. Conclusion

En conclusion, la raffinerie de Skikda, en Algérie, représente une pièce maîtresse dans le processus de raffinage du pétrole brut, fournissant une large gamme de produits essentiels à notre vie quotidienne. Dotée d'unités de distillation atmosphérique sophistiquées et d'autres installations de pointe, elle est capable de traiter jusqu'à 16,5 millions de tonnes de brut par an. Grâce à des processus de distillation minutieusement contrôlés et à des équipements de pointe, la raffinerie produit divers produits pétroliers, tels que le gaz de pétrole liquéfié, l'essence, le kérosène, le diesel et bien d'autres, répondant ainsi aux besoins du marché national et international. Sa contribution à l'économie nationale et sa capacité à fournir des produits de haute qualité en font un acteur indispensable dans le secteur énergétique de l'Algérie et au-delà.

Chapitre IV

Chapitre IV: Simulation des cas design et réel de l'unité de distillation atmosphérique

IV.1. Introduction

Ce chapitre plonge dans les bases de la simulation. Un pilier de l'ingénierie et de la recherche. Il offre une analyse préalable du comportement des systèmes et permet d'optimiser leur fonctionnement en explorant différentes solutions. Dans l'industrie chimique. Les simulateurs de procédés sont des modèles de connaissance essentiels. Utilisés pour la conception et l'optimisation des procédés.

Ces outils reposent sur des bases de données thermodynamiques enrichies de modèles permettant d'estimer les propriétés des mélanges. Organisés autour de modules. Ils permettent aux ingénieurs de développer des modèles de processus en rassemblant les équations décrivant les différentes opérations unitaires.

Aspen HYSYS. Un logiciel de pointe. Offre une interface intuitive pour la conception. L'optimisation et le suivi des performances industrielles. Sa méthodologie de travail est détaillée. Depuis la spécification des composants jusqu'à l'interprétation des résultats.

La vérification des cas design et réel démontre la validité des simulations réalisées. Ouvrant la voie à une étude d'optimisation et d'amélioration du procédé de distillation atmosphérique.

IV.2. Notions générales sur la simulation

La simulation est un outil essentiel dans de nombreux domaines de l'ingénierie et de la recherche, offrant la possibilité d'analyser le comportement d'un système avant son implémentation et d'optimiser son fonctionnement en explorant diverses solutions et conditions opérationnelles. Les simulateurs de procédés chimiques, largement utilisés dans l'industrie chimique et parachimique, sont des modèles de connaissance fondés sur la résolution de bilans de masse, d'énergie et d'équilibres thermodynamiques. Ils jouent un rôle crucial dans la conception de nouveaux

procédés, l'optimisation de ceux existants et l'évaluation des modifications apportées aux conditions opérationnelles.

Ces simulateurs reposent sur des bases de données thermodynamiques contenant les propriétés des corps purs, enrichies par des modèles thermodynamiques permettant d'estimer les propriétés des mélanges. Organisés autour de modules tels que la base de données des corps purs, le Process Flow Diagram (PFD), les opérations unitaires et les méthodes numériques de résolution des équations, ces logiciels permettent aux ingénieurs de développer des modèles de processus précis. Ils offrent également la possibilité de travailler en mode statique (stationnaire) ou dynamique, selon les besoins, en résolvant soit des équations statiques pour des régimes permanents, soit des systèmes d'équations différentielles pour des évolutions temporelles.

Les simulateurs industriels sont des outils essentiels pour les ingénieurs et les chercheurs, offrant une plate-forme robuste pour la modélisation, l'analyse et l'optimisation des processus industriels. Les plus connus de ces simulateurs sont [32] :

- *Statiques* : Aspen Plus (Aspen Technologies). Design II (de WinSim). HYSYS (Hyprotech). PRO/II (Simulation Sciences). Prosim.
- *Dynamiques* : HYSYS. Aspen Dynamics (Aspen Technologies). Design II (de Win Sim). Dymosym (Simulation Sciences Inc.)

IV.3. Description sommaire du logiciel Aspen HYSYS

Aspen HYSYS, développé par la société canadienne HYPROTECH, est un logiciel puissant de simulation des procédés de génie chimique. Il offre une large gamme de fonctionnalités, permettant de traiter des problèmes allant de la simple séparation bi- et triphasique à la distillation et à la transformation chimique [34].

Ce logiciel est largement utilisé dans l'industrie pour la conception, l'optimisation et le suivi des performances de divers processus, notamment la production de pétrole, le traitement du gaz et le raffinage du pétrole. Il dispose d'une vaste base de données sur les corps purs et propose des modèles thermodynamiques pour estimer les propriétés des mélanges [31].

Pour établir une simulation avec le logiciel Aspen HYSYS. L'utilisateur doit procéder comme suit [31]:

- Spécifier les constituants chimiques si la composition de la charge est connue ou la caractériser en déterminant leurs propriétés physico-chimiques à partir des données expérimentales.
- Choisir un modèle thermodynamique convenable.
- Etablir le schéma PFD de la section d'étude.
- Spécifier les paramètres nécessaires pour le calcul de chaque opération unitaire.
- Exécuter le programme de simulation.
- Interpréter les résultats.

IV.4. Concepts et caractéristiques du simulateur HYSYS

HYSYS est un outil de simulation de conception basé sur les objets. Toute modification indiquée sur un élément est appliquée à l'ensemble du modèle. Les concepts de base et le vocabulaire associés sont définis ci-dessous. Lors des étapes de construction d'un modèle dans le simulateur HYSYS [32]:

- « Flowsheet » : il s'agit d'une collection d'éléments « Flowsheet Elements » (courants de matière, d'énergie, d'opérations unitaires, de variables opératoires) qui forment l'ensemble ou une partie du procédé simulé et qui utilisent la même base de données thermodynamique « Fluid Package ». L'architecture de ce simulateur est Multi-Flowsheet : il n'existe aucune limite quant au nombre de Flowsheets. Il est possible de créer des Flowsheets préalablement afin de les utiliser dans une autre simulation, ou de structurer la description de procédés complexes en les divisant en sous-Flowsheets qui sont des modèles plus concis (ce qui permet de classer un processus très complexe). Il est composé de plusieurs entités spécifiques : un « Process Flow Diagram » (PFD), un « Workbook ».
- « Fluid Package » : il permet de déterminer les éléments chimiques présents dans le processus simulé et il leur attribue les caractéristiques chimiques et physiques contenues dans la base de données des corps purs. Il offre également la possibilité de déterminer les modèles thermodynamiques qui seront employés pour évaluer les caractéristiques des mélanges et de déterminer les cinétiques des réactions chimiques impliquées dans le processus.

- «Process Flow Diagram» : ce diagramme permet de représenter visuellement les courants et les opérations unitaires. symbolisées dans le « Flowsheet ». ainsi que la relation entre les courants. les opérations unitaires et les tableaux des propriétés des courants.
- « Workbook » : il offre la possibilité d'accéder à des informations sur les courants et les opérations unitaires sous forme de tableau statistique.
- « Desktop »: c'est l'espace principal de HYSYS pour visualiser les fenêtres lors de la conception.
- «Property view »: elle renferme les informations qui décrivent un objet (opération ou courant).
- «Simulation Case» (fichier de simulation) : il se compose des composants «Fluid Packages». «Flowsheets» et « Éléments d'organigramme » du modèle. HYSYS est un programme de simulation qui intègre la gestion d'événements (« Event Driven ») : cela signifie qu'un accès instantané à l'information est possible à tout moment. puisque toute nouvelle information est traitée à la demande et le calcul du résultat est effectué automatiquement. La seconde combine le concept de processus modulaires avec des décisions non séquentielles. Toutes les nouvelles données ne sont pas traitées immédiatement à leur arrivée. mais distribuées dans le "Flowsheet".

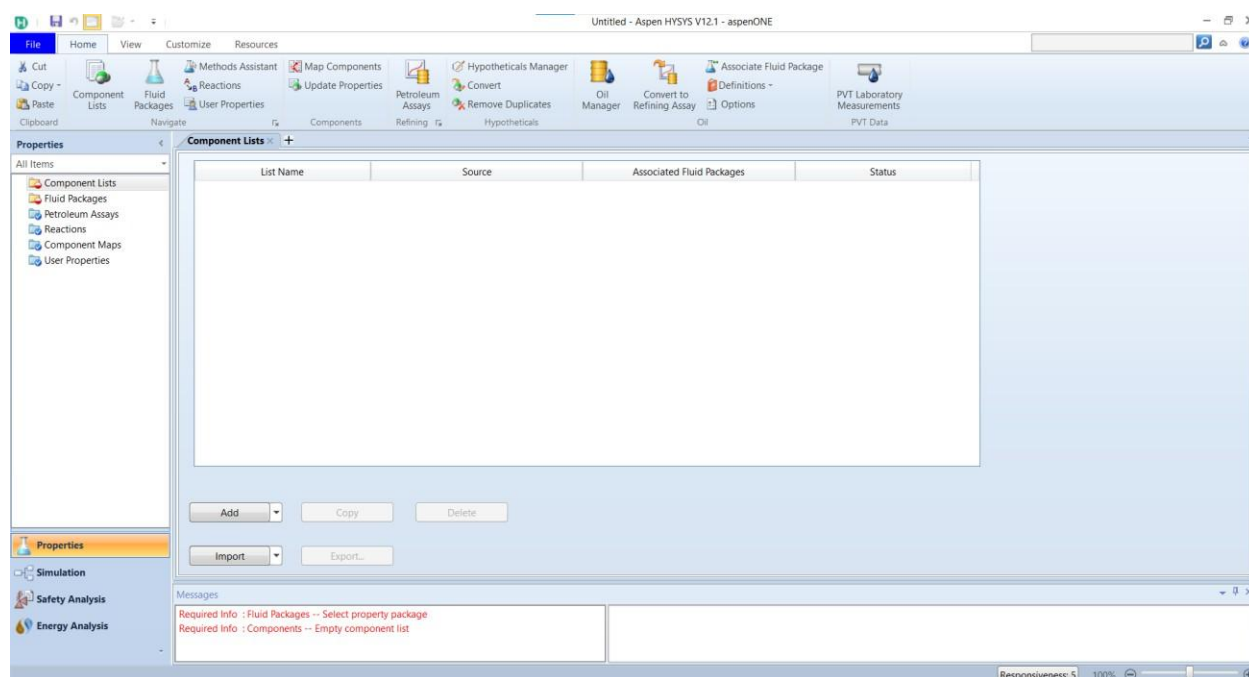


Figure IV.1 : Interface du simulateur Aspen HYSYS.

IV.5. Environnement de simulation

Il existe 5 environnements de développement pour manipuler et mettre en forme l'information dans le simulateur [32] :

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

IV.6. Le model thermodynamiques

Les modèles thermodynamiques sont nécessaires pour le calcul des propriétés physiques des fluides dont les hydrocarbures sur un éventail de conditions de fonctionnement. Le choix de telle ou telle équation d'état reste dicté par la recherche d'un compromis entre les trois critères suivants [33] :

- Simplicité de la forme mathématique ;
- Etendue du domaine d'application ;
- Précision souhaitée.

Le modèle thermodynamique utilisé est régi par l'équation de Peng-Robinson car elle est la plus recommandée pour les systèmes d'hydrocarbures. Dans le cadre de notre simulation.

IV.7. Méthodologie de travail

Pour cette étude. Nous allons réaliser premièrement une étude de simulation avec Aspen HYSYS V 12.1 pour vérifier le cas design.

Nous allons établir par la suite la simulation du cas réel pour le valider.

Lorsque cette dernière simulation sera validée et afin d'accomplir ce travail. Nous allons réaliser une étude d'optimisation de la densité du Résidu issu de la colonne 10-C-1 de l'unité 10 de distillation atmosphérique de la raffinerie de Skikda (RAIK).

IV.8. Simulations par logiciel HYSYS

La simulation HYSYS commence par les étapes suivantes:

- Nous ouvrons un nouveau cas dans le programme (New Case). Ensuite. nous ajoutons une liste nouvelle des composants et nous ajoutons de nouveaux composants (new component list).

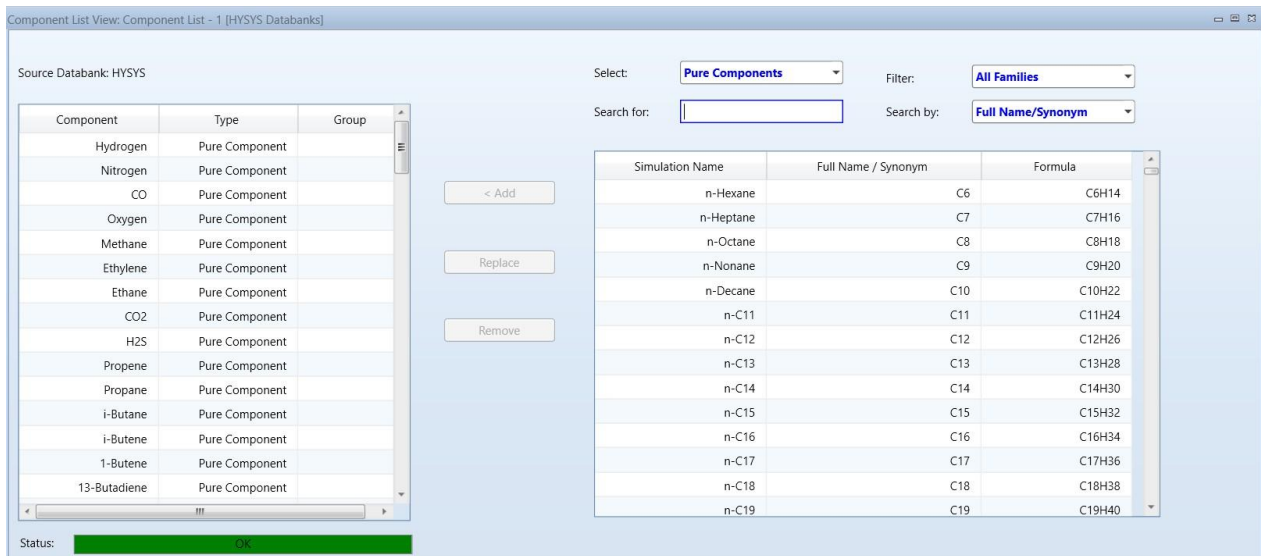


Figure IV.2 : Choix des composants du fluide.

- On nous exige de choisir un model thermodynamique. alors on fait un click sur l'icône "Fluid Pkgs"- et une autre fenêtre s'ouvre- dans laquelle on y trouve l'icône 'ADD' qui

nous permet de préciser notre choix sur le model désiré. En raffinage d'hydrocarbures le model thermodynamique le plus utilisé est celui de « Peng-Robinson ».

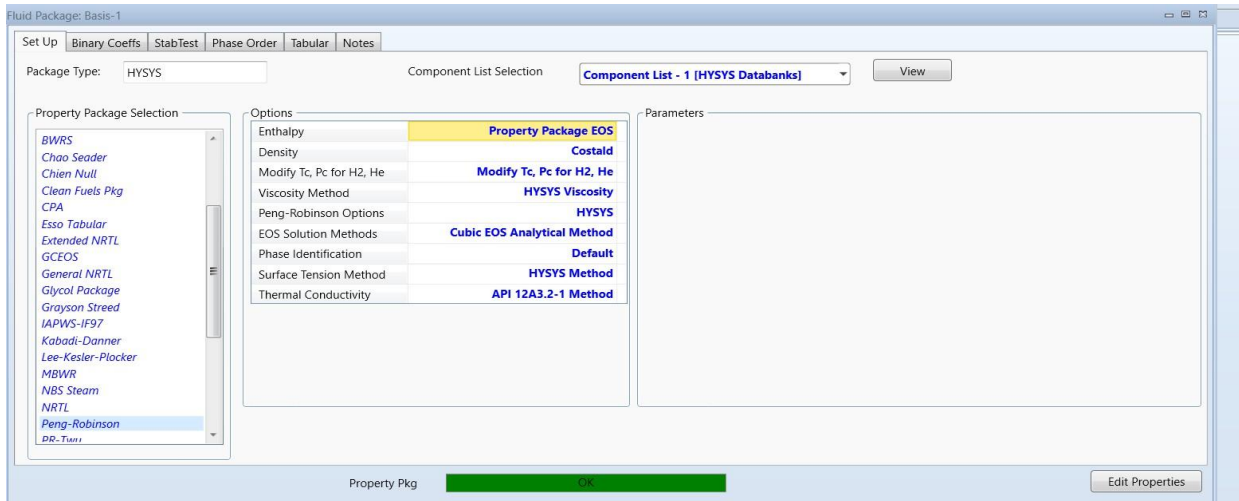


Figure IV.3 : Choix du model thermodynamique PENG-ROBINSON.

- Après avoir choisi le modèle thermodynamique. on fait un click sur "petroleum assay".et une autre fenêtre s'ouvre dans laquelle on y trouve l'icone "ADD" qui nous permet de entre les résultats de la distillation "TBP" du brut.

Input Summary	Pure Component	Distillation Data	Option	Whole Crude	Cut 1	Cut 2	Cut 3	Cut 4	Cut 5	Cut 6	Cut 7	Cut 8	Cut 9	Cut 10	Cut 11	Cut 12	Cut 13	Cut 14	Cut 15	Cut 16	Cut 17	Cut 18	Cut 19	Cut 20	Cut 21	Cut 22	Cut 2
Initial Temperature (C)	IBP	15.0000																									
Final Temperature (C)	FP	15.0000	65.0000	70.0000	75.0000	80.0000	85.0000	90.0000	95.0000	100.0000	105.0000	110.0000	115.0000	120.0000	125.0000	130.0000	135.0000	140.0000	145.0000	150.0000	155.0000	160.0000	165.0000	170.0000	175.0000	180.0000	185.0000
Conductivity (W/m.K)		3.10	6.30	9.90	14.00	18.60	23.70	29.40	35.70	42.60	50.10	58.20	66.90	76.20	86.10	96.60	107.70	119.40	131.70	144.60	158.10	172.20	186.90	202.20	218.10	234.60	251.70
Density (g/cm3)		0.5623	0.6501	0.6879	0.6980	0.7059	0.7114	0.7152	0.7192	0.7249	0.7303	0.7355	0.7355	0.7370	0.7410	0.7471	0.7530	0.7568	0.7590	0.7615	0.7635	0.7655	0.7670	0.7680	0.7685	0.7690	0.7695
Viscosity (cP)		0.965																									
Kinematic Viscosity (cSt)		2.235																									
Paraffins (Vol %)																											
Naphthenes (Vol %)																											
Olefins (Vol %)																											
Aromatics (Vol %)																											
PourPoint (C)																											
FreezePoint (C)																											
CloudPoint (C)																											
SmokePt (mm)																											
Nitrogen (Wt %)																											
Vanadium (Wt %)																											
ConradsonCarbon (Wt %)																											
RON Clear																											
MON Clear																											
Refract@20 (C) - At...				1.3861	1.3904	1.3942	1.3967	1.3985	1.4008	1.4039	1.4066	1.4084	1.4094	1.4107	1.4132	1.4167	1.4202	1.4222	1.4231	1.4246	1.4258	1.4268	1.4273	1.4278	1.4281	1.4283	1.4285
Wobbe K				12.348	12.226	12.140	12.100	12.100	12.080	12.040	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010	12.010
Conductivity (W/m.K)				4.40	7.60	1.00	0.90	0.80	0.80	1.10	1.50	1.80	1.40	1.30	1.40	1.50	1.30	1.30	1.20	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.30	1.40
Salty (Wt %)				0.001																							
RVP (Psi)				59.200																							
NetHeatingValue (Bcal/...				11010.700																							

Figure IV.4 : Fenêtre de saisie des résultants de la distillation TPB du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA «RA1K».

Figure IV.5 : Fenêtre de saisie de la composition de la coupe C5 issue de la distillation TPB du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA «RAIK».

- Après avoir les résultats on clique sur "characterize Assay" on obtient les "results summary"

	Whole Crude	Cut 1	Cut 2	Cut 3	Cut 4	Cut 5	Cut 6	Cut 7	Cut 8	Cut 9	Cut 10	Cut 11	Cut 12
Initial Temperature: (C)	IBP	IBP	15.0000	65.0000	70.0000	75.0000	80.0000	85.0000	90.0000	95.0000	100.0000	105.0000	110.0000
Final Temperature: (C)	FBP	15.0000	65.0000	70.0000	75.0000	80.0000	85.0000	90.0000	95.0000	100.0000	105.0000	110.0000	115.0000
CutYieldByWt (%)	100.00	3.00	6.40	0.84	0.75	0.75	0.85	0.85	1.50	1.50	1.25	1.25	1.25
StdLiquidDensity (g/cm3)	0.7983	0.5671	0.6490	0.6831	0.7022	0.7022	0.7134	0.7134	0.7220	0.7220	0.7321	0.7321	0.7359
SulfurByWt (%)	0.065	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
KinematicViscosity (cSt)...	2.235	0.344	0.401	0.454	0.496	0.496	0.537	0.537	0.583	0.583	0.636	0.636	0.693
ParaffinsByVol (%)	30.745	100.000	62.033	55.104	54.529	54.529	53.558	53.558	52.748	52.748	51.823	51.823	50.860
NaphthenesByVol (%)	44.082	0.000	37.967	44.896	45.362	45.362	45.377	45.377	45.468	45.468	45.428	45.428	45.351
OlefinsByVol (%)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AromByVol (%)	25.173	0.000	0.000	0.000	0.109	0.109	1.065	1.065	1.784	1.784	2.749	2.749	3.788
PourPoint (C)	72.035	-144.725	-146.299	-131.914	-122.116	-122.116	-115.053	-115.053	-108.758	-108.758	-101.898	-101.898	-97.110
FreezePoint (C)	-31.825	-151.150	-138.583	-127.912	-121.586	-121.586	-115.202	-115.202	-108.361	-108.361	-101.795	-101.795	-94.831
CloudPoint (C)	28.384	-144.132	-134.940	-123.427	-117.467	-117.467	-111.236	-111.236	-104.975	-104.975	-98.902	-98.902	-92.589
SmokePt (mm)	18.59	80.82	56.46	46.67	42.12	42.12	39.66	39.66	37.86	37.86	35.76	35.76	35.11
NitrogenByWt (%)		0.000											

Figure IV.6 : Les "results summary" calculent par HYSYS de la distillation TBP du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA «RAIK».

- La simulation du procédé commence par la simulation de la charge du Brut et les conditions d'alimentation représentées précédemment dans le tableau 01.

Material Stream: BRUT

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	BRUT	Liquid Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000
Properties	Temperature [C]	26.63	26.63
Composition	Pressure [kg/cm2]	0.5740	0.5740
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	6081	6081
Petroleum Assay	Mass Flow [tonne/h]	1002	1002
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	1255	1255
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-3.544e+005	-3.544e+005
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	323.2	323.2
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	-2.155e+009	-2.155e+009
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	1247	1247
Emissions	Fluid Package	Basis-1	
	Utility Type		

Delete Define from Stream... View Assay

Figure IV.7 : Fenêtre de condition d'entrée du brut.

Material Stream: BRUT

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Mole Fractions	Liquid Phase
Conditions	Hydrogen	0.0000
Properties	Nitrogen	0.0000
Composition	CO	0.0000
Oil & Gas Feed	Oxygen	0.0000
Petroleum Assay	Methane	0.0000
K Value	Ethylene	0.0000
User Variables	Ethane	0.0000
Notes	CO2	0.0000
Cost Parameters	H2S	0.0000
Normalized Yields	Propene	0.0000
Emissions	Propane	0.0187
	i-Butane	0.0142
	i-Butene	0.0000
	1-Butene	0.0000
	13-Butadiene	0.0000
	n-Butane	0.0567
	tr2-Butene	0.0000
	i-Pentane	0.0023
	1-Pentene	0.0000
	2M-1-butene	0.0000
	n-Pentane	0.0000
	cis2-Butene	0.0000
	3M-1-butene	0.0000
	2M-2-butene	0.0000
	2M-13-C4=	0.0000
	tr2-Pentene	0.0000
	cis2-Pentene	0.0000
	Cyclopentane	0.0000
	Cyclopentene	0.0000
	22-Mpropane	0.0000
	33M-1-butene	0.0000
	H2O	0.0000
	36-40*	0.0695
	40-50*	0.0695
	Total	1.00000

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

Delete Define from Stream... View Assay

Figure IV.8 : Fenêtre de composition d'entrée du brut.

Après avoir introduit les conditions et la composition du brut. Nous démarrons la simulation jusqu'à ce qu'il converge la colonne 10-C-1.

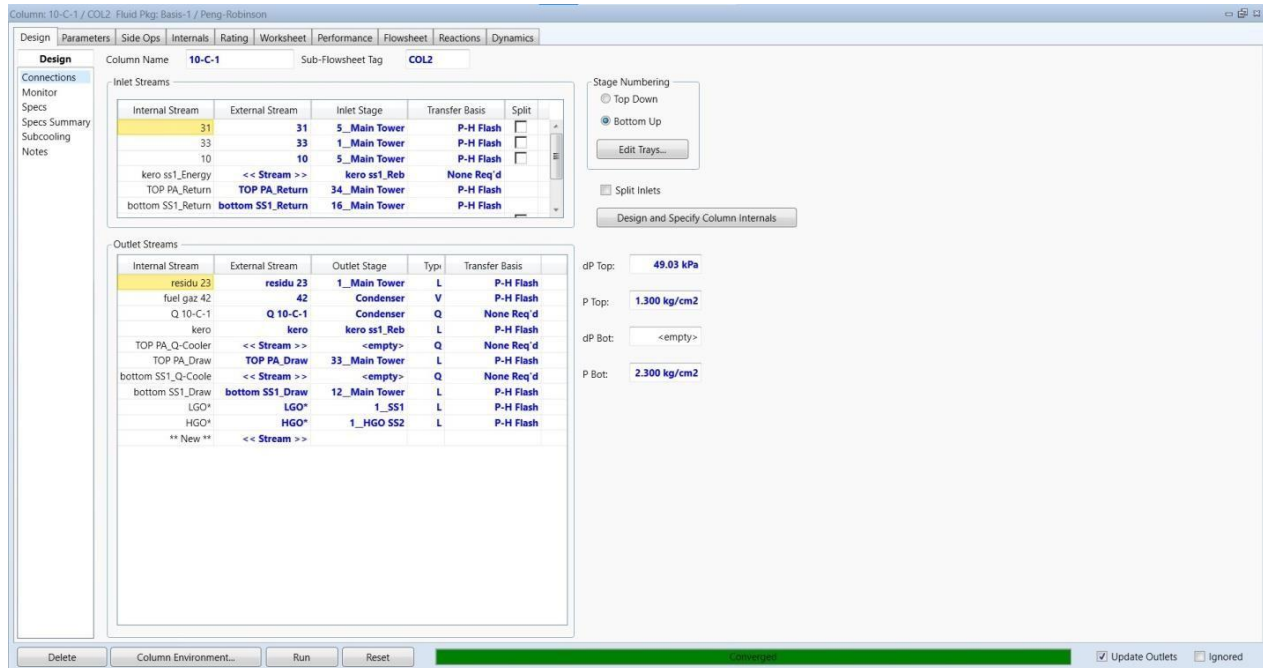


Figure IV.9 : Fenêtre convergée de la colonne 10-C-1.

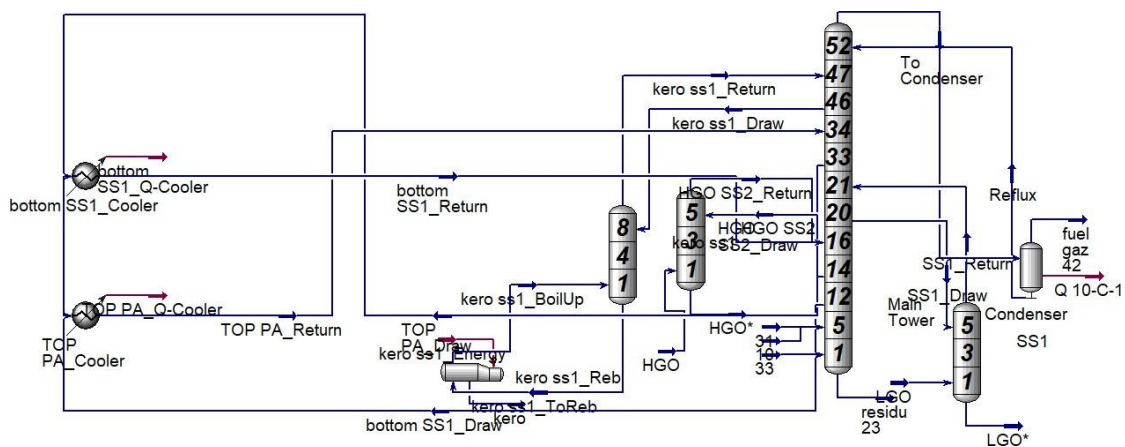


Figure IV.10 : La colonne de distillation atmosphérique 10-C-1.

IV.9. Vérification du CAS design

Les caractéristiques de la charge alimentant l'unité de distillation atmosphérique (U10), sont représentées dans le tableau suivant, sachant que la composition de la charge est ramenée du bilan de matière de l'unité. (Voir Annexe 01 pages 89-90) et (Annexe 02 pages 91-92).

Tableau IV.1 : Propriétés du brut traité.

Propriétés	Valeurs
Poids moléculaire (Kg/Kg mol)	149.3
Masse volumique (Kg/m ³)	803.1
KUOP	12

Les résultats obtenus pour les propriétés des courants d'entrée de la colonne du Topping (10-C-1) sont présentés dans le tableau ci-dessous :

Tableau IV. 2 : Conditions opératoires design du courant d'entrée de l'unité 10.

Paramètres	Crude Inlet (Courant d'entrée du brut dans l'unité 10)
Température (°C)	15
Pression (Kg/cm ² _g)	0.3
Débit massique (Kg/h)	1130618
Poids moléculaire (Kg/Kg mol)	142.63
Densité (Kg/m ³)	794.334

Le diagramme de simulation du cas Design de l'unité de distillation atmosphérique (Unité 10) réalisé en utilisant le logiciel Aspen HYSYS est représenté sur la figure ci-après :

Le tableau ci-dessous montre les paramètres de sortie de la colonne 10-C-1 calculés par le constructeur et ceux obtenus par HYSYS.

Les résultats de la simulation sont obtenus en utilisant le modèle thermodynamique PR (Peng-Robinson).

Tableau IV.3 : Propriétés des produits de la colonne (10-C1) obtenus par simulation du cas design.

Produits	Débit massique (Kg/h)			Température (°C)		
	Design	PR	Ecart	Design	PR	Ecart
Naphta	380249	377498	0.73	39	39	0
Kérosène	101550	101550	0	230	231.1	0.48
Gasoil léger	251800	251800	0	241	233.7	3.03
Gasoil lourd	90629	90629	0	284	292.9	3.1
Résidu atmosphérique	299001	299001	0	338	332.8	1.53
Total	1123229	1120478	0.25	1132	1129.5	0.22

L'erreur absolue a été calculée pour les débits massiques et les températures de toutes les coupes par la formule suivante :

$$\text{Ecart} = \frac{V_{\text{design}} - V_{\text{simulé}}}{V_{\text{design}}} * 100 \quad (1)$$

Les résultats obtenus par simulation indiqués au-dessus. Sont très proches de ceux fournis par le constructeur. Donc on peut confirmer que le modèle thermodynamique Peng-Robinson choisi est valide pour notre simulation. Dans le cadre de notre simulation, on a utilisé la version 12.1 d'Aspen HYSYS.

IV.10. Vérification du CAS réel

Pour valider la simulation, on a comparé les résultats de la simulation avec ceux du cas réel actuel. La simulation de l'unité est établie pour le mois d'Avril 2024. La composition de la charge

ainsi les conditions d'exploitation de l'unité utilisées pour la simulation sont prises de la TBP effectuée en 04/06/2023 et du data DCS (voir Annexe 03 pages 93-95) et (Annexe 04 pages 96-105).

Tableau IV.4 : Conditions opératoires réel du courant d'entrée de l'unité 10.

Paramètres	Crude Inlet (Courant d'entrée du brut dans l'unité 10)
Température (°C)	26.63
Pression (Kg/cm ² _g)	0.574
Débit massique (Kg/h)	1002685.705
Poids moléculaire (Kg/Kg mol)	164.8
Densité (Kg/m ³)	794.16

Le diagramme de la simulation du cas réel est présenté dans la figure suivante :

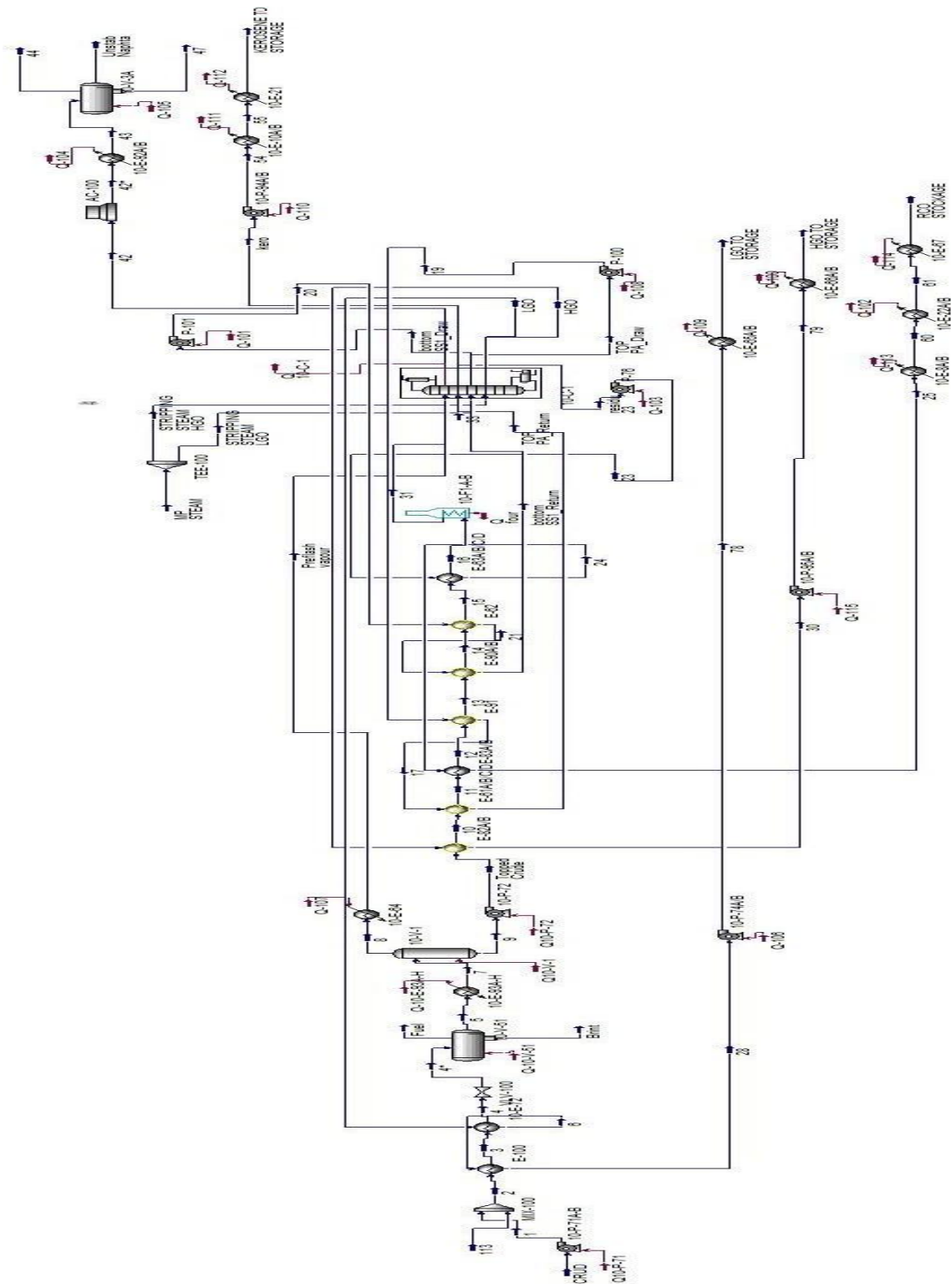


Figure IV.12 : Diagramme de simulation de la section de distillation atmosphérique
 « Cas réel ».

Tableau IV.5 : Propriétés des produits de la colonne du Topping (10-C-1) obtenus par simulation du cas réel.

Produits	Débit volumique (m ³ /h)			Température (°C)		
	Actuel	Simulé	Ecart	Actuel	Simulé	Ecart
Naphta	477.9	452	5.419	43.88	43.88	0
Kérosène	135.2	136	0.6	55.12	55.12	0
Gasoil léger	299.3	299.5	0.066	25.03	25.03	0
Gasoil lourd	70.3	70.24	0.08	27.53	27.53	0
Résidu atmosphérique	312.9	296	5.401	71.9	71.9	0
Total	1295.6	1253.74	3.23	223.46	223.46	0

Les résultats obtenus, après convergence, possèdent un écart faible qui est inférieur à 6% par rapport aux valeurs réelle et ce pour les débits des produits, les températures et les points de coupe. Ces résultats nous permettent de valider- En premier lieu- La simulation réelle et d'aller ensuite. Vers l'étude d'optimisation de la densité du RESIDU issu de la colonne 10-C-1 de l'unité 10 de distillation atmosphérique.

Tableau IV.6 : propriétés des produits de la colonne du Topping (10-C-1) du cas Design et Actuel.

Produits	Débit volumique (m ³ /h)			Température (°C)		
	Design	Actuel	Ecart	Design	Actuel	Ecart
Naphta	555	477.9	13.891	39	43.88	12.512
Kérosène	119.9	135.2	12.760	40	55.12	37.8
Gasoil léger	315.1	299.3	5.014	40	25.03	37.425
Gasoil lourd	105.4	70.3	33.301	40	27.53	31.175
Résidu atmosphérique	338.5	312.9	7.562	70	71.9	2.714
Total	1433.9	1295.6	9.64	229	223.46	2.42

Les résultats obtenus. Présentent un écart important entre les valeurs du design et les valeurs réelle et ce pour les débits des produits, les températures et les points de coupe. Cela est dû à une diminution de la capacité du FOUR (10-F-1A/B), ce qui a entraîné une modification des valeurs des résultats de séparation de la Colonne 10-C-1.

IV.11. Conclusion

Ce chapitre met en lumière l'importance de Aspen Hysys dans la vérification des cas design et réel de l'unité de distillation atmosphérique. À travers une méthodologie détaillée, le processus de simulation est exposé, depuis la spécification des composants jusqu'à l'interprétation des résultats. L'utilisation du modèle thermodynamique Peng-Robinson est justifiée pour sa pertinence dans le contexte de la simulation.

La vérification du cas design démontre la validité des résultats obtenus par simulation, confirmant ainsi l'adéquation du modèle thermodynamique choisi. De plus, la comparaison entre les résultats de simulation et les données réelles du cas réel permet de valider la précision du modèle.

Les écarts constatés entre les valeurs du cas design et celles du cas réel sont attribuées à des modifications dans les conditions opérationnelles. La simulation reste ainsi un outil essentiel pour évaluer et pouvoir optimiser le fonctionnement de l'unité de distillation atmosphérique.

Chapitre V

Chapitre V : Optimisation de la distillation atmosphérique : Modélisation de la masse volumique du résidu par un réseau de neurones

V.1. Introduction

Dans ce chapitre explore l'application des réseaux de neurones pour déterminer le point optimal de résidu atmosphérique à partir des paramètres opératoires d'une colonne de distillation. En utilisant des techniques d'apprentissage supervisé, nous construisons un modèle de RNA qui prédit la performance de la colonne en fonction des conditions opératoires. Ensuite, ce modèle est employé pour optimiser les paramètres de manière à obtenir le résidu atmosphérique optimal, réduisant ainsi améliorant l'efficacité globale du processus.

L'objectif de ce travail est double : d'une part, démontrer l'efficacité des réseaux de neurones pour la modélisation et l'optimisation des processus de distillation ; d'autre part, fournir une méthodologie robuste et généralisable pour l'application de ces techniques à d'autres procédés industriels complexes.

V.2. Application du réseau se neurones pour l'optimisation de la colonne de distillation atmosphérique

Un réseau de neurones a été utilisé pour modéliser l'évolution de la masse volumique du résidu atmosphérique produit à partir de l'unité de distillation atmosphérique U10 en fonction des paramètres opératoires :

- Débit volumique de Brut ;
- Débit massique de Steam de strippers HGO ;
- Débit volumique de HGO vers stockage.

Cette modélisation vise à optimiser le processus de distillation atmosphérique en prenant en compte les modifications réelles de fonctionnement de l'installation. Son objectif est de déterminer

les valeurs optimales des paramètres opératoires afin d'atteindre une masse volumique maximale du résidu atmosphérique.

En effet, dans un processus de séparation donné, une densité de résidu plus élevée indique une teneur accrue en produits lourds, ce qui se traduit par une proportion moindre de produits légers. Par conséquent, une densité plus élevée du résidu reflète une meilleure séparation des composants.

Les résultats expérimentaux sont illustrés dans le tableau V-1 :

Tableau V.1: Résultats de la masse volumique de résidu en fonction des paramètres opératoires.

n° Expérience	Paramètres opératoires			Masse volumique du résidu (Kg/ m ³)
	Débit volumique de Brut (m ³ /h)	Débit massique de Steam de strippers HGO (tonne/h)	Débit volumique de HGO vers stockage (m ³ /h)	
	X ₁	X ₂	X ₃	
1	1238	0,748	62	869.8
2	1238	0,748	72,5	871.2
3	1238	0,748	76,1	870.3
4	1238	0,751	62	869.8
5	1238	0,751	72,5	871.1
6	1238	0,751	76,1	870.1
7	1238	0,754	62	871.2
8	1238	0,754	72,5	870.3
9	1238	0,754	76,1	869.6
10	1250	0,748	62	871.1
11	1250	0,748	72,5	869.8
12	1250	0,748	76,1	870.3
13	1250	0,751	62	870.9
14	1250	0,751	72,5	870.1
15	1250	0,751	76,1	869.6

16	1250	0,754	62	870.1
17	1250	0,754	72,5	871.1
18	1270	0,754	76,1	869.6
19	1270	0,748	62	869.5
20	1270	0,748	72,5	871.2
21	1270	0,748	76,1	870
22	1270	0,751	62	869.5
23	1270	0,751	72,5	870
24	1270	0,751	76,1	870.9
25	1270	0,754	62	869.5
26	1270	0,754	72,5	870
27	1270	0,754	76,1	870.9

V.2.1. l'insertion des inputs et targets dans le Matlab

Pour appliquer le réseau neurone nous avons utilisé l'outil « nntool » du programme MATLAB R2019a .

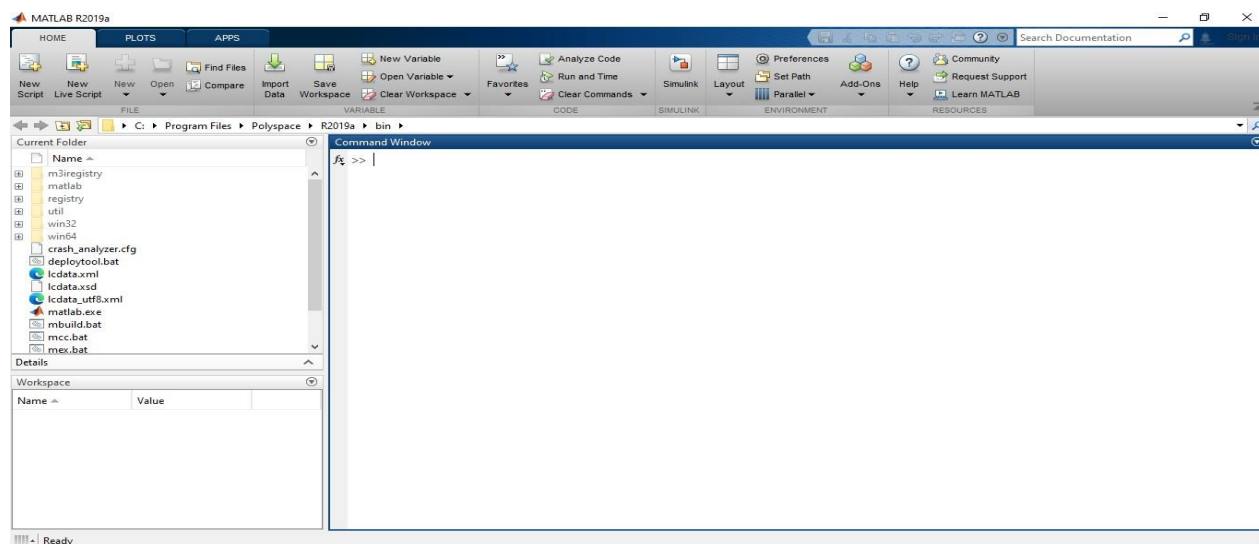


Figure V.1 : l'interface de Matlab

Les entrées "inputs" sur le Workspace sont :

- Les valeurs du débit volumique de brut sont enregistrées dans la première ligne (27 colonnes).
- Dans la deuxième ligne, on trouve les valeurs de débit massique des vapeurs strippers HGO (27 colonnes).
- La troisième ligne présente les valeurs de débit volumique de HGO vers le stockage (27 colonnes).

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
1	1238	1238	1238	1238	1238	1238	1238	1238	1238	1250	
2	0.7480	0.7480	0.7480	0.7510	0.7510	0.7510	0.7540	0.7540	0.7540	0.7480	
3	62	72.5000	76.1000	62	72.5000	76.1000	62	72.5000	76.1000	62	
4											
5											
6											
7											
8											
9											
10											
11											
12											

Figure V.2 : Insertion des entrées dans le tableau.

Pour les sorties « outputs » sur Workspace :

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
1	869.7000	871	871.5000	869.7000	871	871.5000	869.7000	871	871.5000	869.5000	
2											
3											
4											
5											
6											
7											
8											
9											
10											
11											
12											

Figure V.3 : Insertion des valeurs de masse volumique de résidu (targets).

Analyse d'un ANN pour la masse volumique du résidu avec l'utilisation d'une seule couche cachée et 3 neurones. Le diagramme ci-dessous représente la structure de réseau neurone employé.

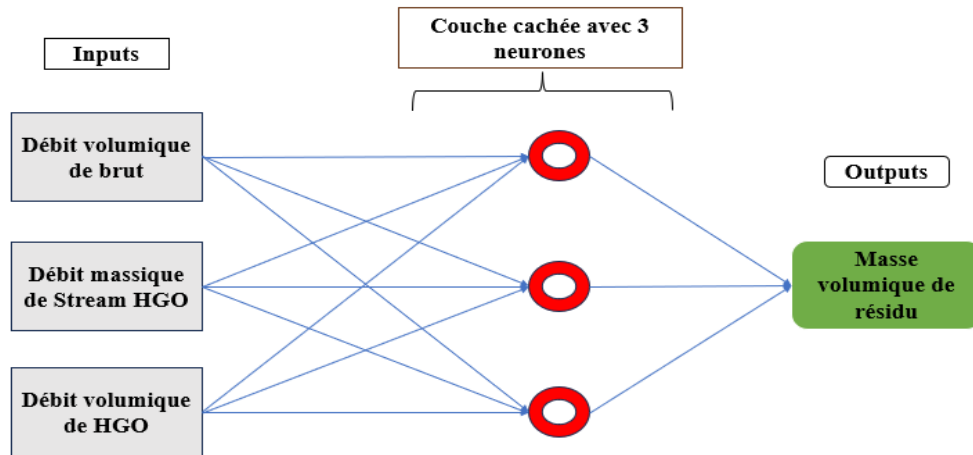


Figure V.4 : Diagramme optimale pour la modélisation de masse volumique de résidu.

V.2.2. Entraînement du réseau de neurones :

Dans la fenêtre ci-dessous on a choisi la fonction de l'entraînement de réseaux neurones, le nombre de couches et le nombre de neurones dans la couche cachée.

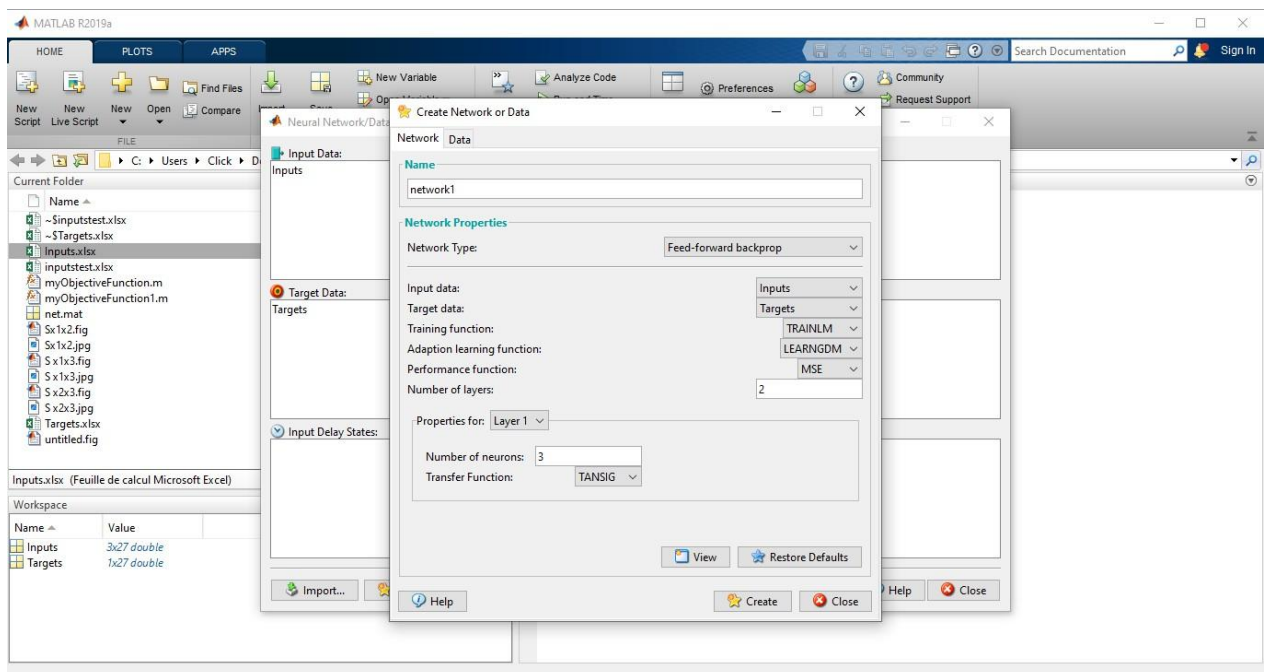


Figure V.5 : Fenêtre « nntool » pour la création du réseau neurone.

Après la création du réseau neuronal sur Matlab, un panneau apparaît, montrant les propriétés du réseau que nous avons choisies et indiquant la formation du réseau neurone et que l'entraînement du réseau neuronal a commencé.

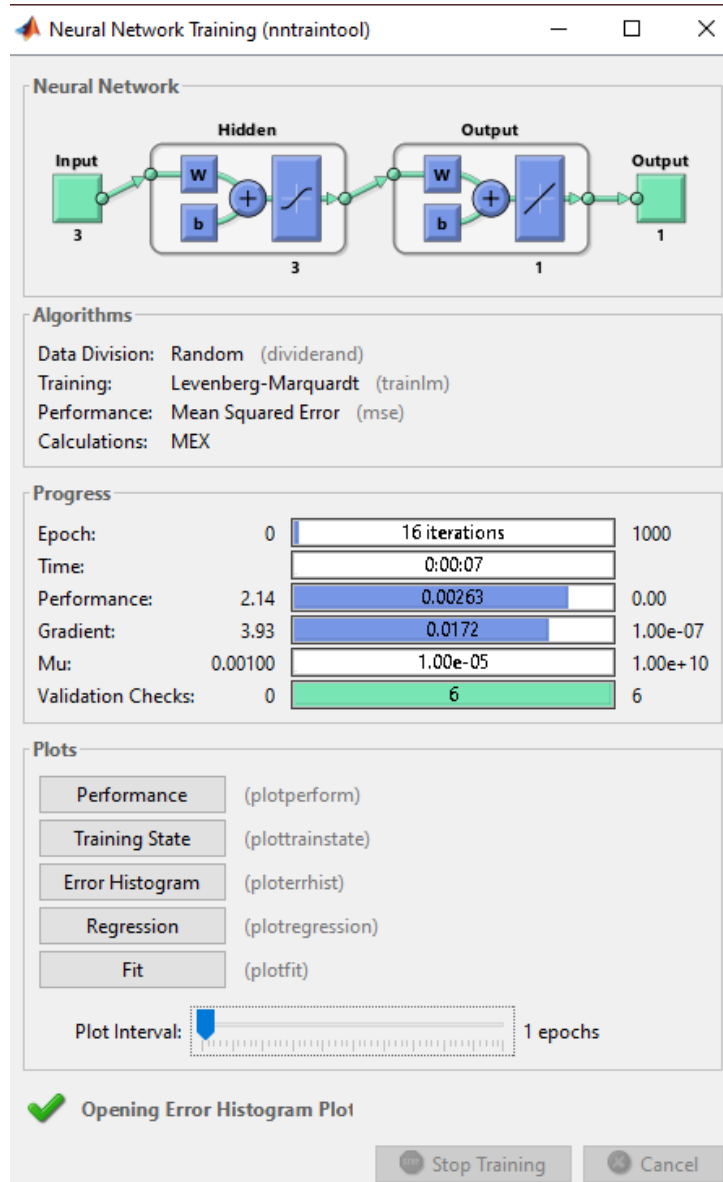


Figure V.6 : Le processus de la création du réseau neuronal pour la masse volumique de résidu.

L'outil utilisé permet de tracer les régressions linéaires $Outputs = (Targets)$ pour toutes les données (inputs).

La figure ci-dessous montre les régressions des résultats prédits par le réseau de neurones :

- Le graphe bleu montre la régression des 70 % des expérimentations choisies pour l'« Entraînement ». Les résultats montrent que le modèle trouvé par le réseau de neurones donne une parfaite prédiction pour la majorité des inputs insérés. Un facteur de corrélation de 0.997 a été observé qui prouve la linéarité de la fonction $Outputs = (Targets)$.
- Le graphe vert montre la régression des 15 % des expérimentations choisies pour la « Validation ». Les résultats montrent la validation de l'entraînement du réseau. Un facteur de corrélation de 0.9996 a été observé qui prouve encore la linéarité de la fonction $Outputs = f(Targets)$.
- Le graphe rouge montre la régression des 15 % des expérimentations choisies pour le « Test ». Les résultats vérifient encore une fois la validation de l'entraînement du réseau. Un facteur de corrélation de 0.999 a été observé qui prouvant la linéarité de la fonction $Outputs = f(Targets)$. De nouvelles résultats de simulation seront testés plus tard dans le manuscrit pour vérifier la fonction de prédiction sur d'autres inputs hors ceux utilisées lors de l'entraînement.
- Le graphe noir montre la régression de la totalité des expérimentations insérée au réseau de neurones. Un facteur de corrélation global de 0.998 a été observé

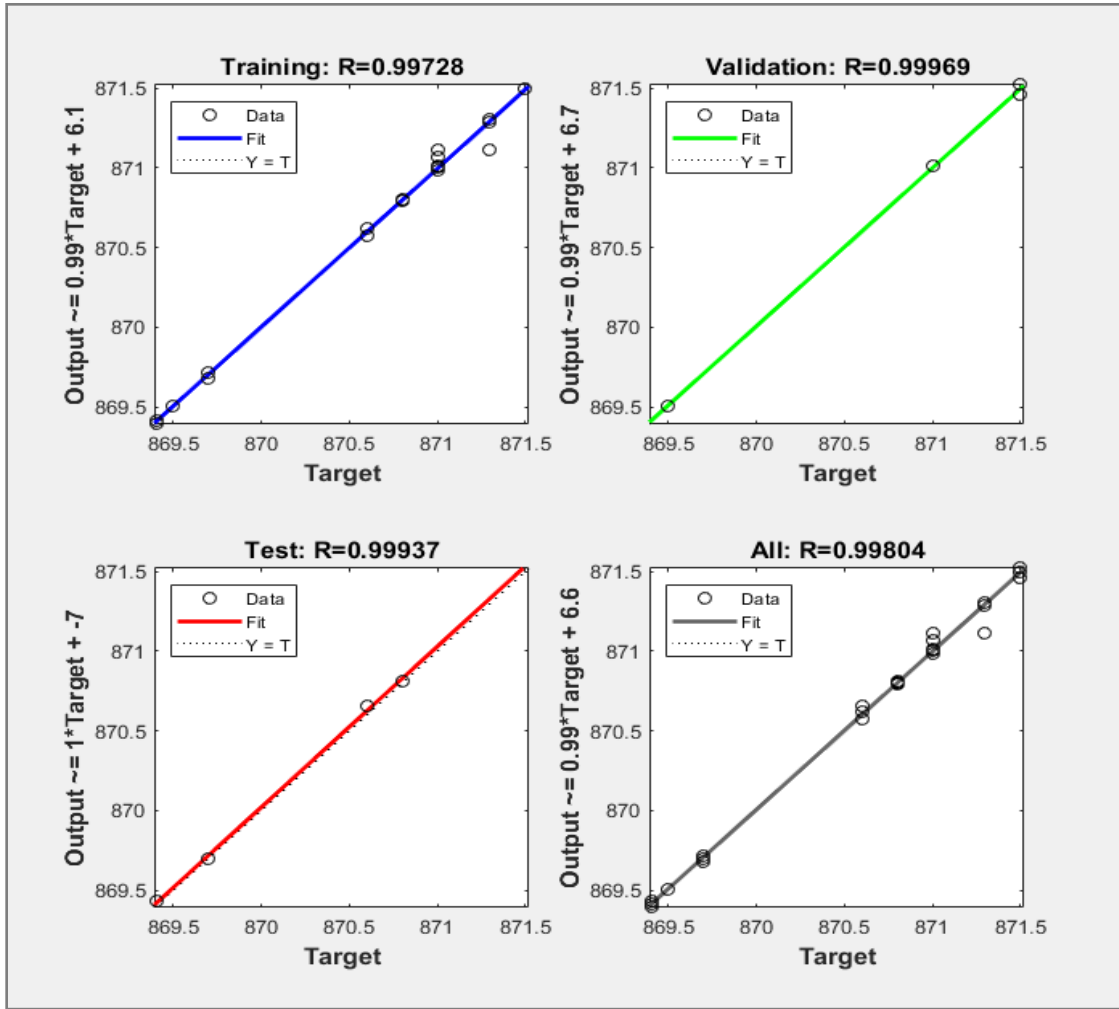


Figure V.7 : représente régression des résultats prédits par le réseau de neurones.

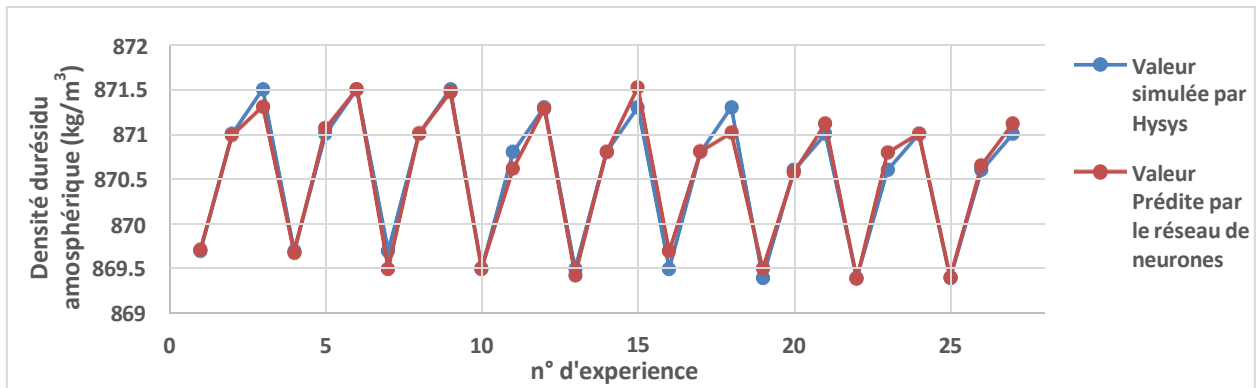


Figure V.8 : Comparaison entre l valeur simulée par HYSYS et la valeur prédire par le réseau de neurones.

L'outil « nntool » permet également d'évaluer les écarts entre les sorties estimées par HYSYS et les nouvelles sorties calculées par le réseau de neurones. L'erreur obtenue entre les valeurs expérimentales (Targets) et les valeurs obtenues par le réseau de neurones (Outputs) est illustrée dans la figure ci-dessous.

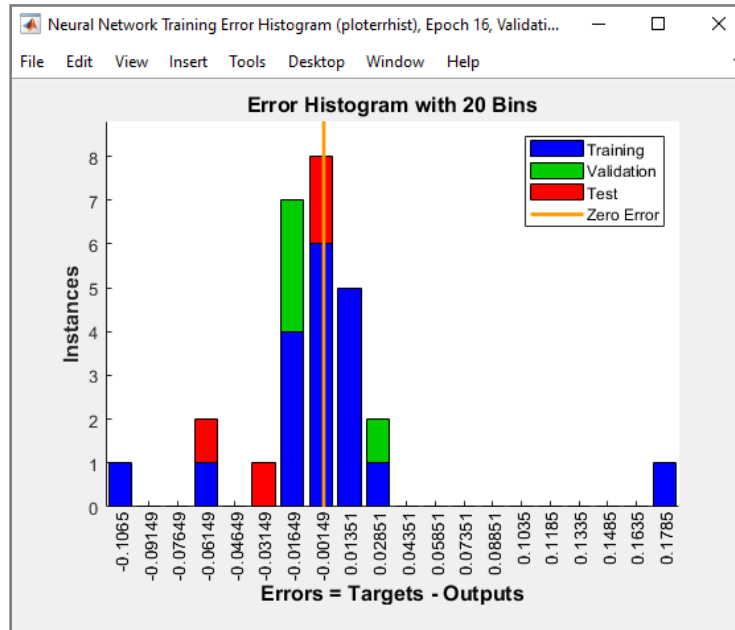


Figure V.9 : histogramme de l'erreur obtenu par le Matlab

V.2.3. Vérification de la fonction de prédiction

Afin de vérifier la fonction de prédiction élaborée par Matlab en utilisant un réseau de 3 neurones, 27 nouvelles valeurs pour X_1 , X_2 et X_3 et Y pour comparer et vérifier la superposition des résultats trouvés par HYSYS et la fonction de prédiction.

Pour la vérification on utilise la commande ci-dessous :

```
>> net([1251, 0.75, 61]') pour tester
```

Figure V.10 : représente le code utiliser pour la vérification de réseau neurone.

On remarque une superposition entre les nouvelles valeurs « Targets » entrées et les résultats trouvés par la fonction de prédiction. L'estimation par le réseau de neurone est presque parfaite sur la figure ci-dessous.

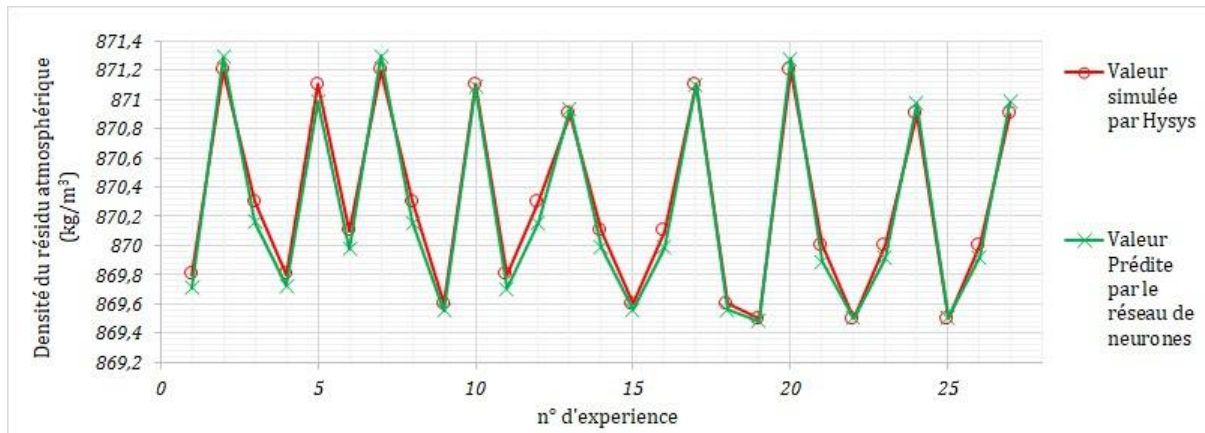


Figure V.11 : Comparaison entre les nouvelles valeurs simulées par HYSYS et les nouvelles valeurs prédites par le réseau de neurones pour la vérification.

V.2.4. Optimisation

Le code ci-dessous est utilisé pour l'optimisation de réseau neurone.

```
>> optimVars = [
    optimizableVariable('x1', [1238, 1270]);
    optimizableVariable('x2', [0.748, 0.754]);
    optimizableVariable('x3', [62, 76.1]);
];
>> initial_point = table(1254, 0.751, 69.05, 'VariableNames', {'x1', 'x2', 'x3'});

>> obj_fun1 = @(x) myObjectiveFunction1(x, net);
results = bayesopt(obj_fun1, optimVars, 'InitialX', initial_point, 'MaxObjectiveEvaluations', 30);
disp(results.XAtMinObjective);
>> maxObjectiveValue = -results.MinObjective;
```

Figure V.12 : Code de construction pour l'optimisation de la fonction.

Après la création du code, MATLAB commence l'optimisation de la fonction pour trouver le point optimal de la masse volumique de résidu en fonction des paramètres opératoires optimal. MATLAB, par défaut, cherche à minimiser la fonction objective. Par contre, pour le cas de la densité du résidu atmosphérique nous voulons maximiser votre fonction objective. Pour cela nous devons ajuster la fonction objective de sorte que l'outil d'optoimisation minimise la valeur négative de votre fonction objective.

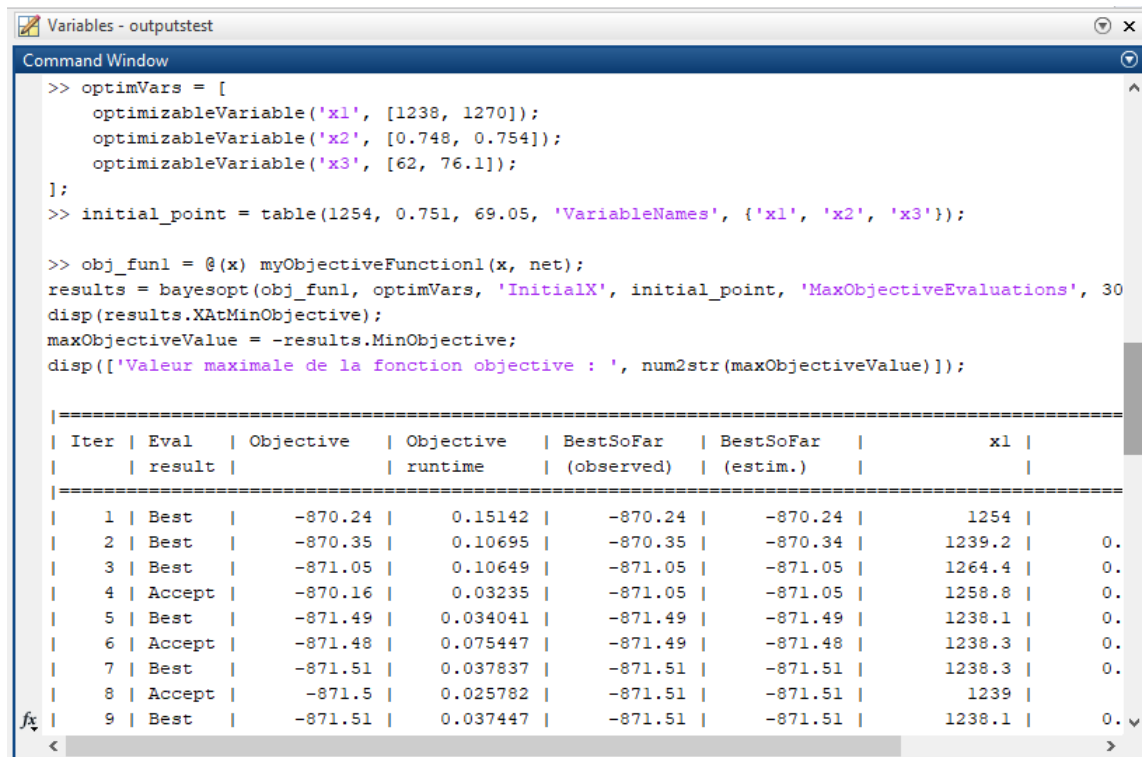


Figure V.13 : Représentation de l'évolution de l'optimisation de la fonction donner par le réseau de neurone.

Le MATLAB fait le calcul 30 fois pour trouver le point optimal, et le point où le graphe commence à se stabiliser, nous le prenons comme point optimal.

La figure ci-dessous montre les résultats de l'optimisation :

- de 0 à 7, le graphique est décroissant et instable, ce qui signifie que le système n'a pas encore trouvé le point optimal.
- de 7 à 30 le graphe se stabilise, ce qui signifie que le système a trouvé le point optimal.

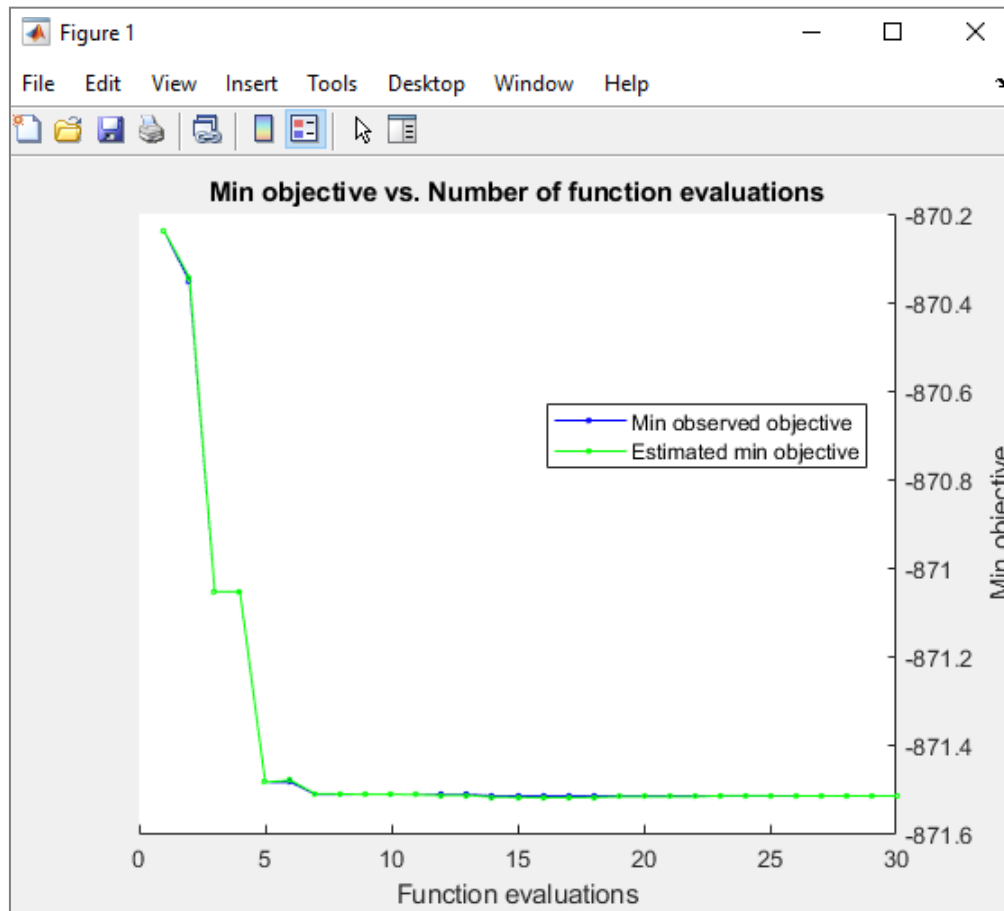


Figure V.14 : Fenêtre du graphique d'optimisation.

Nous utilisons ensuite le code suivant pour afficher le point optimal qui on recherche.

```
>> disp(['Valeur maximale de la fonction objective : ', num2str(maxObjectiveValue)]);
```

Figure V.15 : Le code utiliser pour l'affichage du point optimal.

Une fois l'optimisation terminée, nous obtenons les résultats qui montrent que le point optimal pour la masse volumique de résidu est 871.5165 kg/ m³ pour des paramètres opératoires optimales de : débit volumique de Brut égale à 1238.1 m³/h, débit massique de vapeur de strippers HGO égale à 0.75382 tonne/h et de débit volumique de HGO vers stockage égale à 76.094 m³/h.

```

Command Window
Best observed feasible point:
  x1      x2      x3
  -----  -----  -----
  1238.1   0.75382   76.094

Observed objective function value = -871.5165
Estimated objective function value = -871.5164
Function evaluation time = 0.023094

Best estimated feasible point (according to models):
  x1      x2      x3
  -----  -----  -----
  1238.1   0.75382   76.094

Estimated objective function value = -871.5164
Estimated function evaluation time = 0.034528

  x1      x2      x3
  -----  -----  -----
  1238.1   0.75382   76.094

Valeur maximale de la fonction objective : 871.5165
fx >>
  <
  >
  
```

Figure V.16 : Les résultats de l'optimisation.

V.3. conclusion

En conclusion, ce chapitre a démontré l'efficacité de l'utilisation de réseaux de neurones pour modéliser la variation de la masse volumique du résidu atmosphérique et optimiser ainsi la colonne de distillation. Les résultats obtenus attestent de la fiabilité du réseau neuronal appliqué, ce qui confirme son potentiel d'application dans l'industrie pétrolière.

En effet, notre étude démontre que le réseau de neurones a permis de trouver le point optimal du résidu, contribuant ainsi à l'optimisation globale du procédé de distillation. Ces résultats soulignent l'importance des approches basées sur l'intelligence artificielle pour résoudre des problèmes complexes dans l'industrie et ouvrent la voie à de nouvelles opportunités d'amélioration des processus de production.

CONCLUSION GENERALE

Dans notre travail nous avons étudié l'optimisation du procédé de distillation atmosphérique par une simulation-modélisation par Aspen HYSYS puis optimisation à l'aide d'un réseau de neurones sur MATLAB. L'objectif principal était de maximiser la densité de résidu atmosphérique pour augmenter la qualité des autres produits qui sortent à la colonne 10-C-1.

Dans le cadre de cette étude, nous avons :

- Effectué la simulation des cas design et cas réel de l'unité 10 révélant des écarts significatifs entre les valeurs de conception et les valeurs réelles, ce qui a nécessité des ajustements pour améliorer les résultats de séparation de la colonne 10-C-1.
- Modélisé le procédé de distillation atmosphérique et optimisé notre procédé en exploitant un réseau de 3 neurones à une seule couche cachée.
- Déterminé, grâce à l'application des réseaux de neurones, la densité optimale du résidu atmosphérique.

La valeur maximale de densité était de 871.5165 kg/m^3 , pour des paramètres opératoires optimales de débit volumique de brut $1238.1 \text{ m}^3/\text{h}$, de débit massique de vapeur de stripper HGO égal 0.75382 tonne/h , et de débit volumique de HGO vers Storage égale $76.094 \text{ m}^3/\text{h}$.

Nous recommandons ainsi la mise en œuvre du procédé de distillation atmosphérique de l'unité 10 selon ces conditions opératoires optimales, nous sommes confiants d'atteindre une séparation optimale dans la colonne 10-C-1.

Nous proposons également de :

- Accroître la capacité du FOUR (10-F-1A/B) pour optimiser les performances du procédé.
- Vérifier les conditions de service de la colonne de distillation atmosphérique, notamment en augmentant la température de la charge.

Bibliographie

- [1] L. Carlos Pereira de Oliveira. Développement d'une méthodologie de modélisation cinétique de procédés de raffinage traitant des charges lourdes. ENS LYON, 2013.
- [2] K. Ed. Rouibet. Raffinage du Pétrole. Institut Algerien Du Petrole IAP, SONATRACH.
- [3] MO-PROO-29. Manuel opératoire Hydrotraitement de Naphta Léger 1 U701- RA1K. SONATRAC.2014.
- [4] Mohamed Yessin AMMAR Mise en œuvre de réseaux de neurones pour la modélisation de cinétiques réactionnelles en vue de la transposition Batch/Continu. Thèse de Doctorat de l'institut national polytechnique de – Toulouse – 17 juillet 2007.
- [5] Mounia Cherif, Capacité d'une mémoire associative à fonction de sortie chaotique, mémoire de maîtrise en informatique, décembre 2010.
- [6] I. Belaidi, R. Tahmi & K. Mohammedi, Laboratoire LMMC, Groupe Modélisation Mécanique et Productique Université M'Hamed BOUGARA, Boumerdès 35000, Algérie.
- [7] Claude Touzet, Les réseaux de neurones artificiels, introduction au connexionnisme : cours, exercices et travaux pratiques. Ec2, 1992, collection de l'Eerie, N. Giambias.
- [8] G. DREYFUS École Supérieure de Physique et de Chimie Industrielles de la Ville de Paris (ESPCI), Laboratoire d'Électronique 10, rue Vauquelin 75005 Paris.
- [9] Guerrida M. S., Ben Mohammed E. A., Prédiction des critères de la rugosité en tournage à sec par réseaux des neurones, UKM Ouargla. Algérie, 2019.
- [10] D. Rumelhart, Geoffrey E. Hinton, Ronald J. Williams, Learning representations by back-propagating errors, Nature, vol. 323, no 6088, 533-536. 1986.
- [11] Fukushima K., A hierarchical neural network capable of visual pattern recognition. Neural Network, vol. 1, 90014-7, 1989.
- [12] CE. Hinton, How neural networks learn from experience. na, 145-15, 1992.



- [13] S. Grossberg, Nonlinear neural networks: Principles, mechanisms, and architectures. Neural networks, vol. 1, no 1, 17-61, 1988.
- [14] T. Kohonen, Adaptive, associative, and self-organizing functions in neural computing. Applied optics, vol. 26, no 23, 4910-4918, 1987.
- [15] D. A Kriesel, Brief Introduction to Neural Network. Bonn: University of Bonn in Germany; 2005.
- [16] D. W. Clark, An Introduction to Neural Networks, Nonlinear Phenomena in Complex Systems (A. Proto, ed.), 1-102, 1997.
- [17] https://www.tutorialspoint.com/artificial_neural_network/artificial_neural_network_applications.htm, Consulté le 14/5/2024.
- [18] Epping, W.J.M. and Nitters, G., A neural network for analysis and improvement of gas well production. In : Computer Simulation Conf, Calgary. 1990.
- [19] Stoitsits, RF., Bated+ E.C., Champion, J. H., and Park, D. H., .Application of nonlinear adaptive modeling for rigorous representation of production facilities in reservoir simulation. Paper SPE 24898, 1992.
- [20] P. Werbos, 1988. Generalization of backpropagation with application to a recurrent gas market model. Neural networks, vol. 1, no 4, 339-356, 1988.
- [21] J.K. Ali, Neural Networks: A New Tool for the Petroleum Industry, European Petroleum Computer Conference, SPE-27561, 1994.
- [22] Husam H. Alkinani, Abo Taleb T. Al-Hameedi, Shari Dunn-Norman, and Ralph E. Flori, Applications of Artificial Neural Networks in the Petroleum Industry, Missouri University of Science and Technology, 2019.
- [23] P. D. Wasserman, 1993. Advanced methods in neural computing. John Wiley & Sons, Inc., 1993.
- [25] <http://www.natural-solutions.eu>, Consulté le 13/5/2024.

- [26] uploaded by Ouafi Ameer-Zaimeche www.researchgate.net, Consulté le 13/5/2024.
- [27] Line Kong A Siou www.researchgate.net, Consulté le le 13/5/2024.
- [24] Fares, A., Boudelf, C., Mémoire fin d'étude, 'Caractérisation et analyse du gasoil au niveau du laboratoire RA1K', Institut algérien du pétrole, Ecole de Skikda, 2017.
- [29] 'Suivi de la qualité de trois carburants de la raffinerie RA1K et modélisation QSPR de quelque propriétés physique et thermodynamique des hydrocarbures aliphatiques', Mémoire de Fin d'étude de MASTER, Université 8 Mai 1945 Guelma 2022/2023.
- [30] <https://www.researchgate.net/profile/Et-Tahir-Ammari/publication/326353868/figure/fig2/AS:677756488654849@1538601147079/Les-differentes-unites-du-complexe-RA1-K.png>, Consulté le 24/5/2024.
- [31] <https://www.researchgate.net/profile/El-Hendouzi-Abdelhakim/publication/273258620/figure/fig4/AS:643522919161859@1530439228011/Realisation-pratique-dune-colonne-de-distillation-2.png>, Consulté le 24/5/2024.
- [32] Mr. Meniker Ilyes- Bouloudani Fares, « Optimisation de la qualité du Kérosène de l'unité 10 de la RA1K pour la production de LAB », Mémoire de fin de formation de professionnalisation en Raffinage et Pétrochimie, Direction Institut Algerien Du Petrole, SONATRACH, 2019.
- [33] Baouassa Aissa, « Simulation des Nouvelles Unités de Régénération du DEGen utilisant le simulateur HYSYS », Mémoire de fin de formation / Induction, Direction régionale Hassi R'mel, SONATRACH, 2014.
- [34] Mr. Kechicheb Abd Errezzaq, « Optimisation Des Paramètres De Marche De La Colonne 100-T-201 Apres L'arret Des Deux Pompes 100-Pm-203a/B », Projet Professionnel De Fin De Formation, Direction Institut Algérien Du Pétrolé, SONATRACH, 2017.
- [35] M. Touiker Karim, « Ajustement Du Point Final Du Kérosène Unité De Distillation Atmosphérique (U10) Raffinerie De Skikda (Ra1k) », Projet Professionnel De Fin De Formation, Direction Institut Algérien Du Pétrolé, SONATRACH, 2017.



[36] Manuel opératoire de l'unité de distillation atmosphérique (U10).

Annexe 01 : La composition de la charge de l'unité de distillation atmosphérique (U10) de la RA1K

Annexe 01 : La composition de la charge de l'unité de distillation atmosphérique (U10) de la RA1K

		SKIKDA REFINERY REHABILITATION & ADAPTATION PROJECT							
MATERIAL BALANCE FOR CRUDE									
Stream Name	Feed	Desalter Water	Steam	S. No	Component	NBP °C	MW	Sp Gr	
Flow Rate (kg/hr)	1130618	70004	14421	1	NBP[1]151*	150.84	115.64	0.773	
Composition, wt%				2	NBP[1]162*	161.93	121.52	0.784	
H2O	0.50	100.00	100.00	3	NBP[1]173*	173.49	127.27	0.793	
C1	0.00	0.00	0.00	4	NBP[1]185*	184.90	133.11	0.801	
C2	0.05	0.00	0.00	5	NBP[1]197*	196.77	140.33	0.809	
C3	0.87	0.00	0.00	6	NBP[1]208*	208.07	147.45	0.817	
C4P	2.93	0.00	0.00	7	NBP[1]220*	219.94	155.37	0.822	
C5P	3.60	0.00	0.00	8	NBP[1]231*	231.32	163.46	0.828	
C6P	3.48	0.00	0.00	9	NBP[1]243*	243.30	171.98	0.836	
C7P	4.19	0.00	0.00	10	NBP[1]254*	254.39	180.43	0.842	
C8P	3.91	0.00	0.00	11	NBP[1]266*	265.87	188.90	0.846	
C9P	1.44	0.00	0.00	12	NBP[1]278*	277.85	198.20	0.849	
C10P	-	-	-	13	NBP[1]290*	289.70	208.87	0.852	
C5N	0.16	0.00	0.00	14	NBP[1]301*	301.34	221.29	0.854	
C6N	3.07	0.00	0.00	15	NBP[1]313*	312.92	234.30	0.856	
C7N	-	-	-	16	NBP[1]324*	324.36	246.24	0.860	
C8N	2.31	0.00	0.00	17	NBP[1]336*	335.91	256.47	0.869	
C9N	0.92	0.00	0.00	18	NBP[1]348*	347.65	266.51	0.878	
C6A	0.38	0.00	0.00	19	NBP[1]359*	359.42	277.63	0.886	
C7A	0.51	0.00	0.00	20	NBP[1]367*	367.00	285.33	0.890	
C8A	0.74	0.00	0.00	21	NBP[1]371*	370.96	289.20	0.892	
C9A	-	-	-	22	NBP[1]375*	374.88	292.92	0.894	
NBP[1]151*	2.61	0.00	0.00	23	NBP[1]379*	378.83	296.39	0.896	
NBP[1]162*	3.01	0.00	0.00	24	NBP[1]383*	382.89	299.70	0.897	
NBP[1]173*	2.63	0.00	0.00	25	NBP[1]387*	386.86	303.02	0.898	
NBP[1]185*	2.72	0.00	0.00	26	NBP[1]391*	390.80	306.58	0.900	
NBP[1]197*	2.76	0.00	0.00	27	NBP[1]395*	394.77	310.51	0.901	
NBP[1]208*	2.67	0.00	0.00	28	NBP[1]399*	398.74	314.75	0.902	
NBP[1]220*	2.56	0.00	0.00	29	NBP[1]403*	402.72	319.19	0.904	
NBP[1]231*	2.47	0.00	0.00	30	NBP[1]407*	406.69	323.86	0.905	
NBP[1]243*	2.54	0.00	0.00	31	NBP[1]411*	410.60	328.61	0.907	
NBP[1]254*	2.45	0.00	0.00	32	NBP[1]415*	414.64	333.25	0.908	
NBP[1]266*	1.88	0.00	0.00	33	NBP[1]419*	418.61	338.00	0.910	
NBP[1]278*	1.54	0.00	0.00	34	NBP[1]423*	422.62	343.21	0.911	
NBP[1]290*	1.57	0.00	0.00	35	NBP[1]427*	426.66	349.01	0.913	
NBP[1]301*	1.80	0.00	0.00	36	NBP[1]431*	430.62	354.92	0.916	
NBP[1]313*	2.03	0.00	0.00	37	NBP[1]434*	434.49	359.53	0.918	
NBP[1]324*	2.14	0.00	0.00	38	NBP[1]438*	438.47	363.53	0.921	
NBP[1]336*	2.10	0.00	0.00	39	NBP[1]442*	442.44	367.38	0.923	



Annexe 01 : La composition de la charge de l'unité de distillation atmosphérique (U10) de la RA1K

		SKIKDA REFINERY REHABILITATION & ADAPTATION PROJECT MATERIAL BALANCE FOR CRUDE						
Stream Name	Feed	Desalter Water	Steam	S. No	Component	NBP °C	MW	Sp Gr
NBP[1]348*	2.12	0.00	0.00	40	NBP[1]447*	446.54	371.92	0.926
NBP[1]359*	2.39	0.00	0.00	41	NBP[1]450*	450.39	377.23	0.928
NBP[1]367*	0.90	0.00	0.00	42	NBP[1]454*	454.26	382.91	0.931
NBP[1]371*	0.91	0.00	0.00	43	NBP[1]458*	458.40	387.91	0.933
NBP[1]375*	0.89	0.00	0.00	44	NBP[1]462*	462.40	392.24	0.936
NBP[1]379*	0.82	0.00	0.00	45	NBP[1]466*	466.31	396.48	0.938
NBP[1]383*	0.75	0.00	0.00	46	NBP[1]470*	470.28	400.62	0.940
NBP[1]387*	0.72	0.00	0.00	47	NBP[1]474*	474.24	404.68	0.942
NBP[1]391*	0.73	0.00	0.00	48	NBP[1]478*	478.21	408.66	0.944
				49	NBP[1]482*	482.18	412.69	0.946
				50	NBP[1]486*	486.16	417.00	0.948
				51	NBP[1]490*	490.14	421.55	0.949
				52	NBP[1]494*	494.12	426.07	0.950
				53	NBP[1]498*	498.09	430.45	0.951
				54	NBP[1]502*	502.07	434.70	0.953
				55	NBP[1]506*	506.05	438.85	0.954
				56	NBP[1]510*	510.03	442.88	0.956
				57	NBP[1]514*	514.00	446.80	0.958
				58	NBP[1]518*	517.97	450.63	0.960
				59	NBP[1]522*	521.96	454.37	0.962
				60	NBP[1]526*	525.94	457.94	0.964
				61	NBP[1]530*	529.90	461.38	0.967
				62	NBP[1]534*	533.87	464.80	0.969
				63	NBP[1]538*	537.85	468.26	0.972
				64	NBP[1]542*	541.83	471.77	0.974
				65	NBP[1]546*	545.80	475.36	0.976
				66	NBP[1]550*	549.77	479.04	0.979
				67	NBP[1]554*	553.73	482.79	0.981
				68	NBP[1]558*	557.75	486.62	0.983
				69	NBP[1]562*	561.73	490.57	0.985
				70	NBP[1]566*	565.71	494.67	0.987
				71	NBP[1]570*	569.67	498.96	0.989
				72	NBP[1]574*	573.63	503.46	0.990
				73	NBP[1]578*	577.59	508.23	0.992
				74	NBP[1]582*	581.56	513.30	0.994
				75	NBP[1]586*	585.54	518.73	0.995



Annexe 02 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas design »

Annexe 02 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10)

« cas design »

		SKIKDA REFINERY REHABILITATION & ADAPTATION PROJECT					
STREAM SUMMARY FOR CRUDE DISTILLATION UNIT - I							
Stream ID	UNIT	1	2	3	4	5	
NAME		CRUDE INLET	CRUDE TO E-107	CRUDE TO E-72	CRUDE FROM E72	CRUDE TO E-2	
TEMPERATURE	°C	15	20	33	55	50	
PRESSURE	Kg/cm ² _g	0.3	15.5	14.8	14.1	10.7	
FLOW RATE	Kg/hr	1130618	1200622	1200622	1200622	1127730	
Stream ID	UNIT	6	7	8	9	10	
NAME		LGO FROM E-72	LGO FROM E-72	LGO FROM E-72	LGO FROM E-72	LGO FROM E-72	
TEMPERATURE	°C	153	148	140	140	151	
PRESSURE	Kg/cm ² _g	1.9	9.7	3.0	3.0	30.1	
FLOW RATE		251800	1127730	79574	1048156	1048156	
Stream ID	UNIT	11	12	13	14	15	
NAME		CRUDE FROM E61	CRUDE FROM E83	LIQ_CRUD_91	LIQ_CRUD_90	LIQ_CRUD_62	
TEMPERATURE	°C	174	186	195	226	233	
PRESSURE	Kg/cm ² _g	28.9	27.5	26.5	25.8	24.9	
FLOW RATE	Kg/hr	1048156	1048156	1048156	1048156	1048156	
Stream ID	UNIT	16	17	18	19	20	
NAME		LIQ_CRUD_63	TOPPA_OUT_91	BOT_PA	TOP_PA	TOPPA_OUT_61	
TEMPERATURE	°C	260	203	292	219	163	
PRESSURE	Kg/cm ² _g	23.5	9.2	2.2	2.0	8.3	
FLOW RATE	Kg/hr	1048156	590023	844990	590023	590023	
Stream ID	UNIT	21	22	23	24	25	
NAME		BOTPA_OUT_62	BOTPA_OUT_90	RCO	RCO_OUT_63	RCO_OUT_83	
TEMPERATURE	°C	275	237	338	242	200	
PRESSURE	Kg/cm ² _g	9.3	8.6	2.3	17.1	15.6	
FLOW RATE	Kg/hr	844990	844991	299001	299001	299001	
Stream ID	UNIT	26	27	28	29	30	
NAME		KERO_PDT	LGO_PDT	LGO_OUT_107	HGO_PDT	HGO_OUT_82	
TEMPERATURE	°C	230	241	97	284	155	
PRESSURE	Kg/cm ² _g	2.0	2.1	1.5	2.2	1.3	
FLOW RATE	Kg/hr	101550	251800	251800	90629	90629	
Stream ID	UNIT	31	32	33	34	35	
NAME		HEATER_OUT	2ND_VAP	STM_RCO	REFLUX	VAP_KERO	
TEMPERATURE	°C	356	172	330	135	215	
PRESSURE	Kg/cm ² _g	2.3	1.8	2.9	1.3	1.9	
FLOW RATE	Kg/hr	1048156	980442	8498	581271	44295	

Annexe 02 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas design »

		SKIKDA REFINERY REHABILITATION & ADAPTATION PROJECT STREAM SUMMARY FOR CRUDE DISTILLATION UNIT - I				
		Stream ID	UNIT	36	37	38
NAME		KEROD	VAP_LGO	LGOD	VAP_HGO	HGOD
TEMPERATURE	°C	199	248	255	288	292
PRESSURE	Kg/cm ² _g	1.9	2.1	2.1	2.2	2.2
FLOW RATE	Kg/hr	145845	49159	296563	12311	101413
Stream ID	UNIT	41	42	43	44	45
NAME		2 nd VAPOR_2	CR OVHD	CR OVHD_92	GAS	UNSTAB_NAP
TEMPERATURE	°C	135	135	40	39	39
PRESSURE	Kg/cm ² _g	1.3	1.3	0.8	0.6	0.6
FLOW RATE	Kg/hr	980442	399170	399170	2375	380249
Stream ID	UNIT	46	47	49	50	57
NAME		UNSNAP_P	SOUR_WATER	STM_HGO	STM_LGO	KERO_RUN
TEMPERATURE	°C	39	39	330	330	40
PRESSURE	Kg/cm ² _g	13.4	0.6	2.9	2.9	4.0
FLOW RATE	Kg/hr	3710	16547	1527	4396	93751
Stream ID	UNIT	111	113			
NAME		BRINE_SS	INJ_W_113			
TEMPERATURE	°C	55	53			
PRESSURE	Kg/cm ² _g	10.7	19.2			
FLOW RATE		72892	70004			

Annexe 03 : La TBP du pétrole brut provenant de la raffinerie de Skikda



TELECOPIE DE RESULTATS

II. Distillation « True Boiling Point » TBP du Pétrole :

Tableau II.1 : Composition de la coupe C5- issue de la distillation TBP du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA « RA1K »

Constituants	% Massique	% Volumique
Éthane	0,0	0,0
Propane	0,5	0,8
Iso- Butane	0,5	0,7
n-Butane	2,0	2,8
iso Pentane	0,1	0,1
n- Pentane	0,0	0
Total	3,1	4,4

Annexe 03 : La TBP du pétrole brut provenant de la raffinerie de Skikda



TELECOPIE DE RESULTATS

Tableau II. 2 : Résultats de la distillation TBP du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA « RA1K »

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm ³	*Masse volumique à 15 °C, g/cm ³	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KUOP
Légers Cr	<15	3,1	3,1	-	0,5623	4,4	4,4	-	-
1	15 - 65	6,3	9,4	0,6452	0,6501	7,6	12,0	-	-
2	65 - 70	0,9	10,3	0,6832	0,6879	1,0	13,0	1,3861	12,34
3	70 - 75	0,8	11,1	0,6933	0,6980	0,9	13,9	1,3904	12,22
4	75 - 80	0,7	11,8	0,7012	0,7059	0,8	14,7	1,3942	12,14
5	80 - 85	0,7	12,5	0,7067	0,7114	0,8	15,5	1,3967	12,10
6	85 - 90	1,0	13,5	0,7106	0,7152	1,1	16,6	1,3985	12,10
7	90 - 95	1,4	14,9	0,7146	0,7192	1,5	18,1	1,4008	12,08
8	95 - 100	1,6	16,5	0,7203	0,7249	1,8	19,9	1,4039	12,04
9	100 - 105	1,3	17,8	0,7257	0,7303	1,4	21,3	1,4066	12,01
10	105 - 110	1,2	19,0	0,7289	0,7335	1,3	22,6	1,4084	12,01
11	110 - 115	1,2	20,2	0,7305	0,7351	1,3	23,9	1,4094	12,03
12	115 - 120	1,3	21,5	0,7324	0,7370	1,4	25,3	1,4107	12,05
13	120 - 125	1,4	22,9	0,7364	0,7410	1,5	26,8	1,4132	12,04
14	125 - 130	1,2	24,1	0,7426	0,7471	1,3	28,1	1,4167	11,99
15	130 - 135	1,2	25,3	0,7484	0,7530	1,3	29,4	1,4202	11,95
16	135 - 140	1,2	26,5	0,7523	0,7568	1,2	30,6	1,4222	11,94
17	140 - 145	1,2	27,7	0,7545	0,7590	1,3	31,9	1,4231	11,95
18	145 - 150	1,2	28,9	0,7570	0,7615	1,3	33,2	1,4246	11,96
19	150 - 155	1,2	30,1	0,7610	0,7655	1,3	34,5	1,4268	11,94
20	155 - 160	1,2	31,3	0,7655	0,7700	1,3	35,8	1,4293	11,92
21	160 - 165	1,3	32,6	0,7695	0,7738	1,4	37,2	1,4317	11,91
22	165 - 170	1,4	34,0	0,7724	0,7766	1,4	38,6	1,4334	11,91
23	170 - 175	1,1	35,1	0,7740	0,7782	1,1	39,7	1,4342	11,93
24	175 - 180	1,0	36,1	0,7763	0,7804	1,1	40,8	1,4355	11,94
25	180 - 185	1,0	37,1	0,7788	0,7828	1,1	41,9	1,4364	11,95
26	185 - 190	1,2	38,3	0,7814	0,7853	1,2	43,1	1,4380	11,95
27	190 - 195	1,1	39,4	0,7844	0,7882	1,1	44,2	1,4398	11,95
28	195 - 200	1,0	40,4	0,7872	0,7910	1,0	45,2	1,4409	11,95
29	200 - 205	1,0	41,4	0,7895	0,7933	1,0	46,2	1,4420	11,96
30	205 - 210	1,1	42,5	0,7911	0,7949	1,1	47,3	1,4427	11,98
31	210 - 215	1,1	43,6	0,7928	0,7965	1,1	48,4	1,4435	11,99
32	215 - 220	1,0	44,6	0,7957	0,7994	1,0	49,4	1,4450	11,99



TELECOPIE DE RESULTATS

Tableau II.2: Résultats de la distillation TBP du pétrole alimentant la raffinerie de SKIKDA « RA1K » (suite)

N° Fractions	Température en °C à 760 mm Hg	% Poids	% Poids cumulés	*Masse volumique à 20 °C, g/cm ³	*Masse volumique à 15 °C, g/cm ³	% Volume	% Volumes cumulés	Indice de réfraction à 20°C	KUOP
33	220 - 230	2,3	46,9	0,8052	0,8089	2,2	51,6	1,4498	11,91
34	230 - 240	2,2	49,1	0,8084	0,8121	2,1	53,7	1,4522	11,94
35	240 - 250	2,1	51,2	0,8151	0,8187	2,1	55,8	1,4562	11,92
36	250 - 260	2,1	53,3	0,8203	0,8239	2,0	57,8	1,4594	11,92
37	260 - 270	2,0	55,3	0,8249	0,8285	1,9	59,7	1,4618	11,93
38	270 - 280	2,0	57,3	0,8298	0,8334	1,9	61,6	1,4647	11,93
39	280 - 290	1,9	59,2	0,8316	0,8352	1,8	63,4	1,4654	11,98
40	290 - 300	1,7	60,9	0,8345	0,8381	1,6	65,0	1,4676	12,01
41	300 - 310	1,7	62,6	0,8374	0,8410	1,6	66,6	1,4679	12,04
42	310 - 320	2,4	65,0	0,8417	0,8452	2,2	68,8	1,4702	12,05
43	320 - 330	1,6	66,6	0,8472	0,8507	1,5	70,3	1,4734	12,04
44	330 - 340	1,6	68,2	0,8524	0,8559	1,5	71,8	1,4765	12,03
45	340 - 350	1,6	69,8	0,8566	0,8601	1,5	73,3	1,4790	12,04
46	350 - 360	1,7	71,5	0,8596	0,8631	1,6	74,9	1,4808	12,06
47	360 - 370	1,4	72,9	0,8621	0,8656	1,3	76,2	1,4819	12,09
48	370 - 380	1,6	74,5	0,8641	0,8676	1,4	77,6	1,4829	12,12
Résidu	380+	25,5	100,0	-	0,9119	22,4	100,0	-	-

* « Seuls les résultats d'essais repérés par le symbole * sont effectués sous le couvert de l'accréditation »

N.B.:

- Le point initial "PI" de la distillation TBP de ce pétrole est égale à 15 °C.
- La masse volumique de la coupe C5 est calculée à partir de la composition chromatographique.
- La masse volumique de Résidu atmosphérique a été mesurée à une température égale à 70°C et elle est égale à 0,8734 g/cm³.
- La détermination de la masse volumique de Résidu atmosphérique n'est pas couverte par l'accréditation.
- La conversion des masses volumiques de 20°C à 15 °C des différentes fractions pétrolières, est effectuée selon les tables 53B de l'ASTM D1250, après annulation de la correction incorporée dans ces tables pour représenter l'expansion thermique du verre de l'aéromètre. Le verre de la cellule du densimètre n'est pas soumis à la dilatation.

Annexe 04 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel »

Annexe 04 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel »

SKKIDA REFINERY REHABILITATION AND ADAPTATION PROJECT													
PERFORMANCE TEST LOG SHEET FOR CDU-I (UNIT 10)													
DOCUMENT NO		6648-0010-S-PS-P1.0001-0										4/22/2024	
Commencement Date												SONATRA/MCH	
Commencement Time												12:00 AM	
PERIOD													
		RECORDED DATE		CHECKED BY		APPROVED BY		CHECKED BY		APPROVED BY			
		4/22/2024											
Format edited: 12 Dec. 2012													
CHARGE AND PREHEATRAIN													
TIME	FLOW				TEMP								
	10F#4 PV P-71AB DISCHARGE m3/hr	10FC2 PV P-72A/B/C DISCHARGE m3/hr	10T1161 PV CRUDE AT BL DegC	10T11454 PV 10-E-107-5AB SHELL OUTLET DegC	10T1152 PV 10-E-72AB OUTLET DegC	10T1171 PV 10-V-51 INLET DegC	10T1170 PV 10-V-51 HDR OUTLET DegC	10T1153 PV E-83A-H OUTLET DegC	10T11 PV V-1 PREFLASH DRUM LIQUID DegC	10T1159 PV E-82A OULET DegC	10T11 PV E-82B OUTLET DegC	10T11456 PV E-81A-D OUTLET DegC	
0:00	1238	1345.8	26.31	47.44	75.8	75.9	76.1	148.5	143.8	147.3	153.9	173.8	
1:00	1253	1346.8	26.29	47.18	75.4	75.5	76.0	148.3	143.7	147.3	153.7	173.7	
2:00	1264	1346.9	26.29	47.05	75.1	75.3	75.3	147.8	143.2	146.7	153.1	173.3	
3:00	1270	1347.2	26.18	46.94	75.2	75.2	75.5	147.7	143.2	146.7	153.2	173.3	
4:00	1257	1347.2	26.17	47.07	75.2	75.4	75.2	147.7	142.9	146.4	152.9	173.1	
5:00	1242	1347.1	26.08	47.24	75.7	75.7	76.0	148.5	143.7	147.2	153.5	173.6	
6:00	1241	1346.9	25.98	47.14	75.6	75.7	75.7	148.5	143.8	147.2	153.6	173.7	
7:00	1249	1346.2	26.08	46.99	74.8	74.7	75.3	148.4	143.7	147.2	153.6	173.6	
8:00	1265	1347.2	26.17	46.14	73.6	73.9	74.0	147.8	143.0	146.6	154.2	173.9	
9:00	1263	1345.8	26.53	46.53	73.9	74.1	74.3	147.9	142.9	146.9	154.2	173.8	
10:00	1260	1346.6	26.71	46.67	74.0	74.1	74.2	147.7	143.0	147.1	154.5	174.0	
11:00	1259	1346.8	26.74	46.82	74.2	74.3	74.5	147.7	143.1	147.1	154.4	174.0	
12:00	1258	1347.2	26.76	47.02	74.4	74.6	74.6	147.8	143.2	147.2	154.4	173.9	
13:00	1257	1347.1	26.76	47.11	74.5	74.7	74.8	148.0	143.3	147.3	154.5	174.0	
14:00	1249	1347.2	26.85	47.27	74.7	74.9	74.9	148.2	143.5	147.4	154.7	174.1	
15:00	1259	1346.8	27.07	47.27	74.6	74.8	75.2	148.2	143.5	147.4	154.6	174.1	
16:00	1267	1347.1	26.90	46.85	74.1	74.3	74.4	147.6	142.9	146.9	154.2	173.8	
17:00	1262	1346.6	26.67	46.70	74.1	74.2	74.5	147.6	142.9	146.9	154.1	173.7	
18:00	1260	1346.6	26.38	46.38	73.8	74.0	74.2	147.6	142.9	146.9	154.1	173.7	
19:00	1255	1346.7	26.28	46.35	73.9	74.1	74.2	147.5	142.9	146.9	154.1	173.8	
20:00	1253	1347.3	26.28	46.35	74.0	74.1	74.2	147.5	142.9	146.8	154.1	173.8	
21:00	1250	1346.4	26.27	46.40	74.1	74.2	74.4	147.7	143.0	146.9	154.2	173.8	
22:00	1248	1346.7	26.27	46.38	74.1	74.2	74.4	147.8	143.0	147.0	154.2	173.9	
23:00	1254	1347.3	26.24	46.31	74.0	74.1	74.3	147.7	143.1	147.2	154.1	173.9	
Average	1255	1346.8	26.43	46.80	74.5	74.7	74.9	147.9	143.2	147.0	154.0	173.8	
Total	30132	32323.5	634.25	1123.17	1788.4	1791.8	1796.6	3549.2	3437.3	3528.9	3696.7	4170.3	
Maximum	1270	1347.5	27.07	47.44	75.8	75.9	76.1	148.5	143.8	147.4	154.7	174.1	
Minimum	1238	1345.8	25.98	46.14	73.6	73.8	74.0	147.5	142.9	146.4	152.9	173.1	
CHARGE AND PREHEATRAIN													
TIME	TEMP				PRESS								FLOW
	10T1160 PV E-83A OUTLET DegC	10T8 PV E-83B OUTLET DegC	10T10 PV E-61 OUTLET DegC	10T12 PV E-80A/B OUTLET DegC	10T140 PV E-82 OUTLET DegC	10T146 PV E-83A/B OUTLET DegC	10P152 PV CRUDE AT BL kg/cm2	10P0213 PV DESALTER MIXING VALVE DE kg/cm2	10P40 PV V-51 DESALTER OUTLET kg/cm2	10PC1351 PV LV-2 INLET PRESSURE kg/cm2	10PC1 PV V-1 PREFLASH DRUM VAPOR kg/cm2	10PC2A PV PASS-A m3/hr	
0:00	178.6	186.9	196.0	222.1	233.6	240.8	0.567	0.583	0.17	5.62	3.001	89.0	
1:00	178.6	186.9	196.1	222.1	233.6	240.8	0.503	0.595	0.20	5.63	3.000	89.0	
2:00	178.2	186.5	195.7	221.8	233.3	240.6	0.440	0.603	0.19	5.62	3.000	89.0	
3:00	178.2	186.5	195.8	221.8	233.3	240.6	0.464	0.609	0.20	5.63	3.000	89.0	
4:00	178.0	186.3	195.6	221.6	233.1	240.4	0.630	0.598	0.28	5.69	3.001	89.1	
5:00	178.5	186.8	196.1	221.9	233.4	240.7	0.630	0.584	0.30	5.71	3.001	89.0	
6:00	178.6	187.0	196.1	222.0	233.5	240.8	0.630	0.584	0.28	5.69	3.001	89.1	
7:00	178.6	186.9	196.0	221.9	233.4	240.6	0.630	0.590	0.28	5.68	3.000	89.0	
8:00	178.9	187.1	196.2	222.2	233.6	240.9	0.630	0.602	0.26	5.67	3.000	89.0	
9:00	178.7	186.9	196.0	222.1	233.5	240.8	0.630	0.600	0.24	5.66	3.000	89.0	
10:00	178.0	187.3	196.3	222.1	233.4	240.8	0.630	0.594	0.24	5.65	3.000	89.0	
11:00	178.9	187.2	196.2	221.9	233.3	240.7	0.613	0.593	0.24	5.65	3.001	89.1	
12:00	178.9	187.2	196.1	221.8	233.2	240.6	0.563	0.582	0.25	5.66	3.000	89.0	
13:00	178.9	187.2	196.2	221.8	233.2	240.6	0.503	0.582	0.24	5.66	3.000	89.0	
14:00	179.1	187.4	196.3	221.9	233.3	240.7	0.557	0.494	0.25	5.66	3.002	89.0	
15:00	179.1	187.4	196.3	221.9	233.3	240.7	0.630	0.413	0.35	5.74	3.000	89.0	
16:00	178.7	187.0	196.0	221.6	233.1	240.4	0.630	0.548	0.29	5.69	3.000	89.0	
17:00	178.8	186.9	195.9	221.5	233.0	240.3	0.630	0.608	0.27	5.68	3.000	89.0	
18:00	178.6	186.8	195.9	221.6	233.1	240.3	0.630	0.608	0.27	5.68	3.000	89.0	
19:00	178.7	186.9	196.0	221.7	233.2	240.5	0.620	0.605	0.26	5.67	3.000	89.1	
20:00	178.7	186.9	195.9	221.7	233.2	240.4	0.569	0.604	0.26	5.67	3.001	89.0	
21:00	178.7	187.0	196.0	221.8	233.2	240.5	0.514	0.602	0.26	5.67	3.001	89.0	
22:00	178.8	187.1	196.0	221.8	233.3	240.6	0.456	0.600	0.26	5.67	3.000	89.1	
23:00	178.6	187.0	196.0	221.9	233.4	240.6	0.463	0.605	0.28	5.68	3.001	89.0	
Average	178.7	187.0	196.0	221.9	233.3	240.6	0.574	0.583	0.26	5.67	3.000	89.0	
Total	4288.3	4487.1	4704.8	5324.7	5999.5	5774.6	13.769	13.996	198.13	136.05	72.011	2136.0	
Maximum	179.1	187.4	196.3	222.2	233.6	240.9	0.630	0.609	0.35	5.74	3.002	89.1	
Minimum	178.0	186.3	195.6	221.5	233.0	240.3	0.440	0.413	0.17	5.62	3.000	88.9	

Annexe 04 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel »

SKKIDA REFINERY REHABILITATION AND ADAPTATION PROJECT													
PERFORMANCE TEST LOG SHEET FOR CDU-I (UNIT 10)													
DOCUMENT NO.		6948-2010-S-PS-PT-0001-0											
Commencement Date		4/22/2024											
Commencement Time		12:00 AM											
PERIOD													
		RECORDED DATE										4/22/2024	
		CHECKED BY		APPROVED BY		CHECKED BY		APPROVED BY		CHECKED BY		APPROVED BY	
Format edited: 12 Dec 2012													
F-1A ATMOSPHERIC HEATER													
TIME	FLOW								TEMP				
	10FC2B	10FC2C	10FC2D	10FC2E	10FC2F	10FC2G	10T150	10T151	10T152	10T153	10T157	10T158	
	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	
PASS-B	PASS-C	PASS-D	PASS-E	PASS-F	PASS-G	PASS-A INLET	PASS-B INLET	PASS-C INLET	PASS-D INLET	PASS-E INLET	PASS-F INLET		
m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	
0:00	104.1	94.1	82.1	90.3	97.3	101.2	248.9	250.7	248.7	247.7	250.5	250.2	
1:00	103.9	94.0	82.0	90.2	98.3	101.2	248.9	250.8	248.8	247.7	250.5	250.2	
2:00	103.8	93.8	82.0	91.9	98.4	101.0	248.7	250.5	248.5	247.4	250.4	249.9	
3:00	103.9	93.9	82.0	92.8	97.8	101.1	248.7	250.5	248.5	247.4	250.4	249.9	
4:00	104.1	94.1	82.0	91.9	97.8	101.1	248.6	250.4	248.4	247.3	250.3	249.8	
5:00	103.9	94.0	82.0	89.9	98.0	101.4	248.9	250.6	248.6	247.6	250.4	250.1	
6:00	104.1	94.0	82.0	89.0	97.8	101.3	249.0	250.7	248.7	247.7	250.4	250.3	
7:00	103.9	94.0	82.0	91.2	99.2	101.5	248.8	250.6	248.6	247.5	250.4	250.1	
8:00	104.1	94.0	82.0	92.7	98.3	101.2	248.9	250.7	248.7	247.6	250.7	250.1	
9:00	103.9	94.0	82.0	90.9	99.0	101.6	248.8	250.7	248.7	247.6	250.5	250.3	
10:00	104.0	94.0	82.0	95.0	97.7	100.9	248.9	250.8	248.6	247.6	250.9	250.2	
11:00	104.0	94.0	82.0	91.7	98.8	101.3	248.9	250.7	248.8	247.6	250.5	250.9	
12:00	103.9	94.0	82.0	94.7	97.8	100.6	248.8	250.6	248.7	247.5	250.7	250.7	
13:00	104.0	93.9	82.0	94.4	97.6	100.8	248.8	250.6	248.6	247.5	250.7	250.2	
14:00	103.8	94.0	82.1	93.7	97.7	101.0	248.8	250.7	248.7	247.6	250.8	250.1	
15:00	103.8	94.0	82.0	94.7	97.2	100.5	248.9	250.8	248.6	247.6	250.9	250.1	
16:00	103.9	93.9	82.0	95.0	97.1	100.4	248.7	250.5	248.5	247.4	250.7	249.8	
17:00	103.9	94.1	82.0	93.6	97.1	100.6	248.5	250.3	248.3	247.2	250.4	249.5	
18:00	103.6	93.9	82.0	94.3	97.2	99.9	248.5	250.3	248.3	247.2	250.4	249.5	
19:00	104.0	94.0	82.0	93.9	97.2	99.9	248.6	250.4	248.4	247.3	250.5	249.6	
20:00	104.1	93.9	82.0	94.2	97.5	100.1	248.6	250.3	248.3	247.2	250.5	249.6	
21:00	103.9	94.1	82.0	94.2	97.1	100.2	248.6	250.4	248.4	247.3	250.6	249.7	
22:00	104.0	93.9	82.0	93.9	97.5	100.0	248.7	250.5	248.5	247.3	250.7	249.8	
23:00	104.0	93.9	82.0	94.0	96.8	100.1	248.8	250.6	248.6	247.5	250.7	249.9	
Average	103.9	94.0	82.0	92.8	97.8	100.6	248.8	250.6	248.6	247.5	250.6	250.0	
Total	2494.5	2295.5	1968.2	2227.8	2346.1	2418.5	6070.2	6013.5	5995.7	6013.2	6000.5		
Maximum	104.1	94.1	82.1	95.0	99.2	101.6	249.0	250.8	248.8	247.7	250.9	250.9	
Minimum	103.6	93.8	82.0	89.0	96.8	99.9	248.5	250.3	248.3	247.2	250.3	249.5	
F-1A ATMOSPHERIC HEATER													
TIME	TEMP												
	10T180	10T184	10T182	10T185	10T183	10T186	10T184	10T187	10T185	10T188	10T186	10T189	
	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	
PASS-H INLET	PASS-A TUBE SKIN (TOP)	PASS-A TUBE SKIN (BOTTOM)	PASS-B TUBE SKIN (TOP)	PASS-B TUBE SKIN (BOTTOM)	PASS-C TUBE SKIN (TOP)	PASS-C TUBE SKIN (BOTTOM)	PASS-D TUBE SKIN (TOP)	PASS-D TUBE SKIN (BOTTOM)	PASS-E TUBE SKIN (TOP)	PASS-E TUBE SKIN (BOTTOM)	PASS-F TUBE SKIN (TOP)	PASS-F TUBE SKIN (BOTTOM)	
DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	
0:00	252.0	375.2	375.2	500.3	451.0	495.4	409.4	437.8	469.0	415.0	419.3	387.4	596.0
1:00	252.1	374.7	374.7	499.8	450.0	494.1	408.8	436.6	467.9	413.8	418.9	387.2	595.2
2:00	251.8	375.1	375.1	501.4	450.7	495.9	409.4	437.3	468.9	415.1	419.0	386.1	596.4
3:00	251.8	375.5	375.5	501.5	451.1	495.6	409.7	437.4	469.4	414.9	418.7	385.9	596.1
4:00	251.6	374.9	374.9	501.1	450.5	496.3	409.3	437.0	468.8	414.7	419.0	385.7	596.2
5:00	252.0	374.8	374.8	499.9	450.5	495.2	409.0	437.9	468.2	415.2	419.2	387.9	595.1
6:00	252.1	374.5	374.5	498.2	449.8	494.0	408.4	436.7	467.6	414.5	419.0	389.0	595.1
7:00	251.9	375.0	375.0	500.6	450.7	496.3	409.3	437.8	468.9	415.2	419.6	387.8	596.4
8:00	252.0	375.2	375.2	501.1	450.8	495.3	409.5	437.6	469.0	415.5	418.7	388.0	596.2
9:00	252.0	374.8	374.8	502.0	450.1	496.1	409.5	437.8	468.5	415.3	419.5	387.5	596.0
10:00	252.0	374.5	374.5	502.0	449.7	495.0	409.0	438.1	468.3	416.4	418.0	383.3	595.3
11:00	251.9	374.3	374.3	502.6	449.4	494.1	409.0	437.7	468.1	416.9	419.1	387.1	595.5
12:00	251.8	374.3	374.3	503.0	449.6	496.1	409.1	438.2	468.5	417.3	418.9	384.2	596.0
13:00	251.9	374.5	374.5	504.2	449.6	496.1	409.2	436.7	468.3	417.2	418.7	384.0	596.1
14:00	252.0	374.4	374.4	504.6	449.2	495.9	409.3	437.3	468.3	417.4	419.0	384.7	595.8
15:00	252.0	374.3	374.3	503.6	449.3	495.1	409.0	437.5	468.2	417.6	418.7	383.9	595.5
16:00	251.7	374.4	374.4	504.3	449.5	494.2	409.2	436.8	468.3	417.3	418.5	384.4	596.0
17:00	251.6	374.9	374.9	504.4	449.9	496.3	409.3	437.4	468.5	417.3	419.1	384.5	596.8
18:00	251.6	374.4	374.4	503.7	449.4	494.4	409.0	436.5	468.3	416.7	418.8	384.4	596.1
19:00	251.7	374.5	374.5	503.3	449.7	494.2	409.3	436.9	468.3	416.4	418.7	384.7	596.3
20:00	251.6	374.6	374.6	503.0	449.7	495.8	409.2	436.5	468.6	416.1	418.8	384.3	596.2
21:00	251.7	374.4	374.4	503.2	449.6	495.4	409.4	436.8	468.2	416.3	419.0	384.1	596.4
22:00	251.8	374.3	374.3	502.4	449.4	494.4	409.0	437.0	468.0	416.5	418.4	384.6	595.4
23:00	251.9	374.2	374.2	502.8	449.3	494.6	408.9	436.3	467.8	416.5	418.4	384.3	595.5
Average	251.9	374.6	374.6	502.2	449.9	495.2	409.2	437.2	468.4	416.0	418.9	385.6	595.9
Total	6044.4	8991.4	8991.4	12053.2	10796.2	11886.0	9820.0	10493.5	11242.0	9994.2	10263.2	8253.3	14302.7
Maximum	252.1	375.5	375.5	504.6	451.1	496.3	409.7	438.2	469.4	417.6	419.6	389.0	596.8
Minimum	251.6	374.2	374.2	498.2	448.2	494.0	408.4	436.3	467.6	413.8	418.0	383.3	595.1

Annexe 04 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel »

SKKDA REFINERY REHABILITATION AND ADAPTATION PROJECT															
PERFORMANCE TEST LOG SHEET FOR CDU-1 (UNIT 10)															
DOCUMENT NO.		6648-0010-5-PS-PT-0001-0										4/22/2024		12:00 AM	
Commencement Date												RECORDED DATE		4/22/2024	
Commencement Time												CHECKED BY		APPROVED BY	
PERIOD												CHECKED BY		APPROVED BY	
Format edited: 12 Dec. 2012															
F-1A ATMOSPHERIC HEATER															
TIME	TEMP										PRESS				
	10T172 PV PASS-K OUTLET DegC	10T173 PV PASS-L OUTLET DegC	10T174 PV PASS-M OUTLET DegC	10T175 PV PASS-N OUTLET DegC	10T176 PV PASS-P OUTLET DegC	10T177 PV PASS-Q OUTLET DegC	10T178 PV PASS-R OUTLET DegC	10T179 PV PASS-S OUTLET DegC	10T179 PV PASS-S OUTLET DegC	10T179 PV PASS-S OUTLET DegC	10T179 PV PASS-S OUTLET DegC	10T179 PV PASS-S OUTLET DegC	10T179 PV PASS-S OUTLET DegC	10T179 PV PASS-S OUTLET DegC	
0:00	339.3	337.4	337.4	337.5	337.5	337.4	337.4	337.4	337.4	337.4	337.5	339.1	9.87	9.80	8.93
1:00	339.0	337.4	337.4	337.3	337.3	337.4	337.3	337.4	337.3	337.4	337.3	338.9	9.86	9.78	8.98
2:00	339.3	337.0	337.0	337.0	337.0	337.0	337.0	337.0	337.0	337.0	337.0	339.0	9.90	9.84	8.91
3:00	339.3	337.0	337.0	336.8	336.8	337.0	337.0	337.0	337.0	337.0	336.9	339.0	9.91	9.84	8.89
4:00	339.0	336.6	336.6	336.6	336.6	336.7	336.6	336.6	336.6	336.6	336.6	339.0	9.91	9.88	8.85
5:00	339.2	337.0	337.0	337.2	337.2	337.0	336.9	337.0	336.8	336.9	336.9	339.0	9.88	9.82	8.86
6:00	339.2	337.4	337.4	337.4	337.4	337.5	337.5	337.4	337.5	337.4	337.5	339.0	9.87	9.80	8.90
7:00	339.3	337.3	337.3	337.3	337.2	337.3	337.2	337.3	337.3	337.3	337.3	339.0	9.87	9.79	8.91
8:00	339.1	336.7	336.7	336.4	336.2	336.7	336.7	336.7	336.7	336.7	336.7	339.0	9.91	9.87	8.85
9:00	339.7	336.4	336.4	336.1	335.6	336.3	336.3	336.4	336.5	336.4	336.5	339.1	9.92	9.90	8.82
10:00	340.3	335.5	335.5	333.3	329.6	335.5	335.5	335.4	335.3	335.3	335.3	339.0	9.93	9.95	8.66
11:00	340.2	336.1	336.1	335.9	333.9	336.1	336.1	336.1	336.1	336.1	336.1	339.0	9.93	9.88	8.69
12:00	340.4	336.2	336.2	335.9	335.0	336.2	336.2	336.2	336.2	336.2	336.2	339.0	9.92	9.86	8.70
13:00	340.4	336.6	336.6	336.7	336.7	336.5	336.5	336.5	336.5	336.5	336.5	339.0	9.91	9.71	9.02
14:00	340.7	338.5	338.4	338.4	338.4	338.6	338.6	338.6	338.6	338.6	338.6	339.0	9.90	9.73	8.87
15:00	340.9	338.4	338.4	338.3	338.3	338.2	338.2	338.3	338.3	338.3	338.3	339.0	9.88	9.71	8.96
16:00	340.8	338.4	338.4	338.6	338.6	338.5	338.5	338.5	338.5	338.5	338.5	339.0	9.90	9.71	9.03
17:00	340.8	338.9	338.9	338.9	338.9	338.9	338.9	338.9	338.9	338.9	338.9	339.0	9.90	9.70	9.08
18:00	340.6	338.9	338.9	338.8	338.8	338.8	338.8	338.8	338.8	338.8	338.8	339.0	9.90	9.70	9.09
19:00	340.9	338.9	338.9	339.1	339.1	338.9	338.9	338.9	338.9	338.9	338.9	339.0	9.90	9.70	9.09
20:00	340.9	338.9	338.9	339.0	339.0	338.8	338.8	338.8	338.8	338.8	338.8	339.0	9.90	9.68	9.09
21:00	340.5	338.7	338.7	338.6	338.6	338.6	338.6	338.6	338.6	338.6	338.6	339.0	9.90	9.73	9.08
22:00	340.6	338.5	338.5	338.4	338.3	338.4	338.4	338.4	338.4	338.4	338.4	339.0	9.89	9.73	9.04
23:00	340.8	338.1	338.1	337.9	338.0	338.1	338.1	338.1	338.1	338.1	338.1	339.0	9.89	9.75	9.00
Average	340.1	337.6	337.6	337.2	337.2	337.6	337.6	337.6	337.6	337.6	337.6	339.0	9.90	9.79	8.94
Total	8161.4	8102.7	8102.7	8099.5	8092.1	8102.7	8102.7	8102.7	8102.7	8102.7	8102.7	8136.0	237.56	234.86	214.47
Maximum	340.9	338.9	338.9	339.1	339.1	339.0	339.0	339.0	339.0	339.0	339.0	339.0	9.93	9.95	9.09
Minimum	339.0	335.5	335.5	333.3	329.6	335.5	335.5	335.4	335.3	335.3	335.3	339.0	9.86	9.68	8.66
F-1A ATMOSPHERIC HEATER															
TIME	PRESS										PRESS				
	10P1654 PV PASS-N INLET kg/cm2	10P1655 PV PASS-P INLET kg/cm2	10P1656 PV PASS-Q INLET kg/cm2	10P1657 PV PASS-R INLET kg/cm2	10P1658 PV PASS-S INLET kg/cm2	10P1659 PV PASS-K OUTLET kg/cm2	10P1660 PV PASS-L OUTLET kg/cm2	10P1661 PV PASS-M OUTLET kg/cm2	10P1662 PV PASS-N OUTLET kg/cm2	10P1663 PV PASS-P OUTLET kg/cm2	10P1664 PV PASS-Q OUTLET kg/cm2	10P1665 PV PASS-R OUTLET kg/cm2	10P1665 PV PASS-R OUTLET kg/cm2	10P1665 PV PASS-R OUTLET kg/cm2	
0:00	8.83	9.38	8.89	8.89	9.89	9.27	1.647	1.661	1.909	1.895	1.683	1.684	1.578		
1:00	8.85	9.22	8.82	8.82	9.87	9.26	1.653	1.666	1.915	1.889	1.689	1.690	1.790		
2:00	8.81	9.37	8.91	8.91	9.93	9.30	1.636	1.668	1.915	1.898	1.689	1.691	1.797		
3:00	8.81	9.40	8.93	8.93	9.93	9.35	1.600	1.687	1.933	1.911	1.709	1.710	1.818		
4:00	8.77	9.43	8.94	8.94	9.96	9.36	1.608	1.699	1.945	1.920	1.721	1.722	1.830		
5:00	8.79	9.36	8.90	8.90	9.92	9.30	1.681	1.714	1.962	2.027	1.738	1.737	1.846		
6:00	8.90	9.33	8.87	8.87	9.89	9.24	1.722	1.737	1.983	2.034	1.763	1.760	1.870		
7:00	8.85	9.34	8.88	8.88	9.88	9.28	1.673	1.690	1.942	1.968	1.713	1.713	1.820		
8:00	8.76	9.41	8.95	8.95	9.96	9.33	1.679	1.695	1.951	1.986	1.717	1.718	1.825		
9:00	8.70	9.45	8.98	8.98	9.99	9.38	1.701	1.708	1.984	2.027	1.725	1.732	1.836		
10:00	8.66	9.48	9.00	9.00	10.03	9.44	1.750	1.751	2.040	2.069	1.771	1.775	1.880		
11:00	8.74	9.45	8.97	8.97	9.96	9.44	1.752	1.753	2.043	2.069	1.772	1.777	1.874		
12:00	8.71	9.44	8.97	8.97	9.96	9.42	1.751	1.749	2.041	2.067	1.770	1.774	1.742		
13:00	9.03	9.30	8.84	8.84	9.80	9.28	1.749	1.751	2.038	2.023	1.773	1.776	1.695		
14:00	9.02	9.33	8.86	8.86	9.80	9.29	1.758	1.759	2.046	2.004	1.781	1.784	1.687		
15:00	8.96	9.31	8.85	8.85	9.80	9.23	1.763	1.765	2.053	2.004	1.788	1.790	1.686		
16:00	9.02	9.30	8.84	8.84	9.81	9.25	1.707	1.753	1.961	2.041	1.775	1.777	1.687		
17:00	9.06	9.29	8.82	8.82	9.79	9.23	1.672	1.733	1.897	1.997	1.765	1.767	1.642		
18:00	9.07	9.30	8.83	8.83	9.79	9.19	1.690	1.712	1.862	2.021	1.758	1.757	1.612		
19:00	9.08	9.29	8.83	8.83	9.79	9.18	1.699	1.711	1.852	2.013	1.758	1.758	1.604		
20:00	9.07	9.28	8.82	8.82	9.78	9.17	1.633	1.703	1.859	1.968	1.727	1.728	1.569		
21:00	9.05	9.28	8.83	8.83	9.80	9.17	1.641	1.716	1.843	1.971	1.759	1.760	1.599		
22:00	9.00	9.31	8.85	8.85	9.81	9.17	1.680	1.708	1.835	2.023	1.732	1.733	1.593		
23:00	8.95	9.32	8.84	8.84	9.83	9.17	1.690	1.703	1.825	1.987	1.727	1.728	1.604		
Average	8.89	9.38	8.89	8.89	9.87	9.28	1.689	1.716	1.942	1.999	1.756	1.760	1.727		
Total	213.46	224.45	213.25	213.25	236.94	222.70	40.536	41.192	46.813	47.823	41.734	41.769	41.444		
Maximum	9.08	9.48	9.00	9.00	10.03	9.44	1.763	1.766	2.063	2.069	1.789	1.790	1.880		
Minimum	8.66	9.28	8.82	8.82	9.78	9.17	1.600	1.661	1.825	1.899	1.683	1.684	1.578		

Annexe 04 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel »

SKKIDA REFINERY REHABILITATION AND ADAPTATION PROJECT																		
PERFORMANCE TEST LOG SHEET FOR CDU-1 (UNIT 10)																		
DOCUMENT NO.		6648-010-5-PS-PT-0001-0																
Commencement Date		4/22/2024 12:00 AM																
Commencement time		SOBIRACH																
PERIOD																		
RECORDED DATE		4/22/2024																
CHECKED BY																		
APPROVED BY																		
CHECKED BY																		
APPROVED BY																		
Formal edited: 12 Dec. 2012																		
TIME	F-1A ATMOSPHERIC HEATER				F-1B CONVECTION				F-1B BURNER				F-1B HEATER BODY				DESALTER	
	PRESS		FLOW		TEMP		PRESS		FLOW		TEMP		PRESS		TEMP		TEMP	
	10P11666	10F174B	10T05	10TC1667	10P41	10F09	10F49	10T01	10T49	10P11667	10A4	10T171						
PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV
PASS-S OUTLET	SUPERHEATED STEAM	INLET OF DESUPERHEATER (X)	OUTLET OF DESUPERHEATER	SUPERHEATED STEAM	FUEL GAS TO BURNER	ACID GAS TO BURNER	HEATER BODY	DAMPER OUTLET	HEATER BODY	O2 ANALYZER	V-01 DESALTER INLET							
kg/cm2	kg/hr	DegC	DegC	kg/cm2	Nm3/hr	Nm3/hr	DegC	DegC	mmH2O	%	DegC							
0:00	1.619	4004	377	400.3	3.273	9253	30.6	794	394	-17.2	4.443	75.9						
1:00	1.625	3991	377	400.7	3.268	9187	30.6	793	394	-17.3	4.443	75.5						
2:00	1.626	3992	379	401.3	3.273	9276	30.3	795	394	-17.3	4.443	75.3						
3:00	1.646	3977	379	401.5	3.276	9250	30.5	794	394	-17.2	4.443	75.2						
4:00	1.658	3968	379	401.6	3.279	9238	30.3	792	394	-17.2	4.443	75.4						
5:00	1.673	3960	378	401.7	3.282	9224	30.3	793	394	-17.2	4.443	75.8						
6:00	1.696	3941	374	400.6	3.285	9187	30.3	793	395	-17.2	4.443	75.7						
7:00	1.648	3958	378	401.9	3.261	9206	31.0	794	394	-17.2	4.443	74.7						
8:00	1.653	3960	380	402.4	3.265	9193	32.0	794	395	-17.1	4.443	73.8						
9:00	1.666	3959	381	403.0	3.278	9196	33.6	793	394	-17.2	4.443	74.1						
10:00	1.710	3936	379	401.6	3.294	9132	34.0	791	394	-17.2	4.443	74.1						
11:00	1.711	3928	380	402.1	3.290	9153	34.6	791	392	-17.1	4.443	74.3						
12:00	1.707	3917	381	402.0	3.277	9141	35.4	791	390	-16.6	4.443	74.6						
13:00	1.708	3917	381	401.1	3.280	9223	36.1	791	388	-16.3	4.443	74.7						
14:00	1.716	3910	381	400.9	3.280	9210	36.5	791	388	-16.3	4.443	74.9						
15:00	1.722	3899	380	401.0	3.278	9192	36.4	792	387	-16.5	4.443	74.8						
16:00	1.709	3901	380	400.8	3.266	9216	36.0	790	386	-16.5	4.443	74.3						
17:00	1.689	3920	380	400.8	3.263	9249	35.1	792	387	-16.5	4.443	74.2						
18:00	1.668	3939	380	400.9	3.260	9267	33.7	791	388	-16.7	4.443	74.0						
19:00	1.667	3946	380	400.9	3.267	9222	33.1	792	389	-16.6	4.443	74.1						
20:00	1.659	3951	380	400.6	3.263	9221	32.7	792	388	-16.5	4.443	74.1						
21:00	1.672	3946	379	400.5	3.276	9244	32.3	792	390	-16.8	4.443	74.2						
22:00	1.684	3950	380	400.8	3.268	9230	32.2	792	390	-16.8	4.443	74.2						
23:00	1.680	3953	380	401.2	3.266	9228	31.9	792	390	-16.7	4.443	74.1						
Average	1.674	3947	379	401.3	3.274	9214	32.9	792	391	-16.9	4.443	74.7						
Total	40.171	94727	9102	9630.3	78.565	221139	789.5	19015	9392	-405.2	106.640	1791.8						
Maximum	1.722	4004	381	403.0	3.294	9276	36.5	795	395	-16.3	4.443	75.9						
Minimum	1.619	3899	374	400.3	3.260	9132	30.3	790	386	-17.3	4.443	73.8						
TIME	DESALTER				C-1 ATMOSPHERIC COLUMN													
	TEMP		PRESS		FLOW										TEMP			
	10T170	10P0213	10P40	10FC5	10FC43	10FC1751	10FC40	10FA2	10FC1752	10FB0	10FB1	10T2005						
PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV					
V-01 DESALTER OUTLET	DESALTER MIXING VALVE DEL	V-01 DESALTER OUTLET	RESIDUE TO STORAGE	BOTTOM PUMP AROUND RETURN	TOP PUMP AROUND RETURN	REFLUX	SUPERHEATED LP STEAM TO	BACK UP MS TO C-1	FUEL GAS TO V-3	OFF GAS FROM V-3 TO BD	RESIDUE TO STORAGE							
DegC	kg/cm2	kg/cm2	m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	kg/hr	kg/hr	Nm3/hr	Nm3/hr	DegC							
0:00	78.1	0.583	8.17	307.9	995	824	624	8006	1	0.0	3	70.4						
1:00	78.0	0.595	8.20	308.6	991	824	624	7971	1	0.0	3	70.8						
2:00	75.3	0.603	8.19	307.4	990	823	617	7981	1	0.0	3	70.5						
3:00	75.5	0.609	8.20	309.6	989	823	618	7928	1	0.0	3	70.9						
4:00	75.2	0.598	8.28	310.4	990	823	618	7905	1	0.0	3	70.8						
5:00	76.0	0.584	8.30	312.1	989	823	618	7873	1	0.0	3	70.8						
6:00	75.7	0.584	8.28	312.7	989	822	618	7813	1	0.0	3	71.7						
7:00	75.5	0.590	8.28	308.3	995	823	620	7882	1	0.0	3	71.0						
8:00	74.0	0.602	8.26	310.7	1001	818	623	7878	1	0.0	3	71.1						
9:00	74.3	0.600	8.24	309.0	1000	816	623	7879	1	0.0	3	71.4						
10:00	74.2	0.594	8.24	316.1	1000	814	625	7800	1	0.0	3	73.1						
11:00	74.5	0.593	8.24	316.8	999	815	626	7783	1	0.0	3	73.1						
12:00	74.8	0.592	8.25	316.9	998	816	625	7755	1	0.0	3	73.4						
13:00	74.8	0.582	8.24	317.7	998	816	625	7761	1	0.0	3	73.7						
14:00	74.9	0.494	8.25	318.3	999	816	624	7736	1	0.0	3	73.9						
15:00	75.2	0.413	8.35	318.8	998	816	624	7711	1	0.0	3	73.9						
16:00	74.4	0.548	8.29	317.0	999	816	624	7719	1	0.0	3	73.3						
17:00	74.5	0.608	8.27	314.7	999	816	625	7772	1	0.0	3	72.5						
18:00	74.2	0.608	8.27	314.1	999	816	625	7825	1	0.0	3	71.9						
19:00	74.2	0.605	8.26	314.3	999	820	625	7843	1	0.0	3	71.7						
20:00	74.2	0.604	8.26	312.7	999	823	625	7886	1	0.0	3	71.6						
21:00	74.4	0.602	8.26	309.9	1000	823	626	7895	1	0.0	3	71.8						
22:00	74.4	0.600	8.26	313.3	1001	824	627	7849	1	0.0	3	71.6						
23:00	74.5	0.605	8.28	313.3	1000	823	626	7868	1	0.0	3	71.9						
Average	74.9	0.583	8.26	312.9	997	820	623	7843	1	0.0	3	71.9						
Total	1796.6	13.996	198.13	7510.5	23917	19672	14655	188237	33	0.0	70	1726.6						
Maximum	78.1	0.609	8.35	318.8	1001	824	627	8006	1	0.0	3	73.9						
Minimum	74.0	0.413	8.17	307.4	989	814	617	7711	1	0.0	3	70.4						

Annexe 04 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel »

SKKIDA REFINERY REHABILITATION AND ADAPTATION PROJECT															
PERFORMANCE TEST LOG SHEET FOR CDU-1 (UNIT 10)															
DOCUMENT NO.		6648-0010-S-PS-PT-0001-0										4/22/2024		12:00 AM	
Commencement Date												4/22/2024		SONATRACH	
Commencement Time															
PERIOD															
												RECORDED DATE		4/22/2024	
												CHECKED BY		APPROVED BY	
												CHECKED BY		APPROVED BY	
Format edited: 12 Dec. 2012															
C-1 ATMOSPHERIC COLUMN															
TIME	TEMP														
	10T80 PV	10T89 PV	10T86 PV	10T87 PV	10T85 PV	10T83 PV	10T81 PV	10T80 PV	10T180 PV	10T185 PV	10T82 PV	10T84 PV	10T86 PV		
RESIDUE AT C-1 BOTTOM DegC	FLASH ZONE DegC	BPA DRAW TEMP DegC	BPA RETURN TEMP DegC	TPA DRAW TEMP DegC	TPA RETURN TEMP DegC	ATM COLUMN TOP DegC	V-2 DegC	V-3 DegC	KEROSENE DRAW DegC	LGO DRAW DegC	HGO DRAW DegC				
0:00	330.1	337.0	296.1	240.9	218.1	169.4	166.6	130.6	42.83	200.6	256.8	296.1			
1:00	330.0	336.7	296.0	240.7	218.2	169.4	166.8	130.4	42.92	200.7	257.1	296.0			
2:00	330.1	336.9	296.1	240.7	218.2	169.9	166.5	129.7	42.56	201.1	257.4	296.1			
3:00	330.1	336.9	296.2	240.8	218.2	169.9	166.5	129.7	43.37	200.9	257.3	296.2			
4:00	330.1	336.8	296.0	240.7	218.1	169.7	166.2	129.6	43.09	200.8	257.2	296.0			
5:00	330.0	336.9	295.9	240.8	218.4	169.2	166.8	130.6	43.96	201.3	257.6	295.9			
6:00	329.8	336.8	295.8	240.8	218.3	169.2	166.9	130.6	44.96	201.1	257.2	295.8			
7:00	330.0	336.9	295.8	240.9	218.3	169.4	167.2	130.4	42.98	201.5	257.2	295.8			
8:00	330.0	336.8	295.6	240.8	218.3	169.6	166.8	129.3	42.74	201.0	256.3	295.6			
9:00	330.1	336.9	295.7	240.8	218.3	169.4	166.8	129.3	43.27	200.8	256.0	295.7			
10:00	329.9	336.8	295.3	240.7	218.3	169.7	167.3	129.6	44.94	200.4	255.5	295.3			
11:00	329.9	336.8	295.4	240.7	218.2	169.6	166.9	129.9	45.19	200.5	255.8	295.4			
12:00	329.8	336.6	295.4	240.7	218.1	169.6	166.6	129.9	45.18	200.8	256.0	295.4			
13:00	329.7	336.5	295.4	240.7	218.1	169.6	166.7	130.1	45.29	200.9	256.0	295.4			
14:00	329.8	336.6	295.4	240.8	218.2	169.8	167.0	130.3	45.59	201.0	256.1	295.4			
15:00	329.7	336.6	295.2	240.7	218.2	169.8	166.7	130.4	45.67	201.2	256.1	295.2			
16:00	329.7	336.6	295.2	240.7	218.0	169.4	166.4	129.6	44.77	200.8	255.9	295.2			
17:00	329.9	336.6	295.4	240.7	217.9	169.3	166.5	129.7	44.05	200.9	256.1	295.4			
18:00	329.9	336.7	295.5	240.8	217.9	169.3	166.5	129.5	43.28	200.9	256.0	295.5			
19:00	330.0	336.8	295.5	240.8	217.9	169.4	166.7	129.5	43.33	200.7	255.9	295.5			
20:00	329.8	336.7	295.5	240.8	217.7	169.4	166.2	129.5	43.11	200.5	255.8	295.5			
21:00	329.9	336.7	295.5	240.8	217.8	169.5	166.4	129.7	43.99	200.5	255.7	295.5			
22:00	329.9	336.7	295.5	240.8	217.9	169.6	166.7	129.9	43.35	200.7	256.0	295.5			
23:00	329.9	336.7	295.5	240.8	217.9	169.6	167.1	129.7	43.16	200.6	256.0	295.5			
Average	329.9	336.6	295.6	240.8	218.1	169.4	166.7	129.9	43.88	200.8	256.4	295.6			
Total	7918.2	8082.0	7095.2	5778.3	5234.3	4065.5	4000.5	3116.9	1053.13	4820.3	6153.1	7095.2			
Maximum	330.1	337.0	296.2	240.9	218.4	169.8	167.3	130.6	45.59	201.5	257.6	296.2			
Minimum	329.7	336.5	295.2	240.7	217.7	168.7	166.2	129.3	42.56	200.4	255.2	295.2			
C-1 ATMOSPHERIC COLUMN															
TIME	PRESS						FLOW						TEMP		
	10P14 PV	10P13 PV	10P15 PV	10P2056 PV	10P13 PV	10P2051 PV	10P147 PV	10P206 PV	10P1801 PV	10P1802 PV	10T2 PV	10T1895 PV			
FLASH ZONE kg/cm2	ATM COLUMN TOP kg/cm2	V-3 kg/cm2	RESIDUE TO STORAGE (B/L) kg/cm2	KERO TO STORAGE OR U-20 m3/hr	EXCESS KERO TO LGO m3/hr	LGO TO STORAGE m3/hr	HGO TO STORAGE m3/hr	MP STEAM TO C-3 kg/hr	MP STEAM TO C-4 kg/hr	KERO TO STORAGE DegC	LGO TO STORAGE DegC				
0:00	1.659	1.228	0.470	2.31	136.6	0.03	304.8	63.9	1401	753	54.21	24.86			
1:00	1.659	1.235	0.485	2.32	136.6	0.03	304.2	63.2	1400	750	54.55	24.93			
2:00	1.656	1.236	0.484	2.34	137.0	0.03	304.5	62.0	1399	749	54.76	24.86			
3:00	1.687	1.259	0.509	2.35	136.3	0.03	305.5	62.6	1400	751	54.61	24.77			
4:00	1.700	1.272	0.516	2.38	136.3	0.03	305.1	63.0	1400	750	54.46	24.80			
5:00	1.717	1.281	0.544	2.40	136.6	0.03	304.7	62.0	1399	749	54.30	24.78			
6:00	1.742	1.318	0.586	2.42	136.2	0.03	305.4	62.4	1400	750	54.34	25.02			
7:00	1.699	1.280	0.503	2.43	135.8	0.03	298.4	61.0	1401	751	54.54	24.93			
8:00	1.699	1.284	0.517	2.44	134.9	0.03	298.7	73.3	1399	754	53.82	24.17			
9:00	1.708	1.278	0.528	2.47	138.0	0.03	298.5	74.8	1400	748	54.78	24.66			
10:00	1.750	1.327	0.601	2.50	133.8	0.03	295.8	76.1	1400	752	55.11	24.98			
11:00	1.756	1.329	0.608	2.51	134.2	0.03	296.6	74.9	1400	750	55.75	25.38			
12:00	1.754	1.328	0.604	2.51	134.3	0.03	297.0	74.0	1400	750	56.35	25.68			
13:00	1.750	1.328	0.609	2.55	134.5	0.03	296.9	73.8	1400	751	56.94	25.90			
14:00	1.764	1.337	0.618	2.56	134.6	0.03	296.5	74.1	1400	750	57.04	26.03			
15:00	1.772	1.345	0.631	2.59	135.0	0.03	296.4	73.2	1400	748	56.92	26.06			
16:00	1.758	1.330	0.610	2.59	134.5	0.03	296.6	74.2	1400	750	56.22	25.69			
17:00	1.736	1.305	0.576	2.61	134.4	0.03	296.9	73.6	1401	750	55.70	25.41			
18:00	1.714	1.283	0.546	2.62	134.7	0.03	296.5	73.3	1400	750	55.54	25.04			
19:00	1.714	1.283	0.547	2.64	134.4	0.03	297.4	73.6	1401	752	54.93	24.79			
20:00	1.705	1.274	0.536	2.66	134.2	0.03	297.8	73.4	1400	751	54.48	24.69			
21:00	1.718	1.288	0.552	2.69	134.6	0.03	298.0	73.5	1401	749	54.34	24.56			
22:00	1.711	1.280	0.540	2.70	135.3	0.03	297.2	73.1	1400	751	54.67	24.69			
23:00	1.705	1.274	0.534	2.71	135.3	0.03	297.8	72.5	1400	752	54.64	24.57			
Average	1.719	1.299	0.562	2.51	135.2	0.03	299.3	70.3	1400	750	55.12	25.03			
Total	41247	30952	13259	6028	3245.3	0.67	7163.2	1687.3	33601	18010	1327.91	620.73			
Maximum	1.772	1.345	0.631	2.71	137.0	0.03	305.5	76.1	1401	754	57.04	26.06			
Minimum	1.659	1.228	0.470	2.31	133.8	0.03	295.8	62.0	1399	748	53.82	24.17			

Annexe 04 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel »

SKKDA REFINERY REHABILITATION AND ADAPTATION PROJECT														
PERFORMANCE TEST LOG SHEET FOR CDU-I (UNIT 10)														
DOCUMENT NO		6648-0015-S-PS-PT-0001-0										4/22/2024		12:00 AM
Commencement Date												SONWATRACH		
Commencement Time														
PERIOD														
RECORDED DATE		CHECKED BY		APPROVED BY		CHECKED BY		APPROVED BY						
4/22/2024										Format edited: 12 Dec. 2012				
TIME	SIDE STRIPPERS								C-6 STABILIZERA					
	TEMP				PRESS				FLOW					
	10T1856	10T182	10T19	10T188	10T196	10P1868	10P1867	10FC2	10FC33	10FC35	10FC34	10F12		
PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV		
H2O TO STORAGE	C-2 BOTTOM LIQUID	C-2 REBOILER RETURN	C-3 BOTTOM LIQUID	C-4 BOTTOM LIQUID	LGO TO STORAGE (BL)	H2O TO STORAGE (BL)	FEED TO C-5	REFLUX	LPG FROM C-5	STABILIZED NAPHTHA TO C-63	OFF GAS TO BLOW DOWN			
DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	kg/cm2	kg/cm2	m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	Nm3/hr			
0:00	25.76	226.7	235.3	241.6	247.0	2.087	2.053	420.7	122.3	33.00	402.3	0		
1:00	25.75	226.9	235.3	241.8	247.8	2.115	2.079	415.4	122.2	32.99	396.2	0		
2:00	25.43	227.2	235.8	242.2	244.3	2.136	2.099	410.6	122.5	33.00	391.7	0		
3:00	25.48	227.0	235.6	242.0	244.5	2.159	2.123	410.5	122.3	33.00	390.5	0		
4:00	25.58	226.9	235.5	241.9	243.1	2.182	2.146	412.6	122.3	33.00	393.0	0		
5:00	25.33	227.3	236.0	242.3	245.0	1.343	1.305	419.7	122.0	32.99	401.4	0		
6:00	25.73	227.0	235.5	241.9	247.6	1.102	1.064	416.6	122.4	32.98	397.7	0		
7:00	26.25	227.5	236.1	241.6	248.1	1.121	1.086	416.2	122.1	33.01	398.9	0		
8:00	27.44	227.1	235.6	240.5	250.3	1.146	1.116	416.6	121.7	33.01	397.1	0		
9:00	28.11	227.0	235.5	240.2	249.0	1.169	1.139	417.3	120.7	32.99	398.8	0		
10:00	28.80	226.5	234.8	239.4	255.1	1.197	1.168	418.5	120.9	33.01	398.7	0		
11:00	28.76	226.7	235.1	239.7	254.8	1.220	1.199	414.8	120.9	33.00	395.4	0		
12:00	28.88	226.8	235.1	239.7	252.1	1.239	1.228	415.5	120.5	33.00	391.6	0		
13:00	29.11	226.7	235.0	239.8	250.8	1.294	1.263	410.2	120.5	33.01	389.6	0		
14:00	29.32	226.9	235.2	239.8	251.5	1.320	1.298	410.5	120.3	32.99	389.4	0		
15:00	29.13	227.1	235.5	240.0	251.2	1.362	1.330	419.8	120.2	33.01	401.1	0		
16:00	29.11	226.7	235.0	239.7	256.2	1.397	1.367	421.2	120.0	34.79	400.9	0		
17:00	28.71	226.8	235.1	239.9	250.4	1.428	1.396	415.7	119.9	35.00	394.6	0		
18:00	28.30	226.9	235.3	239.9	250.4	1.453	1.424	410.8	120.0	34.99	390.0	0		
19:00	28.17	226.7	235.1	239.9	250.3	1.481	1.452	410.8	120.1	34.99	388.5	0		
20:00	28.03	226.6	235.0	239.9	250.2	1.507	1.477	410.8	120.6	35.00	389.0	0		
21:00	28.01	226.5	234.9	239.8	251.0	1.536	1.508	413.8	121.0	34.99	392.3	0		
22:00	27.84	226.7	235.1	240.1	250.7	1.565	1.535	414.8	121.0	35.01	394.4	0		
23:00	27.61	226.7	235.2	240.2	250.9	1.594	1.564	415.4	120.9	35.00	393.4	0		
Average	27.53	226.9	235.3	240.6	249.7	1.508	1.476	414.8	121.1	33.66	394.9	0		
Total	660.64	5444.9	5847.6	5773.6	5992.2	38.190	35.422	9954.6	2907.2	807.77	6476.6	-8		
Maximum	29.32	227.5	236.1	242.3	256.2	2.182	2.146	421.2	122.4	35.01	402.3	0		
Minimum	25.33	226.5	234.8	239.4	243.1	1.102	1.064	410.2	119.9	32.98	388.5	0		
TIME	C-6 STABILIZERA													
	TEMP													
	10T1108	10T1107	10T1112	10T1165	10T1111	10T2198	10T2151	10T2157	10T2193	10T2160	10T2162	10T2161		
FEED TEMP	C-6 TOP	REFLUX	TRAY-11	C-6 BOTTOM	C-5 REBOILER (E-69 A) RETURN	C-5 REBOILER (E-69 B) RETURN	V-8	LPG TO GAS PLANT	HOT OIL SUPPLY TO E-69AB	HOT OIL RETURN FROM E-69A	HOT OIL RETURN FROM E-69B			
DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC			
0:00	136.6	98.5	27.19	132.1	170.7	178.0	178.0	28.34	22.91	284.2	211.2	212.2		
1:00	137.4	98.7	27.05	132.3	170.8	178.0	178.0	28.25	22.96	284.1	210.6	211.6		
2:00	137.9	99.0	26.73	132.5	170.9	178.0	178.0	27.92	23.22	284.1	210.3	211.3		
3:00	138.2	98.9	27.12	132.5	170.9	178.0	178.0	28.54	23.26	284.2	210.0	211.0		
4:00	137.5	98.7	27.25	132.4	170.8	177.9	177.9	28.50	23.30	284.0	210.2	211.2		
5:00	136.3	98.3	27.78	132.1	170.6	177.9	177.9	29.10	23.32	284.0	211.2	212.2		
6:00	137.4	98.8	26.75	132.6	170.8	178.0	178.0	27.95	22.83	284.0	210.8	211.8		
7:00	137.0	98.2	27.52	132.2	170.7	178.0	178.0	29.05	23.06	284.1	210.5	211.5		
8:00	136.5	98.5	28.42	132.3	170.7	178.0	178.0	29.75	23.44	284.1	210.9	211.9		
9:00	136.6	98.6	29.98	132.4	170.7	178.0	178.0	31.96	24.05	284.2	210.3	211.3		
10:00	137.0	98.9	30.96	133.3	170.9	178.0	178.0	32.00	24.70	284.1	210.1	211.1		
11:00	137.5	99.0	31.23	133.2	170.9	178.0	178.0	32.98	24.82	284.1	209.6	210.6		
12:00	138.3	99.1	32.45	133.6	171.1	178.0	178.0	33.97	25.34	284.1	208.7	209.7		
13:00	138.8	99.1	32.70	133.8	171.1	177.9	178.0	34.19	25.52	284.1	208.3	209.3		
14:00	138.8	99.0	32.81	133.7	171.1	177.9	178.0	34.31	25.69	284.0	208.3	209.3		
15:00	137.6	98.7	32.60	133.5	170.8	177.9	177.9	34.05	25.66	284.1	209.2	210.2		
16:00	136.9	98.7	32.21	133.7	170.9	177.9	178.0	33.47	25.57	284.0	209.8	210.8		
17:00	137.0	98.4	31.39	133.6	171.1	178.0	178.0	32.65	25.05	284.0	209.8	210.8		
18:00	137.6	98.4	31.51	133.6	171.1	177.9	178.0	33.07	24.70	284.1	209.1	210.1		
19:00	137.4	98.2	31.60	133.7	171.1	177.9	178.0	32.81	24.80	284.1	209.2	210.3		
20:00	137.1	98.1	30.87	133.5	171.1	177.9	178.0	32.21	24.31	284.0	209.6	210.6		
21:00	137.0	98.2	30.54	133.3	171.0	177.9	178.0	31.89	24.17	284.0	209.9	211.0		
22:00	136.9	98.3	30.64	133.2	171.0	177.9	178.0	32.08	24.11	284.1	210.0	211.0		
23:00	136.8	98.2	30.62	133.2	171.0	177.9	178.0	31.97	24.05	284.1	210.0	211.1		
Average	137.3	98.6	29.91	133.0	170.9	178.0	178.0	31.29	24.19	284.1	209.9	210.9		
Total	3296.1	1406.7	717.84	3192.6	4101.8	4271.0	4272.1	751.01	580.63	6817.8	5037.5	5001.9		
Maximum	138.8	99.1	32.81	133.8	171.1	178.0	178.0	34.31	25.69	284.2	211.2	212.2		
Minimum	136.3	98.1	26.73	132.1	170.6	177.9	177.9	27.92	22.83	284.0	208.3	209.3		

Annexe 04 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel »

SKKIDA REFINERY REHABILITATION AND ADAPTATION PROJECT															
PERFORMANCE TEST LOG SHEET FOR CDU-1 (UNIT 10)															
DOCUMENT NO.		6648-2010-S-PS-PT-0001-0													
Commencement Date		4/22/2024										12:00 AM			
Commencement Time															
PERIOD															
				RECORDED DATE		SECL		APPROVED BY		CHECKED BY		SUNATRACH		APPROVED BY	
				4/22/2024											
Format edited: 12 Dec. 2012															
TIME	C-5 STABILIZER-A						C-62 STABILIZER-B								
	PRESS						FLOW						TEMP		
	10PIC2151	10PIC21	10P2195	10P2193	10PIC2151	10PIC2252	10PIC2251	10PIC2254	10PIC2255	10T2251	10T2261	10T2258			
	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV			
C-5 TOP	V-8	C-5 BOTTOM VAPOR AREA	LPG TO GAS PLANT (UNIT 30)	FEED TO C-62	REFLUX		STABILIZED NAPHTHA TO C-62	HOT OIL TO HOT OIL RETURN	C-62 TOP	TRAY-11	C-62 BOTTOM				
kg/cm2	kg/cm2	kg/cm2	kg/cm2	m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	m3/hr	DegC	DegC	DegC				
0:00	7.68	7.43	8.12	7.08	215.1	68.5	11.01	149.0	29.7	58.6	122.8	170.9			
1:00	7.72	7.47	8.18	7.04	214.9	68.5	11.68	147.7	29.7	58.7	122.8	171.0			
2:00	7.78	7.54	8.23	6.91	211.1	69.2	14.23	143.0	29.8	58.9	122.6	171.1			
3:00	7.79	7.54	8.23	6.86	210.0	69.2	14.28	141.1	29.7	58.7	122.2	171.1			
4:00	7.80	7.56	8.25	6.87	212.0	68.0	14.28	143.3	29.5	58.8	122.4	171.0			
5:00	7.79	7.55	8.23	6.88	219.1	67.9	13.82	153.7	29.7	58.6	123.4	170.8			
6:00	7.87	7.63	8.31	6.87	217.2	68.1	11.85	150.9	29.7	58.7	123.8	170.9			
7:00	7.76	7.52	8.25	6.89	218.1	68.2	11.85	149.3	29.7	58.8	122.9	171.0			
8:00	7.84	7.59	8.28	6.88	217.1	67.8	11.86	150.4	29.8	58.9	123.3	170.9			
9:00	7.90	7.64	8.34	6.92	218.4	67.1	11.86	148.0	30.1	58.9	123.1	171.0			
10:00	7.90	7.67	8.34	6.91	220.1	66.6	11.89	152.0	30.1	59.4	124.9	171.0			
11:00	7.92	7.68	8.36	6.92	220.1	66.9	11.89	153.4	30.2	59.5	125.0	171.1			
12:00	7.92	7.67	8.35	6.92	218.7	67.1	11.88	149.1	30.2	59.5	124.7	171.2			
13:00	7.92	7.68	8.36	6.92	214.9	67.1	11.89	146.4	30.2	59.5	124.4	171.1			
14:00	7.92	7.68	8.36	6.91	214.8	67.0	11.89	147.0	30.2	59.5	124.5	171.1			
15:00	7.92	7.68	8.36	6.92	219.1	67.0	11.87	152.3	30.2	59.5	124.9	171.0			
16:00	7.90	7.66	8.33	6.97	220.2	67.0	11.79	153.9	30.2	59.5	124.9	171.0			
17:00	7.75	7.51	8.19	6.95	219.0	67.2	11.83	153.1	30.1	59.4	124.5	171.0			
18:00	7.70	7.45	8.14	6.94	215.1	67.5	11.84	147.6	30.0	59.0	123.6	171.0			
19:00	7.65	7.40	8.09	7.05	215.0	67.6	11.68	147.7	29.9	58.9	123.3	170.9			
20:00	7.62	7.37	8.06	7.08	215.0	67.8	11.63	147.8	29.9	58.7	123.0	170.9			
21:00	7.67	7.42	8.11	7.10	214.9	68.0	11.59	147.7	29.9	58.6	122.9	170.9			
22:00	7.68	7.43	8.12	7.10	215.1	68.1	11.59	147.5	29.9	58.7	122.9	170.9			
23:00	7.67	7.41	8.11	7.12	214.9	68.0	11.60	147.8	29.9	58.7	122.9	170.9			
Average	7.80	7.55	8.23	6.96	216.0	67.6	12.15	148.7	29.9	59.0	123.6	171.0			
Total	187.08	181.15	197.63	187.00	5183.8	1623.2	291.56	3969.5	718.3	1415.6	2965.4	4103.7			
Maximum	7.92	7.68	8.36	7.12	220.2	68.5	14.28	153.9	30.2	59.5	125.0	171.2			
Minimum	7.62	7.37	8.06	6.86	210.0	66.6	11.01	141.1	29.5	58.6	122.2	170.8			
TIME	C-62 STABILIZER-B						C-63 NAPHTHA SPLITTER								
	TEMP						PRESS								
	10TC2254	10T2253	10T2193	10T2259	10T2260	10PIC2261	10PIC2262	10PIC2262	10PIC2193	10PIC2266	10PIC2263	10PIC226A			
	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV			
C-62 REBOLER (E-70) RETURN	V-62	LPG TO BIL	HOT OIL SUPPLY TO E-70	HOT OIL RETURN FROM E-70	C-62 TOP	V-62	C-62 BOTTOM VAPOR AREA	LPG TO GAS PLANT (UNIT 30)	REFLUX	NAPHTHA TO STORAGE	NAPHTHA TO C-7 (DISOPEM)				
DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	kg/cm2	kg/cm2	kg/cm2	kg/cm2	m3/hr	m3/hr	m3/hr				
0:00	175.0	30.78	22.91	283.9	191.5	7.81	7.53	7.84	7.08	225.4	77.8	0.4			
1:00	175.0	30.77	22.96	283.8	191.4	7.83	7.55	7.86	7.04	222.9	79.0	0.2			
2:00	175.0	31.00	23.22	283.8	190.9	7.86	7.59	7.88	6.91	219.9	80.6	0.4			
3:00	175.0	30.89	23.26	283.9	190.7	7.83	7.57	7.87	6.86	220.0	81.2	0.6			
4:00	175.0	31.09	23.30	283.7	190.9	7.86	7.59	7.89	6.87	221.0	80.3	0.4			
5:00	175.0	31.19	23.32	283.7	191.8	7.87	7.59	7.90	6.88	222.4	81.7	0.3			
6:00	175.0	31.75	22.83	283.7	191.6	7.86	7.56	7.87	6.87	220.5	79.4	0.1			
7:00	175.0	32.33	23.06	283.8	191.3	7.88	7.59	7.91	6.89	220.4	69.1	0.4			
8:00	175.0	32.83	23.44	283.8	191.6	7.90	7.60	7.93	6.88	217.1	87.3	1.0			
9:00	175.0	34.16	24.05	283.9	191.2	7.91	7.60	7.93	6.92	218.7	79.0	0.5			
10:00	175.0	36.92	24.76	283.8	191.4	7.91	7.60	7.92	6.91	216.8	84.7	0.8			
11:00	175.0	36.46	24.82	283.8	191.3	7.91	7.60	7.92	6.92	215.8	82.9	0.8			
12:00	175.0	36.17	25.34	283.8	190.9	7.91	7.60	7.91	6.92	215.0	80.4	1.1			
13:00	175.0	36.64	25.52	283.8	190.6	7.91	7.60	7.91	6.92	225.2	62.1	1.1			
14:00	175.0	36.90	25.69	283.8	190.6	7.91	7.60	7.91	6.91	225.1	69.4	2.1			
15:00	174.9	37.37	25.66	283.8	191.1	7.91	7.60	7.92	6.92	215.9	83.8	1.0			
16:00	175.0	36.89	25.57	283.7	191.4	7.91	7.60	7.92	6.97	214.0	85.8	-0.1			
17:00	175.0	35.67	25.05	283.7	191.5	7.91	7.60	7.91	6.95	221.8	76.6	0.2			
18:00	175.0	34.21	24.70	283.8	191.0	7.90	7.60	7.90	6.94	223.6	74.4	0.4			
19:00	175.0	33.71	24.60	283.8	191.2	7.91	7.60	7.91	7.05	214.5	85.5	0.4			
20:00	175.0	33.23	24.31	283.6	191.3	7.91	7.60	7.91	7.08	217.7	81.6	0.4			
21:00	175.0	32.62	24.17	283.8	191.4	7.90	7.60	7.91	7.10	216.0	86.1	0.2			
22:00	175.0	33.10	24.11	283.8	191.4	7.91	7.60	7.91	7.10	215.4	86.8	0.7			
23:00	175.0	32.89	24.05	283.8	191.4	7.91	7.60	7.91	7.12	218.7	81.0	0.4			
Average	175.0	33.73	24.19	283.8	191.2	7.89	7.59	7.90	6.90	220.2	79.1	0.6			
Total	4200.0	805.61	580.63	6810.6	4589.2	189.30	182.16	186.65	167.00	5293.7	1807.4	13.7			
Maximum	175.0	37.37	25.69	283.9	191.8	7.91	7.60	7.93	7.12	230.5	87.3	2.1			
Minimum	174.9	30.77	22.83	283.6	190.6	7.81	7.53	7.84	6.86	214.0	62.1	-0.1			

Annexe 04 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel »

SKKIDA REFINERY REHABILITATION AND ADAPTATION PROJECT												
PERFORMANCE TEST LOG SHEET FOR CDU-I (UNIT 10)												
DOCUMENT NO.		6648-0010-6-PS-P1-0001-0										
Commencement Date		4/22/2024										
Commencement Time		12:00 AM										
PERIOD												
		RECORDED DATE				SEUL		SONATRA/RAH				
		CHECKED BY		APPROVED BY		CHECKED BY		APPROVED BY				
		4/22/2024										
Format edited: 12 Dec. 2012												
C43 NAPHTHA SPLITTER												
TIME	FLOW						TEMP					
	10FC2352 PV NAPHTHA-B-C TO C43 m3/hr	10FC2361 PV NAPHTHA-B-C TO C41 m3/hr	10FC2367 PV E-75A/B HOT OIL RETURN TO C43 m3/hr	10T2308 PV C43 TOP DegC	10T2307 PV TRAY 8 DegC	10T2306 PV C43 BOTTOM DegC	10T2365 PV C43 REBOILER (E-75A) RETUR DegC	10T2366 PV C43 REBOILER (E-75B) RETUR DegC	10T2311 PV TRAY 6,67 DegC	10T114 PV NAPHTHA TO BL DegC	10T2304 PV HOT OIL SUPPLY TO E-75A/B DegC	10T2303 PV HOT OIL RETURN FROM E-75A/B DegC
0:00	168.3	220.5	464	61.6	115.6	128.1	129.9	130.0	35.91	15.42	224.6	148.0
1:00	179.3	219.8	462	62.7	114.7	128.3	129.7	129.8	35.50	15.44	223.2	148.0
2:00	170.3	220.1	462	62.7	114.0	127.8	129.2	129.3	35.11	15.50	223.0	147.5
3:00	165.9	219.9	462	62.9	114.0	128.0	129.5	129.6	35.05	15.47	224.5	147.9
4:00	170.7	219.8	462	62.8	113.9	127.8	129.2	129.3	35.05	15.57	223.9	147.6
5:00	183.8	220.5	464	63.5	115.0	128.4	130.0	130.0	35.30	15.19	223.7	148.1
6:00	189.4	220.3	464	62.2	114.6	127.8	129.1	129.2	35.94	14.84	224.1	147.6
7:00	190.5	220.3	463	61.3	114.9	127.7	129.2	129.3	35.76	15.64	224.5	147.7
8:00	176.6	220.0	462	63.0	115.7	129.1	130.7	130.8	35.59	16.23	223.8	148.7
9:00	180.8	219.9	460	63.3	115.2	128.8	130.4	130.4	36.30	19.99	224.3	148.4
10:00	190.5	219.9	460	64.4	116.0	129.1	130.6	130.7	37.36	24.81	224.4	148.6
11:00	179.1	219.9	460	64.8	115.7	128.9	130.4	130.9	37.95	24.84	223.9	148.3
12:00	175.1	220.0	461	64.6	115.8	129.0	130.5	130.6	37.80	27.25	224.3	148.4
13:00	186.9	219.7	458	63.2	115.5	128.6	129.9	130.0	38.54	29.95	224.5	148.0
14:00	191.8	220.0	459	62.5	116.5	129.9	130.5	130.6	38.70	29.88	224.8	148.4
15:00	194.3	220.0	459	64.4	117.1	129.7	131.4	131.4	38.45	27.10	224.2	149.0
16:00	184.5	219.9	461	65.4	116.8	129.6	131.2	131.3	38.36	25.43	224.1	148.9
17:00	185.0	219.8	461	64.5	115.7	128.7	130.1	130.2	37.87	24.23	223.6	148.1
18:00	178.3	219.5	462	63.0	114.9	127.6	129.2	129.3	37.02	19.79	223.2	147.3
19:00	167.7	220.0	462	64.2	114.9	128.4	130.0	130.0	36.37	18.38	222.8	147.9
20:00	170.6	220.3	463	63.8	114.2	127.6	129.1	129.2	36.26	17.59	222.7	147.2
21:00	169.0	219.7	464	64.2	114.3	127.9	129.5	129.5	36.01	17.10	224.0	147.6
22:00	168.9	220.4	464	64.3	114.3	127.9	129.4	129.5	35.73	17.05	223.6	147.5
23:00	174.7	219.9	465	64.0	114.1	127.8	129.2	129.2	35.87	16.80	223.7	147.4
Average	178.4	220.0	462	63.5	115.1	128.4	129.9	130.0	36.95	19.98	223.9	148.0
Total	4282.0	5279.6	11086	1624.1	2763.3	3081.7	3117.9	3119.8	877.19	479.49	6373.3	3552.3
Maximum	190.5	220.5	466	65.4	117.1	129.7	131.4	131.4	38.70	29.95	224.8	149.0
Minimum	165.9	219.5	458	61.3	113.9	127.6	129.1	129.2	35.05	14.84	222.7	147.2
C43 NAPHTHA SPLITTER												
TIME	PRESS				FLOW				TEMP			
	10FC2310 PV C43 TOP kg/cm2	10FC2372 PV V.67 kg/cm2	10P2307 PV C43 BOTTOM VAPOR AREA kg/cm2	10P2361 PV NAPHTHA TO BL kg/cm2	10FC236 PV REFLUX m3/hr	10FC2199 PV C43 CUT TO BL m3/hr	10FC2156 PV NAPHTHA-C TO E-9 m3/hr	10P83 PV OFF GAS TO BLOW DOWN Nm3/hr	10FC2158 PV E-87 HOT OIL RETURN TO HEA m3/hr	10T113 PV C43 TOP DegC	10T2166 PV TRAY-11 DegC	10T115 PV C43 BOTTOM DegC
0:00	1.101	0.914	1.310	3.16	20.3	26.60	167.3	0.3	469.8	91.8		117.1
1:00	1.015	0.924	1.224	3.16	20.5	22.13	162.5	0.3	472.1	90.4		117.2
2:00	0.974	0.900	1.182	3.17	20.6	21.15	163.4	0.3	471.5	90.4		116.6
3:00	0.965	0.192	1.173	3.16	20.6	20.43	162.8	0.3	472.2	90.3		116.5
4:00	0.975	0.202	1.183	3.16	20.6	21.00	164.6	0.3	471.6	90.7		116.3
5:00	1.025	0.235	1.233	3.16	20.5	22.46	168.2	0.3	470.6	91.2		117.1
6:00	1.102	0.312	1.311	3.14	20.4	25.56	168.3	0.3	470.9	92.0		116.5
7:00	1.115	0.332	1.324	3.13	20.3	26.79	168.4	0.3	470.8	92.3		116.6
8:00	1.047	0.265	1.255	3.18	20.4	22.75	168.6	0.3	472.3	90.7		117.5
9:00	1.069	0.295	1.278	3.16	20.4	22.69	163.6	0.4	472.2	91.0		117.1
10:00	1.096	0.313	1.304	3.17	20.2	23.78	163.2	0.3	471.4	91.1		117.4
11:00	1.080	0.304	1.287	3.17	20.2	22.89	159.2	0.4	472.1	91.1		117.3
12:00	1.098	0.331	1.305	3.16	20.3	23.32	157.8	0.3	474.0	91.7		117.2
13:00	1.176	0.425	1.384	3.12	20.5	25.59	162.4	0.3	472.9	92.3		116.7
14:00	1.220	0.477	1.437	3.14	20.4	28.11	159.6	0.3	471.8	92.9		117.0
15:00	1.174	0.402	1.380	3.18	20.5	25.50	164.5	0.3	471.2	92.1		117.8
16:00	1.136	0.357	1.342	3.18	20.6	24.24	162.4	0.3	473.0	92.2		117.8
17:00	1.107	0.332	1.314	3.16	20.3	24.62	167.9	0.3	473.0	92.3		117.4
18:00	1.065	0.298	1.273	3.15	20.2	24.66	158.8	0.3	472.1	92.1		116.6
19:00	0.970	0.199	1.178	3.17	20.4	20.11	162.5	0.3	473.6	90.2		117.2
20:00	0.955	0.182	1.162	3.16	20.5	20.61	157.2	0.3	473.5	90.5		116.6
21:00	0.944	0.160	1.151	3.17	20.6	19.97	153.2	0.3	473.0	90.3		116.8
22:00	0.937	0.154	1.144	3.18	20.6	19.98	154.1	0.3	474.5	90.5		116.7
23:00	0.955	0.174	1.163	3.16	20.6	20.53	160.7	0.3	474.1	90.6		116.6
Average	1.055	0.279	1.262	3.10	20.4	23.14	160.9	0.3	472.3	91.3		117.0
Total	25.309	6.690	30.290	75.85	490.7	555.32	3851.1	7.8	11334.8	2169.9		2607.7
Maximum	1.230	0.477	1.437	3.18	20.6	28.11	168.4	0.4	474.5	92.9		117.8
Minimum	0.937	0.154	1.144	3.12	20.2	19.97	152.5	0.3	469.8	90.2		116.3

Annexe 04 : Résumé des flux de l'unité de distillation atmosphérique (U10) « cas actuel »

SKKIDA REFINERY REHABILITATION AND ADAPTATION PROJECT														
PERFORMANCE TEST LOG SHEET FOR CDU-I (UNIT 10)														
DOCUMENT NO		6648-0210-5-PS-PT-0201-0										4/22/2024		12:00 AM
Commencement Date												SUNTRACH		
Commencement Time												RECORDED DATE		
PERIOD												CHECKED BY		APPROVED BY
Format edited: 12 Dec. 2012														
TIME	C-4 CRUT SPLITTER								C-61 NAPHTHA SPLITTER-4					
	TEMP								FLOW					
	10TC2180	10TC2189	10TC2191	10TC2163	10TC2167	10PC2155	10PC22	10P2194	10P2191	10FC2451	10FC57	10FC56		
PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV			
C-4 REBOILER (E-87) RETURN	C-4 REBOILER (E-87) RETURN	CRUT TO BIL	HOT OIL SUPPLY TO E-87	HOT OIL RETURN FROM E-87	C-6 TOP	C-6 TOP	C-6 BOTTOM VAPOR AREA	CRUT TO BIL	REFLUX	NAPHTHA-B TO BIL	NAPHTHA-C TO E-9			
DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	kg/cm2	kg/cm2	kg/cm2	kg/cm2	m3/hr	m3/hr	m3/hr			
0:00	134.0	24.4	21.07	229.0	181.3	0.633	0.550	1.274	1.82	-2	181.8	12.04		
1:00	134.0	24.5	20.92	230.0	179.3	0.575	0.550	1.214	1.68	-2	190.4	11.97		
2:00	134.0	24.1	20.25	230.0	179.4	0.562	0.550	1.201	1.68	-2	187.1	11.15		
3:00	134.0	23.4	20.05	230.5	179.0	0.553	0.550	1.190	1.65	-2	183.2	9.93		
4:00	134.0	23.1	19.98	229.9	179.4	0.559	0.550	1.198	1.66	-2	184.0	10.07		
5:00	134.0	23.2	20.04	228.8	179.5	0.577	0.550	1.217	1.71	-2	184.0	10.10		
6:00	134.0	22.9	20.46	228.9	180.7	0.618	0.550	1.258	1.84	-2	192.2	11.15		
7:00	134.0	25.1	20.97	228.4	181.3	0.630	0.550	1.274	1.89	-2	191.8	11.93		
8:00	134.0	25.6	20.86	228.4	179.1	0.581	0.550	1.219	1.74	-2	186.2	11.87		
9:00	134.0	25.9	21.17	230.2	179.1	0.579	0.550	1.217	1.75	-2	183.1	12.00		
10:00	134.0	27.9	21.91	230.0	179.1	0.591	0.550	1.230	1.80	-2	182.6	12.08		
11:00	134.0	29.2	22.22	230.6	179.0	0.584	0.550	1.223	1.73	-2	183.5	11.89		
12:00	134.0	30.5	22.82	231.6	179.1	0.591	0.550	1.230	1.76	-2	182.9	11.94		
13:00	134.0	31.4	23.49	232.1	179.9	0.621	0.550	1.262	1.87	-2	181.1	12.06		
14:00	134.0	32.9	24.44	231.9	180.9	0.656	0.550	1.295	2.02	-2	180.2	12.25		
15:00	134.0	32.8	24.00	231.0	179.3	0.620	0.550	1.259	1.90	-2	182.1	11.89		
16:00	134.0	31.4	23.43	230.4	178.8	0.602	0.550	1.241	1.84	-2	183.7	11.94		
17:00	134.0	30.6	22.90	230.5	179.0	0.605	0.550	1.244	1.84	-2	184.7	11.92		
18:00	134.0	29.7	22.42	231.1	180.4	0.607	0.550	1.246	1.81	-2	185.7	12.01		
19:00	134.0	28.1	21.47	231.1	178.6	0.552	0.550	1.188	1.64	-2	188.2	11.38		
20:00	134.0	26.1	21.03	230.5	179.2	0.550	0.550	1.193	1.71	-2	187.4	9.99		
21:00	134.0	25.7	20.87	230.1	178.9	0.548	0.550	1.186	1.78	-2	183.8	9.81		
22:00	134.0	25.6	20.77	230.3	179.0	0.548	0.550	1.186	1.73	-2	184.7	10.09		
23:00	134.0	26.9	20.71	230.2	179.1	0.544	0.550	1.182	1.72	-2	184.6	10.43		
Average	134.0	27.1	21.58	230.3	179.1	0.588	0.550	1.228	1.77	-2	184.2	11.31		
Total	3218.2	691.4	917.87	8517.8	4308.7	14.101	13.200	28.438	42.57	-46	4620.4	271.42		
Maximum	134.0	32.9	24.44	232.1	181.3	0.656	0.550	1.295	2.02	-2	190.4	12.28		
Minimum	134.0	23.1	19.98	228.8	178.6	0.548	0.550	1.186	1.64	-2	180.2	9.81		
TIME	C-61 NAPHTHA SPLITTER-4													
	TEMP													
	10T2454	10T2456	10TC2452	10T2461	10T2455	10T2451	10T2454	10T2463	10T2462	10T2464	10T2457	10T2459		
PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV	PV			
NAPHTHA-C TO STORAGE	C-61 TOP	TRAY-3	TRAY-16	C-61 BOTTOM	C-61 REBOILER (E-73A) RETUR	C-61 REBOILER (E-73A) RETUR	C-61 REBOILER (E-73B) RETUR	C-61 REBOILER (E-73C) RETUR	C-61 REBOILER (E-73D) RETUR	C-61 REBOILER (E-73D) RETUR	V-63			
m3/hr	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC	DegC			
0:00	152.1	128.8	198.7	190.1	201.7	202.3	203.4	203.4	203.3	203.3	92.0			
1:00	147.3	128.8	190.7	190.1	201.1	201.6	202.6	202.6	202.5	202.5	90.9			
2:00	138.5	128.2	199.2	191.1	200.8	201.4	202.0	201.9	201.9	201.9	90.0			
3:00	137.1	126.3	199.7	189.7	200.1	200.7	201.3	201.2	201.2	201.2	89.1			
4:00	138.8	126.6	198.8	189.9	200.3	200.9	201.5	201.4	201.5	201.5	88.9			
5:00	152.0	126.9	198.8	190.2	200.8	201.4	202.0	202.0	202.0	202.0	89.4			
6:00	152.7	126.7	198.7	190.2	201.0	201.8	202.0	202.5	202.5	202.5	89.0			
7:00	152.8	126.5	198.7	190.1	201.6	202.3	203.1	203.0	203.0	203.0	89.1			
8:00	143.7	127.9	198.6	190.4	201.4	202.0	202.8	202.8	202.8	202.8	89.7			
9:00	148.4	127.4	198.9	190.7	201.4	201.9	202.7	202.6	202.6	202.6	90.5			
10:00	148.2	126.9	198.7	190.2	201.2	201.9	202.7	202.7	202.6	202.6	90.3			
11:00	144.1	127.5	198.8	190.4	201.4	202.0	202.9	202.8	202.8	202.8	90.6			
12:00	143.1	126.9	198.7	190.1	201.3	202.0	202.9	202.8	202.8	202.8	90.8			
13:00	147.2	126.1	198.9	189.9	201.5	202.3	203.2	203.1	203.1	203.1	90.9			
14:00	144.5	126.1	198.6	189.1	201.7	202.4	203.6	203.5	203.5	203.5	90.4			
15:00	149.2	127.5	198.7	189.5	201.9	202.9	203.5	203.4	203.4	203.4	91.3			
16:00	147.5	128.3	198.8	190.2	201.5	202.9	203.6	203.4	203.4	203.4	92.0			
17:00	152.3	127.9	198.7	190.5	201.4	202.1	203.4	203.3	203.3	203.3	91.4			
18:00	143.7	127.5	198.4	190.5	201.1	201.8	203.0	202.9	202.9	202.9	89.9			
19:00	137.8	129.3	198.2	190.6	200.6	201.4	202.3	202.2	202.2	202.2	90.4			
20:00	141.1	128.6	199.1	190.9	200.5	201.3	202.0	201.9	201.9	201.9	90.1			
21:00	137.6	127.5	198.9	190.0	200.0	200.8	201.4	201.3	201.3	201.3	90.4			
22:00	136.4	127.7	198.6	189.7	200.1	200.9	201.5	201.5	201.5	201.5	90.2			
23:00	144.5	128.0	198.8	190.0	200.2	201.0	201.7	201.6	201.6	201.6	90.4			
Average	143.1	127.2	198.7	190.2	201.0	201.7	202.4	202.3	202.3	202.3	90.3			
Total	3452.8	3053.8	4789.3	4654	4824.1	4846.9	4861.1	4869.3	4869.3	4869.3	2187.8			
Maximum	152.8	129.3	199.2	191.1	201.7	202.4	203.6	203.5	203.5	203.5	92.0			
Minimum	137.1	126.1	198.2	189.1	200.0	200.7	201.3	201.2	201.2	201.2	88.9			